CHALMERS
UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

Framtidens avloppsvattenrening

En jämförande fallstudie av reningstekniker inför utbyggnation av Sjölunda avloppsreningsverk

Kandidatarbete inom civilingenjörsprogrammet Väg- och vattenbyggnad

AGNES DANIELSSON, LOUISE HAGMAN, JOHAN HJÄLMÉN
PONTUS LILLIEHORN, LOUISE PETERSSON

Institutionen för bygg- och miljöteknik
Avdelningen för Vatten Miljö Teknik
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA
Göteborg, Sverige 2017
Kandidatarbete VT 2017

KANDIDATARBETE VT 2017

Framtidens avloppsvattenrening

En jämförande fallstudie av reningstekniker inför utbyggnation av Sjölunda avloppsreningsverk

Kandidatarbete inom civilingenjörsprogrammet Väg- och vattenbyggnad

AGNES DANIELSSON, LOUISE HAGMAN, JOHAN HJÄLMÉN
PONTUS LILLIEHORN, LOUISE PETERSSON

Institutionen för bygg- och miljöteknik
Avdelningen för Vatten Miljö Teknik
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Göteborg, Sverige 2017

Framtidens avloppsvattenrening
En jämförande fallstudie av reningstekniker inför utbyggnation av Sjölunda avloppsreningsverk
AGNES DANIELSSON, LOUISE HAGMAN, JOHAN HJÄLMÉN
PONTUS LILLIEHORN, LOUISE PETERSSON

© AGNES DANIELSSON, LOUISE HAGMAN, JOHAN HJÄLMÉN , PONTUS LILLIEHORN, LOUISE PETERSSON, 2017

Kandidatarbete VT 2017
ISSN 1654-4676
Institutionen för bygg- och miljöteknik
Avdelningen för Vatten Miljö Teknik
Chalmers tekniska högskola
SE-412 96 Göteborg
Sverige
Telefon: +46 (0)31-772 1000

Omslag:
Sjölunda avloppsreningsverk i Malmö i sin nuvarande utformning. Av VA Syd (CC BY 3.0)

Chalmers Reproservice
Göteborg, Sverige 2017

SAMMANFATTNING

Inom en snart framtid kommer Källby avloppsreningsverk (ARV) i Lund inte längre ha tillräcklig kapacitet att rena inkommande avloppsvatten. Ett sätt att lösa problemet, som beror på ökad belastning och skärpta reningskrav, är att leda Lunds avloppsvatten till Sjölunda ARV i Malmö, som då behöver byggas ut. Denna studie syftar till att jämföra tre moderna reningstekniker placerade i varsin processlösning inför en eventuell utbyggnation av Sjölunda ARV. Processlösningarna har dimensionerats för förväntat flöde, föroreningsbeslastning och utsläppskrav för år 2060 och sedan jämförts med avseende på kriterierna platsåtgång, energiåtgång, kemikalieåtgång och biogasproduktion. Dimensioneringen genomfördes med hjälp av befintliga vägledningar, tidigare studier, utifrån andra avloppsreningsverk och genom att rådfråga experter. De tre reningsteknikerna är Membranbioreaktor (MBR), Moving Bed Bio Reactor (MBBR) och Aerobt Granulärt Slam (AGS). Alla dessa är biologiska reningstekniker, som tillsammans med erfoderliga för- och efterbehandlingsteg avser ersätta den konventionella aktivslamprocessen.

MBR är en teknik som liknar konventionell aktivslamprocess. Den stora skillnaden är att ingen eftersedimentering behövs, utan slammet som bildas i aktivslambassängen avskiljs i ett mycket finporigt membran. En hög slamkoncentration kan upprätthållas i aktivslambassängen vilket, tillsammans med att ingen eftersedimentering behövs, gör processlösningen kompakt. Dock krävs mycket energi och kemikalier för att rena membranen. MBR-teknikens processlösning utformades som en förbehandling med trumfilter, en aktivslambassäng och ett membran.

MBBR-tekniken bygger på att nedbrytande bakterier växer inuti rörliga bärare, istället för suspenderat i vattnet som vid konventionellt aktivt slam. På så sätt bildas en skyddad miljö för bakterierna inuti bärarna. Ingen slamretur behövs, eftersom bärarna hålls kvar i processen med hjälp av silar. Detta är en av orsakerna till att även MBBR-tekniken är kompakt. MBBR-teknikens processlösning utformades som förbehandling med trumfilter, biobassäng med bärare och efterpolering med skivfilter.

AGS-tekniken bygger på att granuler bildas, alltså aggregat av bakterier. I granulerna finns en syregradient, som möjliggör en simultan process för rening av organiskt material och näringsämnen. Granulerna har goda sedimenteringsegenskaper och sedimenteringen kan ske direkt i det biologiska reningssteget. AGS-teknikens processlösning utformades som biosteg med en så kallad Sequencing Batch Reactor och efterpolering med skivfilter.

Studien visade att platsåtgången var lägst för MBBR-processen och högst för AGS-processen. Energibehovet för MBR var betydligt högre än för de andra processerna och lägst för AGS. Kemikalieåtgången för AGS var avsevärt lägre än för MBR och MBBR-processerna. Även biogasproduktionen var lägst för AGS och ungefär likvärdig för MBR och MBBR. Slutsatsen är att reningsteknikerna i sitt processutförande är olika fördelaktiga beroende på vilket kriterium som studeras. Ett framtida val beror alltså på vilka kriterier som prioriteras vid en eventuell utbyggnation av Sjölunda ARV.

Nyckelord: MBR, MBBR, AGS, avloppsvatten, mikrosilning, trumfilter, skivfilter

The future of wastewater treatment
A comparative case study of potential wastewater treatment technologies for the development of Sjölunda wastewater treatment plant
Bachelor's thesis in Civil Engineering
AGNES DANIELSSON, LOUISE HAGMAN, JOHAN HJÄLMÉN
PONTUS LILLIEHORN, LOUISE PETERSSON
Department of Civil and Environmental Engineering
Division of Water Environment Technology
Chalmers University of Technology

ABSTRACT

In the near future Källby wastewater treatment plant (WWTP) in Lund will not have enough capacity to treat the incoming wastewater. One way of solving the problem, due to increased flow and more stringent effluent demands, can be to direct Lund's wastewater to Sjölunda WWTP in Malmö instead. This means that Sjölunda WWTP would have to expand. The report aims to compare three relatively new techniques, each placed in full scale process solutions for a possible expansion. The process solutions have been designed for the expected flow, contamination load and effluent demands in 2060 and are compared based on four criteria. These are; area, energy consumption, chemical consumption and biogas production. The designs were carried out by means of wastewater treatment design guidelines, reports, existing plants and the help of experts. The three compared techniques are Membrane bioreactors (MBR), Moving Bed Bio Reactor (MBBR) and Aerobic Granular Sludge (AGS). All these are meant for biological treatment, and together with pre- and post-treatment they intend to substitute for a Conventional Activated Sludge (CAS) process.

MBR is a technique similar to CAS. The difference is that no post-sedimentation is needed, since produced sludge is being separated in fine membranes. High sludge concentrations can be maintained, and since no post-sedimentation is needed, the technique is compact. However, much energy and chemicals are needed to clean the membranes. The process solution was designed with a drum filter for pre-treatment, an activated sludge basin for biological treatment and finally a membrane.

MBBR is a technique where bacteria grow protected inside biofilm carriers instead of being suspended in the water, as in CAS. No return sludge is needed, since the carriers are retained in the basin by sieves. This results in a compact technique for MBBR as well. The process solution was designed with a drum filter for pre-treatment, a basin for biological treatment, and finally a post-treatment stage with a disc filter.

AGS is a technique based on growing so called granules, aggregated bacteria. A difference, compared to MBR and MBBR, is that the biological treatment in AGS is performed in one single basin. This is possible due to an oxygen gradient in the granules. Therefore no dedicated aerobic and non-aerobic zone is needed, since the biological treatment processes can occur simultaneously inside the granule. In addition, the granules have good sedimentation qualities and sedimentation can therefore occur in the same basin. The process solution was designed with a Sequencing Batch Reactor and a post-treatment stage with a disc filter.

The results from the study show that MBBR requires the least space, while AGS requires the most. As for energy comsumption, the MBR showed significantly higher numbers compared to the other two techniques. AGS showed the lowest numbers. The chemical comsumption for AGS was considerably lower than for MBR and MBBR, and was highest for MBR. The biogas production was notably lower in AGS, and close to equal for MBR and MBBR. The conclusion is that the techniques, in their process solutions, vary in favourability for implementation depending on which criterium is being considered. The choice of technique for the possible development of Sjölunda WWTP thus depends on which criteria that are prioritized.

Keywords: MBR, MBBR, AGS, wastewater, microsieve, drum filter, disc filter

INNEHÅLL

Sammanfattning **i**

Abstract **iii**

Innehåll **v**

Förord **vii**

Förkortningar **ix**

1 Inledning **1**
1.1 Bakgrund 1
1.2 Problembeskrivning 2
1.3 Syfte 3
1.4 Avgränsningar 3
1.5 Läshänvisningar 4

2 Litteraturstudie **5**
2.1 Avloppsvattenreningens grunder 5
2.1.1 Begrepp inom avloppsvattenrening 5
2.2 Konventionell aktivslamanläggning (CAS) 6
2.2.1 Mekanisk rening 7
2.2.2 Biologisk rening 8
2.2.3 Kemisk rening 10
2.3 Moderna tekniker 11
2.3.1 Mikrosilning 11
2.3.2 Membranbioreaktorteknik (MBR) 12
2.3.3 Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR) 16
2.3.4 Aerobt granulärt slam (AGS) 17

3 Processval för Sjölundas utbyggnadsalternativ **20**
3.1 Dimensionerande värden 21
3.2 Val av förbehandlingsteknik 21
3.3 Val av MBR-teknik 23
3.4 Val av MBBR-teknik 27
3.4.1 Efterpolering MBBR 27
3.5 Val av AGS-teknik 29
3.5.1 Efterpolering AGS 29

4 Metod **31**
4.1 Beräkningsförutsättningar för MBR och MBBR . . . 31
4.2 Beräkning av platsåtgång . . . 32
4.2.1 Platsåtgång förbehandling . . . 32
4.2.2 Platsåtgång MBR . . . 33
4.2.3 Platsåtgång MBBR . . . 34
4.2.4 Platsåtgång AGS . . . 35
4.3 Beräkning av energiåtgång . . . 37
4.3.1 Energiåtgång förbehandling . . . 37
4.3.2 Energiåtgång MBR . . . 37
4.3.3 Energiåtgång MBBR . . . 39
4.3.4 Energiåtgång AGS . . . 40
4.4 Beräkning av kemikalieåtgång . . . 42
4.4.1 Kemikalieåtgång förbehandling . . . 42
4.4.2 Kemikalieåtgång MBR . . . 42
4.4.3 Kemikalieåtgång MBBR . . . 44
4.4.4 Kemikalieåtgång AGS . . . 44
4.5 Beräkning av biogasproduktion . . . 45
4.5.1 Slamproduktion förbehandling . . . 45
4.5.2 Slamproduktion MBR . . . 45
4.5.3 Slamproduktion MBBR . . . 45
4.5.4 Slamproduktion AGS . . . 46
4.5.5 Från slam till biogas . . . 46

5 Resultat **47**

6 Diskussion **50**

7 Slutsats **56**

Referenser **57**

A Beräkningar **62**

FÖRORD

Under arbetet med denna studie har vi lärt oss otroligt mycket om avloppsvattenrening. Vi vill ta tillfället i akt att tacka dem som har hjälpt oss under resans gång. Ni har varit oumbärliga både för studiens resultat och för vår egen inlärningsprocess.

Andreas Janot, Erftverband/Nordkanal avloppsreningsverk, Tyskland
Carl Dahlberg, SWECO Jönköping
Christian Rosén, AnoxKaldnes
Halvard Ødegaard, Norwegian University of Science and Technology
Janne Väänänen, Veolia Water Technologies AB/ Hydrotech
Niclas Åstrand, SWECO Stockholm
Nico Siegenthaler, GE Power Schweiz
Ralf Marialke, GE Power Tyskland

Tack för er hjälp och ert tålamod!

Särskilt tack till våra handledare Frank Persson, forskarassistent vid Chalmers Tekniska Högskola och David Gustavsson, processingenjör VA Syd och postdok, för den vägledning ni har gett oss. Vi vill också tacka Sweden Water Research för att ni gav oss möjligheten att skriva detta kandidatarbete.

Göteborg i maj 2017
Sjölundakandidatgruppen

FÖRKORTNINGAR

AGS	Aerobt Granulärt Slam
ARV	Avloppsreningsverk
CAS	Conventional Activated Sludge, konventionellt aktivt slam
EDN	Efterdenitrifikation
FDN	Fördenitrifikation
HF	Hollow Fiber
MBR	Membrane Bioreactor Technology, membranreaktorteknik
MBBR	Moving Bed Biofilm Reactors
PE	Personekvivalenter
RAS	Returned Activated Sludged
SBR	Sequencing Batch Reactor
SWR	Sweden Water Research
SS	Suspenderad Substans
SSP	Specifik slamproduktion
TMP	Trans Membrane Pressure
VS	Volatile Solids
WAS	Waste Activated Sludge

Kemi	
NH_4^+	ammonium
NO_3^-	nitrat
N	kväve
P	fosfor
$FeCl_3$	järn(III)klorid
PO_4^{3-}	fosfat
$FePO_4$	järn(III)fosfat

Variabler		Index	
Q	Flöde	infl	Infuent till ARV
V	Volym	effl	Effluent från ARV
A	Area	bioinfl	Infuent till biosteg
h	Bassängdjup	FDNinfl	Influent till fördenitrifikation
J	Flux	NFinfl	Influent till nitrifikation
E	Energi	EDNinfl	Influent till efterdenitrifkation
P	Fosfor	bio	Biosteg
N	Kväve	dim	Dimensionerande värde
BOD	Biochemical Oxygen Demand	NF	Nitrifikation
O	Syre	FDN	Fördenitrifikation
SP	Slamproduktion	EDN	Efterdenitrifikation
SSP	Specifik slamproduktion		
SS	Suspenderad substans		
C	Koncentration		
AOR	Actual Oxygen Requirement		
DO	Dissolved Oxygen		
OTR	Oxygen Transfer Rate		
SOR	Standard Oxygen Requirement		

1 Inledning

Framtidens avloppsreningsverk (ARV) står inför flera utmaningar som en konsekvens av samhällets förändringar. Expanderande städer, skarpare miljölagstiftning och förändrade krav på slamhantering driver utvecklingen framåt av nya, mer effektiva avloppsreningstekniker. De nya teknikerna har gett upphov till ett omfattande forskningsfält, men ställs sällan mot varandra i en direkt jämförelse. I ljuset av detta är det intressant att jämföra och utvärdera moderna tekniker, för att se hur väl de kan möta framtidens högt ställda krav. I denna studie jämförs tre potentiella, moderna avloppsreningstekniker med avseende på kriterierna platsåtgång, energiåtgång, kemikalieåtgång och biogasproduktion i en fallstudie på Sjölunda ARV i Malmö. Studiens resultat kan användas som beslutsunderlag för att välja reningsteknik vid en kommande utbyggnation av reningsverket och är ett bidrag till diskussionen om framtidens avloppsreningsverk i Sverige.

1.1 Bakgrund

Rapporten *Vattenvisionen: Forsknings- och innovationsagenda för vattensektorn* [1] definierar flera faktorer som kommer att påverka framtidens avloppsreningsverk. För det första ska de vara *platseffektiva*, då reningsverkens stora platsanspråk är ett ökande problem i takt med att städerna växer. De ligger också ofta nära vatten, vilket är attraktiva platser att fylla med annan bebyggelse.

För det andra kommer kraven på kvaliteten på utsläppsvattnet, effluenten, sannolikt att öka de närmsta decennierna. Befintliga reningskrav på kväve (N), fosfor (P) och organiskt material kommer att skärpas och reningskrav på läkemedel, mikroplaster och andra svårnedbrytbara ämnen kan tillkomma. Detta kräver utbyggnationer av befintliga reningsverk och ökar *energi- och kemikaliekonsumtionen* för att uppnå de skärpta kraven [2]. Det är därför önskvärt att utveckla reningstekniker som är så effektiva som möjligt med avseende på energi- och kemikaliekonsumtion.

För det tredje kan även förutsättningarna för *biogasproduktion* komma att förändras i framtidens avloppsreningsverk. Det överskottsslam som avskiljs vid avloppsvattenreningen kan idag rötas för att producera biogas, eller användas för gödning av åkermark, främst på grund av sin höga halt av fosfor. Det finns dock indikatorer på att det inte kommer vara hållbart att sprida överskottsslam på åkrar i framtiden, på grund av kommande skärpta krav på slamspridning [2]. Slammet innehåller metaller och andra ämnen som inte bör hamna i mark och livsmedel. Vidare skulle framtidens avloppsreningsverk kunna ses som produktions- och återvinningsanläggningar snarare än reningsanläggningar, där slam- och biogasproduktion kommer att spela en viktig roll [1]. Utvecklingen går mot så kallad energineutralitet, vilket innebär att reningsverket är självförsörjande på energin som kan utvinnas från den producerade biogasen.

Källby ARV i Lund står inför samtliga ovannämnda utmaningar. Reningsverket beräknas nå sin maximala reningskapacitet senast år 2025, vilket har väckt frågan om en eventuell utbyggnation. Samtidigt är dess lokalisering ifrågasatt, eftersom marken i området behövs för Lunds expansion. VA Syd, vattenförbundet i sydvästra Skåne, har därför utrett möjligheten att stänga Källby ARV och pumpa Lunds avloppsvatten till Sjölunda ARV i Malmö istället [2]. Detta skulle kräva en utbyggnation av Sjölunda, vilket i utredningen

jämfördes med alternativet att bygga ut Källby ARV.

I utredningen antogs att det biologiska reningssteget i utbyggnationen av Sjölunda ARV skulle utgöras av så kallad membranreaktorteknik (MBR, se avsnitt 2.3.2). Slutsatsen blev att VA Syd förordar att Källby ARV ska läggas ned och att Sjölunda ARV ska byggas ut för att kunna behandla även Lunds avloppsvatten i framtiden. I skrivande stund är inte det politiska beslutet fattat om detta kommer att ske. Projekteringen av en eventuell utbyggnation av Sjölunda ARV är därmed inte påbörjad.

Denna studie bygger vidare på VA Syds utredning. MBR-teknik jämförs här med MBBR (Moving Bed Biofilm Reactors) och AGS (Aerobt Granulärt Slam) för att utreda teknikernas lämplighet vid en utbyggnation av Sjölunda ARV. Teknikerna är aktuella både inom forskning och vid ombyggnationer av andra ARV i Sverige. För en utförlig teknisk beskrivning av dem, se kapitel 2. MBR finns ännu inte i Sverige, men förekommer i många andra länder världen över. Tekniken är dock på väg att implementeras på Henriksdals ARV i Stockholm [3]. MBBR är däremot en etablerad teknik både internationellt och i Sverige. År 2011 uppskattades det finnas ungefär 50 svenska ARV som använde sig av tekniken [4]. AGS är den nyaste tekniken av de tre och den första svenska processlösningen implementeras för närvarande på Österröds ARV i Strömstad [5].

Studien har bedrivits i samarbete med Sweden Water Research (SWR), ett forsknings- och utvecklingsbolag som ägs av Sydvatten, VA Syd och Nordvästra Skånes Vatten och Avlopp. SWR har definierat tekniker att undersöka och gett förslag på ur vilka aspekter teknikerna kan jämföras. De har även gett rådgivning i utformningen av processlösningar.

1.2 Problembeskrivning

Alla tre teknikerna som jämförs är utformade för det biologiska reningssteget, vilket huvudsakligen syftar till att avlägsna kväve, organiskt material och i vissa fall fosfor från avloppsvattnet. För att kunna göra en relevant och tillförlitlig jämförelse, ingår därför design av tre fullskaliga processlösningar i studien. Detta innefattar dimensionering av förbehandling, biologisk rening och eventuell efterpolering. Processlösningarna dimensioneras för förväntat flöde, föroreningsbeslastning och utsläppskrav år 2060. Den tänkta framtida utbyggnationen kommer att benämnas “utbyggnadsalternativet”.

1.3 Syfte

Syftet med denna studie är att jämföra tre avloppsreningstekniker för biologisk rening i varsin processlösning som skulle kunna införas på Sjölunda ARV i Malmö. Teknikerna undersöks med avseende på kriterierna platsåtgång, energiåtgång, kemikalieåtgång och biogasproduktion och dimensioneras för förväntat flöde, föroreningsbeslastning och utsläppskrav år 2060. Syftet är att ge Sjölunda ett underlag i deras planering av en eventuell utbyggnation. De tre reningsteknikerna som kommer att jämföras är:

- Membranbioreaktorer (MBR)
- Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR)
- Aerobt Granulärt Slam (AGS)

Studien avser även studera erfoderlig för- och efterbehandling till teknikerna i form av mikrosilning.

Studien kan sammanfattas i en tabell, se tabell 1.1. Syftet är att ta fram värden för samtliga kriterier för att sedan jämföra dem. Kriterierna definieras närmare under respektive avsnitt i kapitel 4. En ifylld tabell presenteras i kapitel 5, tabell 5.5, vilket utgör studiens resultat.

Tabell 1.1: Studiens reningstekniker och jämförelsekriterier

	MBR	**MBBR**	**AGS**
Platsåtgång [m^2]			
Energibehov [MWh/år]			
Kemikaliebehov [ton/år]			
Biogasproduktion [m^3/år]			

1.4 Avgränsningar

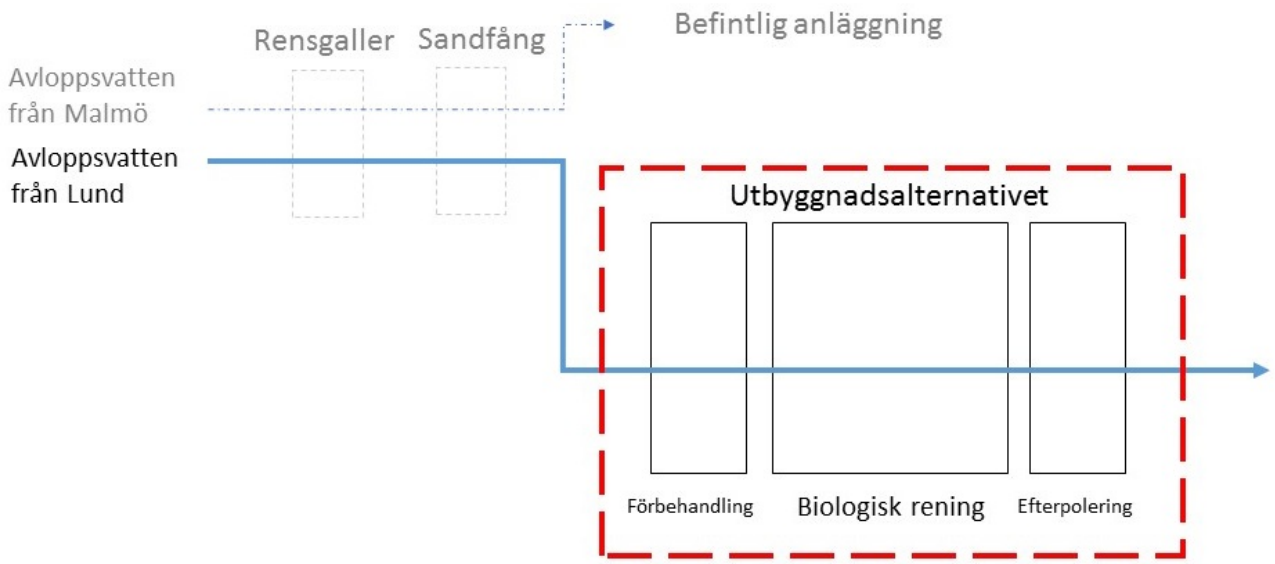
Studien syftar inte till att komma fram till vilken reningsteknik som skulle vara det mest lämpliga alternativet för Sjölunda, utan kommer enbart presentera ett underlag för ett sådant beslut.

Studien kommer endast behandla nybyggnation vid sidan av nuvarande ARV och inte ta hänsyn till nuvarande processteg som finns på Sjölunda. Detta på grund av att några delprocesser i det befintliga systemet på Sjölunda är relativt gamla och utdaterade och för att ge projektet tydliga gränser. Undantaget är befintliga rensgaller och sandfång, som kommer vara gemensamma för det nya och det gamla systemet. Projektet innefattar alltså en undersökning som sträcker sig från steget efter sandfånget, till utsläpp i recipient. Detta visas i figur 1.1.

Det inkommande vattnet antas vara enbart Lunds avloppsvatten år 2060 och ingen uppblandning sker med Malmös avloppsvatten.

Ingen hänsyn tas till flödesvariationer vid dimensioneringen, utan flöden utöver medelvärdet antas ledas till befintlig linje på Sjölunda ARV.

Slambehandling och rejektvatten kommer inte att behandlas. Ekonomiska aspekter kommer inte att utredas, såsom investeringskostnad, driftskostnad eller livslängd. Diverse krav på rening av läkemedel, mikroplaster eller andra svårnedbrytbara ämnen som kan komma inom en snar framtid kommer inte beaktas. Vid en sådan händelse får ytterligare processer byggas ut. De tre teknikerna kommer att betraktas som uteslutande från varandra och eventuella möjliga kombinationer av dem kommer inte att undersökas, detta för att underlätta analysen.



Figur 1.1: Schematisk figur över studiens fokus (inom röd streckad markering). Utbyggnadsalternativet, som behandlas i denna studie, ligger vid sidan av befintlig anläggning på Sjölunda ARV i Malmö och behandlar avloppsvatten från Lund. Förbehandlingen och efterpoleringen som visas i figuren är endast aktuella för vissa av de studerade reningsteknikerna.

1.5 Läshänvisningar

Kapitel 2 är en genomgång av litteraturen som syftar till att grundligt förklara de olika teknikerna. Kapitel 3 bygger vidare på kapitel 2 och presenterar vilka processlösningar som har valts att användas i jämförelsen. Tanken är att litteraturstudien ska hjälpa läsaren att förstå processvalen som görs i kapitel 3. I kapitel 4 visas vilka metoder som har använts i beräkningarna. I kapitel 5 presenteras studiens resultat. Här är kolumnerna i tabell 1.1 ifyllda med värden för respektive kriterium. Rapporten avslutas med diskussion och slutsats i kapitel 6 och 7.

2 Litteraturstudie

Kapitlet börjar med grundläggande begrepp och koncept inom avloppsvattenrening. Sedan följer en beskrivning av konventionell aktivslamprocess, för att ge läsaren en förståelse för hur avloppsvatten-vattenrening går till traditionellt sett. Sist presenteras moderna avloppsreningstekniker, vilka är de som jämförs i denna studie.

2.1 Avloppsvattenreningens grunder

I avloppsvatten finns näringsämnen i form och kväve och fosfor, samt organiskt material. Om detta släpps ut orenat i en recipient kan det få mycket negativa konsekvenser. När organiskt material bryts ner av bakterier och mikroorganismer förbrukas syre. Det kan leda till syrebrist i vattnet, vilket skapar problem för andra organismer att överleva. Höga halter av kväve och fosfor bidrar till en ökad växt- och algproduktion, vilket kan skapa övergödning. Detta kan i sin tur leda till syrebrist, eftersom syre går åt då organismer bryter ner växtsubstansen. Även partiklar i avloppsvattnet kan skada recipienten, till exempel genom att öka grumligheten eller skada fiskar. För att recipienten ska bibehålla sitt naturliga tillstånd, behöver alltså avloppsvatten renas innan det släpps ut [6].

2.1.1 Begrepp inom avloppsvattenrening

Inom avloppsvattenrening används många centrala förkortningar och begrepp som kan vara okända för en läsare utan erfarenhet inom avloppsreningstekniken. Här presenteras de som används frekvent i denna studie och som är viktiga för att förstå studiens genomförande.

SS: Suspenderad Substans. Partiklar som finns suspenderade i vattnet. Bestäms genom att ett prov filtreras, torkas och vägs varefter koncentrationen i avloppsvattnet kan bestämmas [7].

COD: Chemical Oxygen Demand, eller kemisk syreförbrukning. Enhet mg O_2/l. Består av de föroreningar i vattnet som kan oxideras med kemiskt oxidationsmedel. Detta innefattar både biologiskt nedbrytbara organiska ämnen (BOD, se nedan) och svårnedbrytbara ämnen. Medlets förbrukning indikerar mängden organiskt material. Denna mängd räknas om till en syreförbrukning. [6].

BOD: Biochemical Oxygen Demand, eller biokemisk syreförbrukning. Enhet mg O_2/l. Anger hur mycket av vatteninnehållet som består av biologiskt nedbrytbara organiska ämnen. Index (BOD_5 eller BOD_7) beskriver det antal dagar som mätningen av syreförbrukningen sker. För konvertering mellan 5 och 7 dagar används ekvation 2.1 för kommunalt avloppsvatten [6]:

$$BOD_7 = 1,15 \times BOD_5 \tag{2.1}$$

Aerob/oxisk: Miljö eller process där tillgång till både löst och bundet syre finns [8].

Anoxisk: Miljö eller process där inget löst syre är närvarande, men bundet syre finns, exempelvis i form av nitrat [8].

Anaerob: Miljö eller process fri från syre, både löst och bundet [9].

Kväve: Grundämne som förekommer naturligt i avloppsvatten. Kvävet förekommer i flera former, såsom organiskt bundet kväve, ammonium (NH_4^+), ammoniak, nitrit och nitrat (NO_3^-). Den största andelen kväve i inkommande avloppsvatten är ammonium, som finns i urin. De olika kvävemolekylerna omvandlas i avloppsreningsprocessen, vilket beskrivs mer nedan. Tot-N, totalkväve, är summan av kväve i formerna nitrit, nitrat, ammonium och organiskt bundet kväve [6].

Fosfor: Liksom kväve är fosfor ett grundämne som förekommer naturligt i avloppsvattnet, i former som organiskt bundet fosfor, polyfosfat och ortofosfat [6]. Avskiljs vanligen genom kemisk rening i Sverige, men biologisk fosforrening kan också användas, se avsnitt 2.2.3.

Nitrifikation: Biologisk process där autotrofa bakterier (nitrifikationsbakterier) oxiderar ammonium till nitrit och slutligen nitrat under aeroba förhållanden.

Denitrifikation: Biologisk process där heterotrofa bakterier (denitrifikationsbakterier) reducerar nitrat till kvävgas under anoxiska förhållanden.

Kemisk fällning: Kemisk process som huvudsakligen tillämpas för att rena vatten från fosfor, men som även påverkar det organiska materialet. Kemisk fällning innefattar både koagulering och flockning, vilka förklaras nedan.

Koagulering: Partiklarna i det inkommande avloppsvattnet är laddade. Genom att tillsätta fällningskemikalier kan dessa neutraliseras och fälls ut.

Flockning: Partiklar aggregeras till flockar för att sedan kunna avskiljas från vätskan.

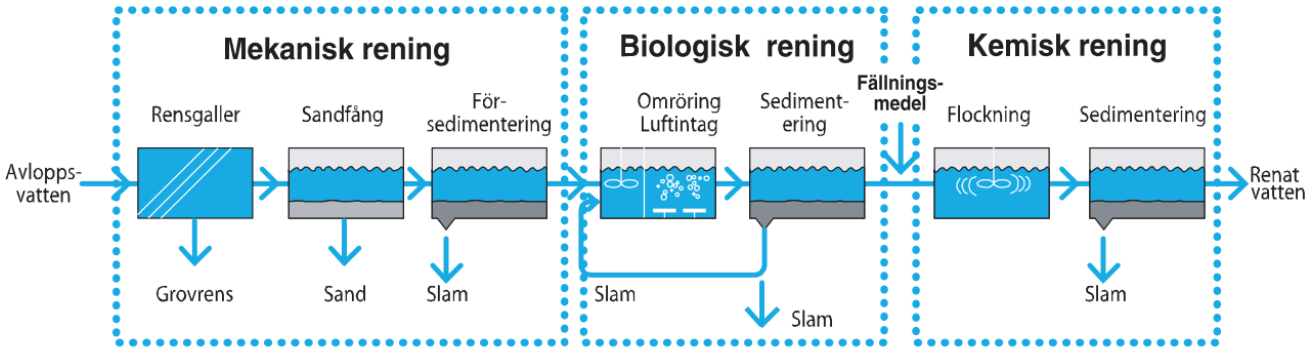
Primärslam: Slam som avskiljs i förbehandlingen och går till slambehandling.

Bioslam: Slam som avskiljs i den biologiska reningen och går till slambehandling.

Personekvivalenter (PE): Genomsnittlig mängd föroreningar i avloppsvatten som en person ger upphov till per dag.

2.2 Konventionell aktivslamanläggning (CAS)

De tekniker som jämförs i denna rapport är relativt nya, framför allt för den svenska marknaden. För att förstå vad som är "nytt" med dem, krävs först en förståelse för den typ av avloppsvattenrening som varit dominerande under 1900-talet - konventionellt aktivt slam (*Conventional Activated Sludge*, CAS). Detta avsnitt syftar till att ge läsaren denna förförståelse. Reningen i en CAS-anläggning delas ofta upp i mekanisk, biologisk och kemisk rening, se figur 2.1.



Figur 2.1: Exempel på hur ett ARV med aktivslamprocess kan vara utformat. Figur från [10], återgiven med tillstånd.

2.2.1 Mekanisk rening

Mekanisk rening av avloppsvatten syftar till att avlägsna stora partiklar och inkommande skräp för att minska slitage på efterföljande steg. Detta reningssteg innefattar vanligen galler, silar, sandfång samt försedimentering [8].

Med galler och silar tas större partiklar och objekt bort, som trasor och skräp. Olika typer av galler och silar finns såsom grovgaller, fingaller och sil. Grovgallret består av ett galler som lutar ca 60–70 grader mot horisontalplanet. Flödeshastigheten är ca 0,6 – 1 m/s genom gallret. Gallret rensas vanligtvis med en maskin där en skrapa med tänder förs upp och ned för att rensa mellan spalterna. Fingallret har en vidd på 1 – 6 mm, och en vanlig variant är steggaller. Här bildar stavar en trappliknande formation, och en del av stavarna rör sig i cirkelformationer, medan en del av stavarna är stationära. Det material som ska avskiljas förs kontinuerligt uppför trappan [8]. Silar, till exempel trumfilter förklaras utförligt i avsnitt 2.3.1 nedan.

I sandfånget avskiljs sand. Om sanden inte tas bort ger den slitage på utrustningen och den samlas också på bassängbottnar. Det sätts normalt in efter grovgallret. I sandfånget ska helst endast sanden sedimentera, alltså inte det organiska materialet. För att styra detta kan luft pumpas in för att ge bassängen omrörning. Således sedimenterar det mesta av sanden medan materialet med lägre densitet hålls kvar i vattnet. För att ta bort den ansamlade sanden efter den sjunkit till botten, kan en skrapa användas som för sanden till en ficka där en pump finns. En annan lösning är att låta en dränkt pump åka längs en skena genom sandfånget [8].

Försedimenteringen är till för att minska belastningen på efterföljande steg. Här avskiljs partiklar genom att de får sjunka till botten av bassängen. Utformningen av en sedimenteringsbassäng kan variera från rektangulär till cirkulär planform. Det slam som ansamlas i försedimenteringen, primärslammet, förs vidare till slambehandling [8]. Det kan sedan rötas för att producera biogas, eller användas för gödning av åkermark.

2.2.2 Biologisk rening

Efter försedimenteringen pumpas avloppsvattnet vidare till den biologiska reningen. I detta steg renas främst kväve och organiskt material från avloppsvattnet, men biologisk fosforrening kan också förekomma, vilket beskrivs mer nedan. I aktivslambassängen bryter biomassa ner och koncentrerar föroreningar i vattnet och bildar slam. Biomassan består av mikroorganismer, i huvudsak bakterier. Slammet adsoberar även mindre partiklar som svävar fritt i vattnet [10]. Detta sker i så kallade aktivslambassänger, som kan vara indelade i aeroba eller anoxiska zoner. Luftning av bassängerna kan både syfta till att tillföra syre till aeroba nedbrytningsprocesser och till att röra om i bassängerna. Även mekanisk omrörning förekommer, med hjälp av särskilda mixrar. Bakterierna behöver särskilda kvoter av BOD, P samt N för sin tillväxt. För att säkerställa detta behov, bör "förhållandet mellan BOD_7, kväve och fosfor vara 100:5:1" [8]. Dessa kvoter måste säkerställas innan det biologiska reningssteget, vilket konventionellt sker i försedimentationsbassänger, men kan också utföras med mikrosilning, se avsnitt 2.3.1.

I en aktivslamanläggning uppträder bakterierna i vattnet som slamflockar. På grund av bakteriernas flockande egenskaper, kan slammet separeras ifrån vattnet i eftersedimentering. För att processen i aktivslambassängen ska fortgå, krävs en hög koncentration av slam. Denna upprätthålles genom att en stor andel av slammet från eftersedimentationen returneras till aktivslambassängen, vilket kan benämnas RAS-recirkulation (*Returned Activated Sludge*) eller returslam. En mindre andel tas ur processen för vidare slambehandling. Detta kallas överskottslam och motsvarar mängden producerat slam [10].

Biologisk nedbrytning sker genom aeroba eller anoxiska processer i respektive zon. Organiskt material kan till exempel brytas ner aerobt genom följande reaktion

$$CH_3COOH + 2O_2 \rightleftharpoons 2CO_2 + 2H_2O + energi$$

men anaerob nedbrytning kan också förekomma [8].

Biologisk kväverening
Biologisk kväverening sker genom två processer kallade nitrifikation och denitrifikation. I nitrifikationen oxiderar autotrofa bakterier (nitrifikationsbakterier) ammonium till nitrit och slutligen nitrat med hjälp av syre. Då tillgång på löst syre krävs, är nitrifikationen en aerob process. Luftens koldioxid används som kolkälla för att bygga upp celler för bakterietillväxt. [6]. Reaktionen kan sammanfattas som följer [8]:

$$NH_4^+ + 2O_2 \rightleftharpoons NO_3^- + H_2O + 2H^+$$

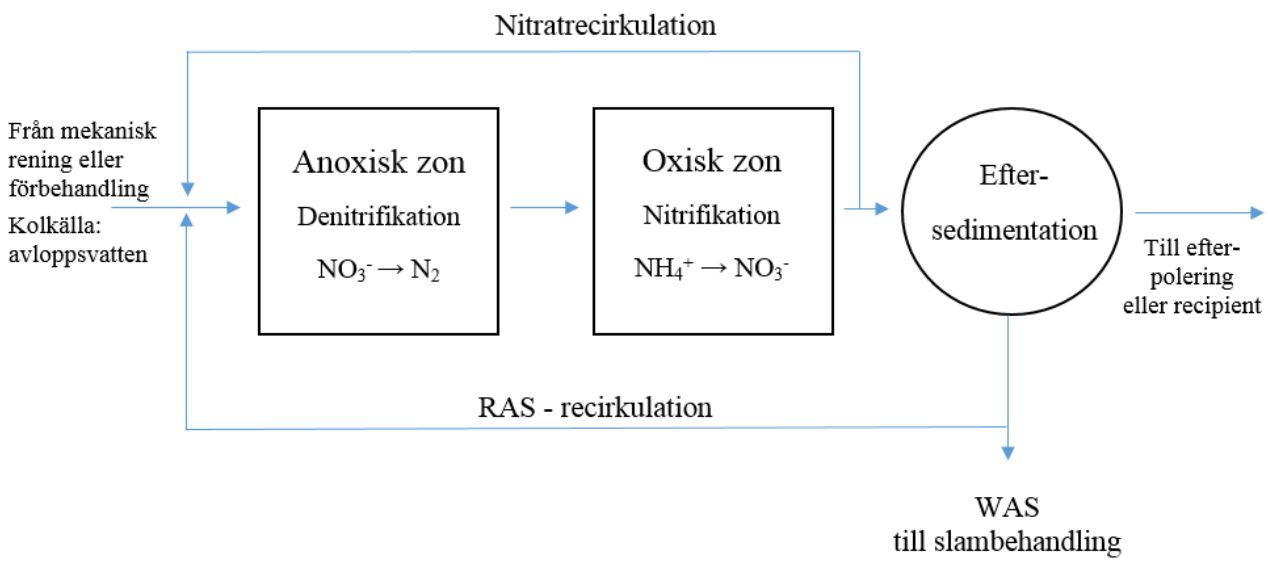
I denitrifikationen omvandlar heterotrofa bakterier (denitrifikationsbakterier) nitrat till kvävgas. Kvävgasen återgår sedan till atmosfären och är slutprodukten för kvävereningen. För att nitratet ska reduceras till kvävgas krävs att miljön är anoxisk, eftersom denitrifikationsbakterierna då använder nitratet som elektronacceptor för respiration i brist på löst syre i vattnet. Det krävs också tillgång till organiskt kol. Hur mycket organiskt kol (angett som COD eller BOD) som behövs i förhållande till det kväve som ska brytas ner brukar benämnas C/N-kvot [7]. Processen finns i varianterna fördenitrifikation (FDN), då den sker före nitrifikationen, samt efterdenitrifikation (EDN) då den sker efter nitrifikationen. Reaktionen ser

ut som följer [6]:

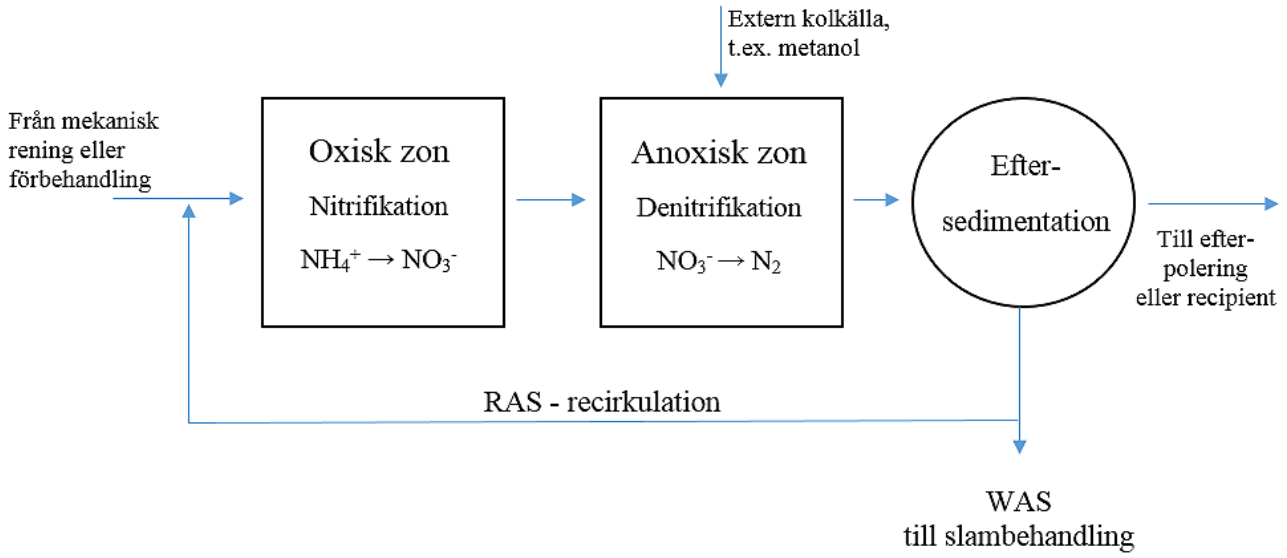
$$4NO_3^- + 5C\,(organiskt\ kol) + 4H^+ \rightleftharpoons 2N_2 + 5CO_2 + 2H_2O$$

Vid FDN finns organiskt kol tillgängligt från inkommande avloppsvatten, se figur 2.2. Vid denna process förs nitrat till processen med recirkulering från nitrifikationen, så kallad nitratrecirkulation. Vid FDN kan det recirkulerade slammet från eftersedimentationen behöva reduceras innan det når aktivslambassängen. Detta eftersom slammet är syrerikt efter den aeroba nitrifikationen, medan miljön måste vara anoxisk för att denitrifikationen ska påbörjas. Till exempel kan ammoniumrikt rejektvatten från slambehandlingen tillsättas, då BOD förbrukar syret i vattnet och heterotroferna respirerar nitrat istället för syre. En sådan zon inrättas då innan FDN och kallas RAS-deox (*returslamdeoxzon*) [11]. Det slam som avskiljs i eftersedimentationen brukar benämnas Waste Activated Sludge (WAS).

Om EDN (se figur 2.3) istället används, kommer en stor del av det organiska materialet att vara nedbrutet när det når processen. Då behövs en extern organisk kolkälla tillföras, till exempel metanol. En kombination av FDN och EDN är också möjlig [8].



Figur 2.2: Aktivslambassäng med fördenitrifikation. Schematisk bild baserad på [12].



Figur 2.3: Aktivslambassäng med efterdenitrifikation. Schematisk bild baserad på [12].

Biologisk fosforrening
Biologisk fosforrening kan åstadkommas med hjälp av omväxlande aeroba och anaeroba miljöer. Under anaeroba förhållanden släpper specifika mikroorganismer ifrån sig fosfor och binder organiskt kol. I det efterföljande aeroba steget använder de energin i kolet för att återigen binda fosfor. På grund av att dessa mikroorganismer aerobt kan lagra mer fosfor än vad de behöver för tillväxt sker ett nettoupptag av fosfor. Denna process är känslig och kräver mycket stabila förhållanden som kan vara svåra att uppnå i kommunala CAS-verk [13]. Därför sker fosforrening i Sverige vanligtvis istället på kemisk väg [6], vilket beskrivs närmare i avsnitt 2.2.3.

2.2.3 Kemisk rening

Det kemiska reningssteget syftar huvudsakligen till att avlägsna fosfor. Detta görs för att förhindra att höga halter av näringsämnet når recipienterna vilket, som tidigare nämnts, kan orsaka övergödning. Det kemiska reningssteget resulterar även i att en betydande del av SS, COD och BOD tas bort. För att avlasta det biologiska reningssteget, kan därför det kemiska steget placeras först. Då är det endast kväve som går relativt oförändrat i koncentration vidare in i den biologiska reningen. Kemisk fällning före biologiska reningssteget kallas förfällning och placeras den efter kallas den efterfällning. Var i reningsprocessen kemikalierna tillsätts kan variera mellan olika reningsverk [8].

I den kemiska reningsprocessen ingår ett inblandningssteg, koaguleringssteg, flockningssteg och slutligen ett separationssteg. Fosforn i inkommande avloppsvatten förekommer som antingen organiskt bunden fosfor eller som oorganisk fosfor, som i sin tur förekommer som antingen polyfosfat eller ortofosfat. Vid inblandningen tillsätts kemikalier för att partiklarna ska sammanfogas till flockar, som är enklare att avskilja i separationssteget. Inkommande föroreningar koaguleras först och flockas sedan. Järnklorid ($FeCl_3$) eller polyaluminiumklorid används normalt som koaguleringsmedel, vilket framförallt förbättrar avskiljningen av fosfor. Vid flockning används polymerer, vilket ökar avskiljningen av SS, inklusive partikulärt bundna föroreningar [14], [15]. Separationen utförs konventionellt i försedimentationsbassänger,

men kan också utföras med mikrosilning, se avsnitt 2.3.1.

Vid användning av kemisk förfällning är det vanligt att koaguleringsmedlet tillsätts i verkets inloppsränna eller mellan sandfång och försedimentering [8]. I vissa fall förekommer en inblandningsbassäng för kemikalierna, men råder det tillräckligt stor turbulens i vattnet är detta inte nödvändigt. Vid inblandningen är det viktigt att kemikalien tillsätts där det råder stor turbulens. Det har betydelse för hur effektiv reningen blir. I flockningssteget däremot får hastigheten inte vara för hög. Är den det kan de bildade flockarna gå sönder [14]. Det är möjligt att automatisera doseringen av kemikalier så att den anpassas efter variationer i influenten [15]. Vid varierande halter av föroreningar i influenten kan då en optimerad sammansättning av vattnet skapas inför den efterföljande biologiska reningen.

2.3 Moderna tekniker

Eftersom denna studie syftar till att undersöka moderna tekniker för utbyggnad av Sjölunda ARV beskrivs här ett urval av sådana som är aktuella för studien. Hädanefter kommer de olika reningsstegen benämnas förbehandling, biologisk rening och efterpolering. Förbehandling i denna studie avser de processteg som vattnet genomgår innan den biologiska reningen, utöver det befintliga rensgallret och sandfånget. Efterpolering innefattar de steg som vattnet eventuellt genomgår efter den biologiska reningen, innan utsläpp i recipient. Av de nedan beskrivna teknikerna är MBR, MBBR och AGS utformade för biologisk rening, medan mikrosilning är en mekanisk reningsmetod som kan användas för både förbehandling och efterpolering. Mikrosilning kan också kombineras med kemisk fällning för att lättare kunna avskilja partiklar i filtret.

2.3.1 Mikrosilning

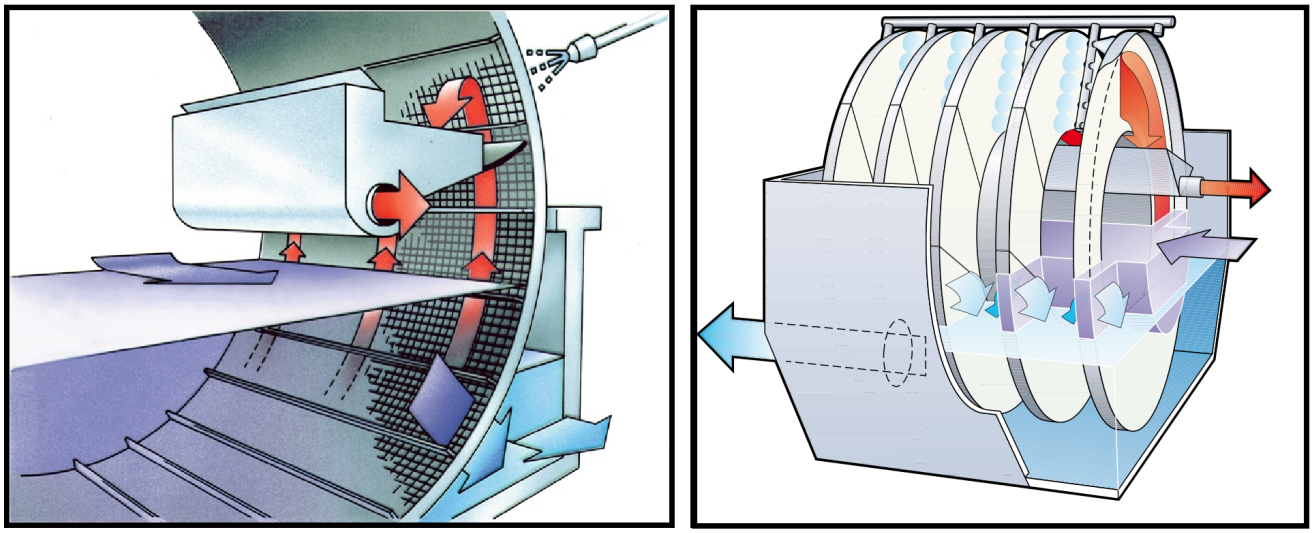
Den konventionella processen för att avlägsna partiklar, SS, vid avloppsvattenhantering har länge varit sedimentering. Då partiklarna sedimenterar långsamt, krävs stora ytor för dessa sedimenteringsbassänger. Ett alternativ som är mer yteffektivt är att mekaniskt sila vattnet genom filter [16]. Mikrosilning är ett samlingsnamn för olika metoder att göra det på, där trumfilter och skivfilter är två lösningar på mikrosilning där flödet drivs av gravitation [17]. Porstorlekar för filtren på dessa mikrosilar kan variera mellan 10 µm - 1000 µm [15]. Mikrosilning kan användas både som förbehandling och efterpolering [17].

Trumfilter
Ett trumfilter består av en liggande trumma enligt figur 2.4, där inkommande vatten förs in i trumman horisontellt och sedan silas ut genom trumväggarna. Trumväggen, vilket är själva filtret, har historiskt sett bestått av rostfritt stål, men kan även bestå av till exempel nylon [17]. Idag är det vanligt med en vävd duk av polyester [15]. Allt eftersom partiklar filtreras sätts trumfiltret igen och vattnet stiger, tills en sensor noterar en bestämd vattennivå. Då roterar hela trumman, samtidigt som den högtryckstvättas. Partiklarna lossnar och avlägsnas via en ränna inne i trumman där massan förs vidare till slamhantering. Under rotering och spolning fortsätter avloppsvatten att strömma genom trumfiltret och filtreras som vanligt [17]. Efter trumfiltret fortsätter avloppsvattnet till efterföljande reningssteg.

Som tidigare nämnts är det möjligt att förbehandla vattnet kemiskt. Detta förbättrar avskiljningen

av SS, COD samt fosfor, som efter flockning kan avskiljas i exempelvis ett trumfilter. Kemisk fällning i kombination med trumfilter ger en hög reningseffektivitet, vilket leder till att mycket primärslam kan avskiljas [18]. Det råder en samverkan vid den kemiska fällningen mellan koagulering och flockning i samband med mikrosilning som kan vara nödvändig att ta hänsyn till [16].

Skivfilter
Skivfilter fungerar på samma sätt som trumfilter, med skillnaden att filtret är monterat på vertikala diskar inuti trumman istället för på trumväggen, se figur 2.4. Skivfilter har därav en betydligt större filterarea per markareaenhet än trumfilter. Skivfilter används för efterpolering i högre utsträckning än trumfilter, med filterporstorlekar i den lägre delen av spannet 10 µm - 1000 µm [17]. Det har visats att det i huvudsak är fysisk blockering av partiklar som bidrar till reningen. Merparten av partiklar mindre än porstorleken passerar filtret [19]. Porstorlek är alltså en viktig egenskap hos ett filter. Även den hydrauliska kapaciteten, alltså med vilken maximal hastighet vattnet kan passera filtret, är en viktig parameter. Denna påverkas bland annat av porstorleken, samt koncentrationen SS i vattnet [19].



Figur 2.4: Schematisk bild över funktion för trumfilter (till vänster) och skivfilter. Återgiven med tillstånd ifrån Hydrotech.

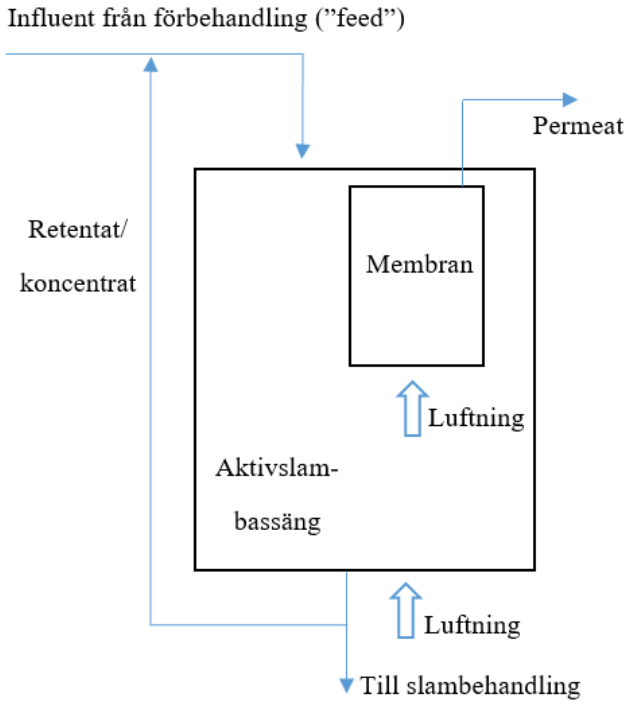
2.3.2 Membranbioreaktorteknik (MBR)

MBR-teknik kan sägas vara en variant av en konventionell aktivslamprocess. Kväve och organiskt material renas från avloppsvattnet i en aktivslambassäng på samma sätt som beskrivits i avsnitt 2.2. Skillnaden är att vid en processlösning med MBR-teknik ersätts eftersedimentationsbassängen av ett membran. Istället för att låta slammet sedimentera, filtreras avloppsvattnet. MBR kan alltså betraktas som en efterpoleringsmetod, men kommer i denna studie betraktas som en del av biosteget, eftersom den är nedsänkt i aktivslambassängen.

Det vatten som avskiljs av membranet kallas *permeat* och kan ledas till recipient. Det som inte avskiljs kallas *retentat* eller *koncentrat* och återpumpas till aktivslambassängen, precis som RAS vid konventionell process. En liten andel av retentatet går direkt till slambehandling. Vid återpumpningen

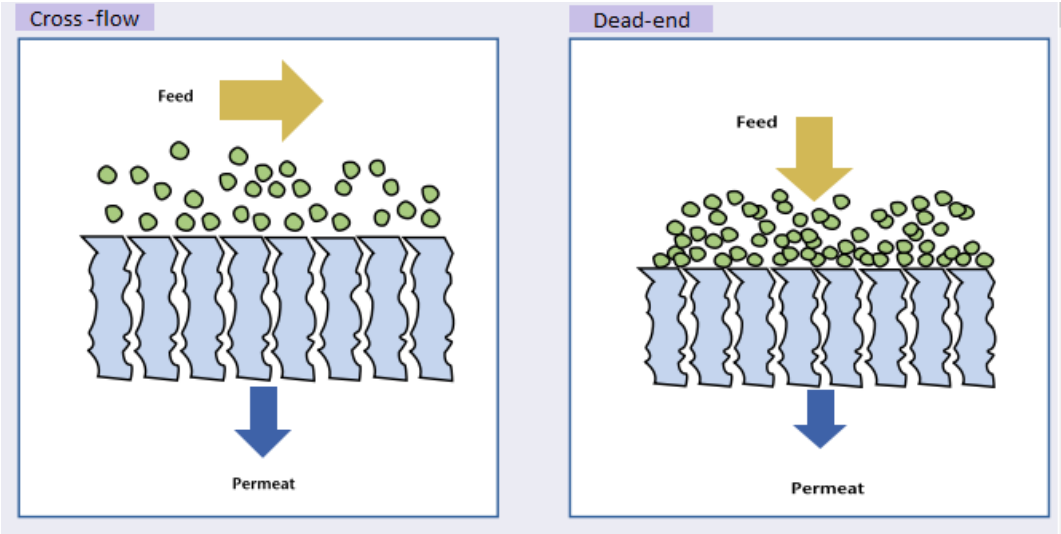
kan en för stor mängd syre återföras till denitrifikationen om FDN har valts. För att minska mängden syre kan en RAS-deox placeras före FDN [20], se kapitel 2.2.2. Bioslammet behöver inte sedimentera för att kunna återföras som returslam, vilket gör att slamkoncentrationen kan hållas högre i aktivslambassängen vid MBR än vid CAS. Vid CAS bör slamkoncentrationen inte överstiga 5 mg/l i aktivslambassängen, medan den kan uppgå till 20 mg/l om ett membran ersätter eftersedimentationen. Hur högt koncentrationen kan sättas beror på membranets känslighet [21].

MBR-tekniken uppfanns redan på 1960-talet, men då var tekniken mycket dyr och membranen hade inte särskilt lång livslängd. Genombrottet kom år 1989, då Yamamoto m.fl. utvecklade en MBR som är nedsänkt i aktivslambassängen [22], [23], se figur 2.5. Detta var betydligt mer energisnålt och därför billigare än tidigare processlösningar. Tidigare hade membranet varit placerat efter aktivslambassängen, vilket krävde en mycket större tryckgradient över membranet för att uppnå önskad filtrering.



Figur 2.5: Nedsänkt MBR. Schematisk beskrivning baserad på [22].

Det finns många olika membrantyper, som skiljer sig åt i sin utformning. Till exempel så kan vattnet filtreras vinkelrätt mot membranet (*dead-end*) eller parallellt membranet (*cross-flow*), se figur 2.6. Membranen kan ha olika porstorlek, från mikrofiltrering (MF, 0,1-5 µm), ultrafiltrering (UF, 0,005 – 0,1 µm) till nanofiltrering (NF, 0,001 – 0,01 µm) och omvänd osmos (*Reverse Osmosis*, RO < 0,001 µm) [21]. Vid avloppsvattenrening är det brukligt med MF eller UF. Verksamheter med hårdare reningskrav, till exempel livsmedel- eller läkemedelsindustrier, kan använda NF och RO till sitt spillvatten.



Figur 2.6: Cross-flow respektive dead-end-princip. Ur [21], publicerad med tillstånd från författaren.

En mycket vanlig membrantyp är Hollow Fibre (HF), som uppskattas finnas i upp till 75 % av de ARV som har MBR installerat i världen [24]. Ett HF-membran består av avlånga, ihåliga fibrer som sitter i knippen (se figur 2.7). En permeatpump skapar ett undertryck inuti fibrerna, och på grund av tryckskillnaden mellan in- och utsidan filtreras avloppsvattnet in i fibrerna från alla håll enligt dead-end-principen [22]. Denna tryckskillnad kallas transmembrantryck (*Transmembrane pressure*, TMP) och är en viktig driftparameter för membran. Fibrerna är monterade i en ram, en så kallad modul. Det filtrerade vattnet, permeatet, sugs på insidan av fibret och avgår i änden av modulen till en uppsamlingskanal. Modulerna monteras tillsammans till kassetter. Kassetterna i sin tur sätts samman i en linje eller cell. Hur många kassetter och linjer som behövs, beror på mängden vatten som ska renas [20].

Figur 2.7: Moduler med HF-membran. Av AD (CC BY 2.0)

Fördelen med MBR-teknik är den höga reningsgraden som går att uppnå på en liten yta. MBR-bassängerna tar liten plats i jämförelse med den konventionella eftersedimenteringsbassängen. Att slamkoncentratio-

nen kan sättas högre än vid CAS gör också att aktivslambassängen blir mindre i en MBR-processlösning, tack vare en mer koncentrerad rening. Dock så är MBR generellt sett fortfarande dyr i drift jämfört med CAS [25]. Detta beror till stor del på energiåtgången för luftning av membranen [26].

Membranen måste luftas kontinuerligt, eftersom de sätts igen av partiklar med tiden, så kallad *fouling* (ungefär "igensättning" på svenska). Idealt ska inga partiklar fastna på membranet, utan enbart vatten släppas igenom. Fouling är en stor utmaning med MBR och det bedrivs mycket forskning om hur denna negativa effekt kan reduceras. För dead-end-membran motverkas fouling genom att vattnet omkring dem luftas kontinuerligt, då luftbubblorna "skrubbar bort" lagren som fastnar på membranet. Studier har visat att foulingen minskar ungefär linjärt med ökad luftning [22], men detta är mycket energikrävande och kostsamt. Luftningen kompletteras därför med kemisk och fysisk rening.

Kemisk rening behöver genomföras ungefär en gång i veckan, då reningskemikalier pumpas genom membranet, så kallad cleaning in place (CIP). Membranen behöver också en grundlig kemisk rening några gånger per år, då modulerna monteras bort och får ligga i kemikalielösning i drygt ett dygn (cleaning out of place, COP) [27]. Detta kan också göras genom att membrantankarna fylls med kemikalielösning. Vanligt förekommande reningskemikalier är citronsyra och natriumhypoklorit [27]–[29]. Fysisk rengöring kan innebära backspolning, då vatten pumpas baklänges genom membranet, eller relaxation, då membranen luftas utan att något permeat sugs genom dem [27].

När det gäller driftparametrar för membran, så har TMP redan nämnts. En annan viktig parameter är *flux*, vilket anger mängden vatten som pumpas genom en given membranyta per tidsenhet. Flux brukar betecknas J och en vanlig enhet är liter per kvadratmeter och timme, vilket då betecknas LMH. Membranets permeabilitet k definieras enligt ekvation 2.2 och dess resistens R enligt ekvation 2.3, där μ är permeatets viskositet [27].

$$k = \frac{J}{\mathrm{TMP}} \tag{2.2}$$

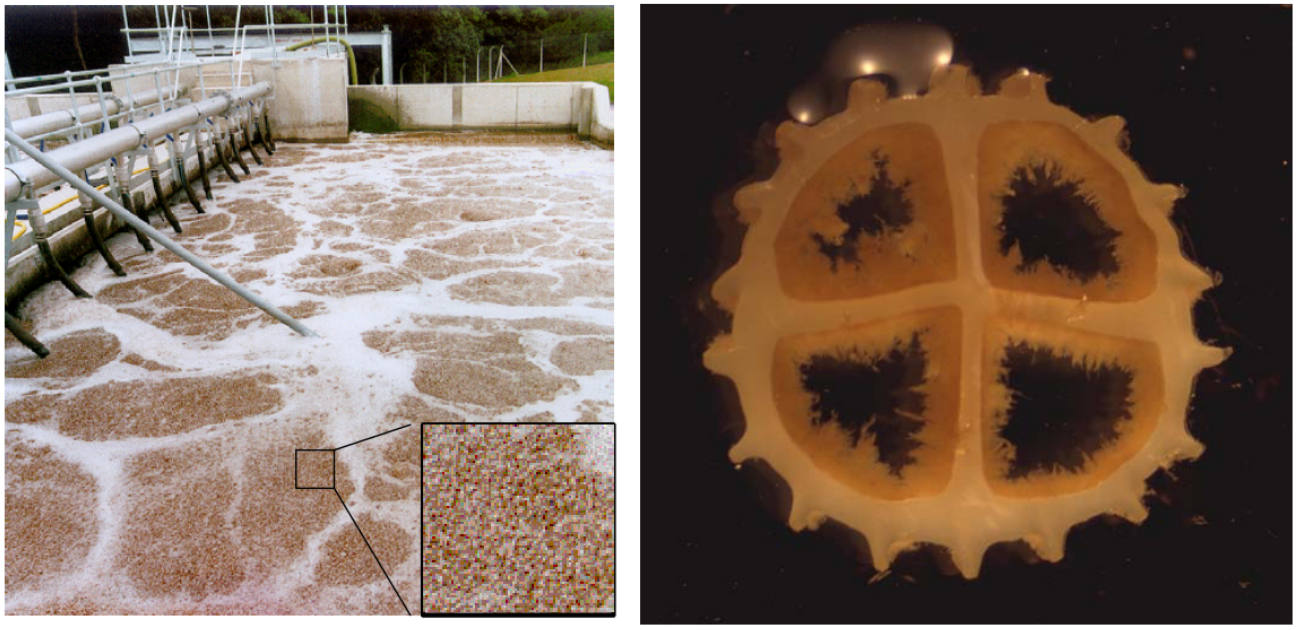
$$R = \frac{\mathrm{TMP}}{\mu \times J} \tag{2.3}$$

En ökad grad av fouling indikeras av minskad permeabilitet k eller ökad resistens R. Fysisk och kemisk rengöring gör att dessa paramaterar återgår till sina ursprunliga värden, men med tiden uppstår "permanent" fouling (*irreversible fouling*) som inte går att tvätta bort och som minskar membranets prestanda. Enligt Côte m.fl. [24] är detta den vanligaste orsaken till att membran får bytas ut, även om membranens livslängd ännu är ganska outforskade. De konstaterar att genomsnittliga livslängden för HF-membran är 8 år, men att det finns tendenser att den kommer öka till 10 år med nyare membran.

2.3.3 Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR)

MBBR är en reningsteknik där nedbrytande bakterier växer på rörliga biofilmsbärare (figur 2.8) istället för suspenderat i vattnet som i CAS. Den utvecklades i Norge under slutet av 80-talet och början av 90-talet [30]. Fördelen mot CAS är bland annat att inget returslam behövs. De nedbrytande bakterierna, biomassan, växer skyddat inuti bärarna och stannar kvar i processen genom silsystem som förhindrar bärarna att lämna bassängen. Därmed är det bara överskottslammet som behöver separeras eftersom inget recirkulerat slam existerar. På grund av detta blir biomassan mer specialiserad. Den är dessutom betydligt mer aktiv än i CAS eftersom död biomassa ständigt lossnar från bärarna. Detta leder till en mer kompakt process än CAS [31].

Bärarna är oftast gjorda av hög-densitetspolyethylen, har något lägre densitet än vatten och är utformade som cylindrar med invärtes fenor, se figur 2.8. En viktig egenskap hos bärarna är deras specifika area [m^2/m^3], det vill säga ytenhet där biomassan kan växa per volymenhet bärarmaterial [32]. Fyllnadsgraden av bärarmaterial i bassängerna är reglerbar, vilket gör att en MBBR-anläggning kan anpassas efter förändrade behov. Dock bör fyllnadsgraden inte överstiga 70 %, eftersom det då inte blir möjligt med tillräcklig omrörning i bassängen. Omrörning krävs för att bärarna ska nås av syre och föroreningar som ska brytas ner, samt för att biomassa ska lossna från bärarna. I anoxiska delar av reaktorn sker detta med hjälp av mekanisk omrörning och i aeroba delar med hjälp av luftning [31].



Figur 2.8: Bassäng med bärarmaterial i en MBBR-anläggning och bärare med biomassapåväxt [33]. Återgiven med tillstånd.

MBBR kan alltså användas i anoxiska och aeroba processer. MBBR-anläggningar förekommer för enbart rening av organiskt material, nitrifikation eller denitrifikation eller som fullskalig anläggning med alla processer. FDN, EDN eller en kombination av de båda förekommer.

För att nitrifikation ska kunna ske i den aeroba bassägen krävs att i princip allt BOD är avlägsnat, för att inte de BOD-nedbrytande heterotroferna ska konkurrera ut de autotrofa nitrifierarna. Eftersom syret ska diffundera in i biofilmen påverkas nitrifikationshastigeten starkt av syrekoncentrationen. Det gör att nitrifikation i en MBBR kräver relativt höga syrekoncentrationer. Detta begränsar i sin tur möjligheten till kväverening i en FDN, eftersom en för stor nitratrecirkulation för med sig för mycket syre till FDN [7]. Recirkulationsflöden på över ca 200 % av inflödet i en MBBR-process har visat sig ha negativ effekt på denitrifikationen [34] vilket gör att maximal kväverening är cirka 70 % vid FDN i MBBR [7]. Vid reningskrav på högre än 70 % av inkommande kväve måste därmed även EDN införas.

Som nämnts ovan påverkas nitrifikationshastigheten av syrekoncentrationen. Studier har visat att förhållandet dessa emellan i princip är helt linjärt. Beroendet utgör ett krav på tillräckliga syrekoncentrationer, men kan också betraktas som en fördel, då det kan utnyttjas för att kontrollera nitrifikationsprocessen. Processen är, utöver syrekoncentration, även beroende av rådande temperatur. Ju lägre temperatur desto lägre nitrifikationshastighet. Hastigheten vid låga temperaturer kan ökas med hjälp av högre syrekoncentration och på så sätt kan beroendet mellan nitrifikationshastigheten och syrekoncentrationen utnyttjas [30].

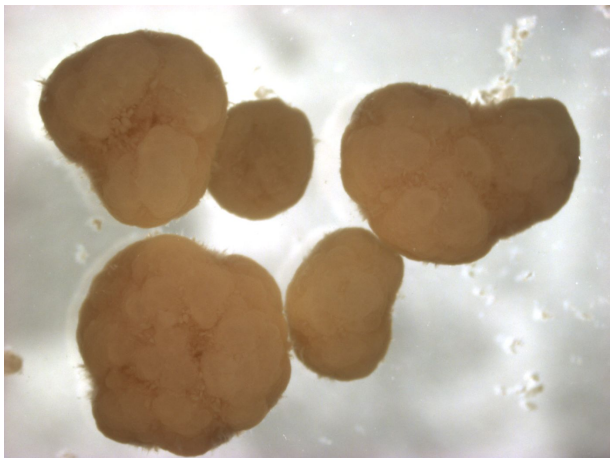
En stor fördel med MBBR är att det står fritt att välja efterpoleringsmetod, eftersom den är helt oberoende av returslam och eftersom slammängden som ska separeras är betydligt lägre än i CAS [7]. Det förekommer flertalet olika slamseparationsmetoder i dagens MBBR-anläggningar. Dessa är bland annat sedimentation, flotation, lamellsedimentering, skivfilter, sandfilter och membranfilter [32].

MBBR är en relativt etablerad reningsteknik. År 2011 uppskattades det finnas ungefär 50 svenska ARV som använde sig av tekniken, huvuddelen av dessa enbart i delar av reningsprocessen [4]. I världen fanns år 2010 cirka 700 anläggningar [7]. Fullskaliga anläggningar som använder sig av MBBR-teknik i samtliga biologiska reningssteg är bland annat Visby ARV [35] samt ett antal anläggningar i Norge, bland annat Lillehammer, Nordre Follo och Gardemoen ARV [31]. Dessa använder sig av processlösningar med försedimentation, biologisk rening med kombinerad FDN och EDN, efterfällning för fosforrening samt sedimentation eller flotation som slutlig efterpoleringsmetod.

2.3.4 Aerobt granulärt slam (AGS)

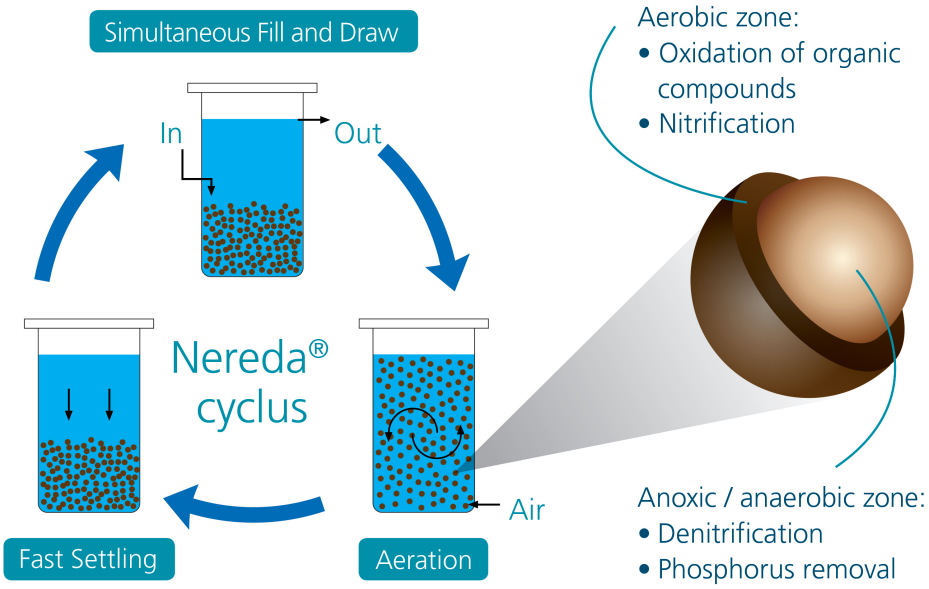
AGS är en biologisk reningsteknik där bakterierna växer i biofilmer men, till skillnad från MBBR, inte på bärarmaterial utan i form av granuler [36]. Med granuler avses i detta sammanhang aggregat av mikroorganismer som sedimenterar snabbt och inte koagulerar vid minskad omrörning [37], se figur 2.9. Dessa granuler sedimenterar betydligt snabbare än slammet i en CAS, vilket gör att sedimentation kan ske direkt i biosteget och ingen eftersedimentation behövs.

Aeroba granuler började forskas på i labskala under senare delen av 90-talet i Nederländerna [38], [39]. För kommunalt avloppsvatten i fullskala implementerades tekniken för första gången 2011 på nederländska Epe ARV [40]. Idag (2017) finns ett 30-tal AGS-anläggningar i drift eller under konstruktion runt om i världen för kommunal avloppsvattenrening [41]. Det första i Sverige planeras öppna under 2017 på Österöds ARV i Strömstad. Det kommer att behandla en delström av avloppsvattnet vid sidan av den befintliga CAS-anläggningen och hela verket kommer att ha en kapacitet på 30 000 personekvivalenter (PE) [5].



Figur 2.9: Aeroba granuler. Av Mp nico (CC BY SA)

De fullskaleverk som finns idag drivs med en patenterad AGS-teknik kallad Nereda, som ägs av Royal Haskoning DHV. Den biologiska reaktorn, en så kallad sequencing batch reactor (SBR), matas sekvensiellt med avloppsvatten i botten samtidigt som renat vatten tas ut i toppen. Därefter påbörjas en luftningsfas. När luftningen stängs av påbörjar sedimentering, varefter en ny matningsfas börjar [40]. Processen visas i figur 2.10.



Figur 2.10: Schematisk figur över Nereda-processen i SBR-reaktorn. Återgiven med tillstånd från Royal Haskoning DHV.

Den stora skillnaderna mellan AGS och övriga tekniker är att även fosforreningen sker biologiskt och att BOD, kväve och fosfor renas simultant i samma reaktor. Detta sker genom att det uppstår syregradienter i granulerna. Granulens yttre lager är aerobt och här sker nitrifikation och organisk nedbrytning. Inne i

granulen är det däremot anoxiska/anaeroba förhållanden eftersom syre inte diffunderar in, vilket skapar gynnsamma förhållanden för denitrifikation [5]. På grund av att både aeroba och anaeroba miljöer finns, har även fosforackumulerande bakterier visat sig kunna operera i granulerna, vilket möjliggör den biologiska fosforeningen [9]. Läs mer under avsnitt 2.2.2.

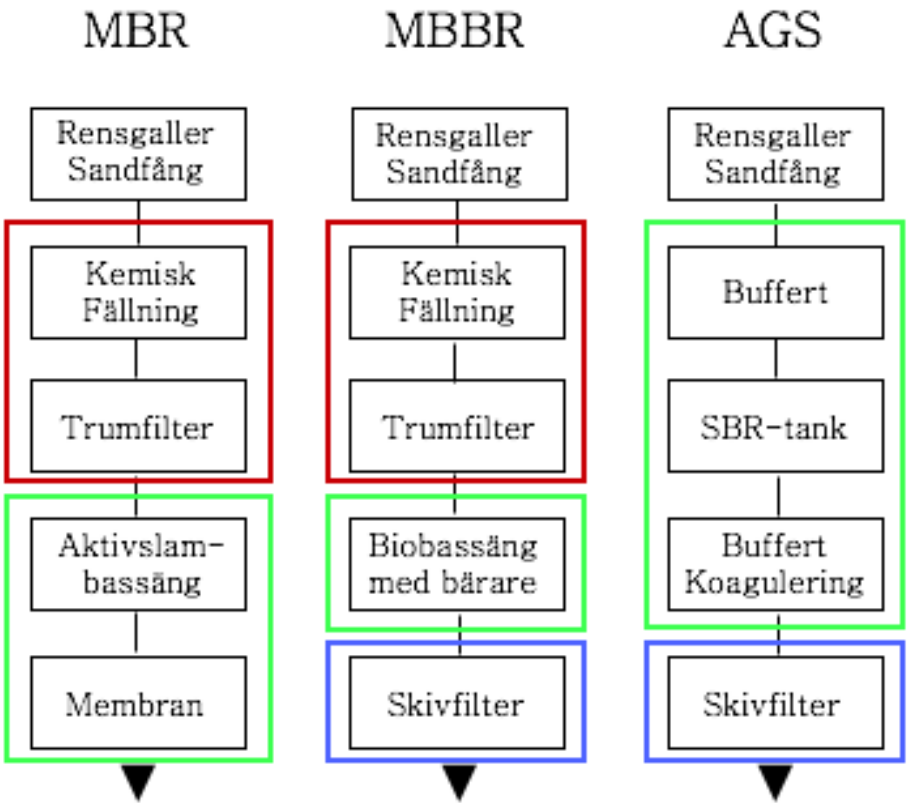
Vid ett nybyggt AGS-verk krävs en uppstartsperiod innan granulerna har bildats till den nivå då dimensionerande reningseffektivitet har uppnåtts. Då verken är designade med en dimensionerande lägsta temperatur och AGS-processen är effektivare vid högre temperatur, är det möjligt att nå den dimensionerande reningseffektiviteten snabbare vid varmare tider på året [42]. En mängd faktorer påverkar granulernas bildning samt dess egenskaper. Bildningen påbörjas genom att tillsätta slam i SBR-bassängen. Sammansättningen av influenten, samt vilken typ av slam som tillsätts, är avgörande för uppstartstiden och bildningen av granulerna [36], [43].

Vid drift av SBR-bassängen är det sedan möjligt att påverka ett antal faktorer, bland annat hur mycket näringsämnen och när dessa förs in via influenten, sedimentationstid och luftning [36]. Det sker också hela tiden ett selektivt urval genom att endast behålla den biomassa som sedimenterar tillräckligt fort, då granuler har en kortare sedimenteringstid än vanligt aktivt slam [36]. Biomassan som inte uppnår sedimenteringstiden går ut via effluenten när ytterligare influent tillförs.

3 Processval för Sjölundas utbyggnadsalternativ

I detta kapitel tas processlösningar fram med hjälp av de tekniker som har presenterats i kapitel 2. Detta har gjorts genom att studera litteratur och rådfråga experter. Processlösningarna visas i figur 3.1. Dessa utgör studiens tre utbyggnadsalternativ och är uteslutande från varandra. Samtliga processteg förklaras utförligt i detta kapitel, efter en genomgång av studiens dimensionerande värden.

Samtliga alternativ börjar med rensgaller och sandfång, som är befintliga på Sjölunda ARV. Sedan går vattnet vidare till fällning och därefter trumfilter innan den biologiska reningen vid MBR och MBBR. Detta utgör förbehandlingssteget. Den biologiska reningen utgörs av aktivslambassäng med membran, biobassäng med bärare respektive SBR-tank med före- och efterliggande buffertzoner. Detta processteg kan även omnämnas "biosteg". Efterpoleringen utgörs av skivfilter i MBBR, skivfilter och efterfällning i AGS, medan effluenten har så hög kvalitet efter MBR att efterpolering inte behövs [21].



Figur 3.1: Processchema för samtliga utbyggnadsalternativ. Röd markering innebär förbehandling, grön är biosteg och blå betecknar efterpolering.

3.1 Dimensionerande värden

Följande dimensionerande parametrar är givna av Sweden Water Research och antas gälla år 2060. Medelflöde och maxflöde för utbyggnadsalternativet är 560 l/s respektive 700 l/s. Medelflödet har används som dimensionerande flöde, då inkommande vatten utöver detta flöde har antagits gå till befintlig linje på Sjölunda ARV. Maxflödet har använts av företaget GE Power vid uppskattning av MBR-teknikens utformning, se avsnitt 3.3. Föroreningshalter i influent samt dimensionerande utsläppskrav visas i tabell 3.1. Dimensionerande vattentemperatur är 10 °C. Bassängdjup för MBBR och MBR har satts till 5 m. För AGS är bassängdjupet satt till 7,5 m. All inkommande fosfor antas vara i löst form.

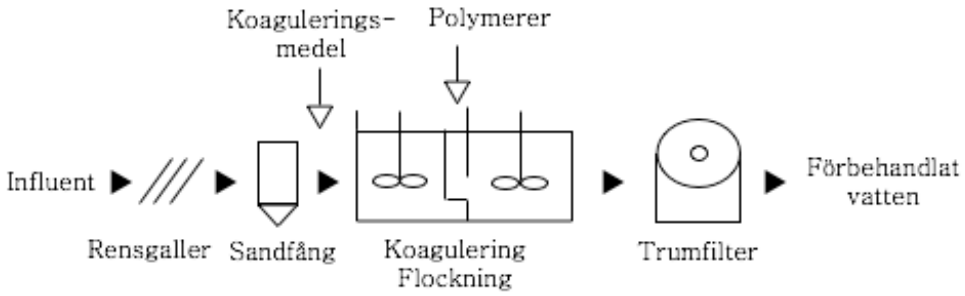
Tabell 3.1: Influent och utsläppskrav

	Influent Belastning [kg/d]	**Influent** Koncentration [mg/l]	**Utsläppskrav** Koncentration [mg/l]
COD	19520	404	-
BOD_7	10690	221	4
N	2190	45,3	4
P	290	6,0	0,15
SS	13163	272	-

3.2 Val av förbehandlingsteknik

För att uppnå en platseffektiv förbehandling, har mikrosilning valts som förbehandlingsmetod för MBR och MBBR. Detta kombineras med kemisk fällning, där polymerer och järnklorid används som fällningskemikalier för att uppnå så hög avskiljning av föroreningar som möjligt. Dosering av kemikalierna sker i särskilt anpassade bassänger, innan mikrosilningen.

Väänänen m.fl. [15] menar att det är möjligt att uppnå samma reningseffektivitet med olika typer av mikrosilning, men att trumfilter för tillfället är bättre anpassad vid förbehandling än exempelvis skivfilter. Detta då influenten innehåller stora skräppartiklar, vilket kan vara problematiskt för skivfilter. De undersökte trumfilter med porstorlekar 30/40/100 µm och fann att 100 µm är att föredra vid förbehandling, då flödeskapaciteten sjunker för trumfiltret samtidigt som reningen inte ökar proportionerligt med mindre porstorlekar. Trumfilter med porstorlek 100 µm ersätter således försedimentering som partikelavskiljning vid förbehandlingen i denna studie, se figur 3.2.



Figur 3.2: Processlösning förbehandling.

Dimensionering av förbehandlingen har för övrigt bestämts genom att låta största möjliga rening ske. Avgörande för att uppnå hög rening är doseringen av kemikalier vid fällning. Specifika betingelser för MBR eller MBBR som möjligtvis skulle medföra modifiering av förbehandlingen inför respektive process har inte påträffats.

Då olika processer i den biologiska reningen förbrukar olika mängder av COD, P, samt N behöver bestämda kvoter av dessa finnas i bioinfluenten, alltså vattnet som lämnar förbehandlingen och går vidare till biosteget. De erforderliga kvoterna av COD och P inför biosteget beskrivs av följande ekvationer [15], [16]:

$$COD_{bioinfl} = 7 \times \mathrm{NH}^{+}_{4,bioinfl} [\mathrm{mg/l}] \tag{3.1}$$

$$P_{bioinfl} = 0,005 \times COD_{bioinfl} [\mathrm{mg/l}] \tag{3.2}$$

Blir det brist på något näringsämne, avstannar reningsprocessen i biosteget och kan inte fortgå tills utsläppskraven är nådda. Det är då möjligt att tillsätta substitut för bland annat COD, till exempel metanol, vilket dock helst undviks om möjligt.

För ett trumfilter med hög partikelavskiljning, vilket denna studie förutsätter, kan det antas att kvävet som återstår efter filtret huvudsakligen består av NH^{+}_{4} [16]. Förhållandet mellan totala mängden N och NH^{+}_{4} enligt driftdata från Källby ARV medför då en kväveavskiljning på 27 % och ett konservativt antagande på 20 % görs för studien. Antagandet görs också att endast kväve i form av NH^{+}_{4} blir kvar och fortsätter till biostegen. Med koncentrationen $\mathrm{NH}^{+}_{4,bioinfl}$ kan ekvation 3.1 lösas, vilken beskriver hur mycket COD som behövs för kväverening. Då kan också ekvation 3.2 lösas, vilken beskriver hur mycket fosfor som behövs in i biosteget som en andel av COD i bioinfluenten.

Antagandet att 20 % kväve avskiljs medför att 37 % COD och 79 % fosfor bör filtreras av trumfiltret enligt ekvation 3.1 och 3.2. För att uppnå såpass hög avskiljning av fosfor via kemisk fällning, blir det svårt att inte samtidigt filtrera en större andel COD. Därför görs ett mer rimligt antagande för filtrering av COD på 70 % [16]. För att täcka upp saknad andel COD vid biosteget tillsätts metanol som substitut, se avsnitt 4.4.2. Det medför att den tidigare beräknande avskiljningen av fosfor fortfarande är korrekt, trots ändrad filtrering av COD.

Då BOD_7 generellt består av lösta ämnen till större andel än COD [44], ökar också andelen BOD_7 av COD efter filtreringen. Vid rådande förutsättningar kan $BOD_{7,bioinfl}$ antas till 80 % av $COD_{bioinfl}$ efter att inert löst COD räknats bort enligt Janne Vännänen, forskare vid Veolia Water Technologies AB/ Hydrotech [45]. Inert löst COD är en del av den totala mängden $COD_{influent}$ som är både löst och reaktionströg, vilken uppskattas till 7,5 % [46], [44].

En hög filtrering på 95 % av SS antas då partikelavskiljningen blir hög med den dosering av kemikalier som är aktuell [16]. Samtliga beräkningar enligt appendix A.1.

Alltså är ett trumfilter med 100 µm porstorlek i kombination med kemisk fällning och möjlighet till avskiljningar enligt tabell 3.2 målet med dimensioneringen av förbehandlingen.

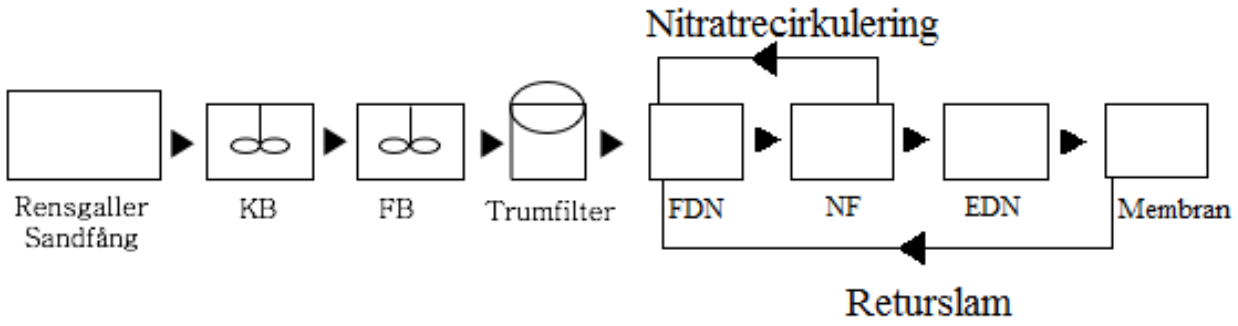
Tabell 3.2: Inkommande respektive utgående koncentrationer av föroreningar samt avskiljningar vid förbehandling.

	Influent [mg/l]	**Avskiljning**	**Bioinfluent** [mg/l]
N	45,3	20 %	36,2
COD	404	70 %	121
BOD_7	221	67 %	72,6
P	6	79 %	1,27
SS	272	95 %	13,6

3.3 Val av MBR-teknik

Som beskrivet i avsnitt 2.3.2, så är en MBR-anläggning en variant på CAS, där membranet ersätter eftersedimenteringen efter aktivslambassängen. Förbehandlingen innefattar rensgaller, sandfång, förfällning samt trumfilter, se figur 3.3. Därefter följer det biologiska reningssteget och sist membranet. Två val har behövt göras, dels utformningen av aktivslambassängen, dels vilket membran som ska användas.

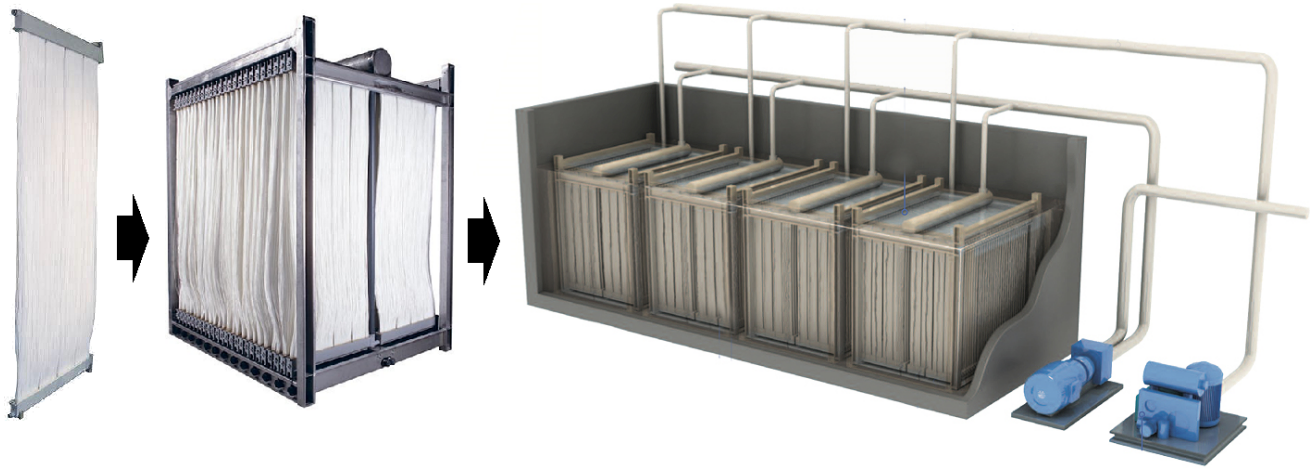
För att inte behöva tillsätta en extern kolkälla (se avsnitt 2.2.2) hade det varit önskvärt att undvika EDN i aktivslambassängen. Beräkningar visar dock att det inte är möjligt att uppnå reningskravet på kväve med enbart FDN, på grund av den låga C/N-kvoten i biologiska reningen efter trumfiltret, se appendix A.3. Därför har en processlösning med kombinerad FDN och EDN valts. I det första steget, nitrifikationen, sker luftning då detta är en aerob process. I nitrifikationen oxideras allt ammonium till nitrat. Från nitrifikationen recirkuleras 59 % av inflödet till FDN. Denna recirkulering beräknades och beror av den valda C/N-kvoten för FDN, se appendix A.3. Resterande flöde fortsätter direkt till EDN. I EDN krävs en extern kolkälla. Här renas också resterande nitrat för att uppfylla utsläppskravet för kväve. I både FDN och EDN används mekaniska omrörare. I nitrifikationen tillgodoses omrörningen av luftningen. Den mängd BOD_7 som är kvar efter trumfiltret renas även i aktivslamprocessen. Planerade MBR-anläggningen vid Henriksdals ARV har också använt en kombination av FDN och EDN [3].



Figur 3.3: Processchema MBR-alternativet. KB - koaguleringsbassäng, FB - flockningsbassäng, NF - nitrifikationsbassäng.

Vad gäller membranet, har beräkningarna gjorts med antagandet att GE Powers membrantyp ZeeWeed500D kommer att användas, se figur 3.4. SWR har uttryckt att de vill undersöka samma membrantyp som ska användas på Henriksdals ARV och där ska de använda just denna enligt Jonas Grundestam, ansvarig ingenjör vid Stockholm Vatten och Avfall [47].

ZeeWeed500D är ett HF-membran som är den senaste generationen av membran från GE Power. Tidigare versioner, ZeeWeed500C och tidigare, har lägre packningdensitet [m^2/m^3] och är inte lika energieffektiva [24], [28]. Modulerna sätts samman till kassetter, se figur 3.4. Membranen luftas underifrån och permeatet avleds överst i modulerna. Kassetterna sätts samman till en linje.



Figur 3.4: Modul, kassett och en MBR-linje med ZeeWeed500D och luftningsssystemet LEAPmbr installerad. Observera att endast membranbassäng, ingen aktivslambassäng, illustreras i bilden. Membranen är vanligen nedsänkta i ena änden av aktivslambassängen. Permeatet samlas överst i mitten på kassetterna och avgår med hjälp av den vänstra pumpen. Den högra pumpen är ett luftningsaggregat. Membranen luftas underifrån. Copyright General Electric Company, modifierad och publicerad med tillstånd.

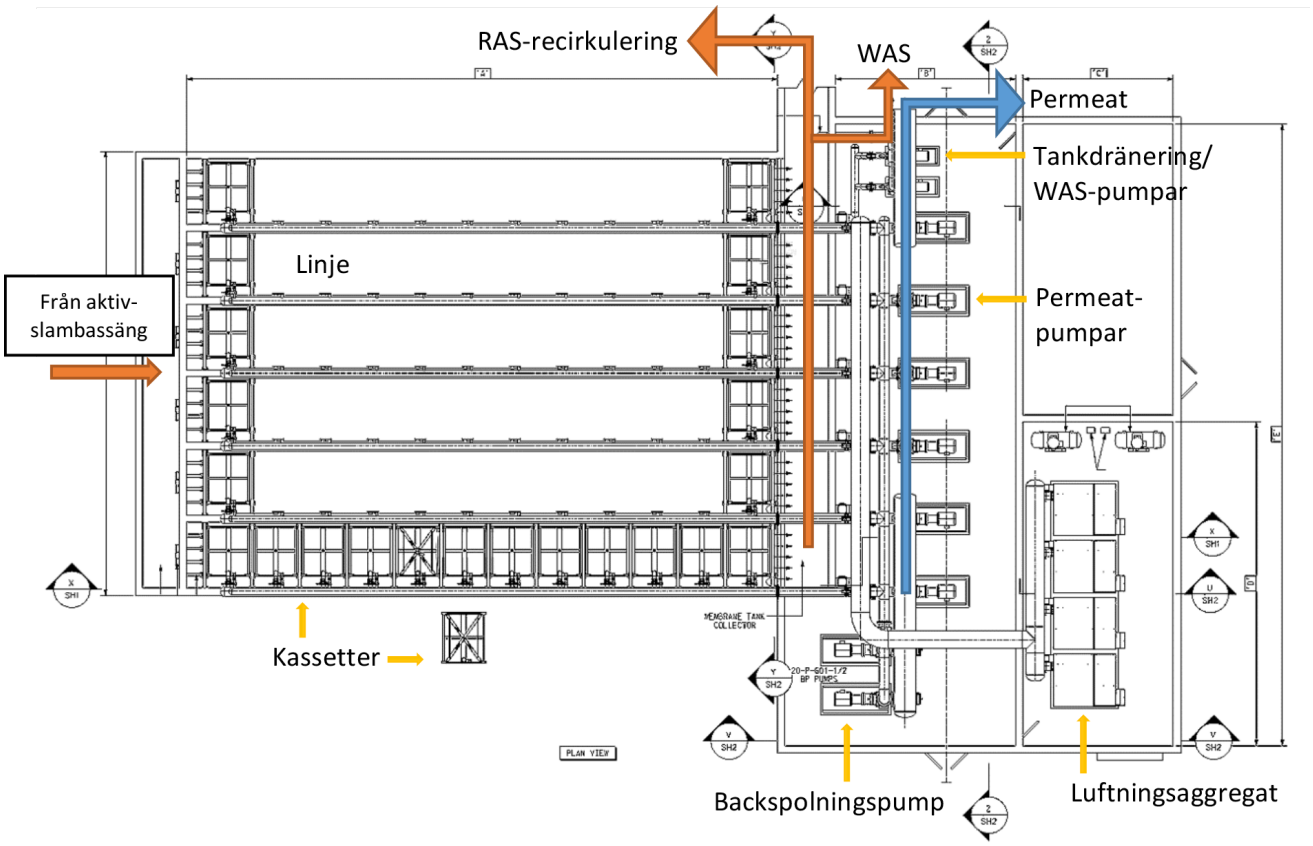
Som beskrivet i inledningen av denna studie, har möjligheten att stänga Källby ARV och pumpa Lunds avloppsvatten till Sjölunda ARV redan utretts, se rapport [2]. I den antogs att just membrantypen Ze-

eWeed500D skulle implementeras på Sjölunda. Dock så antog den utredningen att allt vatten som kommer till Sjölunda, både Lunds och Malmös, skulle renas med hjälp av membranteknik. Då denna studie antar att enbart Lunds tillkommande vatten renas med MBR i en nybyggd linje, har en ny beräkning erhållits av GE Power.

Membran dimensioneras generellt efter maxflöde, vilket i denna studie är givet att vara 700 l/s. GE Power antog att maxflödet varar i högst en vecka. De har definierat krav på övriga delar av processen för designen av membranet. Vattnet måste föras genom filter med max 2 mm porstorlek, vilket uppfylls väl då det valda trumfiltret har porstorlek 100 µm. Slamkoncentrationen får inte överstiga 10 g/l vid normala förhållanden och i denna studie uppskattas den vara 6,3 g/l, se tabell 4.1. Dimensioneringen baseras på att lägsta vattentemperatur är 10 °C.

För att skapa redundans i systemet, samt minska energikonsumtionen, överdimensioneras det så att inte alla linjer måste vara i drift för att klara ett maxflöde. GE Power antog att en linje kan vara ur drift i högst en vecka för att klara att behandla maxflödet. Detta ger också möjlighet att stänga av en eller flera linjer för rengöring eller reparationer. GE Power uppskattar att 8 linjer med 10 kassetter i varje kommer att behövas för att klara studiens flöden. Utifrån detta har de uppskattat membranbassängens platsåtgång (se avsnitt 4.2.2). Övriga data från beräkningen har inte använts, eftersom det har visat sig vara svårt att kontrollera GE Powers uppgifter mot forskningen och därmed kunde dess giltighet inte bekräftas. Övriga kriterier har istället uppskattats utifrån befintliga ARV, se kapitel 4.

En ritning över membranbassängen presenteras i figur 3.5 nedan.

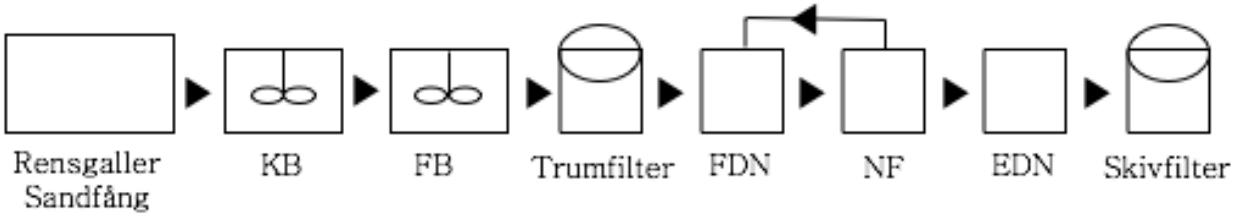


Figur 3.5: Ritning över en membranbassäng med ZeeWeed500D från GE Power. Copyright General Electric Company, modifierad och publicerad med tillstånd.

Från vänster i figur 3.5 inkommer vatten från aktivslambassängen. Längst till höger i MBR-bassängerna samlas vattnet upp och GE Power föreslår att RAS ska gå med självfall tillbaka till aktivslambassängen, men det kan också pumpas, vilket antas i denna studie. Till höger om MBR-bassängerna syns permeatpumparna, en för varje linje. Under dem i bild finns backspolningspumpar, ovan permeatpumparna finns pump för vattnet som går till slambehandling, WAS. Detta vatten samt permeatet avgår överst på ritningen. Nere till höger ses luftningsaggregaten för membranen.

3.4 Val av MBBR-teknik

MBBR-anläggningen innefattar, precis som MBR-anläggningen, en förbehandling med rensgaller, sandfång, förfällning samt trumfilter. Därefter följer det biologiska reningssteget med kombinerad FDN och EDN. Efterpoleringen sker i efterföljande skivfilter. Se figur 3.6.



Figur 3.6: Processchema MBBR-alternativet. Kombinerad för- och efterdenitrifikation med efterföljande skivfilter. KB - koaguleringsbassäng, FB - flockningsbassäng, NF - nitrifikationsbassäng.

Bassängerna i det biologiska steget innehåller, som redan nämnts, bärarmaterial. Fyllnadsgraden av materialet sätts i samtliga bassänger till 50 % för att möjliggöra en framtida kapacitetsökning. Typen av bärare antas vara K5 enligt önskemål från SWR. K5 har en specifik yta på 800 m^2/m^3. I EDN-bassängen används metanol som extern kolkälla.

Kombinerad FDN och EDN är den vanligaste lösningen för fullskaliga MBBR-verk i Norge och har visat goda resultat. Lillehammer ARV, som är ett av dem, har utsläppshalter som ligger under utsläppskraven i denna studie [7]. Processlösningen minskar behovet av extern kolkälla i jämförelse enbart EDN. Enbart FDN är inte möjlig då det finns en begränsning i hur mycket kväve som kan renas i FDN (se kapitel 2.3.3). För att uppnå de höga reningskraven krävs därför även EDN.

Det är viktigt att bärarna hålls i rörelse i de biologiska processerna. Detta sker med hjälp av mekaniska omrörare i de anoxiska bassängerna, och luftning i de aeroba. De mekaniska omrörare som väljs är nedsänkbara mixrar. För luftningen i nitrifikationsbassängen väljs grovblåsiga luftarsystem. Dessa system möjliggör tillräcklig omblandning av bärarna och kräver samtidigt mindre underhållsarbete än finblåsiga system [32].

3.4.1 Efterpolering MBBR

Skivfilter väljs som efterpoleringsteknik då det är en energi- och yteffektiv process [19]. Skivfilter som efterpoleringsteknik har testas i pilotförsök på flera ARV i Sverige och Norge i samband med MBBR [19], [48]. Det har permanent installerats på Rya ARV i Göteborg, där det nås av en blandning av vatten från en eftersedimentationsbassäng i en CAS-process och från EDN-MBBR [49].

Det saknas tillräcklig vetskap om partikelsammansättningen i effluenten ur MBBR-reaktorn i denna studie för att på ett helt tillförlitligt sätt bestämma utformning på skivfiltret. Utformningen får istället baseras på antaganden och data från andra verk och studier. Studier på skivfilter presenterar i huvudsak utgående SS-halt och i vissa fall fosforhalt, där den senare visar goda resultat, men inte helt och hållet når ner till framtida Sjölunda krav på <0.15 mg/l [19], [48]–[51]. Forstatt resonemang bygger därför enbart på de SS-halter som kan uppnås och fokuserar för enkelhetens skull bara på fosforutsläppskravet, och inte BOD och kväve.

En stor andel av fosforen i effluenten antas vara partikulär eftersom så är fallet på Rya ARV [49]. Om antagande görs att 3 % av SS i effluenten består av fosfor, vilket är fallet på Rya ARV, så måste en SS-halt på 5 mg/l upprätthållas vid fosforkrav på 0,15 mg/l om allt fosfor skulle vara partikulärt. Eftersom det möjligen även finns en del löst fosfor, som inte kommer att fångas upp av skivfiltret, antas här att SS i effluenten bör hållas lägre än så för att det totala utsläppet av fosfor inte ska överstiga 0,15 mg/l.

Litteraturen ger ingen enhetlig bild när det kommer till val av porstorlek på filtret eller om flockning med polymer behövs innan vattnet filtreras för att uppnå fosforreningskravet. Ødegaard [48] menar att eftersom det inte bildas flockar på samma sätt i en MBBR som i CAS, är det stor spridning i partikelstorlek i det utgående vattnet i en MBBR-reaktor och att flockning därmed behövs innan ett skivfilter vid efterpolering. Pilottester, presenterade i samma studie, visade att det krävdes tillsats av flockningspolymer för att SS skulle gå under 10 mg/l i effluenten. Det rekommenderades dessutom en filterporstorlek >20 µm för att bibehålla tillräcklig hydraulisk kapacitet [48]. Däremot visade tester av skivfilter efter EDN-MBBR på Sjölunda ARV att det gick att uppnå SS-koncentrationer på 3,5 respektive 5 mg/l i medelvärde med filterporstorlek på 10 respektive 20 µm utan polymertillsats [19]. Dock skilde sig SS-koncentrationen in på filtrena mycket åt i de ovanstående studierna (ca 150-200 mg/l respektive 10-50 mg/l) vilket också har inflytande på utgående koncentration .

Med tillräckligt små porstorlekar verkar det alltså gå att få tillräcklig rening utan polymertillsats, vilket dock medför en minskad hydraulisk kapacitet. Utifrån från detta väljs en porstorlek på filtet på 10 µm och ingen polymertillsats, vilket vid ovan beskrivna pilottest på Sjölunda gav en hydraulisk kapacitet på 4,8 m/h. Vid denna studies beräkningar, se appendix A.16, kontrolleras att SS-koncentrationen in på filtrena inte avviker för mycket från dessa tester. Hydrotech skivfilter, HSF 1702, väljs som modell för dimensioneringen.

3.5 Val av AGS-teknik

Eftersom AGS i full skala bara finns implementerad som den patenterade Nereda-tekniken ses det inte som möjligt att tillämpa någon annat än denna. Det har inte gått att hitta någon dimensioneringsvägledning för tekniken. Istället har dimensioneringen gjorts utifrån ett så långt som möjligt likvärdigt existerande ARV genom att dimensionera om volym, slamproduktion och energibehov utifrån flödeskillnaden hos referensverk och Sjölundas utbyggnadsalternativ. Anläggningar med AGS-tekniken lokaliserade på platser med likvärdigt klimat identifierades, varvid det enbart för två ARV, Garmerwolde ARV och Epe ARV i Nederländerna, har kunnat hittas beskrivande data [42], [52]. Garmerwolde ARV valdes ut som referensverk eftersom dess influent stämmer relativt väl överens med detta projekts influent, se tabell 3.3 och 3.1. Denna metod för dimensionering är en grov uppskattning, men det faktum att föroreningshalterna i influenterna är relativt samstämmiga bör göra att ett relevant resultat erhålls.

Tabell 3.3: Medelvärden för influent och effluent för referensverk Garmerwolde [42].

	Influent [mg/L]	**Effluent** [mg/L]
SS	263	20
BOD_5	224	9,7
Tot-P	6,7	0,9
PO_4^{3-} (löst)	4,4	0,4
Tot-N	49,4	6,9
NH_4^+ (löst)	39,0	1,1

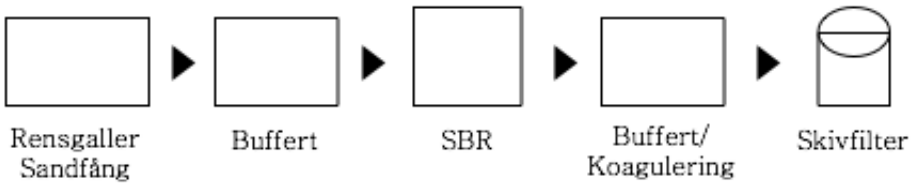
Efter rensgaller och sandfång går avloppsvattnet via en buffertbassäng direkt in till de biologiska SBR-bassängerna. På Garmerwolde ARV är dessa 7,5 m höga, vilket de också antas vara för utbyggnadsalternativet. Därefter går vattnet direkt ut i recipienten på Garmerwolde ARV.

AGS-alternativet har alltså inget trumfilter, flockning eller koagulering i förbehandlingen till skillnad från de övriga teknikerna. Detta beror på att denna typ av förbehandling inte påträffats i någon AGS-anläggning som är i drift idag. Därmed går det inte att avgöra om AGS-tekniken hade fungerat för avloppsvatten behandlat med den beskrivna förbehandlingen. Dessutom renas fosforen biologiskt i SBR-bassängen och behöver därför inte tas om hand i föreliggande steg.

3.5.1 Efterpolering AGS

Om koncentrationer i Garmerwoldes effluent, se tabell 3.3, antas vara de som är rimliga att uppnå med AGS-tekniken, krävs efterpolering för att möta kraven på framtida Sjölunda ARV. Det kan nämnas att ett annat nederländskt ARV, Epe ARV, använder sandfilter som efterpolering och uppnår utsläppskoncentrationer som ligger betydligt närmare utsläppskraven för framtida Sjölunda [52]. Liksom för MBBR-anläggningen väljs här skivfilter som efterpoleringsteknik med samma utformning som i MBBR-anläggningen för att så långt som möjligt få en likvärdig jämförelse, se mer under avsnitt 3.4.1.

Eftersom effluenten i Garmerwolde ARV har höga värden av löst fosfor, över framtida Sjölundas utsläppskrav på totalt fosfor på 0,15 mg/l, är det rimligt att anta att även fällningskemikalie behöver tillsättas, eftersom skivfiltret enbart fångar upp partikulärt material. På grund av varierande flöde ut från SBR-bassängen är det troligen lämpligt att ha buffertbassäng även efter bioreaktorn, för att inte behöva dimensionera skivfiltrena för höga stötvisa flöden. Denna dimensioneras lika stor som bufferttanken före SBR-bassängen. Fällningskemikalien tillsätts precis efter SBR-bassängen för att koaguleringen ska kunna ske i buffertbassängen, vilken med god marginal har tillräcklig uppehållstid för koagulering på grund av sin storlek. Processlösningen för AGS-anläggningen sammanfattas i figur 3.7.



Figur 3.7: Processchema AGS-alternativet.

4 Metod

I detta kapitel redovisas hur beräkningar har gjorts för att få fram värden på jämförelsekriterierna platsåtgång, energibehov, kemikaliebehov och biogasproduktion. Avsnitten är indelade efter kriterier och sedan presenteras metoder för varje teknik. I vissa fall har resultaten räknats fram på teoretisk väg. Där det inte har bedömts möjligt, utgörs resultaten istället av omskalningar av värden från andra ARV. I enstaka fall har värdena tagits fram av experter, eller med metoder givna av experter. Uppmärksamma att förbehandlingen är identisk vid MBR och MBBR men exkluderas från AGS och att skivfilter används både vid MBBR och AGS, se figur 3.1 i kapitel 3.

4.1 Beräkningsförutsättningar för MBR och MBBR

Följande antaganden har gjorts för beräkningar för MBR och MBBR:

- Allt kväve som kommer till biosteget är i form av ammonium. Allt partikulärt kväve avlägsnas i trumfiltret.
- 100 % nitrifiering. Allt inkommande ammonium antas nitrifieras till nitrat.
- Denitrifikationen belastas med allt nitrat som behöver renas för att uppnå erfoderlig kväverening. 100 % av detta denitrifieras.
- 15 % kväve assimileras i slammet och subtraheras från kvävet som belastar nitrifikation och denitrifikation. Andelen ligger någonstans mellan 10-30 % och beror av den organiska belastningen [8]. Ett lägre värde i intervallet väljs, då den organiska belastningen på biosteget är låg.
- Fördenitrifikationen kräver en C/N-kvot som uppfyller $\frac{BOD_7}{NO_3^-} > 4$ [7].

Utifrån ovanstående antaganden når följande belastningar respektive processteg:

Nitrifikation
Ammoniumbelastingen på nitrifikationsprocessen motvarar kvävet som kommer in till den biologiska reningen minus det kväve som assimileras i slammet.

$$N_{NFinfl} = N_{bioinfl} - 0,15 \times N_{bioinfl} \tag{4.1}$$

Fördenitrifikation
Andelen kväve som som kan renas i FDN bestäms av C/N-kvoten. Detta bestämmer hur stor andel nitrat, R, som kan recirkuleras till FDN. Utifrån förutsättningarna kan maximal nitratrecirkulering beräknas enligt 4.2

$$R = \frac{BOD_{7,bioinfl}}{4 \times N_{NFinfl}} \tag{4.2}$$

Kvävebelastningen på FDN blir då:

$$N_{FDNinfl} = R \times N_{NFinfl} \tag{4.3}$$

Efterdenitrifikation
Det kväve som inte renas i FDN behöver alltså tas om hand i EDN, med undantag av det kväve som är tillåtet att släppa ut i effluenten. Därur erhålls ekvation 4.4

$$N_{EDNinfl} = (1 - R) \times N_{NFinfl} - (1 - RG_N) \times N_{infl} \tag{4.4}$$

där RG_N är total reningsgrad för kväve beräknad som $1 - \frac{N_{effl}}{N_{infl}}$

Organisk rening
På grund av en låg C/N kvot in i biosteget kommer teoretiskt allt BOD förbrukas i FDN eftersom denna bassäng/zon dimensioneras för maximal möjlig kväverening utifrån hur mycket BOD som finns tillgänglig. Därför dimensioneras ingen aerob bassäng/zon för BOD-nedbrytning.

4.2 Beräkning av platsåtgång

Kriteriet platsåtgång definieras här som den markarea [m^2] som behövs för processen. Enbart markarean för de ingående komponenterna i processen inkluderas och alltså inte ytor som behövs runtomkring för underhåll med mera.

Sjölunda ARV har i nuläget viss möjlighet till utbyggnad, men marken omkring är mycket förorenad. Detta skulle leda till saneringskostnader och hälsorisker vid en expansion. Det är därför önskvärt att minimera platsanspråket.

4.2.1 Platsåtgång förbehandling

Platsåtgången för förbehandlingen utgörs av platsåtgången för koaguleringsbassängen, flockningsbassängen samt av trumfiltret.

Koagulerings- och flockningsbassäng
Platsåtgången för bassängerna beror på inkommande flöde, samt på upphållstiden i bassängerna. Båda bassängerna beräknas på samma sätt men med olika uppehållstider, vilka beror på hur lång tid respektive process behöver för att kemikalietillsatsen skall få önskad effekt. Uppehållstiden i koaguleringsbassängen är 15 minuter [14] och uppehållstiden för flockning är satt till 10 min [16].

Volymen på bassängen V beräknas

$$V = Q_{dim} \times t \text{ [m}^3\text{]} \tag{4.5}$$

där Q_{dim} är dimensionerande flöde och t är uppehållstiden [8]. För att få fram platsåtgången divideras bassängvolymen med bassängdjupet. Beräkningar enligt appendix A.2.

Trumfilter
För att ta fram platsåtgången för trumfilter görs vanligtvis erfarenhetsbaserade antaganden och uppskattningar. Det är svårt att ange generella riktlinjer, då olika influenter för olika ARV skiljer sig åt. Dimensionerande flöde är i regel avgörande, då reningseffektiviteten sjunker med ökad vattenhastighet över filtret [17]. Även mängden slam som avskiljs kan vara avgörande då filtret roterar med en begränsad hastighet. Platsåtgången för trumfiltret i studien uppskattas vara 100 m^2 enligt Janne Vännänen, forskare vid Veolia Water Technologies AB/ Hydrotech [45].

4.2.2 Platsåtgång MBR

För att beräkna den platsåtgång som MBR-anläggningen kräver måste ytor av ingående komponenter beräknas. Komponenterna är förbehandling (se appendix A.2 för beräkning), anoxisk zon för FDN, oxisk zon för nitrifikation, anoxisk zon för EDN samt membranbassäng. För att ytorna ska kunna beräknas krävs att volymberäkning görs för de bassänger/zoner som nämnts ovan. Dimensionerande värden presenteras i tabell 4.1.

Tabell 4.1: Dimensionerande värden för beräkning av platsåtgång för MBR.

Indata	**Värde**
Fördenitrifikationshastighet [kg NO^3/kg VSS×d]	0,0168 [8]
Efterdenitrifikationshastighet [kg NO^3/kg VSS×d]	0,0936 [20]
Nitrifikationshastighet [kg NO^3/kg VSS×d]	0,0356 [20]
Slamålder [dagar]	12 [53]
Slamproduktion [kg SS/kg BOD_7]	0,512 [54]
Nitratrecirkulering, kväve [%]	59 [A.3]
Slamhalt [kg SS/m^3]	6,3 [55]

Fördenitrifikationshastigheten är tagen från diagram i Svenskt vatten [8] för denitrifikation vid 10 °C och för kolkälla i form av avloppsvatten. De andra två hastigheterna är från beräkningar för Henriksdal ARV [20]. Slamålder är uppskattat från Norskt Vanns vägledning för dimensionering av avloppsreningsverk [53]. Slamproduktionen är beräknad ur ATV DWVK A131 med framtagen slamålder, koncentration SS och koncentration BOD. Reningsgraden är den högsta möjliga för recirkulation från nitrifikation till FDN, baserad på den C/N-kvot som valts. Slamhalten är tagen från beräkningar för Henriksdal ARV.

Fördenitrifikation
För att bestämma volymen av den anoxiska zonen för FDN behövs den mängd nitrat som recirkuleras från nitrifikationen (enligt ekvation 4.3), slamhalt samt fördenitrifikationshastigheten. Hastigheten bestäms

av kolkällan, vilket i detta fall är organiskt material i vattnet. Volymen beräknas enligt [20] som

$$V_{FDN} = \frac{Tillgängligt\ nitrat}{Slamhalt \times Fördenitrifikationshastighet}\ [\mathrm{m}^3] \tag{4.6}$$

Efterdenitrifikation
För att bestämma volymen av den anoxiska zonen för EDN behövs den mängd nitrat som återstår efter FDN minus det kväve som får släppas ut enligt utsläppskravet (enligt ekvation 4.4), slamhalt samt efterdenitrifikationshastigheten. Hastigheten i efterdenitrifikationen bestäms vid dimensioneringen av metanol som kolkälla. Volymen beräknas

$$V_{EDN} = \frac{Tillgängligt\ nitrat\ -\ Kväve\ i\ effluent}{Slamhalt \times Efterdenitrifikationshastighet}\ [\mathrm{m}^3] \tag{4.7}$$

Nitrifikation
För att bestämma volymen av oxiska tanken för nitrifikation behövs den mängd kväve i form av ammonium som ska nitrifieras (se ekvation 4.1), slamhalt samt nitrifikationshastigheten. Nitrifikationshastigheten fås från [55] och volymen beräknas enligt [8] som:

$$V_{NF} = \frac{Tillgängligt\ ammonium}{Slamhalt \times Nitrifikationshastighet}\ [\mathrm{m}^3] \tag{4.8}$$

Volymerna som beräknas för FDN, EDN och nitrifikation summeras och divideras med bassängernas höjd för att få deras totala ytåtgång.

$$A_{MBR,bio} = \frac{V_{FDN} + V_{EDN} + V_{NF}}{h}\ [\mathrm{m}^2] \tag{4.9}$$

Fullständiga beräkningar för ytåtgången av den biologiska reningen för MBR finns i appendix A.3

Membranbassäng
Platsåtgången för membranbassängen är given av GE Power och uppskattas vara cirka $40 \times 25 = 1000$ m^2. En skiss över membranbassängens utformning finns i figur 3.5 i kapitel 3.

4.2.3 Platsåtgång MBBR

Utöver förbehandlingen utgörs platstågången för MBBR-anläggningen av bassänger för biologisk rening och efterpolering i form av skivfilter.

Biosteg
Vid volymdimensionering av den biologiska reningen i ett MBBR-anlägging är dimensionerande parametrar bärarnas fyllnadsgrad, specifik yta på bärarmaterialet och arealbelastning av aktuellt substrat [7], det vill säga ammonium på nitrifikationen (N_{NFinfl}) och nitrat på FDN och EDN, ($N_{FDNinfl}$) respektive ($N_{EDNinfl}$) . Värden på dimensionerande arealbelastning har tagits ur Norskt Vanns vägledning för dimensionering av avloppsreningsverk [53]. I tabell 4.2 är dimensioneringsvärden för beräkningarna

sammanställda.

Tabell 4.2: Dimensionerande värden för beräkning av platsåtgång MBBR.

Parametrar	**FDN**	**Nitrifikation**	**EDN**
Arealbelastning [g substrat/m^2×d]	0,3	0,8	0,6
Specifik yta [m^2/m^3]	800	800	800
Fyllnadsgrad [%]	50	50	50

Volymen för bassängen i respektive processteg beräknas enligt ekvation 4.10 där belastning aktuellt substrat är de framräknade kvävebelastningarna i 4.1.

$$V = \frac{Belastning\ aktuellt\ substrat}{Arealbelastning \times Specifik\ yta \times Fyllnadsgrad} \quad [\mathrm{m}^3] \tag{4.10}$$

Volymen för respektive processteg adderas och divideras därefter med djupet på bassängen, h, varvid bassängernas totala area erhålls enligt ekvation 4.11.

$$A_{MBBR,bio} = \frac{V_{FDN} + V_{NF} + V_{EDN}}{h} \quad [\mathrm{m}^2] \tag{4.11}$$

Efterpolering
Skivfiltrets platsåtgång beräknas utifrån en hydraulisk kapacitet på 3 m/h för att ha en viss marginal till 4,8 m/h som uppmättes i pilotest med motsvarande filter och SS-koncentration [49]. Varje skivfiltermodul antas ha en filterarea på 140 m^2 baserat på Rya avloppsreningsverks skivfilter (32 stycken med total filterarea på 4480 m^2 [49]). Antal moduler ges då som

$$Antal\ moduler = \frac{Q_{dim,m^3/h}}{Hydraulisk\ kapacitet \times Filterarea} \tag{4.12}$$

En modul har måtten 1,96 ×1, 82 m^2 [56], vilket ger markarean enligt ekvation 4.13.

$$A_{skivfilter} = Antal\ moduler \times 1,96 \times 1,82 \quad [\mathrm{m}^2] \tag{4.13}$$

Beräkningar enligt appendix A.4.

4.2.4 Platsåtgång AGS

Vid Garmerwolde kräver SBR-bassängen 19 200 m^3 och buffertbassängen 4000 m^3 [42]. Eftersom det krävs en ytterligare buffert inför efterpoleringen sätts även den till 4000 m^3. Summan av volymerna skalas om genom att multiplicera med en omskalningsfaktor som är kvoten mellan Sjölundas medelflöde och Garmerwoldes medelflöde. Arean fås fram enligt ekvation 4.14 genom att dela med bassänghöjden,

vilket är 7,5 m för AGS.

$$A_{AGS,bio} = \frac{(19200 + 4000 \times 2) \times \text{Omskalningsfaktor}}{7,5} \quad [\text{m}^2] \tag{4.14}$$

Antagandet att buffertbassängen efter SBR går att använda för koagulering medför att ingen ytterligare area för koagulering behövs. Skivfiltret har samma utformning som för MBBR och dess platsåtgång beräknas således med ekvation 4.12 och 4.13. Beräkningar enligt appendix A.5

4.3 Beräkning av energiåtgång

Kriteriet energiåtgång [MWh/år] definieras som den energi som krävs för att driva de olika processtegen. För MBR och MBBR har energiåtgången för varje ingående komponent i processen beräknats, medan övriga poster exkluderas, såsom framdrivning av vattnet mellan processtegen. De framtagna värdena är alltså inte representativa för hela utbyggnadsalternativet, men innefattar de huvudsakliga energiförbrukande posterna. För AGS har en omskalning av ett befintligt verk gjorts, varför det framtagna värdet representerar energiförbrukningen för utbyggnadsalternativet i sin helhet.

4.3.1 Energiåtgång förbehandling

Energiförbrukningen för trumfilter innefattar rotering av trumman samt backspolning av filtret. Remy m.fl. [57] har undersökt energiförbrukningen för trumfilter under 18 månader vid Stahnsdorf ARV i Berlin. I studien användes ett trumfilter som var likvärdigt det som valts i denna studie. Även om koncentrationer för föroreningar i vattnet var ungefär 2 gånger så höga mot vad som antas i denna studie, antas den uppmätta energiförbrukningen vara relevant då den ges i kWh/m^3 avloppsvatten. Energiförbrukningen för trumfilter beskrivs således av ekvation 4.15.

$$E_{trumfilter} = 0,01 \times Q_{dim,m^3/\text{år}} \quad \text{[kWh/år]} \tag{4.15}$$

I en annan studie undersöktes driftserfarenheter för skivfilter inklusive fällning vid efterpolering [50]. I studien anges energiförbrukning för fällningsbassängerna, vilket inkluderar pumpar samt omrörning för inblandning. Då studien undersöker ett annat scenario skiljer det sig förmodligen något mellan den och hur det ser ut vid förbehandling med aktuella värden. Dock så antas energiförbrukning ändå röra sig runt samma storlek. Summan av energiförbrukning för båda bassängerna är snarlik den för trumfiltret och beskrivas med ekvation 4.15. Beräkningar enligt appendix A.6.

$$E_{\text{fällningsbassänger}} = 0,0095 \times Q_{dim,m^3/\text{år}} \quad \text{[kWh/år]} \tag{4.16}$$

4.3.2 Energiåtgång MBR

Den diskussion som presenteras här om valet av metod för energiåtgång för MBR går även att applicera på valet av metod för kemikalieåtång för MBR, se avsnitt 4.4.2 nedan.

De poster i energiförbrukningen som är specifika för MBR-anläggningen är förbrukningen för aktivslambassängen och membranbassängen. Energiåtgången för aktivslambassängen utgörs av luftning för att underhålla nedbrytningen av mikroorganismer, som beskrivet i avsnitt 2.2.2. Åtgången för membranbassängen utgörs av luftning av membranet och pumpning av olika slag; RAS, WAS, permeat, samt fysisk och kemisk rengöring [26].

Judd [28] presenterar metoder för att beräkna energiåtgång både för luftning av aktivslambassäng och luftning av membran, men påpekar också att även om teoribildningen delvis är utvecklad, presterar membranen mycket olika och oförutsägbart i verkligheten (jämför också [25], [26]). Enligt Judd erhålls därmed de bästa uppskattningarna för energiåtgång via utförda pilotstudier och fallstudier.

Två verk som har studerats flitigt är Nordkanal ARV i Tyskland, samt Varsseveld ARV i Nederländerna. Dessa har valts ut som referensverk, eftersom de ligger någorlunda nära Sverige och har liknande membrantyper installerade. Nordkanal ARV har den äldre membrantypen ZeeWeed500C installerad. De flesta MBR-verk i Europa behandlar avloppsvatten från endast ett par tusen PE (se t.ex [26]), men Nordkanal försörjer cirka 80 000 stycken PE, vilket är mycket i jämförelse andra befintliga MBR-verk. Varsseveld ARV har ZeeWeed500D installerad, men tar bara emot vatten från 31 500 PE [25]. Dimensionerande PE är inte givna till denna studie, men VA Syd [2] uppskattar att Lund kommer ha 175 000 invånare år 2060. För att få data både från ett lite större ARV med HF-membran och ett med just denna studies membrantyp, har både Nordkanal ARV och Varsseveld ARV använts vid uppskattningen av energiåtgång på Sjölunda.

Tidigare forskning har uppmätt total energiåtgång för hela avloppsreningsverk, utan att ange energiförbrukningen i absoluta tal för enskilda komponenter i processen. Det är vanligare att ange vilken procentandel av total förbrukning som en komponent utgör (se t.ex. [25], [26]). Därför har inte beräknad energiåtgång delats upp i luftning av aktivslambassäng och åtgång för membranbassäng var för sig, utan uppskattas som en helhet. Krzeminski m.fl. [26] har i en litteraturöversikt sammanställt uppmätt energiförbrukning i kWh/m^3 avloppsvatten för bland annat Nordkanal ARV och Varsseveld ARV. De uppmätta intervallen presenteras i tabell 4.3.

Tabell 4.3: Energiförbrukning vid valda referensverk.

ARV	[kWh/m^3]
Nordkanal	0,4-0,9
Varsseveld	0,75-1,0

Varsseveld har alltså en högre energiförbrukning, trots att verket har en nyare membrantyp installerad. Nordkanals genomsnittliga energiförbrukning var 0,65 kWh/m^3 per år i april 2017 enligt data utgivna från reningsverket. Varsseveld ARV förbrukade i genomsnitt 0,77 kWh/m^3 de fem första åren i drift [25]. För att anta ett konservativt värde, antas här en genomsnittlig energiförbrukning på 0,8 kWh/m^3 för hela MBR-anläggningen. Detta multipliceras med dimensionerande flöde för att få energiförbrukningen per år.

$$E_{MBR} = Q_{dim,m^3/\text{år}} \times 0,8 \tag{4.17}$$

Värdet måste reduceras, eftersom energiåtgången för förbehandling redan är uträknad i denna studie och eftersom övrig energikonsumtion utöver aktivslam- och membranbassäng förbises. Uppmätta data innefattar hela avloppsreningsverket och är således inte representativt för energiåtgången av enbart aktivslambassäng och membranbassäng. På Varsseveld ARV utgjordes cirka 21 % av energiförbrukningen av “framdrivning av vatten” och “övrig installerad utrustning” [26] (författarnas översättning). På Nordkanal ARV var motsvarande siffra 23,2 % för “pumpstationer, förbehandling, slamavvattning och övriga processteg” [58] (författarnas översättning). För att anta ett konservativt värde, reduceras energiförbrukningen med enbart 15 %. Alltså antas att 85 % av verkets totala energiåtgång utgörs av konsumtion för aktivslambassängen och membranbassängen, vilket överrensstämmer med sammanställningar utförda

av Krzeminski m.fl. [26] och Brepols [58]. Detta ger

$$E_{MBR,red} = E_{MBR} \times 0,85. \tag{4.18}$$

Den absolut största energiposten utgör luftning av membran, följt av luftning av aktivslambassängen. Detta gäller både för Nordkanal ARV och Varsseveld ARV [26], [58].

Beräkningen visas i appendix A.7.

4.3.3 Energiåtgång MBBR

Energibehovet för MBBR inkluderar luftning i oxisk bassäng, omrörning i anoxisk bassäng och efterpolering med skivfilter.

Luftning i oxisk bassäng
Vid beräkning av energiåtgången vid luftning måste luftbehovet vara känt. Luftbehovet mäts i normalkubikmeter, Nm^3, per tidsenhet. Denna enhet används i samband med gaser vid standardtryck och standardtemperatur. Luftbehovet beror i sin tur på syrebehovet i de aeroba processerna. Detta behov beskrivs av Ødegaard [7] som

$$O_{dygn,BOD} = 1,0 \text{ kg } 0_2/\text{kg BOD}_5 \quad O_{dygn,N} = 4,5 \text{ kg } 0_2/\text{kg NH}_4^+ \tag{4.19}$$

Ødegaard uppger att hänsyn bör tas till en maxbelastingsfaktor 2,0 för syrebehovet per timme för nitrifiering, ekvation 4.20. Faktiskt syrebehov AOR (*Actual Oxygen Requirement*) beräknas därmed

$$AOR = \frac{O_{dygn,BOD} + 2 \times O_{dygn,N}}{24}. \tag{4.20}$$

Dock går ingen BOD vidare efter FDN i vår processlösning, enligt tidigare antaganden i 4.1. $O_{dygn,BOD}$ sätts alltså lika med noll. Ytterligare ett antagande i 4.1 som påverkar beräkningarna för luftning är att 15 % av kvävet assimilieras i slammet. Alltså dras 15 % av det kväve som går vidare efter förbehandlingen bort. Nedan följer beräkningen av syrebehovet vid normala förhållanden, SOR (*Standard Oxygen Requirement*).

$$SOR = \frac{AOR \times C_{20,alt} \times D_{cf}}{\alpha(\beta \times C_{T,alt} \times D_{cf} - DO_{reaktor})1.024^{(T-20)}} \tag{4.21}$$

Mättnadskoncentrationen för syrgas vid 20 °C och aktuell altitud, $C_{20,alt}$, samt mättnadskoncentrationen för syrgas vid aktuell temperatur och altitud, $C_{T,alt}$, beräknas i appendix A.8 enligt [59]. Altituden, (m ö h), antas vara 0 m. Den lösta syrehalten, DO, i nitrifikationsbassängen sätts till 4 g/m^3. Denna koncentration tillgodoser behovet, enligt McQuarrie och Boltz [32].

Luftningskonstanterna α samt β antas vara 0,8 respektive 0,95 enligt Christian Rosén, processpecialist vid AnoxKaldnes [60]. Den dimensionerande temperaturen T, är som tidigare nämnts 10 °C och neddoppningsdjupet (bassängdjup) D, 5 meter. Korrektionsfaktorn, D_{cf}, som beror på bassängdjup samt

tryck, beräknas enligt ekvation 4.22. Standardtryck, p, är 1,013 Bar ($1,013 \times 10^5$ Pa).

$$D_{cf} = \frac{\frac{1}{3} \times D \times 0.0981 + p}{p} \tag{4.22}$$

Vid beräkning av luftbehovet måste hänsyn tas till syreöverföringshastigheten, OTR (*Oxygen Transfer Rate*). Denna antas, för grovblåsiga luftarsystem, vara 14 g O_2 /Nm^3,m [60]. Luftbehovet blir därmed

$$\text{Luftbehov} = \frac{SOR \times 1000}{OTR \times D \times 24} \tag{4.23}$$

Detta ger effekten:

$$\text{Förbrukad effekt} = \frac{\text{Luftbehov [Nm}^3\text{/min]} \times D}{5} \quad \text{[kW]} \tag{4.24}$$

Ekvationerna 4.21 till 4.24 är givna av [60].

Energibehovet beräknas sedan enligt 4.25

$$E_{oxisk} = \text{Förbrukad effekt} \times 24 \times 365 \text{ [kWh/år]} \tag{4.25}$$

Omrörning i anoxisk bassäng
I de anoxiska bassängerna sker omrörning av bärarmaterialet med hjälp av nedsänkbara mixrar. Enligt McQuarrie och Boltz [32] åtgår det 25 W per m^3 bassäng, vilket ger

$$E_{anoxisk} = 25 \times V \times \frac{24 \times 365}{1000} \text{[kWh/år]} \tag{4.26}$$

Efterpolering
Energiåtgången för skivfilter har uppgetts variera mellan 9-34 Wh/m^3 [19], [48], [50] där lägre värden gäller när koagulering eller flockning inte använts. Energiåtgången beror i huvudsak på backspolning av filtren [48] och bör således variera med filterstorlek och SS-koncentration. Eftersom inget av de rapporterade värdena till fullo motsvarar förhållandena för detta projekt så görs en uppskattning med hänsyn tagen till att inga koagulerings- eller flockningskemikalier tillsätts till bioeffluenten, men att liten porstorlek används, vilket är fallet för MBBR. För AGS beräknas koagulering separat i ekvation 4.29. Energiåtgången uppskattas som 15 Wh/m^3 och beräknas då enligt ekvation 4.27.

$$E_{skivfilter} = 15 \times Q_{dim,m^3/\text{år}} \quad \text{[Wh/år]} \tag{4.27}$$

Beräkningar i appendix A.8.

4.3.4 Energiåtgång AGS

Energiförbrukningen för Garmerwolde ARV finns given som 0,17 kWh/m^3 och beräknas därför enligt ekvation 4.28. Energiförbrukningen innefattar hela processen förutom slamhantering [42]. Detta antas representera SBR-bassängen i denna studie. Utöver den tillkommer energiförbrukningen för efterpolering,

vilket inkluderar koagulering och skivfilter.

$$E_{SBR} = 0,17 \times Q_{dim,m^3/\text{år}} \quad [\text{kWh/år}] \tag{4.28}$$

Energiförbrukning för koagulering beskrivs av ekvation 4.29 vilken har tagits fram specifikt för koaguleringsbassängen på samma sätt som i avsnitt 4.3.1.

$$E_{koagulering} = 0,0055 \times Q_{dim,m^3/\text{år}} \quad [\text{kWh/år}] \tag{4.29}$$

För skivfiltren beräknas energiförbrukning på samma sätt som vid efterpolering för MBBR enligt ekvation 4.27.

Beräkningar i appendix A.9.

4.4 Beräkning av kemikalieåtgång

Kriteriet kemikalieåtgång [kg/år] definieras som totala mängden av alla kemikalier som behövs för att processen ska fungera. Kemikalieanvändning innebär både kostnader, hälsorisker och miljöbelastning, varför förbrukningen bör minimeras. Kemikalier behöver tillsättas av flera anledningar. I förbehandlingen behövs det för att rena avloppsvattnet från fosfor, medan det för MBR används kemikalier för att få bort fouling. Vid AGS måste en fällningskemikalie tillsättas efter SBR-tanken, eftersom avloppsvattnet har hög halt av löst fosfor, medan skivfiltret bara kan avskilja partikulär fosfor.

4.4.1 Kemikalieåtgång förbehandling

Kemikalieåtgång vid koaguleringen beror på mängden fosfor som måste avlägsnas i reningssteget. Fosfor förbrukas vid biologisk rening och detta måste beaktas vid beräkning av kemikaliedos. Ekvation 3.2 beskriver den mängd fosfor som krävs vid biologisk rening. Nedan visas den kemiska reaktionsformeln för fällning med järnklorid [61].

$$FeCl_3 + PO_4^{3-} \leftrightarrow FePO_4 + 3Cl^- \tag{4.30}$$

Genom att multiplicera koncentrationen fosfor som måste avlägsnas med viktförhållandet mellan järnklorid och fosfor, som beräknas i appendix A.10, erhålls doseringen av järnklorid (mg/l) som behöver tillsättas. Se ekvation 4.31.

$$FeCl_{3,dosering} = 5,2 \times P_{avskiljning}[mg/l] \tag{4.31}$$

För flockning sätts dosering av polymerer till 3 mg/l utifrån en tidigare utförd fallstudie [16], för att i kombination med koagulering uppnå de avskiljningar som önskas vid trumfiltret. Beräkningar enligt appendix A.10.

4.4.2 Kemikalieåtgång MBR

För att beräkna kemikaliebehovet för MBR- anläggningen behöver kemikalieåtgång för förbehandling, kemikalieåtgång för rening av membranen och metanol i efterdenitrifikationen beaktas. Beräkningen av kemikalieåtgång för förbehandling är gemensam för MBR och MBBR. Se avsnitt 4.4.1 ovan.

Kemikalieåtgång för rening av membranen
Beräkningen för kemikalieåtgången för rening av membranen är baserad på kemikalieförbrukningen vid Nordkanal ARV i Tyskland. För en motivering till valet av detta ARV, se avsnitt 4.3.2. Data från Varsseveld ARV har inte använts för att minska omskalningsfaktorn, då det är ett litet verk i jämförelse med Sjölunda.

Även vid beräkning av kemikalieåtgång menar Judd [28] att det förvisso finns viss teoribildning om hur dosering av kemikalier och frekvens av rening kan räknas ut, men att det mest tillförlitliga sättet är att dimensionera efter tidigare studier sett till dagens forskningsläge. Dessutom beror kemikalieåtgången på specifika förutsättningar för membrantypen ZeeWeed500D och dessa produktdata lämnas inte ut till allmänheten. På grund av detta framstår en uppskattning baserad på befintliga verk som det bästa alternativet. Tabell 4.4 visar kemikalieförbrukningen för Nordkanal åren 2013-2016. De behandlar i snitt

$5{,}5\times10^6$ m^3 avloppsvatten per år. Datan är utlämnad av Nordkanal ARV och publiceras med tillstånd. Procenttalen anger lösningens massfraktion, alltså hur stor andel av den tillsatta kemikalielösningens massa som är 100 % verkningssubstans.

Tabell 4.4: Kemikalieförbrukning Nordkanal ARV [l/a]. HCl - Saltsyra, $C_6H_8O_7$ - Citronsyra, NaOH - Natriumhydroxid, NaClO - Natriumhypoklorit.

År	HCl 25 % w/w	$C_6H_8O_7$ 50 % w/w	NaOH 20 % w/w	NaClO 12 % w/w
2013	6000	68000	15000	40000
2014	6000	67000	8000	37000
2015	8000	63000	10000	40000
2016	9000	56000	7000	45000
Medelvärde	7250	63500	10000	40500

Verket har membrantypen ZeeWeed500C installerad och är i drift sedan 2004. Konventionen är att ange kemikalieåtgång för membran i enheten liter kemikalielösning per år [l/a], men för att kunna jämföra kemikalieåtgången med de andra teknikerna, räknas åtgången om till kilo ren kemikalie per år. Detta genom att multiplicera åtgången med lösningens massfraktion, samt dess densitet ρ, vilket sedan multipliceras med en omskalningsfaktor mellan Sjölundas och Nordkanals flöden

$$\text{Kemikalieåtgång [kg/år]} = \text{Kemikalieåtgång [l/a]} \times \text{massfraktion} \times \rho \times \text{Omskalningsfaktor.} \quad (4.32)$$

Kemikaliernas densiteter presenteras i tabell 4.5.

Tabell 4.5: Reningskemikaliernas densitet ρ [62].

Kemikalie	ρ [kg/l]
HCl	1,12
$C_6H_8O_7$	1,33
NaOH	1,22
NaClO	1,08

Beräkningarna visas i appendix A.11.

Metanoltillsats i efterdenitrifikationen
I efterdenitrifikationen krävs tillsats av metanol som kolkälla. Den mängd COD som behöver tillsättas i EDN beräknas enligt ATV-DVK [54], och utgår från att ca 5 g COD/ g $NO^-_{3,denitrifierat}$ krävs:

$$COD_{EDN} = 5 \times N_{EDNinfl} \quad (4.33)$$

Metanolåtgången i EDN beräknas utifrån att att det är 1,5 g COD/g metanol [12], alltså

$$Metanol = \frac{COD_{EDN}}{1,5} \tag{4.34}$$

För fullständiga beräkningar, se appendix A.11.

4.4.3 Kemikalieåtgång MBBR

För att beräkna kemikaliebehovet för MBBR- anläggningen behöver kemikalieåtgång för förbehandling och metanoltillsats i efterdenitrifikationen beaktas. Beräkningen av kemikalieåtgång för förbehandling är gemensam för MBR och MBBR. Se avsnitt 4.4.1 ovan. Beräkningen av metanoltillsats för MBBR har gjorts på samma sätt som för MBR, se avsnitt 4.4.2 ovan.

4.4.4 Kemikalieåtgång AGS

Kemikalieåtgången för AGS utgörs enbart av dosering av järnklorid vid efterfällning. Doseringen beräknas enligt ekvation 4.31 där avskiljningen av fosfor istället är differensen mellan koncentrationen för effluenten vid Garmerwolde ARV (tabell 3.3) och utsläppskravet för denna studie, se tabell 3.1. Beräkningar enligt appendix A.13.

4.5 Beräkning av biogasproduktion

Kriteriet biogas [m^3/år] defineras som den biogas som kan utvinnas ur processerna. Biogasproduktionen är ett resultat av det slam som avskiljs i förbehandlingen och den biologiska reningen och hur detta behandlas i en rötningsprocess. Därför tas slamproduktionen för förbehandlingen och respektive reningstekniks biologiska rening fram först, för att sedan räknas om till biogas i avsnitt 4.5.5. Sjölunda ARV har i dagsläget en etablerad marknad med kunder i området som köper producerad biogas. Studien kommer inte beröra vad slammet som avskiljs skulle kunna användas till i framtiden, utan enbart ta fram en förväntad producerad biogasvolym.

4.5.1 Slamproduktion förbehandling

Slamproduktion (SP) vid förbehandlingen beskrivs av ekvation 4.35 [18]. Avskiljning av SS ingår, samt effekten av koagulering. SS_{infl} respektive SS_{bioinfl} är inkommande och utgående SS vid trumfiltret. K_{prec} är en faktor beroende på vad för koaguleringsmedel som används och D är dosen. Beräkningar enligt appendix A.14.

$$SP_{prim} = SS_{infl} - SS_{bioinfl} + K_{prec} \times D \quad \text{[kg/år]} \tag{4.35}$$

4.5.2 Slamproduktion MBR

Den biogas som produceras i MBR utgår från den mängd slam som kan avskiljas. I den biologiska reningen baseras det slam som producerats på specifik slamproduktion (SSP) enligt [54]. Denna slamproduktion har avlästs med extrapolering av kvoten för koncentrationerna för SS och BOD_7 i aktivslamprocessen, med interpolering av värdena för 10 och 15 dagars slamålder för gällande temperatur på 10 °C. Den specifika slamproduktionen multipliceras med den mängd BOD som når det biologiska steget. Slammängden som producerats blir då

$$SP_{bio} = SSP \times (BOD_{7,bioinfl} - BOD_{7,effl} + BOD_{EDN}) \quad \text{[kg/år]} \tag{4.36}$$

där BOD_{EDN} utgörs av metanol. $BOD_{EDN} = COD_{EDN}$ antas, eftersom metanol är en till fullo lätt nedbrytbar kolkälla. COD_{EDN} beräknas enligt ekvation 4.33.

Fullständiga beräkningar för slam-och biogasproduktionen finns i appendix A.15.

4.5.3 Slamproduktion MBBR

Den specifika slamproduktionen i en MBBR kan beräknas utifrån ekvation 4.37, given av Christian Rosén, processpecialist vid AnoxKaldes, och Halvard Ødegaard, professor vid Norges Tekniska-Naturvetenskapliga Universitet [60], [63]. Ekvationen är en anpassning för MBBR-teknik, gjord av Halvard Ødegaard, av slamberäkningsformeln i den tyska dimensioneringsvägledningen ATV för konventionellt aktivt slam [54].

$$SSP = 0,6 \times ((SS_{bioinfl}/BOD_{5,bioinfl}) + 1) - ((0,72 \times F)/(BA_{BOD} + (1,33))) \quad [gSS/gBOD_{5,nedbrutet}] \tag{4.37}$$

där

- $F = 1.072^{(T-15)}$, T temperatur [°C]
- $BOD_{5,bioinfl} = BOD_{7,bioinfl}/1.15 + BOD_{EDN}$. Total BOD belastning på biosteget, inkusive extern kolkälla. BOD_{EDN} beskrivs i avsnitt 4.5.2.
- $BA_{BOD} = BOD_{5,pre}/A_{tot,barare}$. Total arealbelastning av BOD på bärarytan i samtliga bioprocesser.

Beräkningar i appendix A.16.

4.5.4 Slamproduktion AGS

Slamproduktionen för Garmerwolde ARV är given till 3900 kg/dygn. Genom att skala om denna med samma omskalningsfaktor som i avsnitt 4.2.4 erhålls slamproduktion för Sjölunda framtida ARV enligt ekvation 4.38. Beräkningar enligt appendix A.17.

$$SP_{bio} = 3900 \times \text{Omskalningsfaktor} \times 365 \quad [\text{kg/år}] \tag{4.38}$$

4.5.5 Från slam till biogas

Hur mycket biogas som går att utvinna ur slammet kan variera stort och beror bland annat på hur stor organisk andel, volatile solids (VS), som finns i slammet och hur rötningsprocessen är utformad. En fördjupning ligger utanför denna studie och beräkningar baseras på några enkla antaganden. VS-halten i primärslam från förbehandligssteget varierar mellan 60-85 % [12] och antas här vara hög, 85 %, eftersom den utformade förbehandlingen avser avlägsna en stor andel organiskt material. För bioslammet antas ett typväde på 70 % [12]. Det antas att 50 % VS bryts ner i rötningskammaren, något som egentligen beror av uppehållstiden i kammaren [12]. Vidare antas en biogasproduktion på 1,0 m^3/kg $VS_{nedbrutet}$ (typisk variation 0,75-1,12 m^3/kg $VS_{nedbrutet}$), där gasvolymen anges vid standardförhållanden (0°C, 1 atm) [12]. Biogasproduktionen beräknas därmed enligt ekvation 4.39.

$$\text{Biogas} = 0,85 \times 0,5 \times 1,0 \times SP_{prim} + 0,7 \times 0,5 \times 1,0 \times SP_{bio} \quad [m^3/\text{år}] \tag{4.39}$$

För AGS finns inget primärslam och den delen av ekvationen sätt alltså till noll. För MBBR korrigeras för att ekvation 4.37 gäller för BOD_5 med hjälp av ekvation 2.1. Beräkningar enligt appendix A.15, A.16, A.17 för respektive teknik.

5 Resultat

I det här kapitlet visas studiens framtagna värden för respektive jämförelsekriterie, tabell 5.1 till och med 5.4. De framtagna värdena för varje teknik har summerats och presenteras i tabell 5.5, som är en sammanställning av studiens resultat.

I tabell 5.1 och 5.2 redovisas plats- och energiåtgång för de olika teknikerna. Noterbart är att det för alla tekniker i huvudsak är biosteget i reningsprocessen som tar plats och förbrukar energi. Ett lågt värde på plats- och energibehov anses fördelaktigt.

Tabell 5.1: Platsåtgång

	MBR	[m^2]	**MBBR**	[m^2]	**AGS**	[m^2]
Förbehandling	Koagulering	101	Koagulering	101	-	-
	Flockning	67	Flockning	67	-	-
	Trumfilter	100	Trumfilter	100	-	-
Biosteg	Fördenitrifikation	1 660	Fördenitrifikation	1 464	SBR	6 152
	Nitrifikation	1 330	Nitrifikation	931	-	-
	Efterdenitrifikation	141	Efterdenitrifikation	348	-	-
	Membranbassäng	1 000	-	-	-	-
Efterpolering	-	-	Skivfilter	17	Koagulering	101
	-	-	-	-	Skivfilter	17
TOTALT		**4 399**		**3 028**		**6 270**

Tabell 5.2: Energiåtgång

	MBR	[MWh/år]	**MBBR**	[MWh/år]	**AGS**	[MWh/år]
Förbehandling	Kem. fällning	168	Kem. fällning	168	-	-
	Trumfilter	177	Trumfilter	177	-	-
Biosteg	Syresättning	-	Syresättning	2 060	SBR	3 002
	Membran	12 000[1]	Omrörning	1 984	-	-
Efterpolering	-	-	Skivfilter	265	Koagulering	97
	-	-	-	-	Skivfilter	265
TOTALT		**12 345**		**4 654**		**3 364**

[1] Värdet innefattar hela biosteget. Både energiåtgång för syresättning och för membranbassäng är inräknad i värdet, se avsnitt 4.3.2.

Kemikalieåtegång för de olika teknikerna redovisas i tabell 5.3. Dessa presenteras separat, för att ge en inblick i vilka kemikalier som behövs, samt kvantitet av dessa. De är även summerade för att teknikerna ska kunna jämföras. Ingen hänsyn är tagen till att olika kemikalier kan ha olika kostnad, miljöpåverkan eller liknande. En låg kemikalieåtgång anses fördelaktig.

Tabell 5.3: Kemikalieåtgång

	MBR	[ton/år]	**MBBR**	[ton/år]	**AGS**	[ton/år]
Förbehandling	Järnklorid	420	Järnklorid	420	-	-
	Polymer	53	Polymer	53	-	-
Biosteg	Metanol	507	Metanol	507	-	-
	Membranrening[2]	167	-	-	-	-
Efterpolering	-	-	-	-	Järnklorid	69
TOTALT		**1 147**		**980**		**69**

I tabell 5.4 redovisas slamproduktion och biogas för de olika teknikerna. Slamproduktionen summeras inte, eftersom det i studien antas att primär- och bioslam har olika energiinnehåll och således olika bidrag till biogasproduktionen, se avsnitt 4.5.5. En hög biogasproduktion anses fördelaktig i denna studie.

Tabell 5.4: Slam- och biogasproduktion

	MBR	**MBBR**	**AGS**
Primärslam [ton/år]	6 394	6 394	-
Bioslam [ton/år]	1 010	737	2 408
Biogas [m^3/år]	**3 071 000**	**2 975 000**	**842 870**

Tabell 5.5 nedan sammanställer studiens resultat. Utifrån resultatet ses att varje teknik är mest fördelaktig inom något kriterium. AGS är mest fördelaktig vad gäller kemikalieåtgång och energiåtgång, men tar störst plats. MBR är mest fördelaktig vad gäller biogasproduktion, dock med minsta möjliga marginal. MBBR är mest fördelaktig med avseende på platsåtgång och intar det mellersta värdet för övriga kriterier.

[2] Värdet innefattar total kemikalieförbrukning för membranreningen. De ingående kemikalierna är saltsyra, citronsyra, natriumhydroxid och natriumhypoklorit. Se avsnitt 4.4.2.

Tabell 5.5: Sammanställning av resultaten för respektive reningsalternativ och jämförelsekriterier.

	MBR	**MBBR**	**AGS**
Platsåtgång [m^2]	4 399	3 028	6 270
Energibehov [MWh/år]	12 345	4 654	3 364
Kemikaliebehov [ton/år]	1 147	980	69
Biogasproduktion [m^3/år]	3 071 000	2 975 000	842 870

Energiåtgången är högst för MBR med god marginal. AGS har lägst energiåtgång, trots att hela verket är med i beräkningen av energiåtgången, till skillnad från de andra teknikerna där vissa delar uteslutits. Kemikaliebehovet är som störst för MBR, men MBBR är inte långt efter. Däremot har AGS väldigt lågt kemikaliebehov. Vad gäller biogasen så har MBR högst produktion, men MBR och MBBR ger i princip lika mycket. AGS har en låg slamproduktion och således också en låg biogasproduktion.

6 Diskussion

Nedan följer en diskussion kring de tre studerade teknikerna baserat på resultaten av studiens fyra jämförelsekriterier. Viktigt att poängtera är att resultaten är relativa och alltså inte absoluta, på grund av studiens förenklingar och avgränsningar. De är jämförbara inom studiens ramar, men ska inte ses som exakta värden.

Platsåtgång

Det finns flertalet faktorer som kan förklara teknikernas platsåtgång. Vad gäller MBR och MBBR, dimensioneras den biologiska reningen efter den mängd kväve som ska renas. Fosfor och BOD tas till stor del bort i trumfiltret, vilket är platseffektivt. AGS-alternativet tar störst plats då trumfilter inte används, utan BOD, kväve och fosfor renas i det biologiska steget, i SBR-tanken. Skillnaden i platsåtgång beror alltså mycket på vilken processlösning teknikerna har placerats i. Detta kan dock ses som ett resultat av studien, vars syfte är att jämföra fullständiga och realistiska processlösningar. Det har i studien antagits att trumfilter i nuläget inte lämpar sig som förbehandling till AGS. Det är möjligt att det går eller i framtiden kommer att gå att utforma en sådan process, som då kan bli mer platseffektiv. Dock ligger det utanför denna studies område att undersöka en sådan lösning.

För MBR är den dimensionerande aktivslamhalten för EDN, FDN och nitrifikation baserad på beräkningar för Henriksdal ARV. Slamkoncentrationen i denna studie är satt till 6,3 kg SS/m^3, medan slamhalten i membrantanken maximalt får uppgå till 10 kg SS/m^3 enligt specifikationer för det valda membranet. Det går inte att avgöra hur hög den resulterade slamhalten kommer att bli i membranbassängen till följd av en ackumulering av SS. Den valda slamhalten är dock över 5 kg SS/m^3, som är en högre halt än vad traditionella CAS-processer har enligt det som nämndes i 2.3.2, och anses därför rimlig.

En annan aspekt i MBR-processen är att returslam pumpas tillbaka till FDN. Detta innebär att även syre från membranbassängen återförs till FDN, vilket är ett problem. För att få bukt på detta, skulle det vara möjligt att pumpa in ammoniumrikt vatten, exempelvis från rejektvatten från slambehandling, i en RAS-deoxzon innan FDN. Henriksdals ARV använder sig av detta i sin kommande processlösning. Dock har slambehandling inte undersökts i denna rapport, varför RAS-deox inte implementerats i processlösningen för MBR.

Det bör också nämnas att beräkningarna bygger på förenklingar och därför inte till fullo representerar verkligheten. Antaganden om till exempel fullständig nitrifikation och denitrifikation kommer troligen inte uppfyllas och således kommer en del löst kväve finnas i effluenten. Möjligen behöver bassängerna dimensioneras upp för att klara utsläppskraven, alternativt öka fyllnadsgraden för MBBR och slamkoncentrationen för MBR. Det är förmodligen inte heller rimligt att inget BOD kommer att nå den oxiska bassängen/zonen, vilket antagits. De oxiska volymerna kommer troligen behöva förstoras något med hänsyn till detta, även om det bör vara liten mycket liten andel av den totala volymen.

En påstådd fördel med alla studerade reningstekniker är att de är kompakta processer i förhållande till CAS. Detta bekräftas av denna studies resultat, om de jämförs med den yta Källby ARV idag tar upp. Källby är en aktivslamanläggning och ytan för de reningssteg som motsvarar denna studies processer uppgår till cirka 11 000 m^2 [64]. Detta är nästan dubbelt så stort som AGS och fyra gånger så stort som MBBR och MBR, trots en större belastning på denna studies processer och högre reningskrav än på dagens Källby ARV.

Energiåtgång

När det kommer till energiåtgång kräver MBR-tekniken mest energi. Anledningen till detta är att membranet behöver mycket luftning för att hantera foulingproblemet. De uppmätta värdena från referensverken som använts vid uppskattningen uppvisar stor variation och det är svårt att bedöma giltigheten i antagandet om förväntad energiåtgång. Åtgången är möjligen överskattad eftersom den äldre modellen ZeeWeed500C har använts för dimensioneringen.

IVL Svenska Miljöinstitutet har bedrivit pilotförsök med ZeeWeed500D inför utbyggnaden på Henriksdal ARV i Stockholm, där energi- och kemikalieåtgången har undersökts i svenska förhållanden. Resultatet från detta pilotförsök publiceras dock i maj 2017 enligt Klara Westling, undersökningsledare vid IVL Svenska Miljöinstitutet [65], vilket är samtidigt som denna studie ska färdigställas. Därmed kan den datan tyvärr inte användas i denna studie, men är givetvis lämplig att analysera i eventuella kommande utredningar för MBR på Sjölunda.

Även om studiens energiåtgång för MBR möjligen är överskattad, står det klart att det är den processlösning som kräver mest energi av de tre. Studien indikerar att det kan bli svårt att nå energineutralitet på ett framtida Sjölunda med MBR-teknik installerad.

Som kan ses i resultatet innebär AGS-tekniken lägst energiåtgång, trots att beräkningarna för denna teknik innefattar fler energiposter än MBR och MBBR. Eftersom det finns en syregradient i granulerna, kan samtliga biologiska processer ske i samma bassäng. Reningen blir därför väldigt effektiv. Luftningen stör exempelvis inte de anoxiska processerna, då dessa sker längre in i granulen. Mitten av granulen är syrefri, och syrehalten är som högst allra längst ut. Att hela granulen inte syresätts är möjligen anledningen till den låga energiåtgången, i förhållande till den omfattande rening som sker i bassängen.

Kemikalieåtgång

Vad gäller kemikalier, är åtgången som störst för MBR. Detta beror på att membranen måste renas kemiskt. Utöver åtgången för membranrening, krävs lika mycket kemikalier för MBR och MBBR. AGS kräver mycket mindre mängd kemikalier än de andra teknikerna, eftersom fosfor till största del renas biologiskt, samt att processen är utformad så att ingen extern kolkälla i form av metanol tillsätts.

Kemikalieåtgången för MBR kan möjligen vara överskattad av flera anledningar. För det första används fyra reningskemikalier vid Nordkanal ARV, medan det är vanligt förekommande att enbart använda citronsyra och natriumhypoklorit. Det ligger utanför denna studie att bedöma exakt vilka reningskemikalier som hade behövts för rening av membranet, men det är möjligt att enbart de två vedertagna

kemikalierna hade behövs. För det andra är det svårt att bedöma hur mycket kemikalier ZeeWeed500C kräver i förhållande till ZeeWeed500D, särskilt i svenska förhållanden. Även här är det lämpligt att granska resultaten från pilotförsöken vid Henriksdal ARV när de publiceras, om det finns intresse att vidare utreda en processlösning med MBR.

I förbehandligen för MBR och MBBR krävs en stor mängd kemikalier. Fördelningen av partikulärt och löst fosfor i Källbys influent har inte funnits att tillgå, varför allt inkommande fosfor antas vara löst. Antagandet gjordes för att säkerställa tillräcklig rening. I verkligheten är antagligen en andel fosfor partikulärt, vilket skulle minska kemikaliebehovet. Således är antagandet om att all fosfor är löst ett konservativt antagande och det verkliga kemikaliebehovet är antagligen lägre än vad beräkningarna visar. Beräkningen av järnkloriddoseringen har gjorts utan hänsyn till samverkan med polymerdosering. Denna samverkan skulle kunna medföra att doseringen är något överdimensionerad. Det vore lämpligt att undersöka hur studiens aktuella influent påverkas av doseringen i samband med valt trumfilter genom vidare studier.

Enligt studiens avgränsningar att inte inkludera drift och underhåll har kemikaliebehovet för rening av trumfilter och skivfilter inte beaktats. Inför en utbyggnation bör dock även denna kemikalieåtgång beaktas, för att erhålla ett mer tillförlitligt resultat.

I studien har studerade kemikaliers vikter summerats och angetts i ton per år. För en bättre jämförelse hade respektive kemikalie kunnat presenteras separat, där faktorer som kostnad, miljöpåverkan, hälsopåverkan och säkerhet vid hantering beaktas. Exempelvis kan samma mängd av två kemikalier innebära helt olika risker, på grund av dess olika egenskaper. Dessa risker förbises helt i resultatet.

Studien har antagit att metanol tillsätts, vilket är en fossil kolkälla. Ett mer miljövänligt alternativ hade varit att använda hydrolys av primärslam istället. Hydrolys innebär att svårnedbrytbara ämnen i avloppsvattnet sönderdelas till lågmolekylära föreningar, som bakterier kan tillgogogöra sig för tillväxt. VA syd bedriver forskning på området [66]. Att återföra kol från processen minskar behovet av extern kolkälla vilket både är mer miljövänligt och kostnadseffektivt.

Biogasproduktion

För beräkningar av biogasproduktion bör det noteras att dessa är ungefärliga. Då slamhantering inte har studerats, har generella antaganden gjorts. Biogasutvinningen ur det producerade slammet har beräknats genom att uppskatta hur mycket organiskt material som finns i slammet, samt genom antaganden om hur rötningsprocessen ser ut.

För MBR och MBBR blev biogasproduktionen mycket lika varandra, till följd av att processerna inte skiljer sig särskilt mycket åt. Förklaringen till att biogasproduktionen för AGS blir betydligt lägre är avsaknaden av förbehandling. Mycket av det organiska materialet bryts ner i den biologiska processen, där en stor andel omvandlas till koldioxid. I MBR och MBBR separeraras istället det organiska materialet i trumfiltret och går till rötning. Dessutom har det antagits att bioslammet har ett lägre energiinehåll än

primärslammet. Det resulterar i lägre biogasproduktion för AGS eftersom processlösningen inte har något primärslam. Hur detta värderas, beror på hur framtidens slambehandling ser ut. Vill Sjölunda undvika stora slammängder i framtiden, till exempel på grund av hårdare miljölagstiftning, är processlösningen med AGS ett fördelaktigt alternativ. MBR och MBBR är dock att föredra om en stor mängd slam och därmed biogas ses som en resurs. Som tidigare nämnt, verkar det dock osannolikt att biogasproduktionen vid MBR skulle kunna väga upp för den stora energiåtgången och därmed att energineutralitet kan uppnås. För MBBR är det mer svårbedömt, men inget av uttalandena är grundade i forskning och vidare studier måste utföras för att bedöma detta.

Remy m.fl. [57] har visat att det går att få ut mer biogas från primärslam som avskilts trumfilter med polymerer och fällningskemikalie, än från slam från en CAS-anläggning. Detta går i linje med resultatet i denna studie, om slammet från AGS antas likna slam från CAS med avseende på biogaspotential. Pronk [42] menar att det går att anta detta, men mer forskning behövs på området.

Övriga reflektioner

Denna studie kan utgöra ett underlag för val av teknik för eventuell utbyggnation av Sjölunda ARV. För att göra detta val behöver dock prioriteringar göras mellan de studerade kriterierierna, vilket överlämnas åt en framtida beslutsfattare. Det vore lämpligt att utföra en multikriterieanalys av resultatet som presenterats i tabell 5.5 och då ta hänsyn till prioriteringar som ska göras. Eftersom en sådan analys är helt beroende av vad en beslutsfattare väljer att prioritera, har det uteslutits ur denna studie.

En viktig aspekt som förbisetts i denna studie är ekonomi. Investeringskostnad, driftskostnad och livslängd är faktorer som kan förändra bilden av de studerade teknikerna. En hög kemikalie- och energiåtgång är en indikation på hög driftskostnad, då detta innebär löpande utgifter. Vad gäller livslängd, har den konstaterats vara cirka 10 år för membran [24]. I övrigt får utrustning bytas ut i samma takt som för CAS. MBBR borde däremot ha längre livslängd än så, då det endast är bärarna som eventuellt behöver bytas ut efter en tid. AGS är en ny teknik och det är därför svårt att avgöra förväntad livslängd. Det är dock möjligt att tekniken är robust, eftersom granulerna utgörs av biomassa som ständigt förnyas. Detta så länge de rätta förhållandena kan upprätthållas för att de biologiska processerna ska fortgå.

En annan aspekt som bör studeras är teknikernas driftssäkerhet. Samtliga studerade tekniker är relativt nya på marknaden och referensverken som studerats är lokaliserade på platser där influenten skiljer sig från Källbys influent. Reningen i AGS är helt beroende av fungerande granuler. Om fel förhållanden råder kan inte tillräcklig rening erhållas, vilket innebär att driften inte kan säkerställas. Tekniken måste genomgå en uppstartsperiod efter ett avbrott. Enligt Pronk [42] är denna tid några månader, vilket dock är lika länge som ett avbrott vid CAS.

MBBR framstår som ett driftsäkert alternativ, då det inte har påträffats några faktorer som skulle riskera säkerheten på annat sätt än de som redan definierats för CAS. MBR är däremot en mycket känslig teknik och det är svårt att förutsäga vad som kan skada membranen. Ett av referensverken i studien, Varsseveld ARV, tog stor skada av utsläpp från en industri i närheten, vilket krävde intensiv kemisk rening för att återställa prestandan [25]. Om MBR skulle väljas som processlösning, bör en inventering göras av industrier och andra risker i avrinningsområdet som kan skada membranen. MBR kräver också

en hög teknisk kompetens av reningsverkets personal och utsätter dem dessutom för vissa risker i och med den regelbundna kemikalieförbrukningen.

Rening av läkemedel, mikroplaster och andra svårnedbrytbara ämnen är aktuella både inom forskning och samhällsdebatt. Därför är det en begränsning med studien att detta inte har beaktats. Studien kan inte avgöra om AGS och MBBR är lämpliga för att bemöta krav på sådan rening, medan MBR kan rena läkemedel om nanofiltration eller omvänd osmos används [21]. Det är dock möjligt att detta skulle öka energi- och kemikaliekonsumtionen, vilket i sådana fall bör utredas.

Det går inte att fastställa om studiens reningskrav kommer att uppfyllas av de dimensionerade processlösningarna, eftersom förenklingar har behövt göras för att genomföra projektet. Hänsyn till reningskraven har dock tagits i största möjliga mån, genom att göra processval som, sett till forskningen, har potential att tillgodose kraven. Skulle kapaciteten behöva ökas för att nå reningskraven, kan flera åtgärder tas vid. Slamhalten kan sättas högre i aktivslambassängen vid MBR, då den har dimensionerats med en säkerhetsmarginal. I MBBR kan fyllnadsgraden av bärare ökas för att uppnå en högre reningsgrad. För MBBR och AGS kan polymerer tillsättas i efterpoleringen, för att ytterligare rena effluenten.

En felkälla som är genomgående i studien är att de tre teknikerna dimensioneras med olika metoder. Önskvärt hade varit att utförandena hade liknat varandra. Det har inte gått att göra alla beräkningar teoretiskt, eftersom det ännu saknas dimensioneringsvägledning för många nyare tekniker. De teoretiska beräkningarna har också begränsats av vilken data de företag som erhåller teknikerna har varit beredda att lämna ut. I dessa fall har experter tagit fram resultaten, eller så har egna metoder resonerats fram. Å andra sidan har det inte heller varit möjligt göra alla beräkningar med hjälp av omskalningar från befintliga reningsverk, eftersom det varit svårt att hitta relevanta referensverk med liknande processlösningar och influent. Således innehåller studien en blandning av teoretiskt framtagna värden, uppskattningar från litteraturen och omskalningar. Slutligen ska det också betonas att studien har baserats på Lunds avloppsvatten, medan en uppblandning av Malmös avloppsvatten kommer att ske vid en utbyggnation. Detta skulle sannolikt ändra sammansättningen i influenten.

Förslag på framtida studier

Studien lämnar flera frågor obesvarade, som kan vara intressanta att beakta inför valet av processlösning vid en utbyggnation av Sjölunda. Här presenteras de frågeställningar som denna studie har definierat.

- Förväntad biogasproduktion bör studeras mer utförligt och eventuellt jämföras med förväntad energiåtgång, för att utreda möjligheten till energineutralitet på Sjölunda.
- Möjligheten att kombinera AGS med trumfilter kan undersökas, för att se om den stora platsåtgången för AGS kan reduceras.
- Flödesvariationer måste tas i beaktning. Det bör göras en utredning om flödestoppar kan tas omhand i Sjölundas befintliga magasin efter en utbyggnation.
- En riskanalys bör utföras med avseende på reningsteknikernas driftssäkerhet.
- Möjligheten till rening av läkemedel, mikroplaster och andra svårnedbrytbara ämnen i de tre teknikerna bör jämföras.
- Åtgärden att ersätta metanol med en icke-fossil kolkälla bör fortsatt utredas.
- Denna studie har betraktat MBR, MBBR och AGS som uteslutande från varandra, vilket inte är fallet i praktiken. MBR kan till exempel användas som efterpoleringsmetod till någon av de andra teknikerna, en möjlighet som skulle kunna studeras.

7 Slutsats

Studien visar att de studerade reningsteknikerna, MBR, MBBR och AGS är olika fördelaktiga beroende på vilket kriterium som studeras. Ska framtida Sjölunda ARV vara platseffektivt, framstår MBR och MBBR som relativt likvärdiga alternativ, medan AGS-tekniken är olämplig på grund av större platsåtgång. Prioriteras en låg energi- och kemikaliekonsumtion, är däremot AGS det mest lämpliga alternativet. Värderas en hög biogasproduktion, är MBR och MBBR likvärdiga, medan AGS producerar mycket lite biogas i jämförelse med de andra processerna. Ett framtida val beror alltså på vilka kriterier VA Syd väljer att prioritera vid en eventuell utbyggnation av Sjölunda ARV. Studiens resultat bör kompletteras med vidare studier av till exempel ekonomiska faktorer och driftsäkerhet.

Denna studie tog sitt avstamp i den utredning som VA Syd har gjort [2], där de undersökte möjligheten att stänga Källby ARV och pumpa Lunds avloppsvatten till Sjölunda ARV i Malmö istället. I utredningen antogs att det biologiska reningssteget i utbyggnationen av Sjölunda ARV skulle utgöras av MBR-teknik.

Denna studie har visat att fördelen med MBR-teknik, alltså den mycket höga reningsgrad som går att uppnå, sker till en hög kostnad i form av energi- och kemikaliekonsumtion i jämförelse med de andra teknikerna. AGS har i denna studie visat sig vara mycket effektiv med avseende på energi- och kemikaliekonsumtion, men tar stor plats och ger inte upphov till någon större mängd biogas. Tekniken är dessutom inte beprövad i svenska förhållanden. MBBR visade sig prestera relativt väl inom studiens samtliga jämförelsekriterier, framförallt med egenskapen att den är platseffektiv. Att implementera MBBR medför inte några större risktaganden då det är en välbeprövad reningsmetod i Sverige, vilket skulle kunna förespråka tekniken. Å andra sidan måste MBR och AGS fortsätta implementeras i Sverige, för att kunna optimeras för landets klimat och förutsättningar. Det är upp till VA Syd och övriga inblandade aktörer att avgöra om de vill vara en av pionjärerna i denna utveckling.

Litteratur

[1] Vattenvisionen, ”Forsknings- och innovationsagenda för vattensektorn”, Rapport Svenskt Vatten, tekn. rapport, 2013 (se s. 1).

[2] VA Syd, ”Utredning, Lunds framtida avloppsreningsverk”, tekn. rapport, 2016 (se s. 1, 24, 38, 56).

[3] K. Westling, O. Samuelsson, C. Baresel, H. Royen och N. Dahlén, ”Pilot scale studies on the forthcoming world ’ s largest MBR facility”, 2015 (se s. 2, 23).

[4] G. Lustig, ”Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR) i Sverige: dimensionering och funktion”, Examensarbete vid Instutitionen för kemiteknik, Lunds Universitet, tekn. rapport, 2012 (se s. 2, 17).

[5] M. D. Blois, J. Johansson och W. Slotema, ”Aerobt granulärt slam i Strömstads kommun - Första reningsverket i Norden med aerobt granulärt slam”, tekn. rapport (se s. 2, 17, 19).

[6] V. Lidstöm, *Vårt Vatten-Grundläggande bok i vatten- och avloppsteknik*, 2. utg. Lund: Svenskt Vatten (se s. 5, 6, 8–10).

[7] H. Ødegaard, *Vann-og avløpsteknikk*. Norsk Vann, 2012 (se s. 5, 8, 17, 27, 31, 34, 39).

[8] Svenskt Vatten, ”Avloppsteknik 2. Reningsprocessen”, 2007 (se s. 5, 7–11, 31–34).

[9] R. Lemaire, Z. Yuan, L. L. Blackall och G. R. Crocetti, ”Microbial distribution of Accumulibacter spp. and Competibacter spp. in aerobic granules from a lab-scale biological nutrient removal system”, *Environmental Microbiology*, vol. 10, nr 2, s. 354–363, 2008. DOI: `10.1111/j.1462-2920.2007.01456.x` (se s. 6, 19).

[10] Naturvårdsverket, ”Rening av avloppsvatten i Sverige 2014”, Rapport Naturvårdsverket, tekn. rapport, 2014 (se s. 7, 8).

[11] K. Westling, S. L. Andersson, C. Baresel, H. Royen, E. Ottosson, R. Bergsström, A. Björk, S. Andersson, N. Dahlén, E. Lindblom och C. Laurell, *Pilotförsök med membranreaktor för avloppsvattenrening*, November. 2016, ISBN: 9789188319319 (se s. 9).

[12] G. Tchobanoglous, D. Stensel, R. Tsuchihashi och F. Burton, *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery*, Fifth edit, Metcalf & Eddy I AECOM, utg. New York: Mc Graw-Hill Education, 2014 (se s. 9, 10, 44, 46).

[13] Svenskt Vatten, *Vad är bio-P?* URL: `http://www.svensktvatten.se/globalassets/avlopp-och-miljo/reningsverk-och-reningsprocesser/biologisk-fosforrening.pdf` (hämtad 2017-05-02) (se s. 10).

[14] L. Gillberg, B. Hansen, I. Karlsson, A. Nordström Enkel och A. Pålsson, *Konsten att rena vatten*. Helsingborg: Kemira kemwater, 2003 (se s. 10, 11, 32).

[15] J. Väänänen, ”Microsieving in municipal wastewater treatment Chemically enhanced primary and tertiary treatment”, diss., Lund University, 2017 (se s. 10, 11, 21, 22).

[16] J. Väänänen, M. Cimbritz, J. La och C. Jansen, ”Microsieving in primary treatment: effect of chemical dosing”, *IWA Publishing*, s. 9, 2016. DOI: `10.2166/wst.2016.223` (se s. 11, 12, 22, 23, 32, 42).

[17] M. Ljunggren, ”Micro screening in wastewater treatment – an overview”, *Vatten*, vol. 62, s. 171–177, 2006 (se s. 11, 12, 33).

[18] H. Odegaard, ”Optimised particle separation in the primary step of wastewater treatment”, *Water Science and Technology*, vol. 37, nr 10, s. 43–53, 1998 (se s. 12, 45).

[19] E. Persson, M. Ljunggren, J. la Cour Jansen, R. Strube och L. Jönsson, ”Disc filtration for separation of flocs from a moving bed bio-film reactor”, *Water Science and Technology*, vol. 53, nr 12, s. 139–147, 2006, ISSN: 02731223. DOI: 10.2166/wst.2006.416 (se s. 12, 27, 28, 40).

[20] SWECO, ”Västerorts framtida avloppsvattenrening”, vol. 46, nr 556346, 2013 (se s. 13, 14, 33, 34).

[21] J. Pinnekamp och H. Friedrich, *Membrantechnik für die Abwasserreinigung*. 2006, s. 353, ISBN: 9783939377009. URL: http://library.wur.nl/WebQuery/hydrotheek/1811873 (se s. 13, 14, 20, 54).

[22] J. Radjenovic, ”Membrane Bioreactor (MBR) as an Advanced Wastewater Treatment Technology”, *The Handbook of Environmental Chemistry*, vol. 5, nr November 2007, s. 37–101, 2008. DOI: 10.1007/698_5_093 (se s. 13–15).

[23] T. Buer och J. Cumin, ”MBR module design and operation”, *Desalination*, vol. 250, nr 3, s. 1073–1077, 2010, ISSN: 00119164. DOI: 10.1016/j.desal.2009.09.111. URL: http://www.sciencedirect.com.proxy.lib.chalmers.se/science/article/pii/S0011916409011436 (se s. 13).

[24] P. Cote, Z. Alam och J. Penny, ”Hollow fiber membrane life in membrane bioreactors (MBR)”, *Desalination*, vol. 288, s. 145–151, 2012, ISSN: 00119164. DOI: 10.1016/j.desal.2011.12.026. URL: http://www.sciencedirect.com.proxy.lib.chalmers.se/science/article/pii/S0011916412000070 (se s. 14, 15, 24, 53).

[25] a.G.N. van Bentem, ”MBR Varsseveld: 5 years of operational experience”, *Water Practice and Technology*, vol. 5, nr 1, s. 1–8, 2010, ISSN: 1751-231X. DOI: 10.2166/wpt.2010.013 (se s. 15, 37, 38, 53).

[26] P. Krzeminski, J. H. J. M. Van Der Graaf och J. B. Van Lier, ”Specific energy consumption of membrane bioreactor (MBR) for sewage treatment”, *Water Science and Technology*, vol. 65, nr 2, s. 380–392, 2012, ISSN: 02731223. DOI: 10.2166/wst.2012.861 (se s. 15, 37–39).

[27] Z. Wang, J. Ma, C. Tang, K. Kimura, Q. Wang och X. Han, ”Membrane cleaning in membrane bioreactors: A review”, *Journal of Membrane Science*, vol. 468, 2014. DOI: 10.1016/j.memsci.2014.05.060 (se s. 15).

[28] S. Judd och C. Judd, *The MBR Book*. 2011, ISBN: 9780080966823 (se s. 15, 24, 37, 42).

[29] C. Brepols, K. Drensla, A. Janot, M. Trimborn och N. Engelhardt, ”Strategies for chemical cleaning in large scale membrane bioreactors”, *Water Science and Technology*, vol. 57, nr 3, s. 457–463, 2008, ISSN: 02731223. DOI: 10.2166/wst.2008.112 (se s. 15).

[30] H. Ødegaard, B. Rusten och T. Westrum, ”A new moving bed biofilm reactor - applications and results”, *Water Science and Technology*, vol. 29, nr 10-11, s. 157–165, 1994, ISSN: 02731223 (se s. 16, 17).

[31] H. Ødegaard, ”Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process”, *Water Science and Technology*, vol. 53, nr 9, s. 17–33, 2006, ISSN: 02731223. DOI: 10.2166/wst.2006.284 (se s. 16, 17).

[32] J. P. McQuarrie och J. P. Boltz, ”Moving bed biofilm reactor technology: process applications, design, and performance.”, *Water environment research*, vol. 83, nr 6, s. 560–575, 2011, ISSN: 1061-4303. DOI: 10.2175/106143010X12851009156286 (se s. 16, 17, 27, 39, 40).

[33] H. Ødegaard, *The Moving Bed Biofilm Reactor*, 1999. URL: http://netedu.xauat.edu.cn/jpkc/netedu/jpkc2009/szylyybh/content/wlzy/7/3/The%20Moving%20Bed%20Biofilm%20Reactor.pdf (hämtad 2017-03-10) (se s. 16).

[34] B. Rusten, L. Hem och H. Ødegaard, ”Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors”, *Water Environment Research*, vol. 67, s. 65–74, 1995 (se s. 17).

[35] *Municipal Visby WWTP , Gotland , Sweden AnoxKaldnes, solution Key information Technical data*, 2007. URL: http://technomaps.veoliawatertechnologies.com/processes/lib/pdfs/3063,Sweden-Municipal-Visby.pdf (hämtad 2017-03-10) (se s. 17).

[36] S. S. Adav, D. J. Lee, K. Y. Show och J. H. Tay, ”Aerobic granular sludge: Recent advances”, *Biotechnology Advances*, vol. 26, nr 5, s. 411–423, 2008, ISSN: 07349750. DOI: 10.1016/j.biotechadv.2008.05.002 (se s. 17, 19).

[37] M. K. de Kreuk, N. Kishida och M. C. M. van Loosdrecht, ”Aerobic granular sludge - State of the art”, *Water Science and Technology*, vol. 55, nr 8-9, s. 75–81, 2007. DOI: 10.2166/wst.2007.244 (se s. 17).

[38] J. J. Beun, A. Hendriks, M. C. M. Van Loosdrecht, E. Morgenroth, P. A. Wilderer och J. J. Heijnen, ”Aerobic granulation in a sequencing batch reactor”, *Water Research*, vol. 33, nr 10, s. 2283–2290, 1999. DOI: 10.1016/S0043-1354(98)00463-1 (se s. 17).

[39] E. Morgenroth, T. Sherden, M. C. M. Van Lossdrecht, J. J. Heijnen och P. A. Wilderer, ”Aerobic granular sludge in a sequenting batch reactor”, *Water Research*, vol. 31, nr 12, s. 3191–3194, 1997 (se s. 17).

[40] A. Giesen, L. M. M. de Bruin, R. P. Niermans och H. F. van der Roest, ”Advancements in the application of aerobic granular biomass technology for sustainable treatment of wastewater”, *Water Practice and Technology*, vol. 8, nr 1, s. 47–54, 2013. DOI: 10.2166/wpt.2013.007 (se s. 17, 18).

[41] Royal Haskoning DHV, *Nereda Wastewater Treatment Plants*. URL: https://www.royalhaskoningdhv.com/en-gb/nereda/nereda-wastewater-treatment-plants/ (hämtad 2017-04-26) (se s. 17).

[42] M. Pronk, M. K. de Kreuk, B. de Bruin, P. Kamminga, R. Kleerebezem och M. C. M. van Loosdrecht, ”Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment”, *Water Research*, vol. 84, s. 207–217, 2015. DOI: 10.1016/j.watres.2015.07.011. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2015.07.011 (se s. 19, 29, 35, 40, 53).

[43] Z. Song, Y. Pan, K. Zhang, N. Ren och A. Wang, ”Effect of seed sludge on characteristics and microbial community of aerobic granular sludge”, *Journal of Environmental Sciences*, vol. 22, nr 9, s. 1312–1318, 2010. DOI: 10.1016/S1001-0742(09)60256-4. URL: http://dx.doi.org/10.1016/S1001-0742(09)60256-4 (se s. 19).

[44] M. Henze, P. Harremoes, E. Arvin och J. la Cour Jansen, *Wastewater treatment: biological and chemical processes*, 3 uppl. Berlin: Springer, 2002 (se s. 23).

[45] J. Väänänen, *Privat kommunikation via e-mail*, 2017 (se s. 23, 33).

[46] I. Pasztor, P. Thury och J. Pulai, ”Chemical oxygen demand fractions of municipal wastewater for modeling of wastewater treatment”, *Environmental Engineering*, vol. 6, nr 1, s. 51–56, 2009 (se s. 23).

[47] J. Grundestam, *Privat kommunikation via e-mail*, 2017 (se s. 24).

[48] H. Ødegaard, M. Cimbritz, M. Christensson och C. Dahl, ”Separation of biomass from moving bed biofilm reactors (MBBRs)”, i *Proceedings of the Water Environment Federation. 22*, 2010 (se s. 27, 28, 40).

[49] A. Mattsson, M. Ljunggren, O. Fredriksson och E. Persson, ”Particle Size Analysis used for Design of Large Scale Tertiary Treatment Microscreen”, i *Proceedings of 2nd IWA Specialised conference on Nutrient Management in Wastewater Tretament Processes, Krakow, 6–9 September*, 2009 (se s. 27, 28, 35).

[50] P. Kängsepp, J. Väänänen, K. Örning, M. Sjölin, P. Olsson, J. Rönnberg, F. Wallebäck, M. Cimbritz och C. Pellicer-Nàcher, ”Performance and operating experiences of the first scandinavian full-scale discfilter installation for tertiary phosphorus polishing with preceding coagulation and flocculation”, *Water Practice and Technology*, vol. 11, nr 2, s. 459–468, 2016. DOI: 10.2166/wpt.2016.040 (se s. 28, 37, 40).

[51] B. M. Wilén, A. Johansen och A. Mattsson, ”Assessment of sludge particle removal from wastewater by disc filtration”, *Water Practice and Technology*, vol. 7, nr 2, s. 0–7, 2012, ISSN: 1751231X. DOI: 10.2166/wpt.2012.037 (se s. 28).

[52] M. Naicker, R. Niermans och B. D. Bruin, ”Operating results from the first full scale aerobic granular sludge Nereda®plant-Epe WWTP”, tekn. rapport, 2012 (se s. 29).

[53] H. Ødegaard, *Veiledning for dimensjonering av avløpsrenseanlegg 168/2009 Rapport 168 2009*. Norkt Vannn, 2009, ISBN: 9788241403057 (se s. 33, 34).

[54] D. V. f. W. ATV-DVWK, *ATV-DVWK-Regelwerk A 131. [Englische Ausg.]. Dimensioning of single stage activated sludge plants*. Ges. zur Förderung d. Abwassertechnik, 2000, ISBN: 3935669968. URL: https://www.scribd.com/doc/53548101/atv-dvwk-a-131-e (se s. 33, 43, 45).

[55] StockholmVatten, ”Stockholms framtida avloppsrening”, 2015 (se s. 33, 34).

[56] Veolia Water, *Hydrotech dicfilter - produktspecifikation*. URL: http://www.veolia.jp/sites/g/files/dvc891/f/assets/documents/2016/03/47040Hydrotech%7B%5C_%7Ddiscfilter%7B%5C_%7DHSF17%7B%5C_%7D21%7B%5C_%7D31.pdf (hämtad 2017-04-01) (se s. 35).

[57] C. Remy, M. Boulestreau och B. Lesjean, ”Proof of concept for a new energy-positive wastewater treatment scheme”, *Water Science and Technology*, vol. 70, nr 10, s. 1709–1716, 2014. DOI: 10.2166/wst.2014.436 (se s. 37, 53).

[58] C. Brepols, *Operating large scale membrane bioreactors for municipal wastewater treatment*. IWA Publishing, 2011, s. 158, ISBN: 9781680155730. URL: https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpOLSMBMW1/viewerType:toc/root%7B%5C_%7Dslug:operating-large-scale/url%7B%5C_%7Dslug:kt00U9YZR1 (se s. 38, 39).

[59] B. Sundqvist, ”Energieffektiva maskinval Hjälpmedel för projektering av pumpar och blåsmaskiner till avloppsreningsverk”, URL: https://uu.diva-portal.org/smash/get/diva2:640732/FULLTEXT01.pdf (se s. 39).

[60] C. Rosén, *Privat kommunikation via e-mail*, 2017 (se s. 39, 40, 45).

[61] G. Badea, M. D. Roman, I. Giurca, C. Ovidiu, I. A. Ş. Chilean och D. A. N. M. Ş. An, ”Chemical precipitation of phosphorus on a wastewater treatment pilot plant 2 Problem Formulation”, *Advances in Urban Planning and Construction*, s. 11–15, 1989 (se s. 42).

[62] Knovel Critical Tables, *Basic Physical Properties of Chemical Compounds.* 2008. URL: http://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpKCTE000X/viewerType:toc/root%7B%5C_%7Dslug:knovel-critical-tables-2nd-edition (se s. 43).

[63] H. Ødegaard, *Privat kommunikation via e-mail*, 2017 (se s. 45).

[64] VA Syd, ”Källby avloppsreningsverk 1”, (se s. 51).

[65] K. Westling, *Privat kommunikation via e-mail*, 2017 (se s. 51).

[66] VA Syd, *Primärslamshydrolys med efterföljande trumfilter*, 2010. URL: https://vasyd.wordpress.com/2010/05/04/primarslamshydrolys-med-efterfoljande-trumfilter/ (hämtad 2017-05-10) (se s. 52).

A Beräkningar

A.1 Dimensionerande värden för processval av förbehandling

```
%==========================================================================
% Indata

% Höjd (m) för bassänger
h = 5;
% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% För att konvertera kg/dygn -> mg/l: ((kg/dygn) * 10^6) / (Qdim*3600*24)
% För att konvertera mg/l -> kg/dygn: ((mg/l) / 10^6) * (Qdim*3600*24)

% Koncentration föroreningar i obehandlat avloppsvatten (mg/l)
SS_influent = (13163 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
BOD7_influent = (10690 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
COD_influent = 403.5294118;
N_influent = (2190 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
P_influent = (290 * 10^6) / (Qdim*3600*24);

%==========================================================================
% Dimensionerande värden för processval av förbehandling

% Antar 20% kväveavskiljning
N_bioinfluent = N_influent * 0.80

% Sökt COD avskiljning (%/100) för att uppnå COD/NH4 = 7
syms x
COD_avskiljning = ((COD_influent*x)/N_bioinfluent) == 7;
S = double(solve(COD_avskiljning,x));
COD_avskiljning = 1 - S
clear x
clear S
% Förbehandlad COD (mg/l)
COD_bioinfluent = COD_influent * (1-COD_avskiljning);

% Förbehandlad P (mg/l)
P_bioinfluent = 0.005 * COD_bioinfluent
% Sökt P avskiljning (%/100) för att uppnå förbehandlad P
P_avskiljning = 1 - (P_bioinfluent/P_influent)
```

```
% Sätter avskiljning av COD till 70% för att kunna uppnå avskiljning av
% fosfor. Uträknad P_avskiljning ändå korrekt pga metanoltillsats.
COD_bioinfluent = COD_influent * 0.3

% Andelen BOD7 av COD ökar efter filtrering, (inert löst COD = 7,5%)
BOD7_bioinfluent = (COD_bioinfluent - (0.075*COD_influent)) * 0.8
% Sökt BOD7 avskiljning (%/100)
BOD7_avskiljning = 1 - (BOD7_bioinfluent/BOD7_influent)

% Antar 95% SS-avskiljning
SS_bioinfluent = SS_influent * 0.05

%==========================================================================
% Svar:

N_bioinfluent = 36.2103

COD_avskiljning = 0.3719

P_bioinfluent = 1.2674

P_avskiljning = 0.7886

COD_bioinfluent = 121.0588

BOD7_bioinfluent = 72.6353

BOD7_avskiljning = 0.6712

SS_bioinfluent = 13.6026
```

A.2 Platsåtgång förbehandling

```
%==========================================================================
% Indata

% Höjd (m) för bassänger
h = 5;
% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

%==========================================================================
% Beräkning av platsåtgång vid förbehandling
```

```
% 100m^2 för trumfilter
A_trum = 100

% Koaguleringsbassäng
Qdim_m3_h = (Qdim / 1000) * 3600;
% Uppehållstid, t_flock = 0.25 (h) -> 15min
t_koag = 0.25;
V_koag = Qdim_m3_h * t_koag;
% Area (m^2)
A_koag = V_koag / h

% Flockningsbassäng
% Uppehållstid, t_flock = 0.16667 (h) -> 10min
t_flock = 0.16667;
V_flock = Qdim_m3_h * t_flock;
% Area (m^2)
A_flock = V_flock / h


%==========================================================================
% Svar:

A_trum = 100

A_koag = 100.8000

A_flock = 67.2013
```

A.3 Platsåtgång MBR

```
clear all
clc

%Indata
Q_infl = 560; % medelflöd [l/s]
Q_dim = ((Q_infl)*10^-3)*60*60*24; % medelflöde i [m^3/dygn], antar att inflöde = utflöde
Qmax = 700; % maximalt flöde in [l/s]

BOD_infl = 10690; % inkommande mängd BOD7 [kg/dygn]
N_infl= 2190; % ingående mängd kväve [kg/dygn]

SH = 6.3; % aktivt slamhalt [kg SS/m^3] (stockholm vatten, henriksdal)
```

```
VSS = SH*0.8; % antar att 80% av SS är VSS.
SSP=0.512; % slamproduktion per BOD [kg SS/kg BOD7] (ATV 2000)
FDN_rate = 0.7*10^-3*24; % fördenitrifikationshastighen i kg nitrat per kg VSS och dygn
                      %(givet 0.7 g per timme, omräknat till kg och dygn) (svenskt vatten)
NF_rate = 1.482*10^-3*24; % nitrifikationshastigheten i kg NH4 per kg VSS och dygn
                          %(stockholm vatten)
EDN_rate = 3.9*10^-3*24; % efterdenitrifikationshastighet med metanol
                         %i kg nitrat per kg VSS och dygn (stockholm vatten)

C_N_infl=45.263; %koncentration ingående kväve [mg/l]
C_N_bioinfl=36.21; %koncentation kväve efter trumfilter [mg/l]

C_BOD_infl=220.94; %koncentration ingående BOD [mg/l]
C_BOD_bioinfl=72.635; %koncentration BOD efter trumfilet [mg/l]

N_kvot_bioinfl=C_N_bioinfl/C_N_infl; % andel kväve kvar efter trumfilter
BOD_kvot_bioinfl=C_BOD_bioinfl/C_BOD_infl; % andel BOD kvar efter trumfilter

BOD7_limit = 4; % krav konsentration utgående BOD7 [mg/l]
N_limit = 4; % krav konsentration utgående kväve [mg/l]
P_limit = 0.15; % krav konsentration utgående fosfor [mg/l]


CN = 4; % C/N-kvot, [kg tillgängligt BOD7/kg borttaget NOx]

N_effl = N_limit*Q_dim*10^-3; % utgående mängd kväve [kg/dygn]
BOD_effl=BOD7_limit*Q_dim*10^-3; %utgående mängd BOD7 [kg/dygn]

N_ass = 0.15;  %Antar att 15% av totala mängden kväve in kommer att assimileras.

%Beräkningar

N_FDNbio=N_infl*N_kvot_bioinfl*(1-N_ass); % kväve in till föredenitrifikationen
                                          %[kg/dygn]
BOD_FDNinfl=BOD_infl*BOD_kvot_bioinfl; % BOD7 in till biosteget/fördenitrifikationen
                                       %[kg/dygn]

%En CN-kvot på 4 kommer ge en recirkulationsgrad som krävs för kvävereningen.
N_rec=BOD_FDNinfl/(CN*N_FDNbio) %kvot av kväve som recirkuleras i form av nitrat

N_NFinfl=N_FDNbio; % mängd ammonium som ska omvandlas till nitrat [kg/dygn]
N_FDN=N_NFinfl*N_rec; % mängd nitrat som recirkuleras [kg/dygn]
N_EDN= N_FDNbio-N_FDN-N_effl; % mängd nitrat till EDN [kg/dygn]
```

```
%Volymer
V_FDN=N_FDN/(SH*FDN_rate);% volymberäkning för FDN [m^3]
V_EDN=(N_FDNbio-N_FDN-N_effl)/(SH*EDN_rate); % volymberäkning för EDN [m^3]
V_NF=N_NFinfl/(SH*NF_rate); % volymberäkning för NF [m^3]

%Areor
A_FDN_mbr=V_FDN/5 % Area för FDN [m2], bassänghöjd 5 m
A_EDN_mbr=V_EDN/5 % Area för EDN [m2], bassänghöjd 5 m
A_NF_mbr=V_NF/5 % Area för NF [m2], bassänghöjd 5 m

SVAR:

N_rec =

    0.5900


A_FDN_mbr =

   1.6602e+03


A_EDN_mbr =

  141.4501


A_NF_mbr =

   1.3292e+03
```

A.4 Platsåtgång MBBR

```
%=====================================================================
%MBBR Yta biosteg och skivfilter
%Anataganden: 100% nitrifikation och DN, 100% nitrat in, nitratrening i FDN styrs
%av recirkulation, kväve i slam dras bort från ingående kväve, ingen oxisk
%BOD-rening
 clc
 clear all
%=====================================================================
%INPARAMETRAR
```

```
Qdim=560*24*3600;                   %dim flöde [l/d]

BOD7infl=10690e3;               %inkommande BOD[g BOD7/d]
BOD7bioinfl_C=72.635;        %koncentration BOD efter trumfilter[mg BOD7/l]
BOD7bioinfl=BOD7bioinfl_C*Qdim/1000;        %BOD efter trumfilter[g BOD7/d]

Ninfl=2190e3;              %inkommande kvöve [g/d]
Nbioinfl_C=36.210;             %koncentratio kväve efter trumfilter[mg N/l]
Nbioinfl=Nbioinfl_C*Qdim/1000;          %N efter trumfilter [g N/d]

BOD7effl_C=4;                %krav på utgående koncentratrion BOD7 mg/l
BOD7effl=BOD7effl_C*Qdim/1000;     %krav på utgående BOD7 g/d
Neffl_C=4;                %krav på utgående koncentration N mg/l
Neffl=Neffl_C*Qdim/1000;      %%krav på utgående N g/d

h=5;                 %bassängdjup [m]

BOD_N_ratio=4;       %C/N-kvot för FDN enl Ödegaard (2012)

Ar_be_bod5=4;            %Arealbelsasting [g BOD5/m2*d] (Ödegaard, 2012)
Ar_be_bod7=Ar_be_bod5*1.15;    %Arealbelsasting [g BOD7/m2*d] (omräknig Lustig)
Ar_be_NI=0.8;             %Arealbelsasting [g N/m2*d] NI
Ar_be_EDN=0.6;            %Arealbelsasting [g N/m2*d]
Ar_be_FDN=0.3;            %Arealbelsasting [g N/m2*d]
Sp_bfy=800;            %Specifik biofilmyta [m2/m3]
F_gr=0.5;              %Fyllnadsgrad,
%=====================================================================
%BERÄKNINGAR

% Reningskrav
Ren_krv_BOD=(BOD7infl-BOD7effl)/BOD7infl;
Ren_krv_N=(Ninfl-Neffl)/Ninfl;

%Assimilerat kväve

 Nass=0.15;      %Antagande om hur stor andel av Npre som assimileras i slammet
 N_NFinfl=Nbioinfl*(1-Nass); %reducerar kävet utifrån vad som assimileras .
                                        %Det är influenten till NF

% Recirkulering
R=BOD7bioinfl/(BOD_N_ratio*N_NFinfl);%recirkuleringsgrad av kväve baserat på C/N-kvot

% Fördenitrifikation
```

```
N_FDNinfl=N_NFinfl*R;                    %Kväve in till FDN

Atot_b_FDN=N_FDNinfl/Ar_be_FDN;        %Totalt behov av biofilmsyta [m2]

V_b_FDN=Atot_b_FDN/Sp_bfy;               %Kompaktvolym bärare (100% fyllnadsgrad)

V_t_FDN=V_b_FDN/F_gr;                    %Volym tank

A_t_FDN=V_t_FDN/h                       %Area tank

% Nitrifikation

Atot_b_NF=N_NFinfl/Ar_be_NI;           %Totalt behov av biofilmsyta [m2]
                                 %antar 100% rening

V_b_NF=Atot_b_NF/Sp_bfy;               %Kompaktvolym bärare (100% fyllnadsgrad)

V_t_NF=V_b_NF/F_gr;                    %Volym tank

A_t_NF=V_t_NF/h                       %Area tank

% Efterdenitrifikation MBBR

N_EDNinfl=(1-R)*N_NFinfl-(1-Ren_krv_N)*Ninfl;  %kväve som belastar EDN

Atot_b_EDN=N_EDNinfl/Ar_be_EDN;        %Totalt behov av biofilmsyta [m2]

V_b_EDN=Atot_b_EDN/Sp_bfy;               %Kompaktvolym bärare (100% fyllnadsgrad)

V_t_EDN=V_b_EDN/F_gr;                    %Volym tank

A_t_EDN=V_t_EDN/h                       %Area tank


% Summerad area biosteg

A_t_tot_bio=A_t_FDN+A_t_NF+A_t_EDN;   %area biotankar [m2]

V_t_tot_bio=A_t_tot_bio*5;             %volym biotankar

A_b_tot=Atot_b_FDN+Atot_b_NF+Atot_b_EDN; %total bäraryta [m2]

 %Skivfilter
```

```
 Q_m3_h=560e-3*3600;
 A_skivfilter=(Q_m3_h/(140*3))*1.96*1.82

%=================================================================
% %SVAR

A_t_FDN =

   1.4643e+03


A_t_NF =

  930.7418


A_t_EDN =

  347.5483


A_skivfilter =

   17.1226
```

A.5 Platsåtgång AGS

```
%%=============================================================================
% AGS Platsåtgång
%=============================================================================
% Indata

% Höjd för AGS
h = 7.5;

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% Utgår ifrån Fullscale performane (Garmerwolde)

% Flöde Garmerwolde (m^3/dygn)
```

```
Q_garmerwolde = 28600;

% Flöde Sjölunda (m^3/dygn)
Q_sjolunda = (Qdim / 1000) * (3600*24);

% Omskalningsfaktor som kvot mellan flöde
Q_kvot = Q_sjolunda / Q_garmerwolde



% Beräkning av yta

% Skalar om SBR inklusive 2 buffertankar (m^3) med Sjölundas flöde
V_AGS = (19200 + 4000*2) * Q_kvot;
% Area (m^2) genom att dela volymen med höjden
A_AGS = V_AGS / h;

Qdim_m3_h = (Qdim / 1000) * 3600;


% Skivfilter (m^2) (enligt metod skivfilter MBBR)
A_skivfilter = (Qdim_m3_h / (140*3)) * 1.96 * 1.82;

A_tot = A_AGS + A_skivfilter
%==============================================================
%SVAR

Q_kvot =

    1.6917


A_tot =

   6.1525e+03
```

A.6 Energiåtgång förbehandling

```
%==========================================================================
% Indata

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

%==========================================================================
% Beräkning av energiproduktion vid förbehandling


% Trumfilter (MWh/år)
Qdim_m3_per_ar = (Qdim / 1000) * (3600*24*365);
E_trum = 0.01 * Qdim_m3_per_ar / 1000

% Fällningsbassänger (MWh/år)
E_bassenger = 0.0095 * Qdim_m3_per_ar / 1000


%==========================================================================
% Svar:

E_trum = 176.6016

E_bassenger = 167.7715
```

A.7 Energiåtgång MBR

$E_{MBR,red} = Q_{dim,m^3/\text{år}} \times 0,8 \times 0,85 = 17.66 \times 10^6 \times 0,8 \times 0,85 = 12008800$ kWh/år $\approx$ 12000 MWh/år

A.8 Energiåtgång MBBR

Luftning av oxiska bassänger

$NH^+_{4,bioinfl} = 36,210$ mg/l $\rightarrow$ 1752 kg/dygn

15 % assimilieras i slam

$NH^+_{4,NF}$ =1752$\times(1 - 0,15) = 1489,2$ kg/dygn

$O_{dygn,N} = (4,5 \times 1489,2) \times 2 = 13402,8 \text{ kg O}_2/dygn$

$\text{O}_{timme,N} = \frac{13402,8}{24} = 558,45 \text{ kg O}_2/h = AOR_N$

$\text{SOR}_N = \frac{AOR_N \times C_{20,alt} \times D_{cf}}{\alpha(\beta \times C_{T,alt} \times D_{cf} - DO_N)1,024^{(T-20)}}$

$C_{20,alt} = 7,01 \times (1 - \frac{0,0820 \times \text{Höjd över havet}}{760}) \times 10^{-3} = 7,01 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$

$\text{C}_{T,alt} = (14,6 - 0,378 \times T) \times (1 - \frac{0,0820 \times \text{Höjd över havet}}{760}) \times 10^{-3} = 10,82 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$

$\text{D}_{cf} = \frac{\frac{1}{3} \times D \times 0,0981 + p}{p} \approx 1,0$

$SOR_N = 987,9 \text{ kg/h}$

$\text{Luftbehov} = \frac{SOR_N \times 1000}{OTR \times D} = 14113,1 \text{ Nm}^3/h$

14113,1 Nm^3/h = 235,2 Nm^3/min

$\text{Förbrukad effekt} = \frac{\text{Luftbehov}[Nm^3/min] \times D}{5} = 235,2 \text{ kW}$

Förbrukad energi vid luftning: 235, 2 kW → 2060352 kWh/år ≈ 2060 MWh /år

Mekanisk omrörning i anoxiska bassänger

Fördenitrifikation

$V_{FDN} = 7321,6m^3$

$P_{FND} = \frac{25 \times V_{FDN}}{1000} = 183,04kW$

$E_{FDN} = P_{FDN} \times 24 \times 365 = 1603430 \text{ kWh/år} = 1603,4 \text{ MWh/år}$

Efterdenitrifikation

$V_{EDN} = 1737,7m^3$

$P_{END} = \frac{25 \times V_{EDN}}{1000} = 43,44\ kW$

$E_{EDN} = P_{EDN} \times 24 \times 365 = 380556,3 \text{ kWh/år} = 380,6 \text{ MWh/år}$

Total energiförbrukning för omrörare

1603,4 + 380,6 = 1984 MWh/år

Skivfilter

```
%=====================================================================
%MBBR energi skivfilter
clc
clear all

Q_m3_h=560e-3*3600;         %[m3/h]
E_skivfilter=15*Q_m3_h*24*365/1000000   %[MWh/år]
%=============================================================
%SVAR
E_skivfilter =

  264.9024
```

A.9 Energiåtgång AGS

```
%%=========================================================================
% AGS energi
clear
close
clc

%=========================================================================
% Indata

% Höjd för AGS
h = 7.5;

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% Utgår ifrån Fullscale performane (Garmerwolde)

% Flöde Garmerwolde (m^3/dygn)
Q_garmerwolde = 28600;
```

```
% Flöde Sjölunda (m^3/dygn)
Q_sjolunda = (Qdim / 1000) * (3600*24);

% Omskalningsfaktor som kvot mellan flöde
Q_kvot = Q_sjolunda / Q_garmerwolde ;

%==========================================================================
% Beräkning av energiförbrukning

Qdim_m3_h = (Qdim / 1000) * 3600;

% Angivet kWh/m^3 för Garmerwolde AGS, skalar om med Sjölundas flöde
kWh = 0.17;
MWh_AGS_per_ar = (kWh * (Q_sjolunda * 365) ) / 1000;

% Angivet kWh/m^3 för koaguleringsbassäng vid efterpolering
kWh = 0.0055;
MWh_koag_per_ar = (kWh * (Q_sjolunda * 365) ) / 1000;

% Skivfilter enligt MBBR efterpolering (MWh/år)
MWh_skivfilter_per_ar = (15 * Qdim_m3_h * 24 * 365) / (10^6);

MWh_per_ar_tot = MWh_AGS_per_ar + MWh_koag_per_ar + MWh_skivfilter_per_ar
%==============================================================
%Svar

MWh_per_ar_tot =

   3.3643e+03
```

A.10 Kemikalieåtgång förbehandling

Viktförhållande mellan järnklorid och fosfor

$$FeCl_3 + PO_4^{3-} \leftrightarrow FePO_4 + 3Cl^-$$

$$(55.85 + 35.45 \times 3) + (30.97 + 16 \times 4) \leftrightarrow (55.85 + 30.97 + 16 \times 4) + (35.45 \times 3)$$

$$162.2 + 94.97 \leftrightarrow 150.82 + 106.35$$

Förhållandet mellan järnklorid och fosfor är alltså: $FeCl_3/P = 162.2/30.97 = 5.2$

```
%==========================================================================
% Indata

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% För att konvertera kg/dygn -> mg/l: ((kg/dygn) * 10^6) / (Qdim*3600*24)
% För att konvertera mg/l -> kg/dygn: ((mg/l) / 10^6) * (Qdim*3600*24)

% Koncentration föroreningar i obehandlat avloppsvatten (mg/l)
SS_influent = (13163 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
BOD7_influent = (10690 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
COD_influent = 403.5294118;
N_influent = (2190 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
P_influent = (290 * 10^6) / (Qdim*3600*24);

% Enligt appendix: Dimensionerande värden för processval av förbehandling
P_bioinfluent = 1.267361111111111;

%==========================================================================
% Beräkning av kemikalieförbrukning vid förbehandling

% Polymer dosering (mg/l)
Poly_dosering = 3;
% Årsförbrukning (ton/år)
Poly_ton_per_ar = ((Poly_dosering / (10^6)) * (Qdim*3600*24*365)) / 1000

% Fe dosering (mg/l), (0.15 = utsläppskrav)
P_avskiljning = P_influent - P_bioinfluent - 0.15;
% 5.2 = förhållande mellan fosfor och järnklorid för koagulering
Fe_dosering = 5.2 * P_avskiljning;
% Årsförbrukning (ton/år)
Fe_ton_per_ar = ((Fe_dosering / (10^6)) * (Qdim*3600*24*365)) / 1000

%==========================================================================
% Svar:

Poly_ton_per_ar = 52.9805
```

```
Fe_ton_per_ar = 420.2597
```

A.11 Kemikalieåtgång MBR

Mebran
Omskalningsfaktor mellan Sjölunda och Nordkanals flöden:

Omskalningsfaktor = $\frac{Q_{dim,m^3/\text{år}}}{Q_{Nordkanal}} = \frac{17{,}7\times10^6}{5{,}5\times10^6} = 3{,}22$

Kemikalieåtgång [kg/år] = Kemikalieåtgång [l/a] × massfraktion [-] × ρ [kg/l] × Omskalningsfaktor

Saltsyra = $7250 \times 0,25 \times 1,12 \times 3,22 = 6537$ kg per år

Citronsyra = $63500 \times 0,5 \times 1,33 \times 3,22 = 135973$ kg per år

Natriumhydroxid = $10000 \times 0,2 \times 1,22 \times 3,22 = 7857$ kg per år

Natriumhypoklorit = $40500 \times 0,12 \times 1,0833 \times 3,22 = 16938$ kg per år

→ Totalt: Saltsyra + Citronsyra + Natriumhydroxid + Natriumhypoklorit ≈ 167 ton per år

Metanol

```
%=====================================================================
%MBR kemikalie metanol
 clear all
 clc

%INPARAMETRAR
N_EDNinfl=4.1706e+05; %[g/d]

%METANOLÅTGÅNG
COD_EDN=N_EDNinfl*5;  %behov av extern kolkälla %[g/d]
Metanol=(COD_EDN/1.5)*365/1000000         %[ton/år]
%=====================================================================
%SVAR
Metanol =

  507.4230
```

A.12 Kemikalieåtgång MBBR

Metanol

```
%=====================================================================
%MBBR kemikalie metanol
 clear all
 clc

%INPARAMETRAR
N_EDNinfl=4.1706e+05;   %[g/d]

%METANOLÅTGÅNG
COD_EDN=N_EDNinfl*5;  %behov av extern kolkälla %[g/d]
Metanol=(COD_EDN/1.5)*365/1000000         %[ton/år]
%=====================================================================
%SVAR
Metanol =

  507.4230
```

A.13 Kemikalieåtgång AGS

```
% Beräkning av kemikalieförbrukning AGS

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% Fe dosering (mg/l), (0.9 = garmerwoldes effluent, 0.15 = utsläppskrav)
P_avskiljning = 0.9 - 0.15;
% 5.2 = förhållande mellan fosfor och järnklorid för koagulering
Fe_dosering = 5.2 * P_avskiljning;
% Årsförbrukning (ton/år)
Fe_ton_per_ar = ((Fe_dosering / (10^6)) * (Qdim*3600*24*365)) / 1000

Fe_ton_per_ar =

   68.8746
```

A.14 Slamproduktion förbehandling

```
%==========================================================================
% Indata

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% För att konvertera kg/dygn -> mg/l: ((kg/dygn) * 10^6) / (Qdim*3600*24)
% För att konvertera mg/l -> kg/dygn: ((mg/l) / 10^6) * (Qdim*3600*24)

% Koncentration föroreningar i obehandlat avloppsvatten (mg/l)
SS_influent = (13163 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
BOD7_influent = (10690 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
COD_influent = 403.5294118;
N_influent = (2190 * 10^6) / (Qdim*3600*24);
P_influent = (290 * 10^6) / (Qdim*3600*24);

% Enligt appendix: Dimensionerande värden för processval av förbehandling
SS_bioinfluent = 13.602637235449738;
% Enligt appendix: Beräkning av kemikalieförbrukning vid förbehandling
Fe_dosering = 23.797050264550260;

%==========================================================================
% Beräkning av slamproduktion vid förbehandling

% Slamproduktion, (SP) (mg/l).
% Kprec är en faktor beroende på vald tillsats
Kprec = 4.5;
SP = (SS_influent - SS_bioinfluent) + Kprec * Fe_dosering;
% Årsproduktion slam (ton/år)
SP_ton_per_ar = ((SP / (10^6)) * (Qdim*3600*24*365)) / 1000

%==========================================================================
% Svar:

SP_ton_per_ar = 6455.4
```

A.15 Slam- och biogasproduktion MBR

```
clear all
clc

%Indata
SSP=0.512; % slamproduktion per BOD [kg SS/kg BOD7] (ATV 2000)
BOD_FDNinfl=3.514384674572282e+03; % BOD7 in till fördenitrifikationen
                                   %[kg/dygn]
BOD_effl=193.536; %utgående mängd BOD [kg/dygn]
N_EDN=4.170513808344277e+02; % mängd nitrat till EDN [kg/dygn]

%Slamproduktion
Slam=SSP*(BOD_FDNinfl-BOD_effl+N_EDN*5); % Yield på 0.512 enligt ATV efter interpolering
                                         %[kg/dygn]
SP_mbr=Slam*365 % slamproduktion under ett år [kg]

Biogas_year_mbr= 0.85*0.5*1.0*6394*10^3+0.7*0.5*1.0*SP_mbr % biogasproduktion på ett år
                                                   %[m3], 6394 från primärslamproduktion

SVAR:

SP_mbr =

   1.0103e+06


Biogas_year_mbr =

   3.0711e+06
```

A.16 Slam- och biogasproduktion MBBR

```
%=================================================================
%MBBR biogas
 clc
 clear all
%==============================================================
%INPARAMETRAR

Qdim=560*24*3600;                  %dim flöde [l/d]
BOD7bioinfl_C=72.635;        %koncentration BOD efter trumfilter[mg BOD7/l]
```

```
BOD7bioinfl=BOD7bioinfl_C*Qdim/1000;        %BOD efter trumfilter[g BOD7/d]
BOD7effl_C=4;                %krav på utgående koncentratrion BOD7 mg/l
BOD7ut=BOD7effl_C*Qdim/1000;     %krav på utgående BOD7 g/d
SSbioinfl_C=13.602;  %SS efter trumfilter [mg/l]
SSbioinfl=SSbioinfl_C*Qdim/1000;    %[g/d]
N_EDNinfl=4.1706e+05;
A_b_tot=5.4852e+06;

%=====================================================================
%BERÄKNINGAR
% Slamproduktion (enl Ödegaard, Rosen)

T=10;          %temperatur, grader
COD_EDN=N_EDNinfl*5;  %behov av extern kolkälla %[g/d]
BOD5bioinfl=(BOD7bioinfl/1.15+COD_EDN);      %faktorer som behövs för ekvationen
BA_BOD=BOD5bioinfl/A_b_tot;
F=1.072^(T-15);

SSP=0.6*((SSbioinfl/BOD5bioinfl)+1)-((0.72*F)/(BA_BOD+(1.33*F))) %specifik
                                    % slamproduktion[g SS/g BOD5_removed]
BOD5_removed=(BOD7bioinfl-BOD7ut)/1.15;
SP_g_d=SSP*(BOD5_removed+COD_EDN);       %slamproduktion [g/d]

SP_C=(SP_g_d/Qdim)*1000  %koncentration SS i effluent bioreaktor för
                         %kontroll av porstorleksval skivfilter [mg/l]

%Biogas
%85%VS i primärslam, 70%VS i bioslam, 50% kan brytas ner i
%rötkammare

SP_forbeh=6.3934518e6;        %[kg/år]
SP_bio_kg_ar=SP_g_d*10^-3*365

r=1.0; %biogas-yield [m3/kg VS nedbrutet]
Biogas_MBBR=0.85*0.5*r*SP_forbeh+0.7*0.5*SP_bio_kg_ar  %[m3/år]
%==============================================================
%SVAR
SSP =

    0.4058


SP_C =
```

```
   41.7104


SP_bio_kg_ar =

   7.3661e+05


Biogas_MBBR =

   2.9750e+06
```

A.17 Slam- och biogasproduktion AGS

```
%%=========================================================================
% AGS Biogas
clear
close
clc
%=========================================================================
% Indata

% Dimensionerande flöde (l/s)
Qdim = 560;

% Utgår ifrån Fullscale performane (Garmerwolde)

% Flöde Garmerwolde (m^3/dygn)
Q_garmerwolde = 28600;

% Flöde Sjölunda (m^3/dygn)
Q_sjolunda = (Qdim / 1000) * (3600*24);

% Omskalningsfaktor som kvot mellan flöde
Q_kvot = Q_sjolunda / Q_garmerwolde

%=========================================================================
% Beräkning av biogasproduktion

% Angiven slamproduktion 3900 (kg/dygn), skalar om med omskalningsfaktor
SP = 3900 * Q_kvot;
```

```
% Slam (ton/år)
SP_ton_per_ar = (SP * 365) / 1000

% Konverterat slam till biogas liknande övriga biosteg
% 0.7 = Halten VS
% 0.5 = Andelen VS som kan brytas ner
% 1 = Biogas yield
Biogas_yearly = (SP_ton_per_ar * 1000) * 0.7 * 0.5 * 1
%=====================================================
%Svar
Q_kvot =

    1.6917


SP_ton_per_ar =

   2.4082e+03


Biogas_yearly =

   8.4287e+05
```