UPTEC- W 14004
Examensarbete 30 hp
Februari 2014

UPPSALA
UNIVERSITET

Membranbioreaktorteknik- En framtida lösning på Lundåkraverket?

Membrane bioreactors- A future solution at Lundåkra wastewater treatment plant?

Nicholas South

REFERAT

Membranbioreaktorteknik- en framtida lösning på Lundåkraverket?

Nicholas South

I detta examensarbete utreds om membranbioreaktorteknik (MBR-teknik) kombinerat med biologisk fosforrening (Bio-P) kan vara ett alternativ till en framtida utbyggnad med en konventionell aktivslamprocess på Lundåkraverket utanför Landskrona. Fokus i arbetet har varit plats- och energiåtgång samt reningsgrad. Även olika frågeställningar om störningar orsakade av filamentbildande bakterier kan lösas av MBR-teknik har undersökts. Examensarbetet har bestått av tre litteraturstudier: MBR, Bio-P och en om integrerad MBR-teknik i en Bio-P process. Utöver detta har Lundåkraverket studerats för att kunna se om MBR-teknik kombinerat med Bio-P kan vara en fungerande lösning. Resultaten har sedan applicerats i en fallstudie om Lundåkraverket där en MBR-lösning med Alfa Lavals Hollow Sheet™-membran har utformats.

Resultaten visade på att platsåtgången i det biologiska reningssteget kommer minska med MBR-alternativet, totalt blir det ytminskning på 67 % motsvarande 3 400 m^2. Reningsgraden med en MBR-lösning gör att alla parametrar (BOD, Tot-N, NH_4-N, Tot-P och SS) blev antingen lägre eller oförändrade jämfört med en konventionell aktivslamprocess-lösning. Däremot kommer energiåtgången att öka på Lundåkraverket om en MBR-lösning införs med 0,17-0,20 kWh/m^3 motsvarande en kostnad på omkring en miljon kr årligen. Kemikalie-åtgången beräknas öka med 370 000 kr årligen för rengöringskemikalier till MBR-modulerna.

Störningarna orsakade av filamentbildande bakterier, till exempel slamflykt, kan lösas med en MBR-lösning då membranen inte störs av dessa mikroorganismer. Däremot är det oklart om en MBR-lösning kan förbättra avvattningsegenskaperna på slammet, något som Lundåkra haft problem med. En förutsättning för att Bio-P kombinerat med MBR-teknik ska fungera är att avloppsvattnet kan recirkuleras från membranen till en aerob zon. I Lundåkras fall skulle det kunna bli att en återcirkulation hamnar i ett luftat steg i Biodeniphon™.

I förslaget finns det ett nytt förbehandlingssteg, förslagsvis i form av hålplåtsgaller. Andra förslag är att introducera simultanfällning i biosteget, använda dagens efterfällningsbassäng med lamellsedimentering som bräddvattenrening och använda en av de två eftersedimenteringsbassängerna som sidoströmshydrolys. I rapporten presenteras två förslag där det förslaget som slutligen rekommenderas är att gräva en ny bassäng då den skulle förenkla övergångsstadiet från dagens utformning till en MBR-lösning i framtiden.

Slutsatsen är en rekommendation om att fortsätta utreda om MBR-alternativet är ett bättre förslag än konventionell aktivslamprocess med utredningar bland annat inom slambehandling och hydraulik. MBR-förslaget visar däremot att Lundåkraverket kommer att spara plats och åstadkomma högre reningsgrad till priset av högre energiåtgång och kemikalieförbrukning.

Nyckelord: MBR, Bio-P, Filamentbildande bakterier, Biologiskt reningssteg

Institutionen för Kemiteknik, Box 124, 221 00 Lund. ISSN 1401-5765

ABSTRACT

Membrane bioreactors- A future solution at Lundåkra wastewater treatment plant?

Nicholas South

Membrane bioreactors (MBR) combined with biological phosphorous treatment (Bio-P) has been investigated if that could be an alternative to the future expansion with conventional active sludge treatment at Lundåkra wastewater treatment plant (WWTP) in the proximity of Landskrona, Sweden.

The results showed that the surface demand in the biological treatment will be reduced with 67% with the MBR-alternative compared to a conventional activated sludge process. The nutrient removal in the MBR-solution was decreased or unchanged for nitrogen-, phosphorous- and organic parameters. However, the energy demand will increase with an estimated cost of approximately 1 million SEK annually. Moreover, the extra chemical consumption is estimated to cost 370 000 SEK annually.

The disturbances caused by filamentous bacteria such as sludge dispersal could be resolved with MBR-technology because the membranes are not affected by these organisms. The Bio-P process combined with MBR-technology works if the wastewater recirculates from the membranes to an aerobic zone.

In the proposal, there will be a new pre-treatment step, for instance hole screens. In addition, there will be an introduction of chemical precipitation in the biological treatment, use the present post-precipitation basin with lamella sedimentation as an overflow wastewater treatment and transform one of the clarifiers into a side stream hydrolysis. The new MBR-design will consist of a new basin built between the clarifiers and the lamella sedimentation building.

An extended study of the MBR-alternative with respect to sludge treatment and hydraulics is required before it can be shown if that is a better solution than a conventional activated sludge process.

Keywords: MBR, Bio-P, Filamentous bacteria, Biological treatment

Department of Chemical Engineering,

Box 124, 221 00 Lund

ISSN 1401-5765

FÖRORD

Denna termin med examensarbetet har varit en rolig tid varvat med många lärdomar, erfarenheter och nya kontakter. Det är många personer som har hjälpt mig under resans gång. Jag vill börja med att tacka alla på SWECO-kontoret i Malmö för en rolig tid med intressanta diskussioner, trevliga afterworkaktiviteter och inspirerande kollegor.

Jag vill sedan tacka alla parter som har varit inblandade i mitt projekt som har ordnat massor av information, grafer, ritningar och studiebesök både i Sverige och Danmark. Därför riktas ett stort tack till:

Jessica Bengtsson, Alfa Laval

Nicolas Heinen, Alfa Laval

Personalen på Alfa Lavals fabrik i Nakskov

Anders Jeppson, NSVA

Jan-Erik Petersson, NSVA

Marinette Hagman, NSVA

Personalen på Lundåkraverket i Landskrona

Christopher Gruvberger, SWECO Environment

Maria Mases, SWECO Environment

Mats Jonasson, SWECO Environment

Sebastiano Immé, SWECO Environment

Personalen på Lundtofteverket i Köpenhamn

Jag vill även passa på att tacka min ämnesgranskare Jes la Cour Jansen på Lunds Tekniska Högskola som bistått både med viktiga kommentarer till examensarbetet och danskalektioner på våra träffar.

Därefter riktas ett tack till min två handledare, Michael Cimbritz och Niclas Åstrand, mina två mentorer i VA-branschen. Det har varit en ära och ett nöje att vara er lärling och jag hoppas får nöjet igen att jobba mer med er två.

Slutligen vill jag tacka min Sofia och min familj, för att ni alltid finns där vid min sida.

Nicholas South

© Nicholas South, Institutionen för kemiteknik, Lund tekniska högskola och Institutionen för Geovetenskaper, Uppsala Universitet.

Alla figurer som är publicerade i detta arbete har getts tillstånd från upphovsrättsinnehavaren.

UPTEC W 14 004, ISSN 1401-5765

Publicerades digitalt vid Institutionen för geovetenskaper, Uppsala Universitet, Uppsala år 2014

POPULÄRVETENSKAPLIG SAMMANFATTNING

Förr i tiden byggdes reningsverken i Sverige utanför städerna för att komma ifrån bebyggelse och på så sätt undvika att befolkningen kom i kontakt med avloppsvatten. På senare år har städerna vuxit så pass att det blir mer och mer vanligt att städerna omringar reningsverken. Detta gör att det kan uppstå komplikationer när ett reningsverk behöver byggas ut. I Landskrona har både befolkningen och stadens industrier ökat stadigt och nu står reningsverket Lundåkra inför en expansion till en fördubbling av dagens kapacitet. Problemet är att Lundåkraverket med dagens utformning inte kommer att ha tillräckligt med yta på tomten utan behöver nu ta nya marker i anspråk.

Ett reningsverk består av tre delar: mekanisk-, biologisk- och kemisk rening. Den mekaniska delen består av galler/silar och ofta en försedimentering det vill säga en bassäng där partiklarna får sjunka och skrapas bort när de hamnat på bottnen av bassängen. Detta steg finns för att få bort större partiklar som kommer in i avloppsvattnet. I det biologiska reningssteget sker omvandling/nedbrytning av näringsämnen exempelvis kväve, fosfor och organiskt material med hjälp av mikroorganismer. Denna process sker med olika bassänger där det är växlande luftade och syrefattiga miljöer. I den kemiska reningen sker en dosering av fällningskemikalier som gör att fosfor fälls ut i klumpar. Både i det mekaniska, biologiska och kemiska reningssteget finns det i regel någon form av sedimentationsbassäng vilket gör att för ett konventionellt reningsverk utgör sedimentationsbassänger en betydande del av den totala ytarealen.

Lundåkraverket har några återkommande problem som stör reningsverkets potential. Ett problem är att Lundåkraverket har vissa trådformiga mikroorganismer i avloppsvattnet, så kallade filamentbildande bakterier, som stör det biologiska reningssteget vilket gör att Lundåkraverket inte kan köra på sin maxkapacitet. Ett annat problem är att reningsverket haft problem med att mikroorganismerna i det biologiska reningssteget har dött, antagligen på grund av inkommande avloppsvatten med höga halter av tungmetaller och lösningsmedel.

I detta examensarbete har en alternativ reningsteknik, membranbioreaktorerteknik (MBR-teknik), utretts. Denna reningsteknik behöver inget sedimentationssteg för att avskilja partiklar i avloppsvattnet utan detta görs med hjälp av mycket finporiga filter. MBR-teknik finns i många olika varianter. I detta examensarbete har två av de mest förekommande varianterna studerats, Flat Sheet och Hollow Fiber. Flat Sheet MBR-varianten är uppbyggd i plattliknande skikt med väldigt små mellanrum emellan varje skikt. Det bildas ett undertryck mellan det inkommande vattnet och membranen vilket gör att avloppsvattnet sugs från varsitt håll av plattskiktet igenom membranet medan partiklar, bakterier och till viss del virus avskiljs då de är större än porerna i membran. Hollow Fiber MBR-varianten är uppbyggd likt porösa sugrör där avloppsvattnet istället kan komma igenom membranet från alla håll.

Företaget Alfa Laval har en MBR-produkt som de kallar för Hollow Sheet™. Till uppbyggnaden är den produkten väldigt lik en Flat Sheet men har vissa egenskaper från Hollow Fiber tekniken. För att ge projektet en verklighetsförankring är det denna MBR-

produkt som har valts att ha med i beräkningarna och i skissplanen för hur ett MBR-alternativ skulle kunna se ut på Lundåkraverket.

För att få denna teknik att fungera på Lundåkraverket behövs det utredas om reningsverkets mikroorganismer, som driver reningsprocessen av näringsämnen i avloppsvattnet i det biologiska reningssteget, störs av den introducerade MBR-tekniken. Utredningen har lagt fokus på ovanstående frågeställning samt plats-, energiåtgång, reningsgraden av näringsämnen och om MBR-tekniken störs av filamentbildande bakterier.

Resultaten visade att ett MBR-alternativ inte stör mikroorganismerna som driver reningsprocessen. Däremot behövs det introduceras nya rutiner för att inte störa reningsprocessen. Bland annat måste flödet med hög syrehalt från membranen blandas in i den del av det biologiska reningssteget där det är bassänger med syrerikt avloppsvatten. Om det syrerika avloppsvattnet skulle blandas in med det syrefattiga avloppsvattnet skulle mikroorganismerna som sköter reningsprocessen i den syrefattiga delen ha störts och andra organismer kan därmed konkurrera ut de mikroorganismer reningsverket vill ha. Dessutom störs inte MBR-lösningen av de trådformiga mikroorganismer som finns i Lundåkras avloppsvatten vilket är klart positivt för reningsverket.

Investeringen av en MBR-lösning skulle innebära extra energikostnader som reningsverket inte hade förr på grund av att membranen i MBR-lösningen behöver luftas kontinuerligt. Luftningen görs för att mikroorganismerna som behöver i syrerik miljö ska trivas ännu bättre samtidigt som bubblorna i luftningsprocessen tar bort partiklar från membranen. Denna luftning är beräknad att kosta cirka en miljon kronor årligen. Dessutom behövs cirka 370 000 kronor läggas årligen på kemikalier som används för att göra rent membranen från igensättningar.

Däremot visar beräkningarna att Lundåkraverket inte behöver ta nya tomter i anspråk om en MBR-lösning byggs i framtiden utan att sedimentationsbassängerna kan användas till andra processlösningar som bland annat möjliggör minskade inköp av kolkälla till exempel etanol och minskad andel obehandlat avloppsvatten. Dessutom ger denna lösning renare avloppsvatten då de finporiga filtrena skapar partikelfritt vatten.

MBR-lösningen visar på stor potential att vara en bättre lösning än det förslag som innefattar sedimentering. Däremot behövs det göras ytterligare utredningar för att klargöra om Lundåkraverket ska satsa på en MBR-lösning i framtiden, bland annat hur slam ska behandlas och hur flödena ska se ut inom reningsverket. Sammanfattningsvis kommer MBR-alternativet ta betydlig mindre plats än alternativet med sedimentation samtidigt som det blir renare utsläppsvatten. Detta sker till en kostnad av högre energiförbrukning från luftningen av membranen och större kemikalieåtgång från rengöring av MBR-filtrena.

LISTA ÖVER FÖRKORTNINGAR

Bio-P = Biologisk fosforavskiljning

BOD_5 = *Biological Oxygen Demand*, 5 dagar, ett mått på organiskt material

BOD_7 = *Biological Oxygen Demand, 7* dagar, ett mått på organiskt material

EPS = Extra cellulära polymeriska substanser

FS = *Flat Sheet*, plattliknande MBR-moduler

GAO = Glykogenackumulerande organismer

HF = *Hollow Fiber*, MBR-membranmoduler

HS = *Hollow Sheet*™, Alfa Lavals membran modul

LMH = Liter avloppsvatten per m^2 per timme

MBR = Membranbioreaktor

SS = *Suspended Solids*, mått på mängden suspenderat material

PAO = *Phosphorous Accumulating Organisms*, mer känt som de organismer som driver Bio-P processen

pe = Personekvivalenter

PHA = Polyhydroxylalkanoat

Poly-P = Polyfosfat

SAD = *Specific Aeration Demand*, ett mått på membranens luftförbrukning

SEDA = *Specific Energy Demand for Aeration*, ett mått på membranens energiförbrukning från luftningen

SMP = *Soluble Microbial Product*, substanser avskavda från en cell

TMP = *Trans Membrane Pressure*, trycket över membranet

VFA = *Volatile Fatty Acids*, lättflyktiga organiska fettsyror

INNEHÅLLSFÖRTECKNING

1. INLEDNING 1
1.1 SYFTE 1
1.2 ARBETSGÅNG 1
1.2.1 Delmål 2
1.2.2 Avgränsning 2
2. MEMBRANBIOREAKTOR-TEKNIK 3
2.1 FÖR- OCH NACKDELAR MED MBR-TEKNIK 5
2.2 FLAT SHEET (FS) V.S HOLLOW FIBER (HF) 6
2.2.1 Flat Sheet 6
2.2.2 Hollow Fiber 7
2.3 DRIFTPARAMETRAR 7
2.4 FÖREKOMMANDE PROBLEM I MBR-PROCESS 9
2.4.1 Igensättningar (Fouling) 9
2.4.2 Fysisk rengöring av filter 10
2.4.3 Kemisk rengöring av filter 11
2.4.4 Förbehandling av inkommande avloppsvatten 13
2.4.5 Filamentbildande bakteriers påverkan på MBR 14
2.4.6 Extra cellulära polymeriska substanser och Suluable microbial product 14
2.5 JÄMFÖRELSE FLAT SHEET/HOLLOW FIBER 15
2.6 DESINFEKTION 15
2.7 ALFA LAVALS MBR-MODUL HOLLOW SHEET 16
3. BIOLOGISK FOSFORREDUKTION 18
3.1 FÖR- OCH NACKDELAR MED BIOLOGISK FOSFORREDUKTION 20
3.2 FÖRUTSÄTTNINGAR FÖR BIOLOGISK FOSFORREDUKTION 20
3.2.1 Tillväxt av Phosphorous Accumulating Organisms (PAO) 20
3.2.2 Begränsning av glykogen ackumulerande organismer (GAO) 21
3.2.3 Tillgång till volatile fatty acids (VFA) 22
3.3 BIODENIPHO™/BIODENITRO™ 23
4. MBR MED BIOLOGISK FOSFORRENING 25
4.1 SIDOSTRÖMSHYDROLYS 28
4.2 SAMMANFATTNING LITTERATURSTUDIE 29
5. FALLSTUDIE- LUNDÅKRAVERKET 31
5.1 OMRÅDES- OCH PROCESSBESKRIVNING LUNDÅKRAVERKET 31
5.2 NUVARANDE PROBLEM 36

5.2.1 Förekomst av filamentbildande bakterier 36
5.2.2 Tungmetaller 36
5.2.3 Utslagning av biologiskt reningssteg 36
5.3 FRAMTIDA UTBYGGNAD 36
5.3.1 Dimensionering och belastning 37
5.3.2 Ytaspekter 38
6. METOD OCH BERÄKNINGSUPPLÄGG 39
6.1 DESIGNFLÖDE 39
6.2 BERÄKNINGAR AV DENITRIFIKATION- OCH NITRIFIKATIONSVOLYMER 40
6.2.1 Volymberäkning för processlösningen med försedimentering 41
6.2.2 Volymberäkning för processlösningen utan försedimenteringen 43
6.3 ENERGIÅTGÅNG 44
6.4 SPECIFIKA LUFTNINGSBEHOVET 45
6.5 KEMIKALIEÅTGÅNG 45
7. RESULTAT 46
7.1 VOLYMBERÄKNINGAR 46
7.2 DIMENSIONERANDE MAXFLÖDE 46
7.2.1 Varaktighet maxflöde 47
7.3 JÄMFÖRELSE- PLATSASPEKTER 49
7.4 SKISSFÖRSLAG FÖR LUNDÅKRAVERKET 51
7.4.1 Skissförslag 1a- MBR i eftersedimenteringstank 52
7.4.2 Skissförslag 1b-MBR i eftersedimenteringstank utan försedimentering 53
7.4.3 Skissförslag 2a- MBR i ny bassäng 54
7.4.4 Skissförslag 2b- MBR i ny bassäng utan försedimentering 55
7.5 PLATSFÖRSLAG 55
7.5.1 Platsförslag 1: MBR i eftersedimenteringstank 55
7.5.2 Platsförslag 2: MBR-tank på ny yta 56
7.6 RENINGSGRAD MBR 57
7.7 LUFTNINGSBEHOV, ENERGIÅTGÅNG OCH LUFTKONSUMPTION 59
7.8 KEMIKALIEFÖRBRUKNING 59
8. DISKUSSION 60
9. SLUTSATS 65
10. REFERENSER 66
APPENDIX

1. INLEDNING

Membranbioreaktor-teknik, så kallad MBR-teknik, är en reningsteknik som kombinerar aktivslamprocess och membranfiltrering. Processen är en variant av aktivslamprocess fast med membran istället för sedimentation för att avskilja biomassa.

Denna reningsteknik är på framfart över hela världen framför allt i länder där det är plats- och/eller vattenbrist då denna teknik möjliggör högre reningsgrad för vissa näringsämnen, reducerad ytanvändning och möjliggör återanvändning av utsläppsvattnet. Det som hämmar MBR-teknikens utbredning är att MBR-moduler innebär en hög investeringskostnad och att tekniken oftast kräver en högre energi- och kemikalie åtgång jämfört med en konventionell aktivslamprocess.

Lundåkra avloppsreningsverk i Landskrona som drivs av Nordvästra Skånes Vatten och Avlopp (NSVA) står inför en utbyggnad där verket ska fördubbla sin kapacitet från cirka 40 000 personekvivalenter (pe) till drygt 80 000 pe. Denna expansion är nödvändig då reningsverket idag belastas över sin dimensionerade kapacitet samtidigt som Landskrona som stad och dess industrier växer stadigt. Reningsverket har de senaste åren haft stora problem, dels med återkommande utslagning av det biologiska reningssteget och dels med oönskade slamegenskaper såsom filamentöst slam och dålig sedimentation av det biologiska slammet. Utöver detta behöver reningsverket nya landområden för utbyggnaden om NSVA väljer en konventionell aktivslamprocess.

1.1 SYFTE

Huvudsyftet med examensarbetet är att undersöka om en MBR-lösning kan integreras med Lundåkraverkets reningsprocess. De aspekter som ska undersökas för den potentiella MBR-anläggningen är:

- Platsåtgång
- Energiåtgång
- Reningsgrad för fosfor, kväve och BOD
- Möjligheten att integrera biologisk fosforrening i en MBR-lösning
- Filamentbildande bakteriers påverkan på en MBR-lösning

Resultaten inom dessa områden ska sedan jämföras med vad den planerade utbyggnaden med konventionell aktivslamprocess skulle resultera i. Platsaspekten står högt i fokus då NSVA skulle spara mycket resurser om de inte behöver nya landområden för utbyggnaden av reningsverket. Resultaten från detta arbete kan ge en indikation om en MBR-lösning kan vara aktuell i framtiden för NSVA men även för andra VA-förbund i Sverige. En annan tanke med detta examensarbete är att detta kan beskriva en standardprocedur, till exempel vissa beräkningssteg som bör göras vid en dimensionering av en MBR-anläggning för liknande framtida arbete på Sweco Environment.

1.2 ARBETSGÅNG

Examensarbetet består av tre litteraturstudier: en studie om MBR-teknik (Membranioreaktorteknik), en studie om Bio-P (Biologisk fosforrening) och en tredje studie

om MBR-teknik integrerad i samma reningsprocess som en Bio-P, det vill säga om det går att kombinera de två processlösningarna. Examensarbetets litteraturstudier ska fokusera på:

- Effektivitetsåtgärder för MBR-teknik, framförallt energireducerande åtgärder
- Effekter för biologisk fosforreduktion (Bio-P) vid en MBR-konstruktion
- Filamentbildande bakteriers påverkan på en MBR-lösning
- Dimensionering av MBR-lösning i avloppsreningsverk
- Jämförelse med andra avloppsreningsverk med MBR-teknik

Därefter behandlas Lundåkraverket och frågan om MBR-teknik går att kombinera med Bio-P med avseende på plats, energiåtgång och reningsgrad samt om det går att lösa problematiken med filamentbildande bakterier.

1.2.1 DELMÅL

Utöver litteraturstudien ska följande göras:

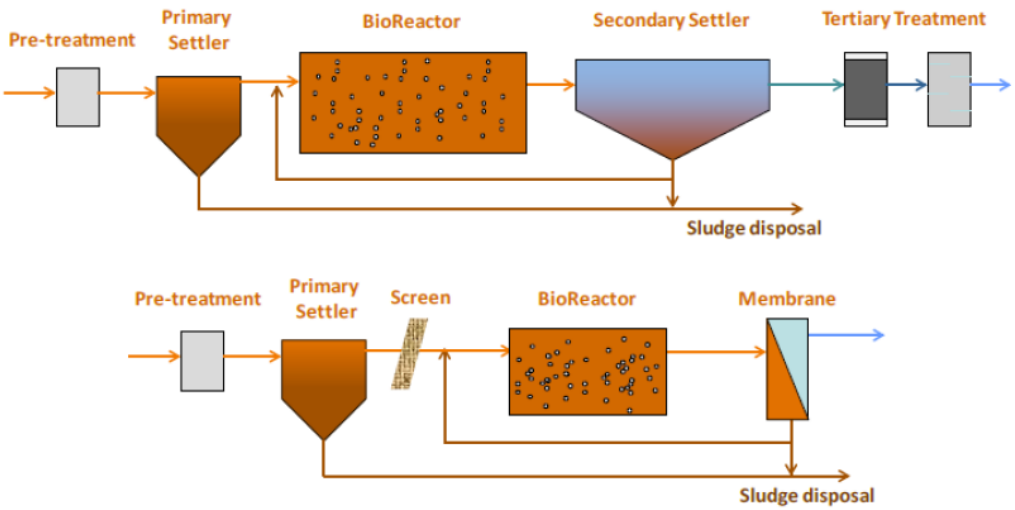
- Övergripande dimensionering med MBR-teknik för Lundåkraverket. Dimensionering ska innefatta bassängdimensioner, membranantal, luftningseffekt, förbehandling, och underhållsrengöring samt driftaspekter. Data om Lundåkraverket fås av NSVA. Data om membran och membrandimensionering fås från Alfa Laval men även från litteraturen. Hjälpmedel som kommer att användas är Excel.
- Sammanställning av beräkningsresultat med fokus på platsåtgång, energiförbrukning och reningsgrad.
- Generell sammanställning av mikrobiologiska aspekter med en potentiell MBR-anläggning.
- Jämförelse mellan en reningslösning med MBR-teknik och dagens konventionella metod med aktivslamprocess

1.2.2 AVGRÄNSNING

Examensarbetet ska inte fokusera på vad den dimensionerade anläggningen med MBR-teknik kommer att kosta. Dimensionering av Lundåkraverket med MBR-teknik kommer bli övergripande där exempelvis exakta bassängmått och ritningar inte kommer att ingå. Utöver detta har den framtida slambehandlingsdelen av Lundåkraverket endast studerats översiktligt.

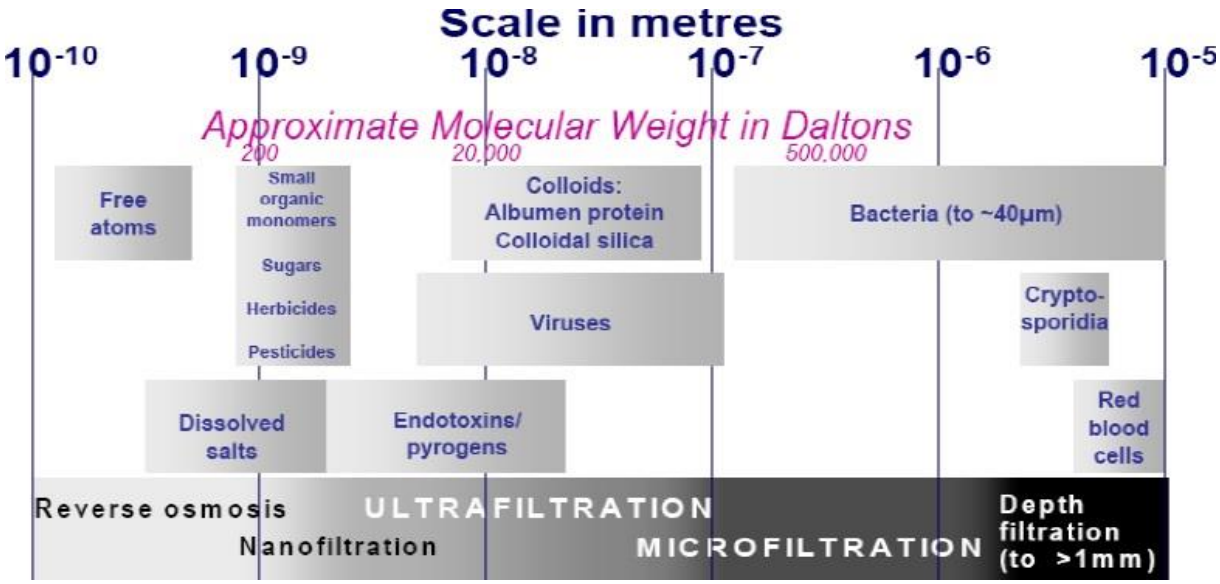
2. MEMBRANBIOREAKTOR-TEKNIK

Membranbioreaktor-teknik kombinerar användandet av mikroorganismer i biologisk rening av avloppsvatten och membranfiltration (Le-Clech m.fl., 2006). Processen är en variant av aktivslamprocess fast med membran som separeringsmetod istället för sedimentering. Utöver detta ersätter MBR-tekniken eventuella poleringssteg såsom sandfilter. De olika varianterna visas i figur 1.



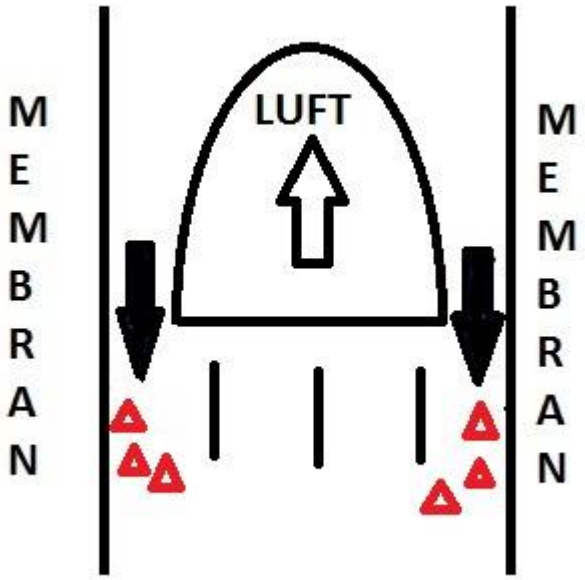
Figur 1. Processchema för en konventionell aktivslamprocess (överst i figuren) och en MBR-lösning (underst i figuren) (Monclús Sales, 2011).

I dagens läge bland MBR-anläggningar används finare mikrofiltrering eller ultrafiltrering. Mikrofiltrering enligt Judd (2011) är filter med porstorlek på 100-10 000 nm som fungerar för förbehandling av avloppsvatten samt bakterier. Ultrafiltrering är filter med porstorlek på 2-100 nm som fungerar för avskiljning av makromolekyler, bakterier och till viss del virus. En översiktlig figur över vad som avskiljs bort vid olika typer av filtration visas i figur 2.



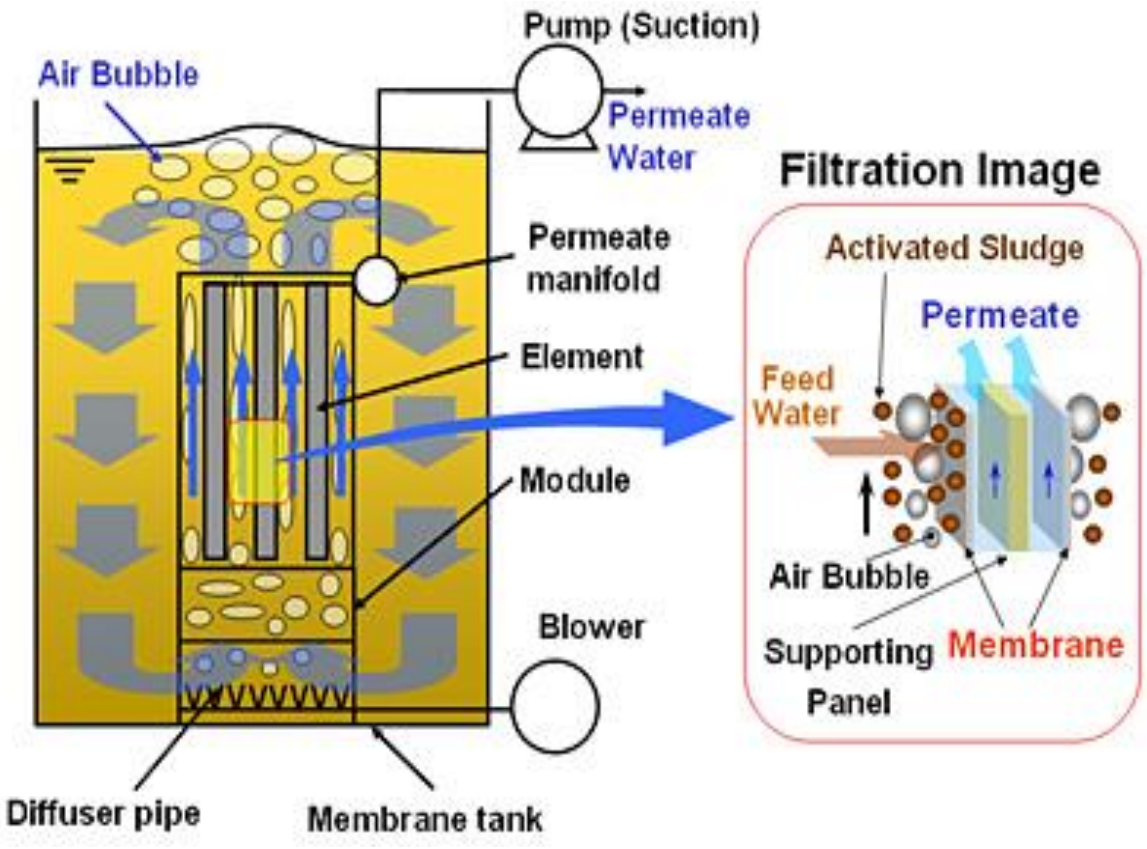
Figur 2. Skala för partiklar och organismer jämfört med olika typer av filter. Hämtad från Guerra (2010).

Det finns flera olika MBR-typer, där nedsänkta membran så kallad immersed MBR (i-MBR) enligt Le-Clech, Chen och Fane (2006) är vanligast och är den typ av MBR-teknik som kommer behandlas i detta examensarbete. Denna process visas i figur 3. I denna variant av MBR-teknik är membranen i reaktorn nedsänkt i en bassäng och har en luftningsenhet under sig. Luftaren producerar en lämplig luftström som enligt Judd (2011) både driver reningsprocessen men utgör även en slags ”skrubbningsprocess”. Detta sker eftersom bubblorna i luftströmmen skapar en motström av vatten (nedåtriktad svart pil) som trycks undan för bubblornas framfart vilket i sin tur rycker bort partiklar (röda trianglar i figur 3) från i membranet.



Figur 3. Beskriver skrubbningsprocessen, hur bubblorna från luftströmmen (vit pil) skapar en motkraft i form av avloppsvattnet (svart pil) som skapar turbulens och rycker bort igensättningar (trianglar) från membranet.

Med hjälp av en tryckskillnad genom membranet, det så kallade transmembrantrycket (TMP), pressas avloppsvattnet ut genom membranet där partiklar, näringsämnen och i viss mån bakterier och virus fastnar på membranet. Samtidigt fungerar denna process som en aktivslamprocess det vill säga att det blir kväve- och fosforreduktion samt nedbrytning av organiskt material om förutsättningarna är de rätta i form av processkonfiguration, slamålder, tillgång till kolkälla etc. En schematisk bild över hur en i-MBR ser ut visas i figur 4.



Figur 4. Översiktlig bild på en MBR-anläggning och hur membranen fungerar. Toray Industries (2013).

2.1 FÖR- OCH NACKDELAR MED MBR-TEKNIK

MBR-tekniken har en rad fördelar som gjort att den fått allt större marknadsandelar i världen. En klar fördel är att membranfiltreringen möjliggör högre grad av partikelskiljning samtidigt som sedimenteringssteg och eventuella poleringssteg blir överflödiga. Den högre graden av partikelavskiljning gör att det blir renare utsläppsvatten vilket är en klar fördel med potentiellt högre reningskrav i framtiden. Utöver detta höjs ofta slamhalten i det biologiska reningssteget vilket också spar på reningsverkets areal. Dessutom är inte en MBR-lösning beroende av slamflockarnas sedimenteringsegenskaper samtidigt som slamflykt kan undvikas (Judd, 2011).

För att MBR-modulerna inte ska sättas igen behövs det mer noggrann förbehandling av avloppsvattnet jämfört med konventionell aktivslamprocess. Ofta byggs det in en två-steg lösning med ett nytt fingaller eller sil för att uppnå membrantillverkarnas krav. (Metcalf och Eddy, 2003, Lousada-Ferreira, 2011, och Judd, 2011) Till membranmodulerna ingår det luftningsenheter för att motverka igensättningar av membranen och utrustning för kemisk rengöring. Till kemisk rengöring brukar natriumhypoklorit och citronsyra användas men även väteperoxid i vissa fall. Den kontinuerliga luftningen och rengöringskemikalierna gör att driftkostnaden blir ofta större med en MBR-lösning jämfört med en konventionell aktivslamprocess (Giesen m.fl., 2008, Krzeminski, Graaf och Lier, 2012). Utöver noggranna underhållsrutiner behövs det även konstant övervakning av membranens filtreringsgrad för att

se om partiklar är påväg att sätta igen membranen (Metcalf och Eddy, 2003, Lousada-Ferreira, 2011, och Judd, 2011). Dessutom har membranen en begränsad livslängd som brukar vara mellan fem-tio år.

MBR-teknikens för- och nackdelar sammanfattas i tabell 1.

Tabell 1. MBR-teknikens för- och nackdelar.

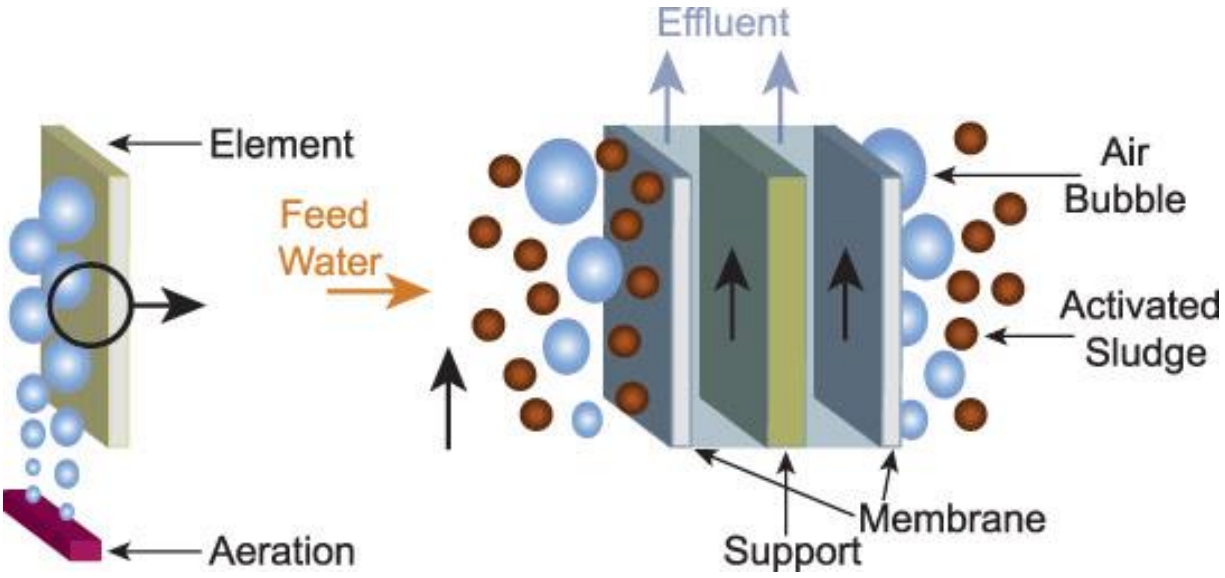
Fördelar	Nackdelar
Sedimentations- och poleringssteg överflödiga	Ökade krav på förbehandling
Renare utsläppsvatten	Högre energi- och kemikaliekostnader
Hög slamhalt bidrar till mer kompakt rening	Krav på membranövervakning
Slamflykt undviks	Begränsad livslängd för membranmodulerna

2.2 FLAT SHEET (FS) V.S HOLLOW FIBER (HF)

Det finns många olika typer av membranmoduler. Några av de vanligaste membranmodellerna inom avloppsreningsverk är bland annat Flat Sheet, Hollow Fiber och Tubmoduler. För att kunna avgränsa detta examensarbete har litteraturstudien fokuserat på Flat Sheet och Hollow Fiber.

2.2.1 FLAT SHEET

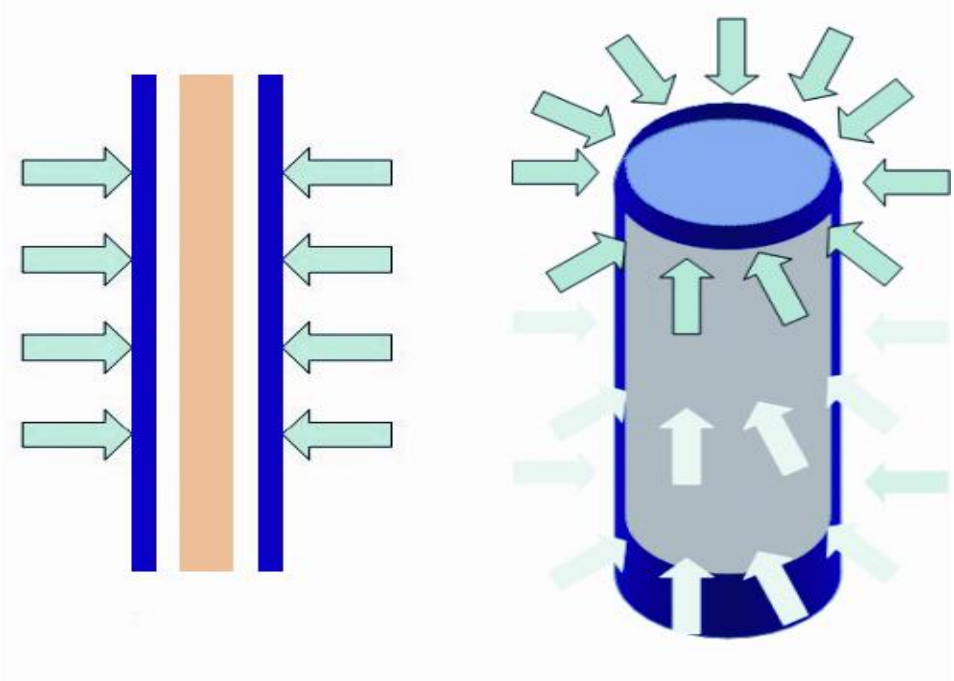
Flat Sheet-modulen är uppbyggd som en platta med porer där avloppsvattnet pumpas längs med filtrena och med hjälp av luftbubblor bildar ett vinkelrätt krossflöde mot membranet där permeatet ”trycks” ut (Alfa Laval, 2013). I figur 5 visas denna process mer utförligt.



Figur 5. Visuell skildring över hur avloppsvattnet flödar genom membranet. Luftbubblorna är i ljus-blå färg medan slammet är i mörk-brun färg. Wigen Water Technologies (2013).

2.2.2 HOLLOW FIBER

Hollow Fiber-modulen är uppbyggd som porösa sugrör där avloppsvattnet kan tränga igenom det semi-permeabla membranet från alla håll till skillnad från FS. Skillnaden mellan hur membrantyperna filtrerar visas i figur 6.



Figur 6. FS och HF uppbyggnad av membran. Ahrens (2009).

2.3 DRIFTPARAMETRAR

I membrandimensionering är flödet genom membranet per areaenhet känt som specifikt flöde, J, en viktig driftparameter. Enheten liter per m^2 och timme förkortas ofta till LMH. Det specifika flödet ges av följande samband, sammanfattat i ekvation 1.

$$J = \frac{Q}{A} \qquad (1)$$

J = Specifikt flöde [m^3/(m^2*h)] alternativt [l/(m^2*h)]

Q= Flöde genom membranet [m^3/h] alternativt [l/h]

A= Membranarea [m^2]

I MBR-sammanhang brukar ett dimensionerat flux normalt sätt ligga emellan 20-30 LMH. I en studie av Judd (2011) där olika fullskaliga pilotförsök genomfördes och från dessa försök framtogs ett medelvärde på 19.4 respektive 19.5 LMH för FS och HF. En tumregel är därmed att en MBR klarar i medeltal 20 LMH. Högre flux (>30 LMH) förekommer men är normalt endast vid maxflöden med kort varaktighet.

Det specifika flödet har ett proportionerligt samband med transmembrantrycket (TMP) som står för tryckdifferensen över membranet. Detta samband kan förklaras med ekvation 2:

$$J = \frac{TMP}{R * \mu} \qquad (2)$$

TMP = Transmembrantryck [bar]

R = Hydrauliskt motstånd [m^{-1}]

μ = viskositet av mediet [Pa*s]

Detta gör att ökat tryck över membranet leder detta till en fluxökning. Ökat flux skapas också av högre temperaturer då viskositeten är lägre. Vid ökat hydrauliskt motstånd, R, exempelvis vid igensättningar leder detta till att TMP höjs för att kunna uppnå samma flux som tidigare.

Permeabilitet är ett annat användbart mått för att illustrera hur fluxmängden varierar med transmembrantrycket och beskrivs med följande ekvation 3.

$$K = \frac{J}{TMP} \qquad (3)$$

K = Permeabilitet [LMH/bar]

J = Flux [LMH]

TMP = Transmembrantryck [bar]

Enligt Verrecht m.fl (2008) är SAD (Specific Aeration Demand) en nyckelparameter med avseende på luftningseffektivitet av membranen. Det finns två olika SAD mått, SAD_m och SAD_p, där SAD_m tar membranytan i beaktande medan SAD_p relateras till permeatvolymen (volymen renat vatten). Dessa bildar ett mått som indikerar hur effektivt membranet är. Ekvationerna 4 och 5 visar sambanden för SAD_m och SAD_p.

$$SAD_m = \frac{Q_g}{A_m} \qquad (4)$$

$$SAD_p = \frac{Q_g}{J * A_m} \qquad (5)$$

Q_g = luftflöde [m^3/h]

A_m = membranytan [m^2]

J = fluxet [m^3/h*m^2]

Resultaten från en stor studie i Judd (2011) visade att både SAD_m och SAD_p är högre för FS än för HF vilket innebär att FS har både högre luftningsbehov per membranytenhet och högre luftkonsumtion per m^3 renat vatten.

En annan viktig enhet för MBR-teknik är Specific Energy Demand for Aeration (SEDA). Detta begrepp ger en indikation på hur mycket energi som krävs för att lufta MBR-moduler per behandlad m^3 avloppsvatten.

Slamhalten är en parameter där det har forskats mycket om men få riktlinjer finns för hur högt den kan drivas. Dock finns det ett par riktlinjer från Rosenberger m.fl (2005) som säger att en slamhalt högre än 6 kg SS/m^3 är positivt för att försöka optimera membranens kapacitet samtidigt som en slamhalt över 15 kg SS/m^3 ökar igensättningstakten. En slutsats som drogs var att mellan 8-12 kg SS/m^3 sågs ingen skillnad på igensättningstakten. Därför används detta spann som tumregel vid dimensioneringen av biosteget. Till exempel används den tumregeln i praktiken vid dimensioneringen av den framtida utbyggnaden av Himmerfjärdsverket i Stockholm där 10-12 kg SS/m^3 kommer bli reningsverkets dimensionerade maxkapacitet. (Söhr, Ek och Bengtsson, 2013).

I Judd (2011) har flux, permabilitet, SAD_m, SAD_p, SEDA och slamhalt för HF och FS utvärderats och sammanfattats i en stor undersökning med fullskaliga avloppsreningsverk med MBR-teknik. I tabell 2 visas ett resultaten från den rapporten.

Tabell 2. Nyckelvärden vid dimensioner av MBR anläggningar med FS respektive HF.

Metod	LMH	Permeabilitet [LMH/bar]	SAD_m [Nm^3/m^2h]	SAD_p [Nm^3 luft/m^3 permeat]	SEDA [kWh/m^3 permeat]	Slamhalt [kg SS/m^3]
FS	19.4	261	0,57	27,5	0,34	8-12
HF	19.5	104	0,30	15,4	0,29	8-12

2.4 FÖREKOMMANDE PROBLEM I MBR-PROCESS

Enligt Judd (2011) finns det fem nyckelfaktorer för en hållbar, integrerad MBR-anläggning:

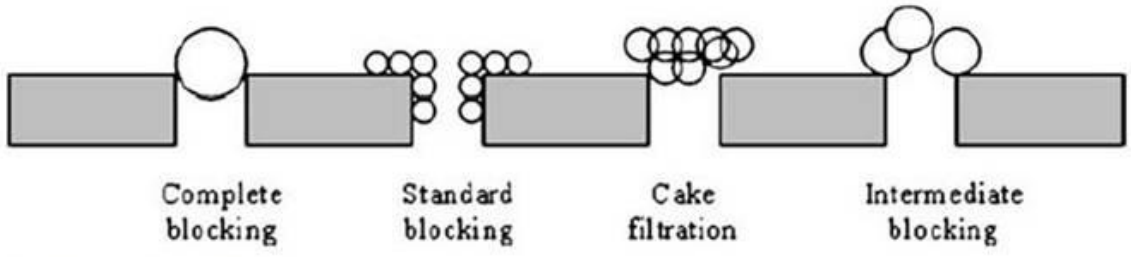
1. Membranet, dess design och möjligheten att kunna behålla hög permeabilitet.
2. Noggrann förbehandling av avloppsvattnet
3. Optimerad luftning av både membranen och biomassan.
4. Slamuttag och slammets retentionstid.
5. Bioaktivitet och biomassans egenskaper.

I detta avsnitt behandlas olika åtgärder som kan motverka vanliga problem såsom igensättningar, olika sorters underhålls- och återhämtningsrengöring, utveckling av noggrannare förbehandling och faktorer som kan orsaka igensättningar såsom filamentbildande bakterier, extra cellulära polymeriska substanser och soluable microbial products.

2.4.1 IGENSÄTTNINGAR (FOULING)

Enligt Sommariva m.fl (2007) definieras igensättningar eller det engelska ordet fouling som *”…en oönskad deposition av material av biologiskt ursprung på en yta som medverkar till en reduktion av hydraulisk prestanda i MBR-system*.” I Grace (1956) behandlas fyra olika typer foulingmekanismer som visas figur 7.

- Igenkorkad blockering
- Standardblockering
- ”Kakfiltrering”
- Intermediär blockering



Figur 7. De fyra olika igensättningsmekanismerna som är vanliga vid MBR-anläggningar. Radjenovich et al. (2008).

Några åtgärder för att motverka igensättningar är:

- Förbehandling av inkommande vatten (Frechen, Schier och Linden (2007).
- Kemisk rengöring (Kraume m.fl 2009).
- Luftning (Judd, 2011).
- Minskning av flödet (Judd, 2011).
- Regelbunden backspolning (Kraume m.fl 2009).
- Relaxation (Judd, 2011 och Kraume m.fl., 2009).

Fysisk- och kemisk rengöring av membranet samt förbehandling av inkommande avloppsvatten är viktiga förutsättningar för att MBR-processen ska kunna. Dessa processer beskrivs mer i sektion 2.4.2-4.

2.4.2 FYSISK RENGÖRING AV FILTER

Fysisk rengöring uppdelas i backspolning, relaxation och luftning.

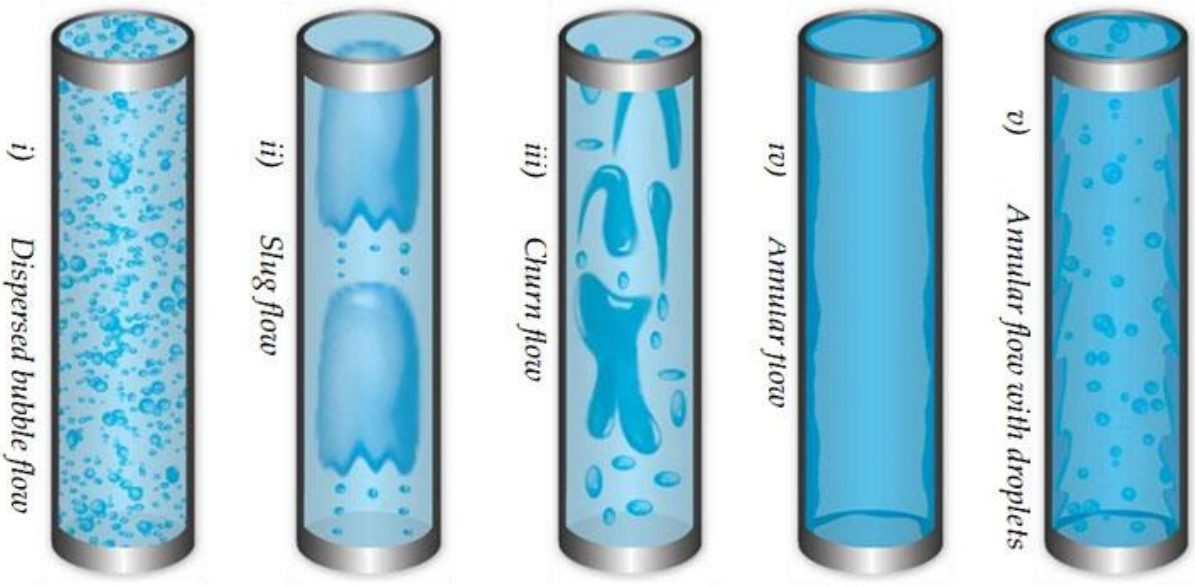
Backspolning fungerar på så sätt att under ett regelbundet mönster ska filtreringen i MBR-processen stannas upp och renat avloppsvattnet tryckas tillbaka genom membranet med en till tre gånger högre flöde (Judd, 2011) för att ta bort ”flyttbara” igensättningar på filtret. Enligt Jiang m.fl (2005) är det bättre med längre men mindre frekventa backspolningar än kortare men mer frekventa backspolningar för att få bort så mycket igensättningar som möjligt.

Relaxation är en annan åtgärd som fungerar effektivt för att förebygga igensättningar. Denna metod fungerar genom att filtreringen stängs av regelbundet samtidigt som luftning av membranen fortsätter och därigenom avlägsnas flyttbara igensättningar från filtret. Relaxation bör göras i genomsnitt en till två minuter var 8-15:e minut för att uppnå önskat resultat (Judd 2011).

I studierna av Vallero, Lettinga och Lens (2005) och Zhang m.fl (2005) har de funnit att en kombination av dessa två metoder (backspolning och relaxation) ger bäst resultat bland olika

fysiska rengöringsmetoder för MBR-filter. Många MBR reningsverk världen över använder därför denna procedur som fysisk rengöring.

Luftning har en avgörande effekt på reningsresultatet och graden av igensättning. För att uppnå maximalt kritiskt flöde (det högsta flödet membranet klarar av) önskas ett ”slug flow” som är ett två-fas luft-vätskeflöde. (Ghosh och Cui, 1999; Le-Clech m.fl., 2003a; och Le-Clech m.fl., 2003b). I figur 8 visas denna typ av luftflöde som ii).



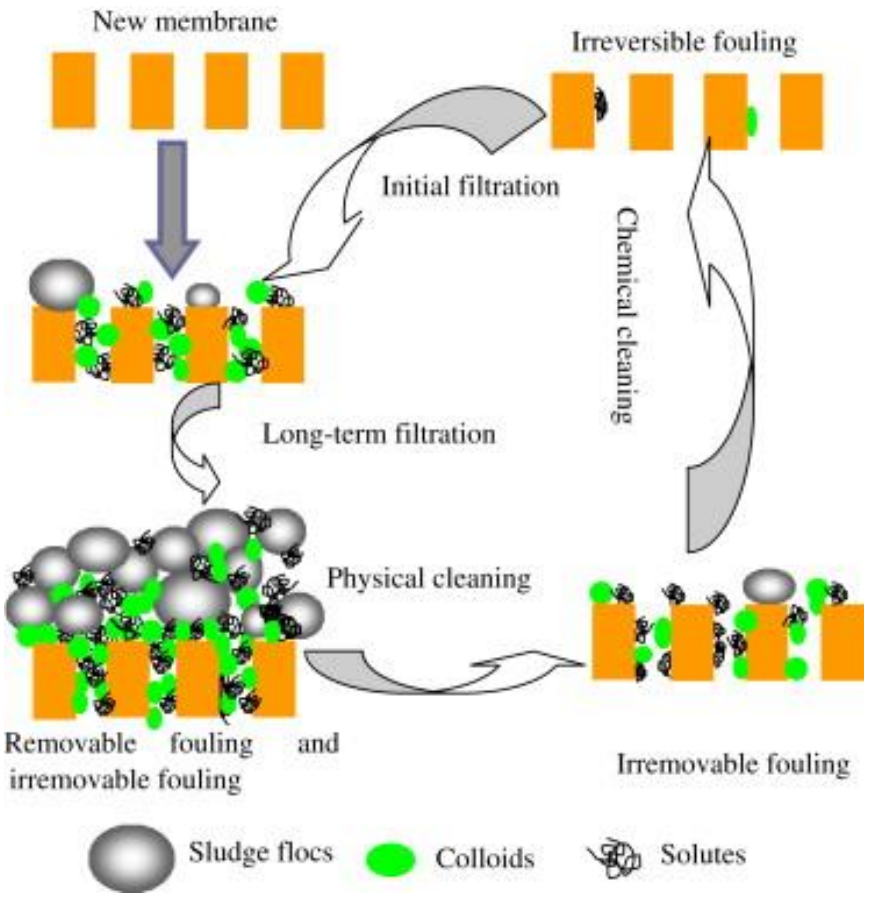
Figur 8. Olika typer av luftflöden. Bratland (2013).

Denna typ av luftflöde är fördelaktigt då de stora bubblorna har bättre ”skrubbningseffekt” på filtret än små bubblor. Samtidigt är det gynnsamt att det också finns små bubblor i luftflödet. Detta beror på att de medför en högre syrehalt till närmiljön runt membranet vilket gynnar mikroorganismerna i processen och nedbrytningen av organiskt material samt omvandling av kväve och fosfor.

2.4.3 KEMISK RENGÖRING AV FILTER

För kemisk rengöring av membran finns det två olika typer av rengöring: underhållsrengöring och återställningsrengöring.

Underhållsrengöring brukar ta 30-120 min för en cykel och brukar göras var 3-7:e dag. För denna typ av rengöring brukar reningsverk med MBR-teknik använda sig av cirka 1 050 mg/l natriumhypoklorit (NaOCl), citronsyra 6 060 mg/l eller väteperoxid (H_2O_2) 2 000 mg/l. Vid denna typ av rengöring går ”icke flyttbara” igensättningar bort, visas översiktligt i figur 9. (Judd, 2011) Denna typ av underhållsrengöring görs främst för HF-membran.



Figur 9. Membranets kretslopp i avloppsreningsverk med filtration, fysisk rening, kemisk rening och olika sorters igensättningar så som flyttbara-, icke flyttbara-, reversibla- och irreversibla igensättningar. (Meng m.fl. 2009).

Vid återställningsrengöring används mer koncentrerade lösningar motsvarande två till fyra gånger mer koncentrerad hypoklorit (NaOCl) eller citronsyra under längre tid för att få bort väldigt ingrodda ”icke flyttbara” insättningar. Denna typ av kemisk rengöring görs två till fyra gånger om året för FS och en till två gånger om året för HF (Judd, 2011). Vid kemisk underhållsrening är mängden av hypoklorit så pass låg att den kan spolas tillbaka till det blandade avloppsvattnet som kommer in i det biologiska steget utan att den biologiska reningen tar skada. Däremot vid en kemisk återhämtningsrengöring blir mängden av hypoklorit så pass stor att det inte går att återföra resterna till det biologiska reningssteget. Dock kan en del av slammet som precis tagits bort från filtret återanvändas och tillåtas reagera med en del av den klorresidual[1] som bildades vid den kemiska rengöringen. Med hjälp av denna metod kan klorresidualen neutraliseras. Om klorresidualen inte har neutraliserats tillräckligt kan bisulfitlösning tillsättas. Därefter kan den neutraliserade lösningen återföras till början av det biologiska reningssteget utan att förstöra processen. Proceduren kan sammanfattas i följande punkter Judd (2011):

- Låg halt av klorresidual: kan återföras till det biologiska reningssteget

[1] - Klorresidual= klorgas, hypoklorsyrajoner och hypoklorsyra (Water Chemisty, 2013)

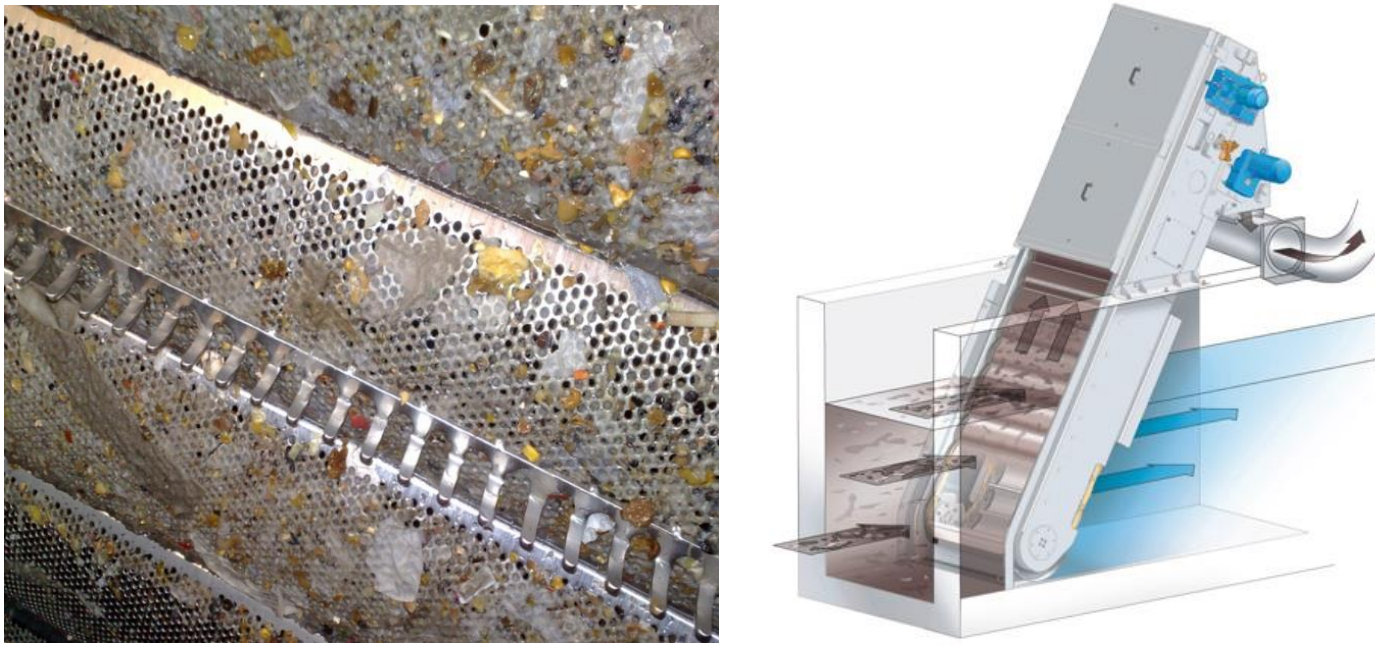
- Hög halt av klorresidual: bör inte återföras på grund av högre halter av klorresidual utan bör reagera med slamrester och/eller bisulfitlösning. Därefter kan restprodukterna av den kemiska rengöringen återföras till det biologiska reningssteget

2.4.4 FÖRBEHANDLING AV INKOMMANDE AVLOPPSVATTEN

En förbehandlingsdel med sex mm galler/sil är inte tillräckligt i en MBR-lösning. (Kraume m.fl., 2009) Hår och cellulosafibrer visade sig komma igenom och kunde på så sätt täppa igen porerna i membranen. Istället bör en två-stegs förbehandling sättas in i processen vilket är standard för MBR-anläggningar i världen. Detta består av ett steg med 3-6 mm galler/sil och ett med 0.5-1 mm för att få önskad avskiljning (Judd, 2011). Därför är trumsil/hålplåtsgaller ett bra förslag för en MBR-anläggning.

En trumsil fungerar på så sätt att avloppsvattnet passerar genom hålen i trumsilen vart eftersom trumman snurrar medan rensgodset fastnar och transporteras ut från trumsilen. För att undvika igensättning av hålen i silen har anordningen roterande borstar samtidigt som det spolas på insidan av silen (Fredriksson, 2010).

Ett hålplåtsgaller används precis på samma sätt som fingaller men är effektivare på att få bort fibrer, tops och andra avlånga objekt. En närbild på ett hålplåtsgaller syns till vänster i figur 10 och en bild på hur hålplåtsgallerna ställs upp i förbehandlingen syns till höger i figur 10.



Figur 10. T.v. Närbild av hålplåtsgaller. HUBER Sverige (2013) T.h. figur på hur hålplåtsgallerna kan ställas upp på ett reningsverk där blåa pilar är renat avloppsvatten och bruna pilar är orenat avloppsvatten. HUBER Sverige (2013).

2.4.5 FILAMENTBILDANDE BAKTERIERS PÅVERKAN PÅ MBR

Det biologiska reningssteget är dimensionerat på så sätt att det ska vara koncentrerat med mikroorganismer för att i så stor utsträckning som möjligt kunna omvandla/bryta ned de näringsämnen som finns i avloppsvattnet. I Gillberg m.fl (2003) kategoriseras de bakterier som finns på ett reningsverk i tre olika grupper:

- Fritt suspenderade bakterier flyter omkring och faller inte ut i sedimentationssteget. Dessa bakterier förökar sig fortast av de tre olika bakterietyperna som beskrivs i detta stycke.
- Flock-formade bakterier står för majoriteten av biomassan i en aktivslamprocess. Dessa bakterier växer i klumpar eller flockar. Flockarna faller sedan ut i sedimentationsprocessen.
- Den sista gruppen av bakterier är så kallade filamentbildande bakterier. Dessa bakterier växer i trådar. Några allmänna förhållanden dessa bakterier gynnas av är bland annat hög slamålder och låg temperatur. En hög koncentration av dessa bakterier skapar ”fluffigt” slam som inte är önskvärt ur en sedimentationsaspekt. Däremot är det gynnsamt att ha lagom koncentration av dessa bakterier i slammet då det blir en önskvärd struktur.

På varje avloppsreningsverk med aktivslamprocess finns det ofta en specifik fauna men i det stora hela är det ofta en grundkärna av mikroorganismer. Detta har även observerats för MBR-reningsverk (Bugge m.fl 2013). Däremot kan filamentbildande bakterier förstöra delar av reningsprocessen för ett reningsverk med konventionell aktivslamprocess vilket det inte blir för ett reningsverk med MBR. (Parada-Albarracín m.fl., 2012)

Enligt Parada-Albarracín m.fl (2012) påverkar höga halter av filamentbakterier varken kvalitén av utsläppsvattnet eller permeabiliteten i membranen. Den största effekten som observerades var att det blev skumning och därmed en viss förlust av kolmaterial (i form av kolmaterial blev till koldioxid) samt en marginell ökning av transmembrantrycket (TMP). I Bugge m.fl (2013) visades även att närvaron av filamentbildande bakterier, till exempel *Microthrix parvicella* och *Chloroflexi*, påverkar slamflockarnas egenskaper och försämrar slammets avvattningsegenskaper men inga indikationer på att membranen påverkas. I Al-Halbouni m.fl (2008) visades till skillnad från olika pilotförsök, att fullskaliga avloppsreningsverk med olika slamegenskaper och halter av filamentösa bakterier inte hade någon inverkan på membranens permeabilitet. Även andra indikatorer för att förutse och indikera närvaron av filamentbildande bakterier såsom FI (Filamentöst Index) och STFC (Simplified Technique of Filamentous Count), hade inga samband med membranets permeabilitet och olika igensättningar (Li m.fl., 2008 och Parada-Albarracín m.fl., 2012).

2.4.6 EXTRA CELLULÄRA POLYMERISKA SUBSTANSER OCH SULUABLE MICROBIAL PRODUCT

EPS (Extra cellulära Polymeriska Substanser) definieras enligt Flemming och Wingender (2001) som makromolekyler t.ex. kolhydrater, proteiner, nukleinsyror, fetter och polymeriska föreningar som kan finnas i eller utanför en mikrob. Dessa är olösta substanser som utsöndras

av en cell eller som blivit avskavda från en cell och leder till att det blir en bättre, näringsrikare miljö (Meng m.fl 2006).

EPS är ett praktiskt begrepp i MBR-sammanhang då mätningar av denna parameter kan indikera om det sker oönskad tillväxt av filamentbildande bakterier (Meng m.fl., 2006) och huruvida det föreligger en igensättningsrisk på membranen. EPS-molekylerna kan blockera MBR-filtret även om flocken som EPS är avskavd ifrån inte gör det. (Nagaoka, Yamanishi och Maya, 1998; Cho, Fane och Waite, 2005; Rosenberger m.fl., 2002)

Soluable Microbial Product (SMP) är små celldelar som avskavts från celler genom hydrolys och diffusion och är identiskt med EPS. (Laspidou och Rittmann, 2002; Rosenberger m.fl., 2005). SMP är en också en indikator på foulingrisken i MBR-filtret. Generellt är SMP-halten betydligt högre i MBR-slam än i slam från en konventionell aktivslamprocess efter resultat från Spérandio m.fl (2005). Däremot har Grelier, Rosenberger och Tazi-Pain (2005) visat att hög slamålder leder till en lägre andel SMP. Detta då mikroorganismer hinner förbruka SMP som näring och därmed förhindrar scenariot att SMP blockerar igen membranet.

2.5 JÄMFÖRELSE FLAT SHEET/HOLLOW FIBER

Flat Sheet- och Hollow Fiber-membranen har båda fördelar och nackdelar vilket gör att det är svårt att säga vilken typ som är bäst. Däremot passar lösningarna olika bra för olika fall. I tabell 3 görs en generell sammanställning över de fördelar membrantyperna har.

Tabell 3. Jämförelse av fördelar med FS respektive HF Judd (2011).

Fördelar FS	Fördelar HF
Behöver inte lika noggrann förbehandling	Möjlighet att backspola
Längre filtrationscykler och därmed högre permeabilitet	Kräver lägre koncentrationer kemikalier vid kemisk rengöring
Effektivare luftning och därmed bättre borttagning av igensättningar	Högre packningsdensitet Pearce (2008)

2.6 DESINFEKTION

Normalt sätt avskiljs bakterier i en MBR-lösning då de är större än porerna i membranen. Enligt Shang, Wong och Chen (2005) avskiljs även virus i ett MBR-filter trots att de är mindre än porstorleken i membranet. Detta beror på att virus behöver en värdorganism för kunna leva och föröka sig. Värdorganismen är ofta större än porerna i membranet och därför kommer inte heller virusen igenom filtret.

MBR-tekniken är enligt Bernard, Müller och Knepper (2006) bättre än konventionell aktivslamprocess på att avskilja läkemedelssubstanser ämnen såsom diklofenak, mecoprop och sulfofenylkarboxylater. Vidare är MBR även bättre på att ta bort ketoprofen och naproxen (Kimura, Hara, och Watanabe, 2005) samt anti-depressiva ämnen såsom flouxitiner (Radjenovic m.fl., 2007). Detta beror på att MBR-anläggningar ofta dimensioneras med en högre slamålder än konventionell aktivslamprocess vilket gör att mikroorganismerna har längre tid och därmed större chans att bryta ned dessa ämnen än vad de har i en konventionell aktivslamprocessanläggning. Däremot är till exempel ozon eller aktivt kol ett klart bättre

alternativ med avseende på reducering av läkemedelsrester, exempelvis behövs en dos på 5 g ozon/m^3 för att ta bort 90 % av läkemedelsresterna. (Antiniou m.fl., 2013)

2.7 ALFA LAVALS MBR-MODUL HOLLOW SHEET™

Alfa Lavals MBR-modul kallas för *Hollow Shee*t ™ (HS) och filtret består av PVDF (Polyvinyl diflourid). PVDF är ett hydrofobt material som kombinerar styrka med elasticitet samtidigt som det är ett material med hög tolerans mot klor vilket gör att materialet är motståndskraftigt mot kemikalierna i underhållsrengöringen. HS är även tåligt mot syror, baser och andra oxidationsmedel som används i rengöringen av membranen. Alfa Lavals HS är en kombination av FS och HF men är mest likt ett FS membran. Membranet har en porstorlek på 200 nm och har en ram av rostfritt stål.

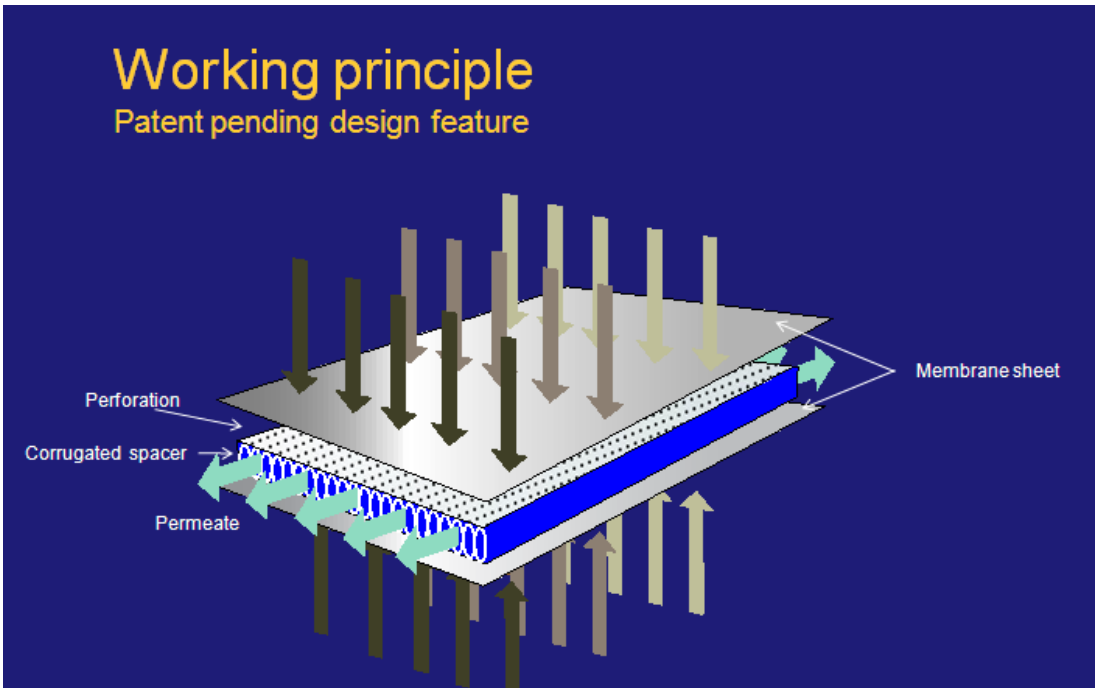
Rent processmässigt är HS likt andra MBR-moduler. En klar fördel med HS som nämns i Bentzen m.fl. (2011) är att modulen kräver en väldigt låg TMP omkring 0,03 bar mot membranets yta för att få ut permeatet. Att ha lågt TMP har flera fördelar (Judd, 2011):

- Lägre energiförbrukning vilket gör att modulen blir billigare i drift.
- Mindre benägenhet för bildning av igensättningar vilket möjliggör längre hållbarhet och längre tid mellan kemisk underhålls- och återställningsrengöring.
- Det aktiverade slammet i avloppsvattnet fastnar nästan inte alls i filtret utan kan flöda förbi membranytan samtidigt som permeatet kan pressas ut genom filtret.

Bilder på modellen Hollow Sheet™ visas i figur 11-16. Mer data om HS kan ses i Appendix del A.

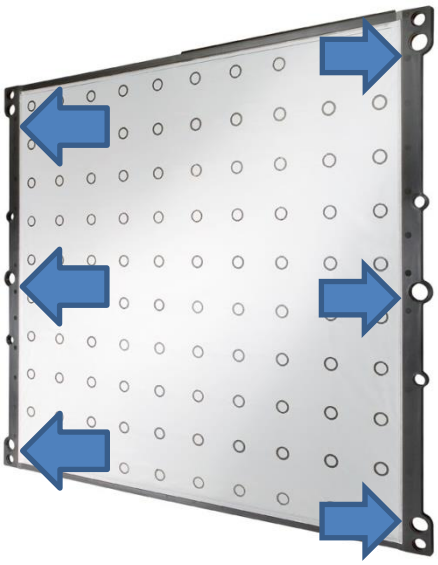
Figur 11. Alfa Lavals Hollow Sheet ™ membran MFM 100 till höger, MFM 200, MFM 300-modellerna till vänster. Alfa Lavals produkthemsida (2013).

Tekniskt sätt fungerar Hollow Sheet™ på så sätt att avloppsvattnet (gråa och svarta, vertikala pilar) pumpas in i membrantanken, permeatet tränger igenom membranet medan partiklar fastnar på den gråa ytan som syns i figur 12. Dock är det gråa skiktet vertikalt i verkligheten som i figur 13. Permeatet sipprar igenom perforationen och hamnar i ett utrymme med tunna rör som kan leda permeatet vidare, visas med horisontella, turkosa pilar i figur 12.



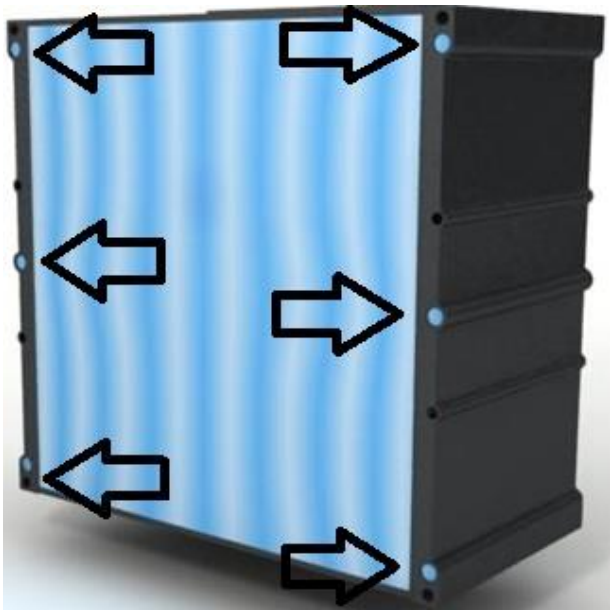
Figur 12. Schematisk bild för hur renat avloppsvatten "tränger" igenom membranet, vidare igenom perforeringen och slutligen till små ledningsrör där permeatet kan ledas vidare (turkosa, horisontella pilar). Alfa Laval (2013).

Permeatet leds vidare mot kanten av membranplattan där det finns tre mynningar markerade med horisontella blåa pilar i figur 13.



Figur 13. Grafisk beskrivning för hur permeatet leds vidare till uppsamlingspunkter på tre ställen på vardera sida av membranet. Visat med horisontella blåa pilar. Alfa Laval (2013).

I dessa mynningar finns uppsamlingsrör för permeatet, tre på vardera sida som syns i figur 14. En MFM 300 modul består sedan av tre likadana block som visas i figur 15.



Figur 14. Översiktlig bild för många ihop packade membran och permeatets uppsamlingsrör (svarta pilar). Alfa Laval (2013).

Figur 15. Utseende för hela membranmodulen utan stålram. Alfa Laval (2013).

Slutligen samlas avloppsvattnet upp i stålrör vid sidan av MFM 300 moduler som visas med horisontella pilar i figur 16. Avloppsvatten som sedan pumpas vidare, visat med vertikala pilar i figur 16.

Figur 16. Översiktlig bild för var permeatet samlas upp (horisontella pilar) och pumpas vidare med stålram (uppåtpekande pilar) Alfa Laval (2013).

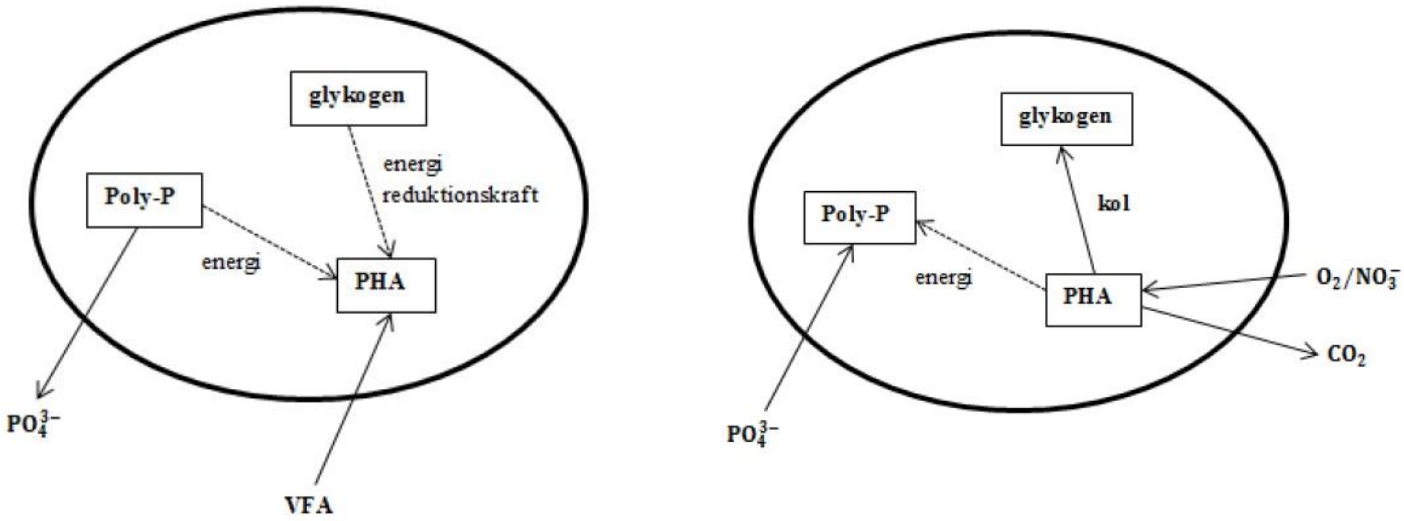
3. BIOLOGISK FOSFORREDUKTION

Biologisk fosforreduktion (Bio-P) är en fosforreducerande process som drivs med hjälp av mikroorganismer, så kallade Phosphorous Accummulating Organisms (PAO). Processen är uppbyggd i två olika steg.

Steg 1: Detta steg är ett anaerobt steg där PAO tar upp lättomsättligt organiskt material, mer känt som volatile fatty acids (VFA) och omvandlar detta till organiska polymerer (polyhydroxyalkanoater, PHA) som bildar en energikälla för PAO. Eftersom det är en anaerob miljö har dessa bakterier generellt sätt en begränsad förmåga att omvandla organiskt material till energi. Dock kan PAO omvandla det organiska materialet till en energikälla genom att sönderdela polyfosfat (poly-P) genom hydrolysering och släppa ut fosfat som restprodukt. (Mino m.fl., 1998)

Steg 2: Detta steg är ett aerobt steg där PAO använder sig av den energireserv som bildades under steg 1 (PHA) för PAO-tillväxt och upptag av fosfat. Sedan återskapas polyfosfat som var den energireserv PAO hade i steg 1 med hjälp av den upptagna fosforn och energi från cellandningen. I detta steg blir upptaget av fosfor i form av fosfat större än utsläppet av fosfat i steg 1. Därmed bidrar denna process med en nettominskning av fosforhalten i avloppsvattnet. (Mino, van Loosdrecht och Heijnen, 1998)

I figur 17 visas översiktligt hur Bio-P processen fungerar med en översiklig bild över en PAO-bakterier genom steg 1 och 2.



Figur 17. Bio-P processen i den anaeroba miljön (t.v) och den aeroba miljön (t.h). Modifierad från Tykesson och Jansen (2005).

3.1 FÖR- OCH NACKDELAR MED BIOLOGISK FOSFORREDUKTION

Enligt Fredriksson (2010) har Bio-P processen både för- och nackdelar jämfört med kemisk fosforavskiljning, några av dessa är följande:

Fördelar

- Lägre kemikaliekostnad.
- Miljötänk och kretsloppstänk främjas (minskad kemikalieförbrukning)
- Ökat gödselvärde i slam då fosforn som finns i det producerade slammet från Bio-P processen är mer växttillgängligt.

Nackdelar

- Känsligare process.
- Längre uppstartstid jämfört med kemisk fosforavskiljning.
- Vid höga fosforavskiljningskrav finns behov av kompletterande kemisk fosforavskiljning.

3.2 FÖRUTSÄTTNINGAR FÖR BIOLOGISK FOSFORREDUKTION

Biologisk fosforavskiljning är ett område där det har forskats väldigt mycket de senaste årtiondena och för en del av nackdelarna med processen har det utvecklats fram metoder för att motverka problemen med biologisk fosforavskiljning. I detta stycke listas några av de förutsättningar som krävs och några metoder för att förbättra dessa.

3.2.1 TILLVÄXT AV FOSFOR ACKUMULERANDE ORGANISMER (PAO)

För att förbättra tillväxten av PAO finns det några effektiva åtgärder. Införandet av en anaerob zon något som gynnar tillväxten av PAO. Detta är en fördel för PAO eftersom de kan ta in lättåtkomligt organiskt material redan i den anaeroba miljön vilket många konkurrerande bakterier inte kan, utan de måste ta upp organisk material i den aeroba miljön. Tykesson (2002)

Ett annat problem som bör undvikas är att få in överflödiga mängder nitrat i den anaeroba zonen, något som stör PAO. Detta eftersom denitrifikation sker i den anaeroba miljön och därmed konkurrerar denna process med Bio-P processen. En viss grad av konkurrens mellan bakterierna är acceptabelt men inte för stor på grund av att dessa bakterier ska dela på det VFA-material som finns i det inkommande avloppsvattnet. Vid ett scenario där VFA inte räcker till då kan det bli att fosfor släpps ut istället för ta upp av PAO. (Tykesson, 2002)

En förutsättning för att få Bio-P processen att fungera är att ha en syrefattig/syrefri miljö i början av processen. Därför är det lämpligt vid återcirkulation av avloppsvatten att sätta in en deoxisk zon precis efter den aeroba miljön för att få bli av med överflödigt syre innan avloppsvattnet återcirkuleras till början av det biologiska reningssteget (Fredriksson, 2010).

3.2.2 BEGRÄNSNING AV GLYKOGEN ACKUMULERANDE ORGANISMER (GAO)

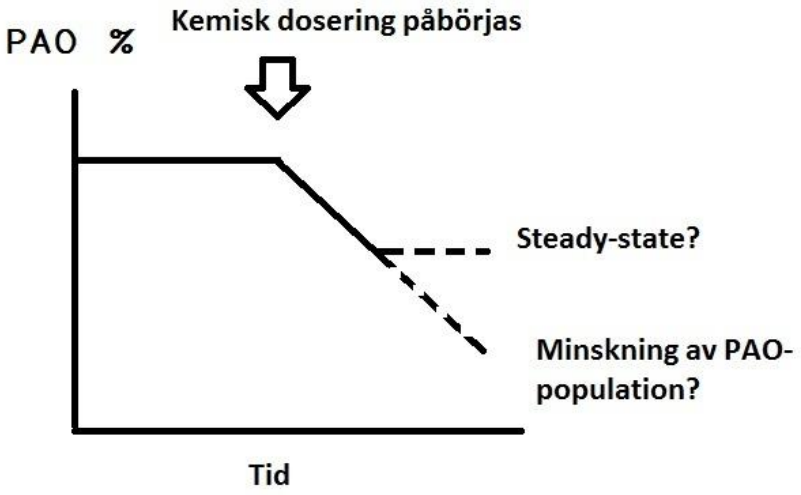
PAO:s värsta konkurrent enligt Filipe, Daigger och Grady (2001) är så kallade GAO. Deras metabolism är väldigt lik PAO men istället för fosfor används glykogen i processen. En skillnad mellan de olika organismsorterna är att PAO är mer konkurrenskraftig jämfört med GAO vid högre pH (dock inte för höga pH-halter), låga temperaturer och vissa kvotförhållande mellan acetat och propionat (Lopez-Vazquez m.fl.,2009).

I denna studie visade de att PAO är dominanta jämfört med GAO vid temperaturer under 10^{o}C då GAO:s metabolism blir inhiberad. Utöver detta fann de i rapporten att:

- PAO dominerar över GAO vid pH över 7,0.
- Kvotförhållande mellan acetat och propionat var också viktigt, till exempel 1:1-förhållande Acetat/Propionat och 3:1 Acetat/Propionat-förhållande
- Kvotförhållanden med mer propionat gynnade PAO oavsett pH.
- Däremot är GAO mer konkurrenskraftig jämfört med PAO vid höga temperaturer 30^{o}C, låga pH (under 7.0) och kvotförhållanden som antingen innebar enbart acetat eller propionat.

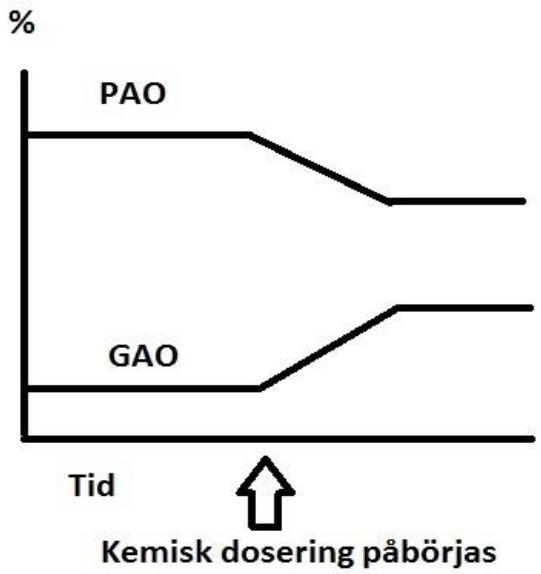
Dessa parametrar kan vara viktiga att ha under uppsikt för att undvika tillväxt av GAO. (Lopez-Vazquez m.fl.,2009)

För att kunna säkerställa den utgående halten av avloppsvattnet, är det viktigt att ha tillgång till kemisk fällning. Däremot blir det en reducering av PAO när dosering av kemiskt fällningsmedel sker. Detta sker eftersom polyfosfat (som bildar en energireserv för PAO) reagerar med det kemiska fällningsmedlet. Önskvärt i detta scenario är att PAO-processen intar ett nytt steady-stateläge efter dosering av kemiskt fällningsmedel som beskrivs i figur 18 (Tykesson, 2002).



Figur 18. Grafisk beskrivning för hur PAO andelen ändras vid kemisk fällning. Tid visas på x-axeln och andelen PAO visas på y-axeln. Modifierad från Tykesson (2002).

Däremot är ett annat scenario att PAO populationen fortsätter att minska samtidigt som GAO tar över när PAO:s initiala steady-state läge har störts. Därmed är det alltid viktigt att undersöka GAO i Bio-P processen speciellt om det är ett kemiskt fällningssteg involverat, för att se sambandet efter en introduktion av kemisk fällning mellan GAO och PAO, se figur 19.



Figur 19. Grafisk beskrivning för hur PAO- och GAO-andelen ändras vid kemisk fällning. Modifierad från Tykesson (2002).

3.2.3 TILLGÅNG TILL VOLATILE FATTY ACIDS (VFA)

Bio-P processen behöver VFA för att kunna fungera som nämnt i sektion 4.2.1. Cirka 2-10 % av all kolkälla som kommer in på ett reningsverk är i form av VFA där 10-20 % är olika former av organiska ämnen som kan omvandlas till VFA (Henze m.fl. 2005). Enligt Bernard och Scruggs (2003) är en kvot på 0,5 mg P/mg ättiksyra ett kännetecken för en fungerande Bio-P process. Under denna kvot antas i denna studie att processen börjar få inslag av GAO.

En metod för att kunna ta vara på organiska ämnen som kan omvandlas till VFA är att recirkulera primärslammet där detta slam sedan genomgår en separat hydrolysering för att VFA ska kunna produceras. Primärslammet används i första hand eftersom det innehåller en större andel organiskt material som kan omvandlas till VFA. I denna process används försedimenteringsbassängen som en kombinerad hydrolys och sedimenteringsbassäng. I bassängen ökas uppehållstiden och ett slamlager ansamlas på botten av bassängen. I detta slamlager är det anaeroba förhållanden och därför initieras en hydrolysprocess. För att utnyttja denna hydrolysprocess görs en recirkulation av slammet till ytan av bassängen och hydrolysprodukterna exempelvis VFA kan urlakas ur slammet.

Vid hydrolysering (huvud- eller sidoströmshydrolys) finns det dock en risk för att det bildas obehaglig lukt vilket bör observeras. Enligt Henze m.fl. (2007) är sidoströmhydrolys att

föredra av de två metoderna då den är mer tålig mot höga flöden. Denna metod kommer användas som en del till lösningen av MBR-dimensioneringen se sektion 5.1. En annan metod är att dosera någon kolkälla i avloppsvattnet till exempel acetat, etanol eller något annat lättomsättlig organiskt material. Dock ger detta upphov till en del extra kostnader.

3.3 BIODENIPHO™/BIODENITRO™

Biodenipho™ är en biologisk kväve- och fosforreningsmetod utvecklad i Danmark där två delar ingår, en del med två bassänger med växlande faser mellan syrerika och syrefattiga miljöer för att skapa nitrifikation och denitrifikation och en del med en föregående bassäng med anaerob miljö för att främja Bio-P processen. Biodenitro™ är samma process som Biodenipho™ med fast endast med de två bassängerna med växlande syrerika och syrefattiga miljöer. Sammanfattningsvis sker följande i Biodenipho™-processen (Henze m.fl. 1992 och Veolia Water, 2013):

- Nedbrytning av biologiskt nedbrytbara organiska föroreningar
- Oxidering av NH_4-N → NO_3-N
- Reducering av NO_3-N → N_2
- Reducering av fosfor med hjälp av Bio-P som sker parallellt

Enligt Veolia Water (2013) och Henze m.fl. (1992) består Biodenipho™-steget (likt den Biodenipho™-process som finns på Lundåkraverket) oftast av fyra olika faser, fas A till D, för de två olika bassänger där en cykel av dessa steg brukar ta fyra timmar. Det finns olika variationer av denna metod till exempel kan antalet faser varieras men grundfaserna ser ut på liknande sätt.

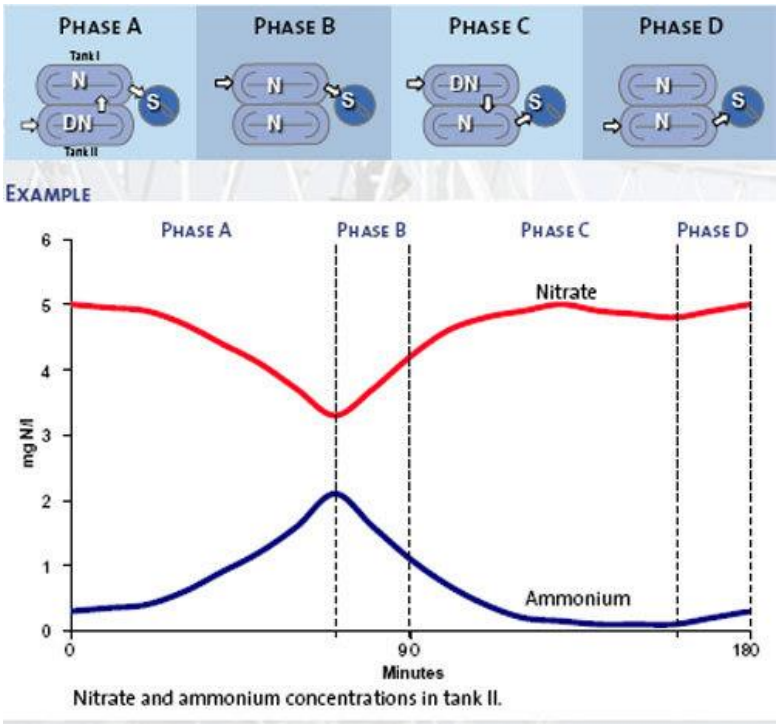
I fas A är bassäng 1 anoxisk så att nitratet som har producerats i föregående oxiska steg blir denitrifierat. Bassäng 2 är oxisk vilket skapar en nitrifikationsprocess. Att denna bassäng är luftad möjliggör maximal reducering av halten ammonium i utgående avloppsvatten som lämnar detta steg. Vid mynningen av bassäng 2 sitter sensorer som mäter syre-, ammonium-, nitrat-, suspenderat material halt och vattennivå i Biodenipho™-steget. En fördämmare sänks slutligen för att kunna släppa ut renat avloppsvatten vidare till nästa reningssteg som brukar vara sedimentationsbassänger

I fas B är båda bassängerna luftade. Bassäng 1 tar hand om det avloppsvatten som kom in i systemet från första omgången i fas A och där sker det en nitrifieringsprocess. Bassäng 2 fortsätter att skicka vidare behandlat avloppsvatten till sedimentionsbassängerna.

I fas C som är en spegelbild av fas A där det är en anoxisk miljö i bassäng 2 vilket gör att det nitrat som har bildats i fas A och B denitrifieras. Bassäng 1 är oxisk vilket skapar en nitrifikationsprocess. En fördämmare sänks för att släppa ut avloppsvatten vidare till sedimentationsbassängerna.

Fas D är en spegelbild av fas B, det vill säga bassäng 2 tar hand om avloppsvattnet som kom in i systemet från första omgången i fas C och det sker en nitrifikationsprocess. Bassäng 1 fortsätter att skicka vidare behandlat avloppsvatten till sedimentionsbassänger.

I figur 20 visas hur faserna och hur nitrat (röd linje) och ammoniumhalt (blå linje) varierar mellan faserna.



Figur 20. Översiktlig bild över de olika faserna i Biodenitro™ samt nitrat-(röd linje) och ammoniumhalter (blå linjerna) i de olika faserna. DN står för denitrifikation, N står för nitrifikation och S står för sedimentering. (Veolia©, 2013)

4. MBR-TEKNIK MED BIOLOGISK FOSFORRENING

Det har gjorts flera försök att integrera MBR-rening i en Bio-P process både i pilot- och fullskala. Traverse City reningsverk i USA var det första MBR-avloppsreningsverket i världen att integrera Bio-P in i reningsprocessen (Crawford m.fl. 2005). Enligt Crawford m.fl. (2006) är ett övergripande problem som måste lösas i ett MBR-reningsverk med Bio-P är att:

- Syrehalten i returströmmen är generellt sett rätt låg i en konventionell aktivslamprocess med eftersedimentering. Däremot i en MBR-anläggning är returströmmens syrehalt väldigt hög då membranen har syresatts med en kontinuerlig luftström för att motverka igensättning och främja mikroorganismerna i bassängen. Detta medför problem då Bio-P processens anaeroba del kan störas av denna syre och nitratrika returström och bör därför inte blandas in just där utan snarare i ett luftat reningssteg.

Samtidigt bör återcirkulationen mellan eftersedimenteringen och det biologiska reningsstegets början vara betydligt större för ett MBR-verk jämfört med ett reningsverk med konventionell aktivslamprocess. I ett reningsverk med konventionell aktivslamprocess är returflödet mellan 50-150%. Däremot i ett MBR-verk är returslamflödet mellan två till fyra gånger det inkommande flödet för att undvika skenande slamhalter och igensättning på membranen samt för att kunna maximera slamkoncentrationen uppströms i reningsprocessen. Sammanfattningsvis är det en balansgång mellan igensättningar av membranen samtidigt som Bio-P processen inte ska störas.

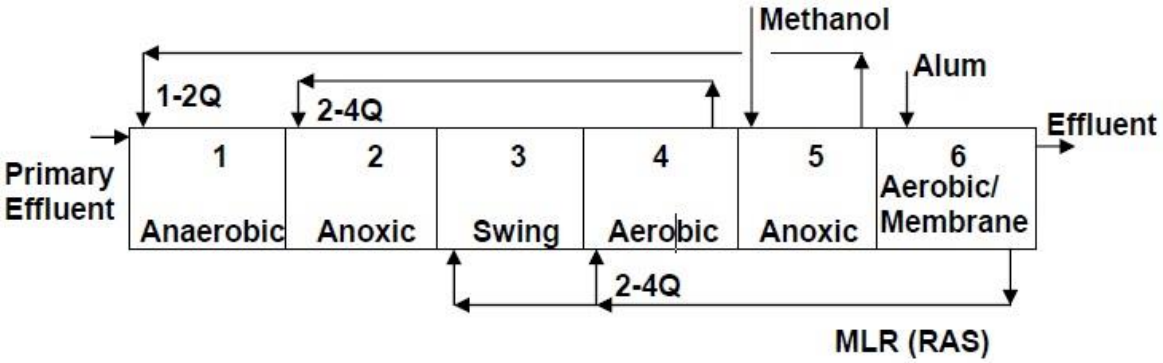
Traverse City reningsverk har fungerat som inspiration till två fullskaliga MBR-reningsverk med Bio-P: Loudoun County i Virginia, USA och Henderson i Nevada, USA. Dessa anläggningar har visat på framgångsrika resultat. Till exempel klarar Loudoun County utsläppskrav 3 mg/l total-kväve och 0,1 mg/l total-fosfor. Reningsverket har klarat av att följa fyra viktiga riktlinjer som sammanfattats i Crawford m.fl. (2006):

1. Returströmmen från MBR-delen av biosteget måste överföras till en aerobisk zon. Dessutom bör det även vara en returström från zonen innan membranet till en anaerob eller anoxisk zon uppström för att recirkulera nitrat.
2. Ordna intensiv och fullständig omrörning för att minska retentionstider och underlätta kontrollen av skumbildning.
3. Skapa så lågt returströmsflöde som möjligt i relation till det inkommande avloppsvattnet utan att skapa igensättningar i membranet. Detta för att reducera energiförbrukningen så mycket som möjligt samtidigt som den höga halten av organiskt material upprätthålls i de anaeroba och anoxiska zonerna.
4. Vid dosering av fällningskemikalie bör rutiner utformas för en optimerad dosering av metalljoner utan att det markant stör PAO.

På Loudoun County reningsverk har biosteget delats upp i sex olika steg som visas övergripande i figur 22. För att undvika syre- och nitrattillförsel återförs delar av avloppsvattnet (cirka 100-200 % av inkommande flödet på reningsverket) från det andra anoxiska reningssteget innan membranen till det första anaeroba reningssteget (steg 1 i figur

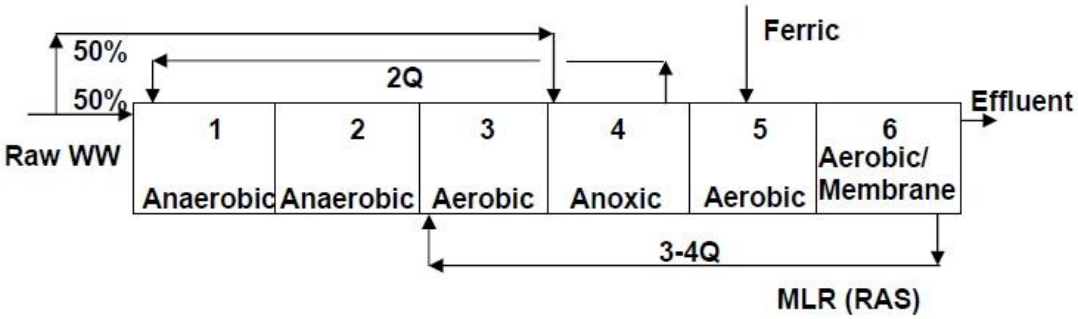
22). Utöver detta sker en återcirkulation på 200-400 % från aeroba delen (steg 4 i figur 22) till den första anoxiska delen (steg 2) för att denitrifiera kväve i så stor utsträckning som möjligt.

Samtidigt, för att avlasta membranen från igensättningar, återförs 200-400 % av det inkommande flödet till steg 3 och 4 som är aeroba zoner. Metanol kan tillsättas vid behov för att öka mängden kolkälla för mikroorganismerna som i sin tur kan bryta ned fosfor och kväve. Slutligen tillsätts aluminium som fällningskemikalie för att reducera halten fosfor i utgående vatten. Processchemat för Loudoun County reningsverk visas översikligt i figur 21.



Figur 21. Processchema för Londoun county reningsverk (Crawford m.fl., 2006)

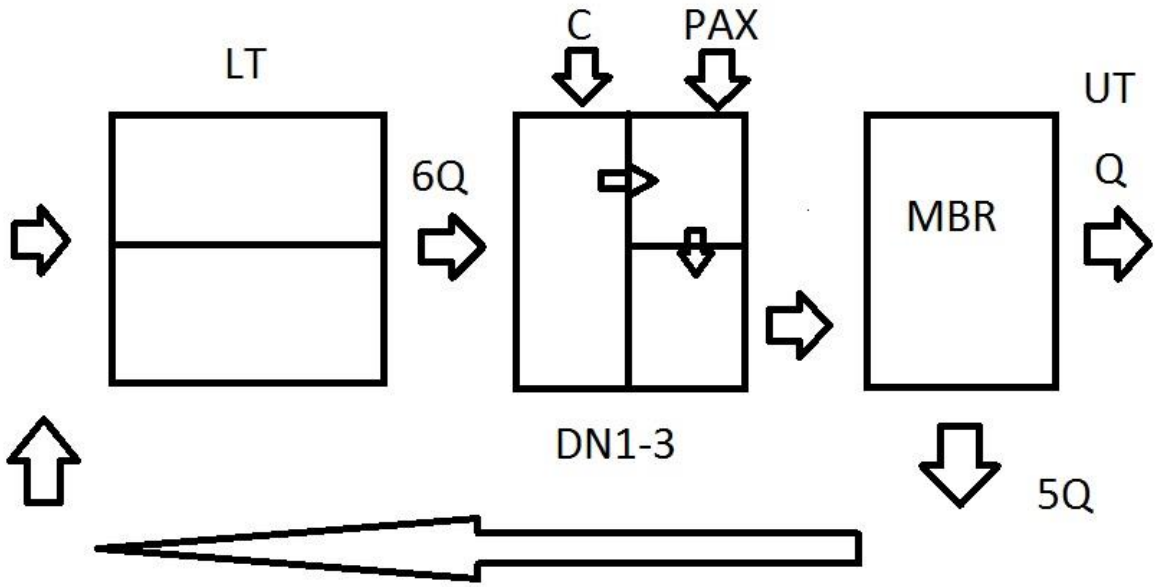
I Henderson avloppsreningsverk har en ny metod introducerats genom att dela upp det inkommande flödet i två halvor och med olika zoner som i princip bildar två bio-P processer på rad. Därmed behövs det inte en extern kolkälla med denna metod i och med att processen har två olika anoxiska skeden. Utöver detta är processen på de olika verken förhållandevis lika, med återcirkulation av avloppsvatten från membrandelen till en aerob zon uppströms samt återcirkulation av anoxiskt avloppsvatten till anaerob zon uppströms. En bild över processchemat på Hendersons avloppsreningsverk visas i figur 22.



Figur 22. Processchema för Henderson Nevada WWTP (Crawford m.fl., 2006).

En helt annan variant av biologisk kväve- och fosforrening som kan integreras med MBR är Biodenipho™/Biodenitro™. Denna variant används på reningsverket Lundtofte utanför Köpenhamn i Danmark. Visserligen har Lundtofte ingen Bio-P process men utformningen av verket är intressant då den har många likheter med Lundåkraverket.

På detta reningsverk är det en helt annan uppbyggnad av det biologiska reningssteget jämfört med Loudoun County och Hendersons reningsverk. Istället för att återcirkulera avloppsvattnet mellan olika zoner på flera sätt inom reningsprocessen utgör Lundtoftes reningsprocess av två linjer med konventionell aktivslamprocess och en linje av en Biodenitro™, ett efterdenitrifieringssteg och ett avslutande MBR-steg. Med Lundtoftes lösning undviks behovet av att recirkulera nitrat genom att istället köra MBR-delen i sekvenser och satsvis. På Lundtofte är återcirkulation av avloppsvattnet fem gånger större än inflödet till Biodenitron™ för att avlasta MBR-modulerna samtidigt som biomassan sprids till alla delar av processen. Därför är det en hög slamhalt även i Biodenitron™ (LT i figur 23) som har en halt på 10 kg SS/m^3. Processen har kapacitet att dosera en extern kolkälla (C i figuren) vid efterdenitrifikationens (DN1-3 i figur 23) första tredjedel. Dessutom doseras PAX (Polyaluminumklorid) vid den andra tredjedelen av efterdenitrifikation innan MBR-steget. Slutligen är det ett membransteg. Ett översiktligt processchema visas i figur 23.



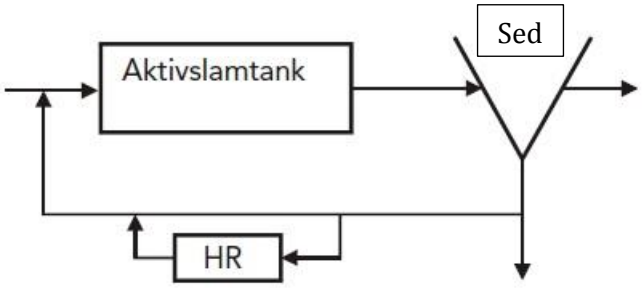
Figur 23. Översiktbild över Lundtoftes MBR-linje. Består av Biodenitro (LT), efterdenitrifikation (DN1-3) och membrandel (membraner). Kolkälla (C) och PAX (fällningskemikalie) doseras i efterdenitrifkationen. Modifierat från Lundtofte reningsverk (2013).

En annan aspekt är att Lundtofte har en förbränningsanläggning som en del av slambehandlingen. Med detta blir slamegenskaperna inte lika avgörande, exempelvis om slammet har bra avvattningsegenskaper eller inte. Detta gör att Lundtofte inte är lika känsligt för närvaro av filamentbildande bakterier som ett reningsverk utan förbränningsugn.

4.1 SIDOSTRÖMSHYDROLYS

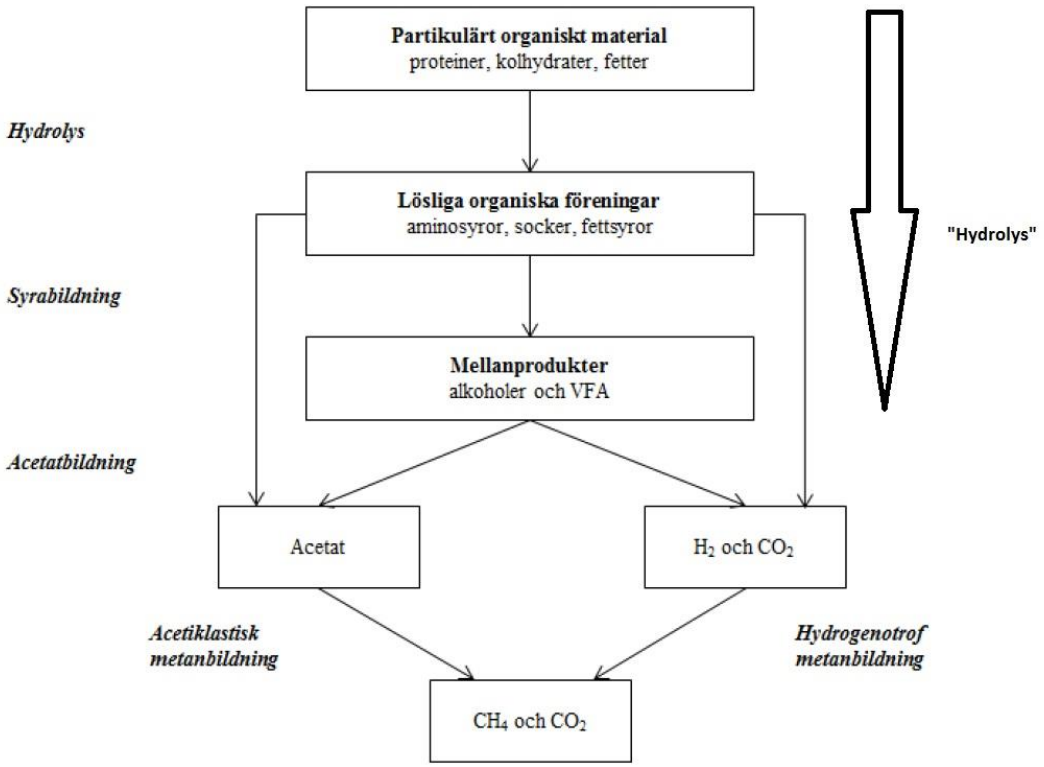
Ett genomgående drag för alla lösningarna på Loudoun County, Henderson och Lundtofte reningsverk är att alla har ett behov av kolkälla. Ett sätt att lösa detta är införa en sidoströmhydrolys, en åtgärd som dessutom främjar både kretsloppstänk och minskade investeringskostnader.

Denna process går ut på att returslammet från det biologiska reningssteget omvandlas från svårnedbrytbart organiskt material till bland annat VFA genom anaeroba nedbrytningsprocesser (Davidsson m.fl., 2008). En sidoströmshydrolys (visas som HR i figur 24) kan utformas på olika sätt men en vanlig variant är att sätta den i sidan av returströmflödet vilket gör att processen inte påverkas av flödet till reningsverket och returcirkulationen. En processbild på hur en sidoströmshydrolys fungerar visas i figur 24. Sed står för sedimenteringstank i figur 24.



Figur 24. Processbild på uppbyggnaden av en sidoströmshydrolys (Davidsson m.fl. 2008).

Rent processmässigt sker det tre steg i den anaeroba nedbrytningsprocessen i det som kallas sidoströmshydrolys: hydrolys, syrabildning och acetatbildning. Dock förenklas detta och kallas ofta för ”hydrolys”. En översiktsbild över den anaeroba nedbrytningsprocessen och ”hydrolys” visas i figur 25. De ämnen som produceras i denna process exempelvis VFA bör återcirkuleras till början av Bio-P steget för att ge PAO nödvändigt substrat.



Figur 25. Den anaeroba nedbrytningsprocessen samt med vad som ingår i en sidoströmshydrolys visat som "Hydrolys". Modifierad från Davidsson m.fl (2008).

4.2 SAMMANFATTNING LITTERATURSTUDIE

Några generella lösningar som tas med från litteraturstudierna i kapitel 2-4 till fallstudien med Lundåkraverket är följande:

- Bio-P processen fungerar väl med en MBR-lösning så länge det syrerika returströmflödet blandas in till en luftad del av det biologiska reningssteget.
- Filamentbildande bakterier stör inte en MBR-process till exempel genom att det blir slamflykt utan detta kan undvikas med ett MBR-alternativ. Däremot är det oklart hur andra slamegenskaper såsom slammets avvattningsegenskaper påverkas.
- För att undvika kolbrist i det biologiska reningssteget rekommenderas sidoströmshydrolys alternativt tillförsel av kol genom tillsats av exempelvis etanol.
- Delströmmen från sidoströmshydrolysen bör återcirkuleras till en syrefri del av reningsprocessen exempelvis till det första steget i Bio-P processen för att optimera tillgången av VFA för PAO.
- För att undvika igensättningar av membranen rekommenderas ett nytt förbehandlingssteg i form av hålplåtsgaller eller trumsil.
- Från MBR-processen behövs det en återcirkulation på mellan tre-fem gånger det inkommande flödet på reningsverket för att uppnå en hållbar lösning.

5. FALLSTUDIE- LUNDÅKRAVERKET

Sektion 5.1-3 utgör en genomgående beskrivning för Lundåkraverkets aktuella situation, återkommande problem samt en allmän redogörelse för hur utbyggnaden av reningsverket skulle kunna se ut med avseende på utsläpp, reningsgrad och dimensionerad kapacitet.

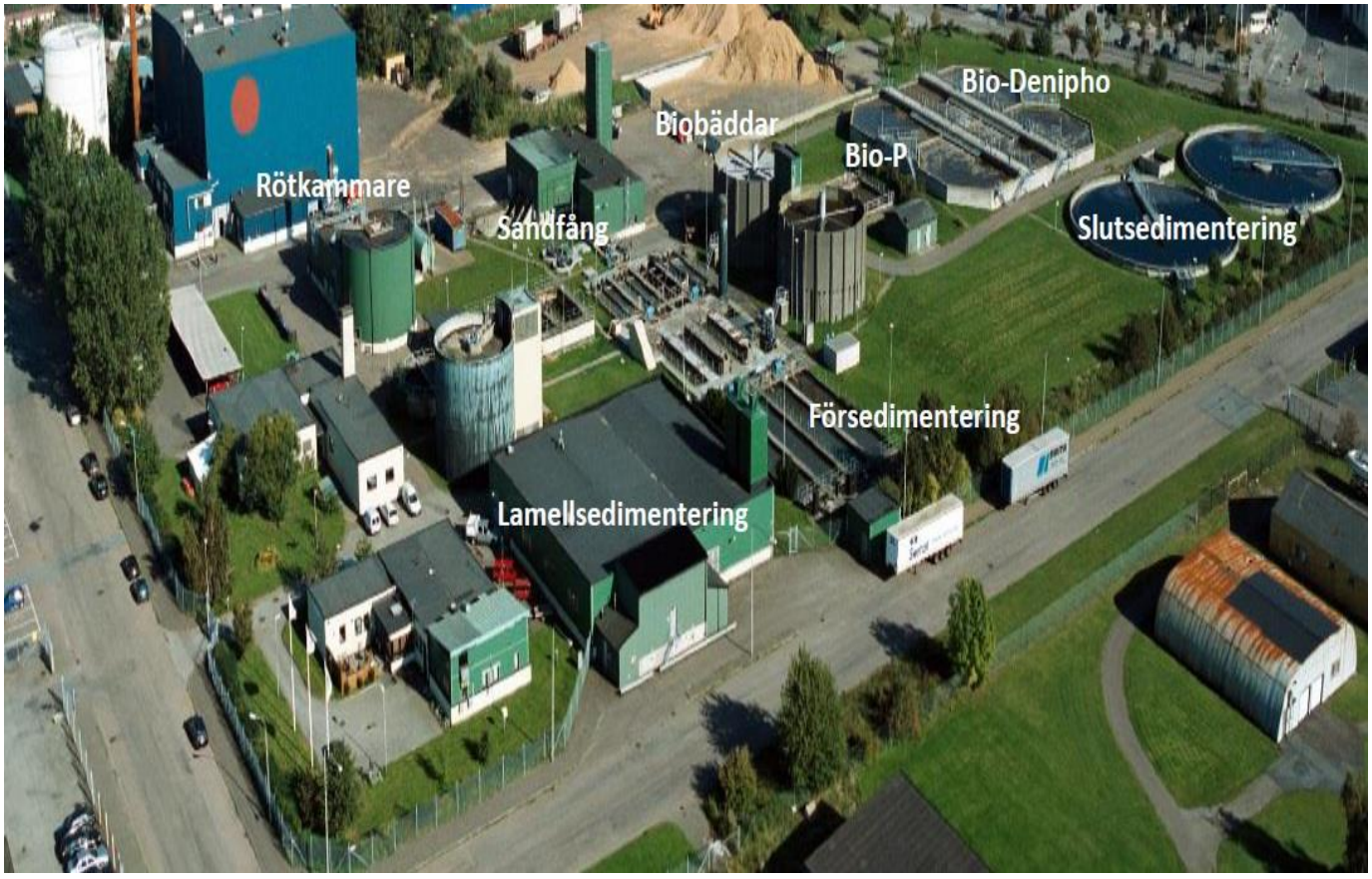
5.1 OMRÅDES- OCH PROCESSBESKRIVNING LUNDÅKRAVERKET

Lundåkraverket tar emot vatten från Landskrona tätort plus avloppsvatten från Svalövs och Kävlinge kommun. En översiktbild av tillströmsområdet visas i figur 26.

Figur 26. Översiktsbild över Lundåkraverkets tillförselområde (Fransén, 2010).

Verket består av tre delar, se översiktsbild i figur 27.

- Mekaniskt reningssteg: Består av maskinrensade fingaller, sandfång och försedimentering. Fingallrena i det mekaniska reningssteget har en spaltvidd på 2 mm och maskinrensas kontinuerligt. Reningsverket har totalt åtta stycken försedimenteringsbassänger.
- Biologiskt reningssteg: Består av en aktivslamanläggning med kväve- och fosforreduktion. Anläggningen har en Biodenipho™-del med två Bio-P bassänger och en två-delad Biodenitro™ bassäng samt ett slutsedimenteringssteg (kallas även för mellansedimentering) med två parallella bassänger. Vid behov finns det även två biobäddar att tillgå.
- Kemiskt reningssteg: Ett steg som kompletterar det biologiska reningssteget vid behov med kemisk efterfällning vilket görs med dosering av upplösta aluminiumsulfatgranuler. Fällningen doseras proportionerligt mot fosfathalten i det inkommande avloppsvattnet till kemiska reningssteget. Efter doseringen är det ett efterföljande sedimenteringssteg med lamellsedimentering där flockarna avskiljs som kemslam i tre parallella lamellsedimenteringsbassänger. Avloppsvattnet släpps sedan ut i Lundåkra hamnområde.



Figur 27. Flygbild över Lundåkraverket (Makie, 2012).

Lundåkraverket byggdes ursprungligen år 1962 då bestod anläggningen av en mekanisk och biologisk aktivslamreningsanläggning tillsammans med en rötkammare. År 1967 fick verket sin huvudpumpstation och gallerrensstation. År 1988-91 gjordes gallren om och ny

slambehandlingsdel infördes med slamrötning och slamavvattning. Slutligen år 1997 fick verket den utformning som är idag med biologisk kväve- och fosforrening.

Idag har Lundåkraverket 42 000 personer anslutna, tar emot 2 100 kg BOD_7/dygn vilket motsvarar 30 000 pe (70 g BOD_7/person och dag). Anslutna industrier står för 6 400 pe BOD_7 varav Oatly (en livsmedelsindustri) står för 5 800 pe BOD_7 vilket ger en totalbelastning på 36 400 pe BOD_7. Enligt NSVA ska Oatlys processvatten (utöver BOD_7) innehålla mest nitrat som spontandenitrifieras påvägen till reningsverket. De andra industrierna har inte heller någon betydelse med avseende på tillförsel av näringsämnen till Lundåkraverket.

NSVA fann att BOD_7-kvoten per person var betydligt lägre än de 70 g BOD_7 per person och dag som brukar användas vid dimensionering, snarare närmare 50 g BOD_7 per person och dag. Detta beror troligen på att Lundåkraverket har ett flackt ledningsnät som möjliggör betydande grad av spontandenitrifikation på vägen till reningsverket. För framtida dimensionering har 60 g BOD_7 per person och dag använts.

Belastningen på det biologiska reningsteget är 1 100 kg BOD_7 per dag, 500 kg kväve och 80 kg fosfor. Därmed har det skett en 55 % reduktion av BOD_7 i förbehandlingssteget innan det biologiska reningssteget. Däremot var mängden totalkväve oförändrad (brukar vara ungefär 10 % men på Lundåkraverket visade resultaten av mätningarna på oförändrade värden) och halten totalfosfor var i stort sätt oförändrad. Flödestabellerna sammanfattas i tabell 4.

Tabell 4. Aktuella mängder inkommande näringsämnen till reningsverket respektive det biologiska reningssteget, utgående mängd näringsämnen [kg/d] och reningsprocent [%] på Lundåkraverket.

Närings-Ämnen	Inkommande avlopps-vatten [kg/d]	Inkommande till biologiskt reningssteg [kg/d]	Utgående näringsämnen i avloppsvattnet [kg/d]	Reningsprocent år 2011 [%]
BOD_7	2 550	1 100	61	98
Kväve	500	500	147	71
Fosfor	80	80	6	93

Halterna från reningsverket får inte överskrida gränsvärdena som står i tabell 5.

Tabell 5. Rikt och gränsvärden för BOD_7, totalkväve och totalfosfor på Lundåkraverket. *-är att detta värde är ett kvartalsmedelvärde.

Parametrar	Riktvärden- årsmedelvärde [mg/l]	Gränsvärden- årsmedelvärde [mg/l]
BOD_7	10 *	10
Totalkväve	10	10
Totalfosfor	0,4	0,5

På Lundåkraverket finns det kapacitet att pumpa in 3 050 m^3/h men endast 1 500 m^3/h kan behandlas i praktiken i det biologiska reningssteget. Om det är mellan 1 500-2 500 m^3/h behandlas överskottet från 1 500 m^3/h i biobädden och pumpas sedan vidare till det kemiska

reningssteget. Vid scenariot om det skulle vara 2 500-3 050 m^3/h då bräddas det i för- och huvudströmsprocessen förbi det kemiska reningssteget.

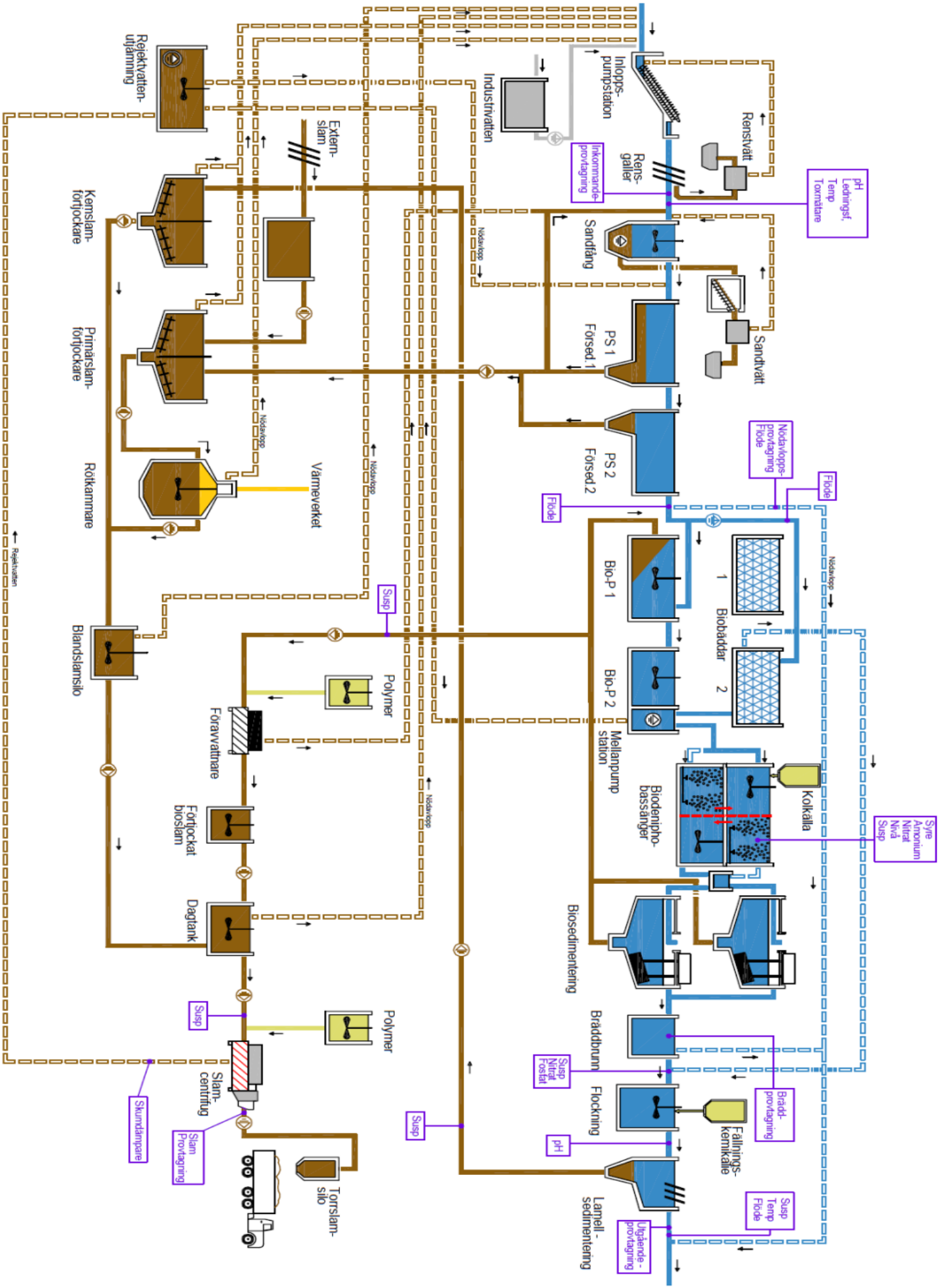
På Lundåkraverket bildas primärslam, bioslam, och kemslam. Primärslammet samlas upp efter försedimenteringen och förtjockas sedan för att öka torrsubstanshalten. Det externa slammet som tas emot utifrån från till exempel privata hushåll rensas genom ett rensgaller för att sedan blandas med primärslammet. Kemslammet samlas upp efter det kemiska fällningssteget förtjockas precis som primärslammet och externslam men i en separat förtjockare. Därefter behandlas slammet med rötning och avvattning. Bioslammet samlas upp vid eftersedimenteringen och behandlas med polymer, avvattnas och centrifugeras innan det blandas ihop med annat förbehandlat slam för att sedan användas som täckningsmaterial.

Under 2011 bildades 860 ton TS/år på Lundåkraverket. Enligt Fransén (2013) har Lundåkraverket följande mängd av olika slamtyper, se tabell 6. Utöver detta visas mängden avvattnat slam som mer visar på den producerade mängden slam dagligen även om det inte är helt exakta siffror.

Tabell 6. Slammängder [ton TS/dag] vid Lundåkraverket (Fransén, 2013).

Typ av slam	Mängd [ton TS/dag]
Primärslam	2,5
Bioslam	0,45
Externslam	0,2
Kemslam	0,3
Avvattnat slam	2,4

Det behandlade, avvattnade slammet transporteras sedan till LSR (Landskrona och Svalövs renhållning) där det används som täckningsmaterial vid företagets deponi. Lundåkraverket tar vara på den metan som bildas i rötningskammaren för att producera fjärrvärme. För att se ett övergripande processchema se figur 28.



Figur 28. Processchema över Lundåkraverket (Fransén, 2013).

5.2 NUVARANDE PROBLEM

De mest återkommande problemen på Lundåkraverket var förekomsten av filamentbildande bakterier, tungmetaller i inkommande avloppsvatten och utslagning av det biologiska reningssteget.

5.2.1 FÖREKOMST AV FILAMENTBILDANDE BAKTERIER

Verket har stora problem med filamentbildande bakterier eftersom dessa organismer orsakar skumning, undermåliga slamegenskaper och slamflykt.

Åtgärder NSVA har vidtagit är bland annat att i selektorn[2] tillsätta polymer för att reducera mängden *Microtrix Parvicella* i reningsprocessen. Dessa åtgärder fungerade bra på *Microtrix Parvicella* men istället tog en annan filamentbildande mikroorganism, *Chloroflexi*, över istället. Efter dessa åtgärder prövade personalen på Lundåkraverket istället att minska flödet i det biologiska reningssteget till hälften och satte andra hälften av flödet på biobädden med lyckat resultat även om detta inte är en optimal lösning.

Andra åtgärder som har prövats är att ta bort filamentbakterierna i slammet med hjälp av ozon. Detta försök gjordes dock på Öresundsverket i Helsingborg men det finns många likheter reningsverken emellan. En annan metod som NSVA testat för att minska filamentbildningen är mekanisk avgasning av slam, en teknik där luften i slammet tas bort med hjälp av vakuum. Sammanfattningsvis är motverkande åtgärder mot oönskad tillväxt av filamentbildande bakterier något NSVA har lagt mycket resurser på med det är än idag ett återkommande problem på Lundåkraverket.

5.2.2 TUNGMETALLER

Andra observationer i Fransén (2013) är att verket haft problem med höga halter av zink (alla år mellan 2006-2011), kadmium (2007 och 2011) och bly (2006-07) vilket också motiverade bedömningen att slammet inte kan spridas på åkermark.

5.2.3 UTSLAGNING AV BIOLOGISKT RENINGSSTEG

Lundåkraverket har haft problem med kvävereduktionen under 2011. Detta är på grund av utslagning i det biologiska reningssteget från störande ämnen i inkommande vatten. Från 2010-2012 har det biologiska reningssteget slagits ut ganska frekvent (16 st tillfällen totalt) enligt en sammanställning från Makie (2012). Troligen har gifter i form av till exempel lösningsmedel och tungmetaller varit orsaken till problemet. Detta problem har till stor del försvunnit tack vare ett nybyggt varningssystem och informationsspridning om problemet till de närliggande industrierna i området. (NSVA, 2013) Däremot fick NSVA sitt biosteg utslaget återigen under hösten 2013 vilket tyder på att problemet kvarstår till viss del.

5.3 FRAMTIDA UTBYGGNAD

Lundåkraverket kommer att byggas ut framöver så att verket ska klara en belastning på 82 000 pe. Denna utbyggnad görs på grund av att verket idag ligger nästan över sin

[2] Selektor= Liten volym där det inkommande avloppsvattnet blandas med slammet från det biologiska reningssteget för att uppnå höga substrathalter och därmed gynna flockbildande bakterier

dimensionerade kapacitet samtidigt som Landskronas befolkning och stadens industrier växer stadigt.

5.3.1 DIMENSIONERING OCH BELASTNING

Till år 2035 beräknas Lundåkraverket ta emot avloppsvatten från 60 000 personer och kommer att ha en dimensionerad maximal belastning på 82 000 pe. Av denna ökning har prognosen visat på att industribelastningen står för en ökning på cirka 3 100 pe till 9 500 pe från dagens 6 400 pe under de kommande 25 åren.

Vid den framtida dimensioneringen av Lundåkraverket har specifika föroreningsmängder använts för att dimensionera efter hur belastningen är idag. De värden som används är 230 l avloppsvatten/person och dag (l/p*d), 60 g BOD_7/(p*d), 12 g N/(p*d) och 2 g P/(p*d). Verkets dimensioner, nuvarande belastning, hur det kommer se ut år 2035 och vad den dimensionerade framtida belastningen uppskattats vara sammanfattas i tabell 7. De beräknade värdena för dimensionerad belastning beräknades med ekvation 26 som står i appendix del B.

Tabell 7. Lundåkraverkets dimensioner idag, nuvarande belastning, uppskattad belastning år 2035 och dimensionerad belastning i framtiden (Fransén, 2013).

Parametrar	Dimensionerad belastning idag	Nuvarande belastning år 2011	Belastning år 2035	Dimensionerad belastning i framtiden
Personer anslutna [st]	37 000	42 000	60 000	-
Belastning pe	38 600	36 400	-	82 000
BOD_7 [kg/dygn]	2 700	2 550	4 300	4 920
Totalkväve [kg/dygn]	600	460	750	984
Totalfosfor [kg/dygn]	80	55	120	164
Avloppsvattenmängd [Mm^3/år]	6-8	5,1	6,5	6,88

Det har även gjorts beräkningar för hur det biologiska reningssteget kommer att se ut i framtiden. Beräkningarna visade att BOD_7-belastningen kommer att öka betydligt, 136 % ökad belastning. Utöver detta kommer även totalfosforbelastningen att öka med 50 % och totalkväve kommer öka med 36 %. Rejektvattnet från slamcentrifuger står idag för cirka 50 kg total-N och framtiden kommer denna siffra stå för 75 kg total-N/dag. Det biologiska reningsstegets belastning idag jämfört med år 2035 sammanfattas i tabell 8.

Tabell 8. Den dimensionerade belastningen på Lundåkraverkets biologiska reningssteg idag och år 2035 och en redogörelse av procentökningen mellan idag och år 2035 (Fransén, 2013).

Parametrar	Nuvarande belastning	Belastning år 2035	Procentökning [%]
BOD_7 [kg/dygn]	1 100	2 600	136
Totalkväve inkl. rejektvatten[kg/dygn]	550	750	36
Totalfosfor [kg/dygn]	80	120	50

En jämförelse med avseende på flödet till reningsverket vid olika scenarion idag och år 2035 sammanfattas i tabell 9. Till skillnad från dimensionering av BOD_7, totalkväve och total fosfor kommer det dimensionerade maxflödet till biosteget inte öka.

Tabell 9. Jämförelse av flödesmängder och dimensionerad faktor mellan lägsta torrväderstillrinning mellan idag och år 2035 (Fransén, 2013).

Flödesscenarion	Flöde idag [m^3/d]	Flöde år 2035 [m^3/d]
Lägsta torrväderstillrinning	13 000	14 500
Högsta torrväderstillrinning	23 000	22 500
Dimensionerat maxflöde biosteget	36 000	36 000

5.3.2 YTASPEKTER

De olika anläggningsstegens yta, volym, kapacitet samt en bedömning om dess framtida belastning gjordes i Fransén (2013) och listas i tabell 10.

Tabell 10. Data på yta, volym, kapacitet och bedömning från Fransén (2013) om den framtida belastningen av olika anläggningssteg på Lundåkraverket.

Anläggningsdel	Yta [m^2]	Volym [m^3]	Kapacitet	Framtida belastning
Pumpstation	-	-	3 050 m^3/h	
Maskinrensgaller	-	-	3 * 1 020 m^3/h	
Sandfång	-	30	2*15 m^3	Ev. Förstärkning
Rejektvattenbassäng	-	35		
Försedimentering 1 (4st)	320	500		Klarar sig
Försedimentering 2 (4st)	570	1 050		Klarar sig
Biobäddspumpstation	-	-		2*1100 m^3/h, 1*490 m^3/h
Biobädd	420	Oklart		
Bio-P bassänger	281	1 180		Behöver 2 000 m^3
Biodenipho™bassäng	1875	7 500		till
Biosedimenteringbassäng (2st)	1 700	6 000		Behöver 6000m^3 och 1700 m^2 till
Flockningsbassänger	184	625		Klarar sig
Kemsedimenteringsbassäng	3 125	Oklart		Ev. Förstärkning
Rötkammare	Oklart	1 300		Behöver 1 800m^3 till

Sammanfattningsvis kommer det ske en expansion av Bio-P bassängerna med 2 000 m^3, något som kommer leda till en ytökning på 500 m^2. Utöver detta kommer det även att ske en utbyggnation av biosedimenteringssteget till 12 000 m^3 från dagens 6 000 m^3. Detta innebär en ytökning motsvarande 1 700 m^2. I dagens läge saknas även ett utjämningsmagasin på Lundåkraverket som kan motverka bräddning. Därför om det blir strängare utsläppskrav i framtiden kan ett utjämningsmagasin vara aktuellt att bygga.

6. METOD OCH BERÄKNINGSUPPLÄGG

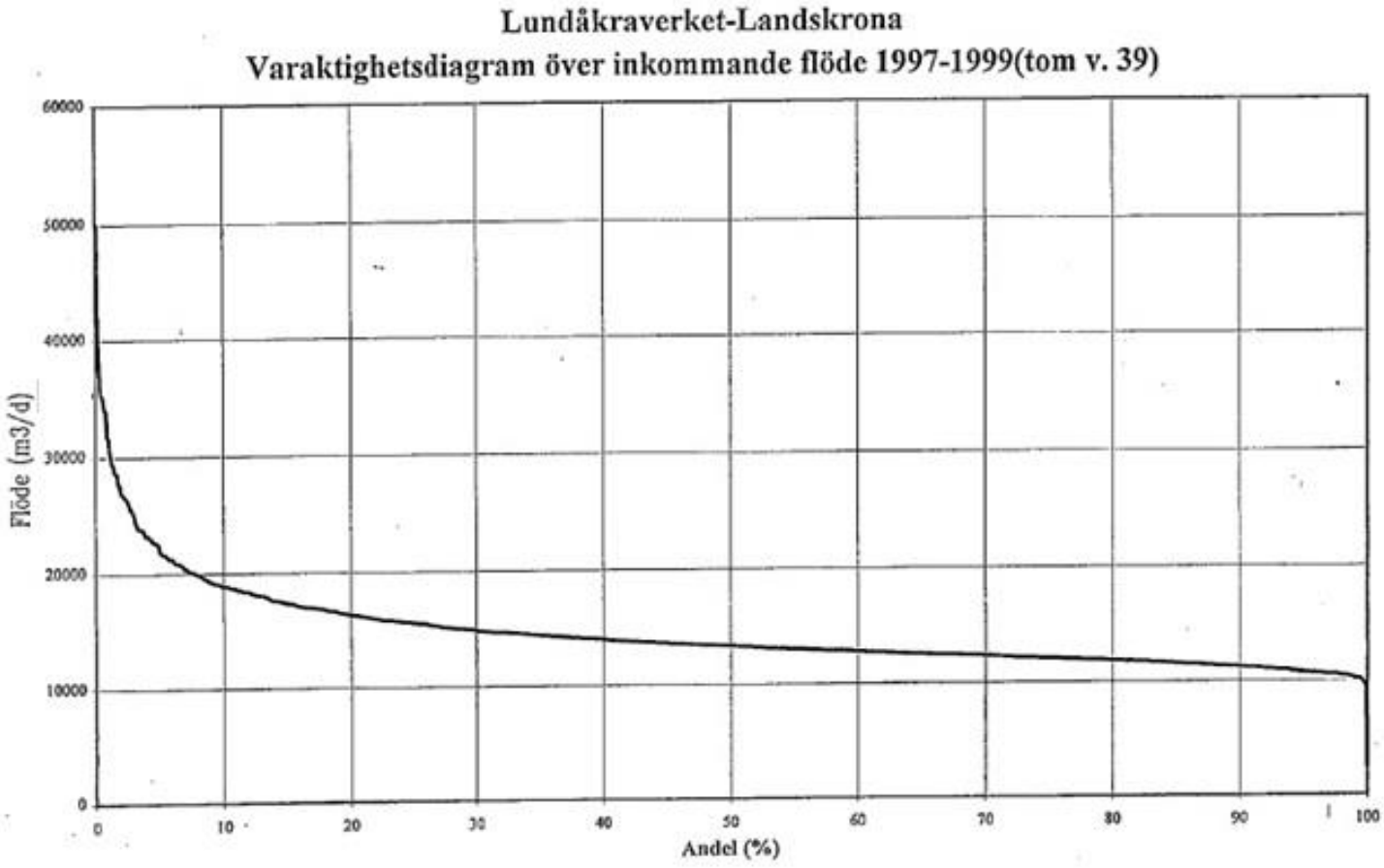
Vid dimensioneringen av en MBR-anläggning är det många parametrar som ska tas med i beräkningarna. I denna metod- och beräkningsuppläggsdel behandlas de parametrar och de beräkningar som ligger till grund för dimensioneringen av MBR-anläggningen med avseende på designflöde, varaktighet av designflöde, denitrifiering- och nitrifieringsvolym, energiåtgång, eltilläggskalkyl, kemikalieåtgång och kemikaliekalkyl.

6.1DESIGNFLÖDE

Vid dimensionering av en MBR-anläggning är ett av de första stegen att beräkna designflödet. Enligt Judd (2011) är maxflödet dubbelt så stort som designflödet. Detta medför att Q_{max} till biosteget kommer vara 1 800 m^3/tim. Detta samband sammanfattas i ekvation 6.

$$Q_{max} = 2 * Q_{medel} \qquad (6)$$

Därefter får en bedömning göras efter ha undersökt Lundåkraverkets varaktighetsdiagram som syns i figur 29 om designflödet verkar rimligt. I resultatdelen kommer det vara en observationsanalys av varaktighetsdiagrammet vid olika scenarion.



Figur 29. Varaktighetsdiagram Lundåkraverket (NSVA, 1999).

6.2 BERÄKNINGAR AV DENITRIFIKATION- OCH NITRIFIKATIONSVOLYMER

Minimitemperaturen på inkommande avloppsvatten var enligt Lundåkraverket cirka 10°C. Därför har detta värde använts i beräkningarna. Det är ett högre värde på sommarhalvåret men eftersom volymanspråket blir störst på vintern spelar sommartemperaturen ingen roll.

Vid beräkningarna av aerob slamålder anser ATV (2000) att 10 dygn är rimligt. Norsk Vann (2009) har lagt till ytterligare en säkerhetsmarginal och rekommenderar en aerob slamålder på 12 dygn. Det dimensionerade värdet på aerob slamålder kan diskuteras, mycket beror på vilken säkerhet som önskas och vilken tidshorisont som har tagits i beaktande. Eftersom dimensionering av Lundåkraverkets utbyggnad ska vara åtminstone till år 2035 har Norsk Vann linje på 12 dygns slamålder valts.

Denitrifikationshastigheten vid 10^{o}C i avloppsvatten (det vill säga minimitemperaturen för avloppsvattnet på Lundåkraverket) var enligt Jansen (1991) 1,2 mg NO_3-N/g VSS *h. Däremot för att vara på den säkra sidan har en säkerhetsmarginal lagts till vilket gör att detta värde har antagits vara 1,5 mg NO_3-N/g VSS *h.

Slamhalten i biosteget kan varieras beroende på belastning och volymtillgång. I Lundåkras fall med en framtida MBR-anläggning kan betydligt högre värden än dagens 2,5 kg SS/m^3 antas. Enligt Rosenberger m.fl. (2005) kan 8 kg SS/m^3 användas för en MBR-anläggning, men ännu högre värden exempelvis upptill 12 kg SS/m^3 kan uppnås vid dimensionering av en MBR-anläggning. Däremot anses 8 kg SS/m^3 som ett högst realistiskt värde och är det värde som används i beräkningarna.

Slamproduktionen i biosteget skiljer sig beroende på om reningsverket har försedimentering eller om det drivs helt utan. Med försedimentering kan ett värde på slamproduktionen sättas till 0,7-0,9 kg SS/kg BOD_5. (ATV, 2000 och Norsk Vann, 2009). Därför har ett värde på 0,9 kg SS/kg BOD_5 antagits för att ha en viss säkerhetsmarginal, vilket gjordes om till 0,8 kg SS/kg BOD_7.

VSS-halt har satts till 75 % av SS. N-halt i slammet har satts till 8 %. (ATV, 2000 och Norsk Vann, 2009).

Alla värden som används i beräkningarna sammanfattas i tabell 11.

Tabell 11. Parametervärden för denitrifikation och nitrifikationsvolymer med en MBR-anläggning på Lundåkra.

Parametrar	Värde	Referens
Temperatur	10°C	ATV (2000) och Norsk Vann (2009)
Slamålder	12 dagar	-”-
Denitrifikationshastighet	1,5 g NO_3-N/kgVSS * h	
Slamhalt	8 kg SS/m^3	Rosenberger m.fl. (2005)
Slamproduktion (biosteg) med försedimentering	0,7 kg SS/kg BOD_7	ATV (2000)
Slamproduktion (biosteg) utan försedimentering	1,0 kg SS/kg BOD_7	ATV (2000)
VSS-halt	75 %	ATV (2000) och Norsk Vann (2009)
N-halt i slam	8 %	-”-

6.2.1 VOLYMBERÄKNING FÖR PROCESSLÖSNINGEN MED FÖRSEDIMENTERING

Beräkningsgången förklaras här, för att se alla beräkningar se appendix del C.

Den mängd totalkväve som ska denitrifieras beräknas med ekvation 7.

$$N_{Dn} = N_{in} - N_{inert} - N_{ös} - N_{ut} \qquad (7)$$

N_{dn} = Mängden kväve i kg per dygn som måste denitrifieras

N_{in}= Mängden kväve i kg per dygn från det inkommande avloppsvattnet som kommer in till det biologiska reningssteget

$N_{ös}$ = Mängden kväve i kg per dygn som assimileras i slammet och med överskottslamuttag avskiljs från avloppsvattnet.

N_{ut} = Kravet på mängden kväve i kg per dygn i utgående vatten från det biologiska stegets sedimentering

N_{inert} = Mängden kväve i kg per dygn som inte går att omvandla i reningsprocessen

För att kunna beräkna N_{in} behövs det göras ett antagande:

1. Vid förbehandlingen reduceras till det en viss mängd totalkväve. Ett vanligt antagande som görs är att ~10% reduceras i detta reningssteg Fransén (2013)

Detta ger denna beräkning görs med ekvation 8.

$$N_{in} = N_{total} * 0{,}9 \qquad (8)$$

N_{total} = Den totala mängden kväve som kommer in till reningsverket i kg per dag

För att kunna beräkna N_{inert} behövs det göras ett antagande:

1. 2.5% av den totala mängden kvävet är inert (ATV, 2000).

Mängden kväve som är inert beräknas med ekvation 9.

$$N_{inert} = N_{total} * 0{,}025 \qquad (9)$$

Utsläppsmängden totalkväve per dag beräknas med ekvation 10

$$N_{ut} = \frac{C_{tot-N} * V_{tot}}{365} \qquad (10)$$

N_{ut} =Kvävemängden i utgående avloppsvatten i kg per dygn

$C_{tot\text{-}N}$ = Koncentrationen totalkväve i utgående avloppsvatten i kg/m^3. Riktvärdet för Lundåkraverket är 10 mg tot-N/l. Detta värde har använts i beräkningarna.

V_{tot} = Totala volymen i m^3 avloppsvatten per år

För att kunna beräkna $N_{ös}$ behövs en slamproduktionsmängd i kg VSS/kg BOD_7. Enligt ATV (2000) är denna 0.7 kg SS/kg BOD_7. Siffran för slamproduktionen ska göras om kg VSS för att skapa rätt enhet. Detta gör med ekvation 11.

$$Slam_{p\ i\ VSS} = Andel_{VSS/SS} * Slam_{p\ i\ SS} \quad (11)$$

Därefter kan producerad slammängd beräknas med ekvation 12.

$$m_{slam} = BOD_{7\ in} * Slam_{p\ i\ VSS} - BOD_{7\ ut} * Slam_{p\ i\ VSS} \qquad (12)$$

m_{slam} = Producerad slammängd kg VSS per dygn.

$Slam_{p\ i\ VSS}$ = Slamproduktionen i enheten kg VSS per kg BOD_7.

$Slam_{p\ i\ SS}$ = Slamproduktionen i kg SS per kg BOD_7

$BOD_{7\ in}$ = Den mängd BOD_7 som kommer in i biosteget

$BOD_{7\ ut}$ = Den mängd BOD_7 som kommer in i biosteget

Därefter antogs en totalkvävehalt på 8 % av den totala mängden. (ATV, 2000 och Norsk Vann, 2009). Med detta kan kvävemängden i överskottslammet beräknas med ekvation 13.

$$N_{ös} = m_{slam} * 0{,}08 \qquad (13)$$

$N_{ös}$ = Kvävemängden i överskottslam i kg per dygn

m_{slam} = Producerad slammängd i kg per dygn

Sedan kan den mängd kväve som behövs denitrifieras beräknas med ekvation 7:

$$N_{Dn} = N_{in} - N_{inert} - N_{ös} - N_{ut} \qquad (7)$$

Slutligen för att kunna beräkna den volym som behövs för att denitrifiera kvävet används ekvation 14, 15 och 16 (Fredriksson, 2010):

$$V_{dn} = \frac{N_{dn}}{DN_{kapacitet}} \quad (14)$$

$$DN_{kapacitet} = VSS_{halt} * DN_{hastigheten} \quad (15)$$

$$V_{dn} = \frac{N_{dn}}{VSS_{halt} * DN_{hastigheten}} \quad (16)$$

DN_{volym} = Denitrifikationsvolym i m^3

N_{dn} = Mgden kväve som behövs denitrifieras i kg NO_3-N per dygn

$DN_{kapacitet}$ = Denitrifikationskapacitet i kg NO_3-N per m^3 och dygn

VSS_{halt}= Aktivslamhalt i kg VSS per m^3

$DN_{hastigheten}$ = Denitrifikationshastigheten i kg NO_3-N per kg VSS och dygn

För att kunna beräkna nitrifikationsvolymen används ekvation 17 (Jansen, 1991):

$$V_n = \frac{Slamålder * m_{slam}}{SS_{halt}} \quad (17)$$

Slamålder = Dimensionerad ålder i antal dygn för slammet i biosteget

SS_{halt}= Aktivslamhalten i kg SS per m^3

m_{slam} = Producerad mängd slammängd i kg SS per dygn

För att kunna beräkna nitrifikationsvolymen behövs det beräknade värdet för slambelastningen och slamproduktionen.

Efter att antagit ett godtyckligt värde för slamproduktion antingen från ATV (2000) på 0,7 kg SS/kg BOD_7, kan nitrifikationsvolymen beräknas med ekvation 17.

6.2.2 VOLYMBERÄKNING FÖR PROCESSLÖSNINGEN UTAN FÖRSEDIMENTERINGEN

Den mängd totalkväve som ska denitrifieras beräknas fortfarande med ekvation 7.

$$N_{dn} = N_{in} - N_{inert} - N_{\ddot{o}s} - N_{ut} \quad (7)$$

Däremot behövs det ett nytt antagande gällande mängden totalkväve som kommer in i det biologska reningssteget. Det antagande som gäller för denna lösning utan försedimentering är följande:

1. Med försedimentering reduceras till det en viss mängd totalkväve. Eftersom det inte finns någon försedimentering väljs därför att den totala mängden in i det biologiska reningssteget är samma som den totala mängden i på reningsverket

Detta ger sambandet som förklaras i ekvation 18.

$$N_{in} = N_{total} \qquad (18)$$

Därefter kan den mängd kväve som behövs denitrifieras beräknas med ekvation 19:

$$N_{dn} = N_{total} - N_{inert} - N_{\ddot{o}s} - N_{ut} \qquad (19)$$

Med detta kan den volym som behövs för att denitrifiera kvävet beräknas genom att använda ekvation 14, 15 och 16. (Fredriksson 2010):

För att beräkna nitrifikationsvolymen för denna processlösning följs samma tillvägagångssätt som för processlösning med försedimentering. Ett värde för slamproduktionen antogs från ATV (2000) för slamproduktionen på 1,0 kg SS/kg BOD_7 kan slammängden beräknas med ekvation 20.

$$m_{slam} = Slam_{p\ i\ SS} * BOD_{7\ in} \qquad (20)$$

Slutligen med slammängden, slamålder och SS-halten kan nitrifikationsvolymen beräknas med ekvation 17.

Fullständiga beräkningar av denitrifikation- och nitrifikationsvolymer för de båda scenarion står i appendix del C.

6.3 ENERGIÅTGÅNG

För att beräkna det nya energipåslaget på Lundåkraverket användes ekvation 21.

$$E_{tot} = E_{\text{åtgång}} * Q_{tot} \qquad (21)$$

E_{tot} = Total Energiåtgång är i kWh per år

$E_{åtgång}$ = Energiåtgång är i kWh per m^3

Q_{tot} = Total Flödesvolym är i m^3 per år

Därefter beräknades den totala luftförbrukningen gjordes med ekvation 22.

$$P_{luft\ tot} = A_{modul} * P_{luft\ tim} * K_{dim} * n_{modul} \qquad (22)$$

$P_{luft\ tot}$ = Total producerad luftmängd Nm^3 luft per timme

A_{modul} = Membranyta per modul

$P_{luft\ tim}$ = Luft produktionskrav per timme

K_{dim} = Dimensionerad kapacitet

n_{modul} = Antalet moduler

Fullständiga beräkningar av energiåtgången och luftproduktion står i appendix del D.

6.4 SPECIFIKA LUFTNINGSBEHOVET

SAD_p som står för det specifika luftningsbehovet med avseende på permeatmängden beräknas enligt ekvation 5:

$$SAD_p = \frac{Q_g}{J * A_m} \qquad (5)$$

Fullständiga beräkningar av luftåtgången står i appendix del E.

6.5 KEMIKALIEÅTGÅNG

På Lundtofte reningsverk behandlas 200 l/s, vilket innebär att det är 25 % mer som ska behandlas på Lundåkra reningsverk (900 m^3/tim = 250 l/s). För att möjliggöra en indikation av den framtida kemikalieförbrukning och kemikalietillägg i driftkostnader, har ett proportionerligt antagande gjorts där Lundtoftes kemikalieanvändning har multipliceras med 1,25 (25 % mer avloppsvatten som behandlas på Lundåkraverket). Detta gör att en enkel kostnadskalkyl av kemikalieåtgång blir följande med hjälp av ekvation 23 och 24:

$$K_{tot\ kem} = P_{Pris} * Q_{kem} * K_{prop} \qquad (23)$$

$K_{tot\ kem}$ = Totalkostnad för kemikalier

P_{pris} = Pris per m^3 eller ton

Q_{kem}= Mängd kemikalier förbrukad på Lundtofte (ton eller m^3)

K_{prop} = Proportionalitetskonstant

$$K_{tot} = K_{hypoklorit} + K_{citronsyra} + K_{saltsyra} \qquad (24)$$

K_{tot} = Totalkostnad för kemikalier

$K_{hypoklorit}$ = Totalkostnad för hypoklorit

$K_{citronsyra}$ = Totalkostnad för citronsyra

$K_{saltsyra}$ = Totalkostnad för saltsyra

Fullständiga beräkningar av kemikalieåtgången står i appendix del F.

7. RESULTAT

7.1 VOLYMBERÄKNINGAR

Dessa resultat erhölls efter att ha beräknat denitrifikation- och nitrifikationsvolymer med och utan försedimentering. Sammanfattas i tabell 12.

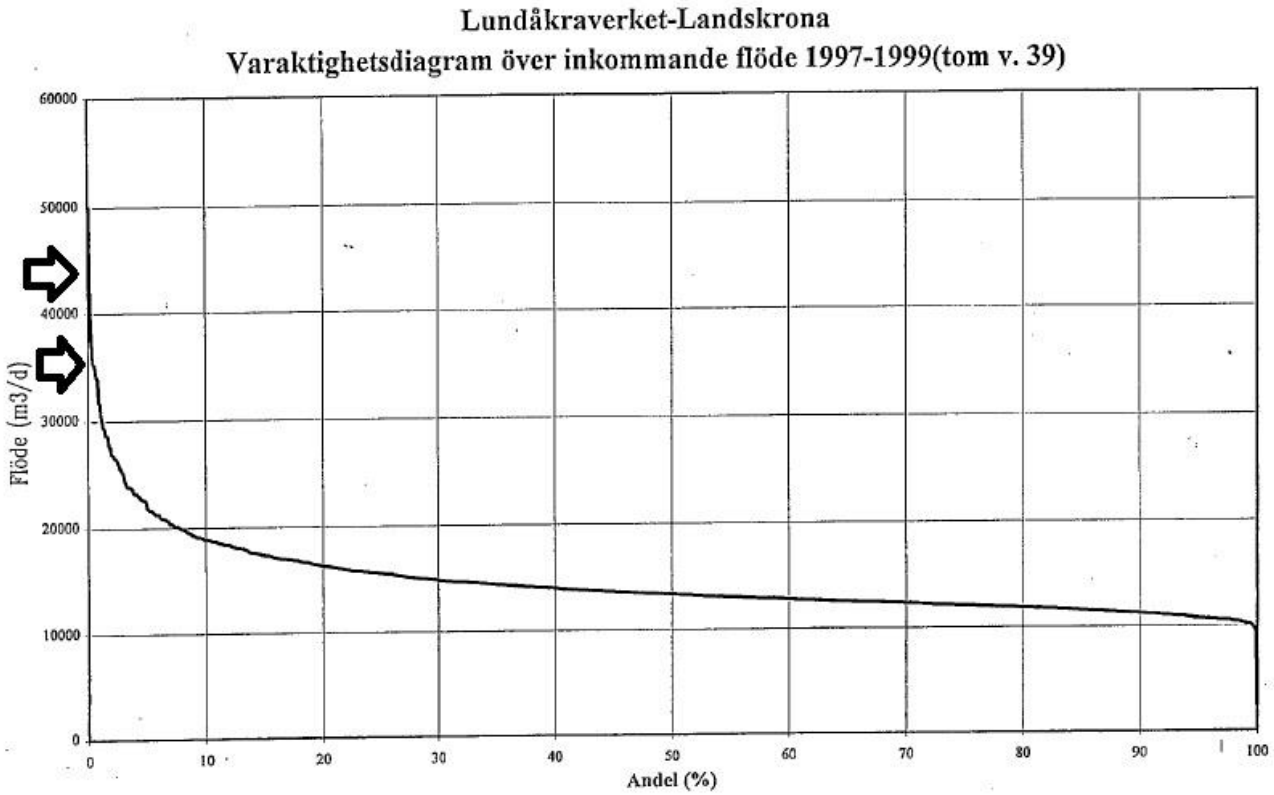
Tabell 12. Beräknad volym för denitrifikation-, nitrifikation- och totalvolym med och utan försedimentering samt en jämförelse mot dagens totalvolym.

Olika alternativ	DN-volym [m^3]	N-volym [m^3]	Totalvolym [m^3]	Dagens totalvolym [m^3]	Klarar volymen
MBR med försedimentering	1 751	2 180	3 931	7 500	Ja
MBR utan försedimentering	1 391	5 264	6 655	7 500	Ja
Konventionell aktivslamprocess-alternativet	5 000	5 100	10 100	7 500	Nej Fransén (2013)

Detta medför att alternativet med MBR-lösning med försedimentering klarar volymkravet på biosteget vilket en lösning med konventionell aktivslamprocess inte gör. Utan försedimentering krävs det betydligt större volym än med försedimentering, drygt 3 100 m^3 ytterligare, men även denna lösning klarar sig inom volymkravet med en marginal.

7.2 DIMENSIONERANDE MAXFLÖDE

Vid observation av varaktighetsdiagrammet för Lundåkraverket där 1 500 m^3/tim (36 000 m^3/d) motsvarar den undre av de två pilarna och 1 800 m^3/tim motsvarar den övre av de två som visas i figur 30, har ett antagande gjorts att 1 800 m^3/tim räcker mer än väl för membranreningen. Mer än detta bedöms vara överflödigt med membranmoduler som är väldigt kostsamma. Ett lägre flöde innebär en högre risk då det troligtvis kommer bli hårdare krav på bräddvattenrening i framtiden. Därmed utformas en lösning där 1 800 m^3/tim (43 200 m^3/d) som kan renas av MBR-modulerna och vid extremscenarion bräddas avloppsvattnet till lamellsedimenteringshuset för kemisk fällning. Detta är dock ~0 % av alla flödestillfällen. Däremot om gränsen skulle ha satts till ett lägre värde exempelvis 1 500 m^3/tim som det är idag, skulle detta motsvara ~0.5-1 % av alla flöden till avloppsreningsverket vilket motsvarar 30 000-65 000 m^3/året. År 2011 exempelvis bräddades 29 000 m^3 vilket motsvarar ~ 0.5 %.



Figur 30. Varaktighetsdiagram för Lundåkraverket där den övre pilen motsvarar 1 800 m³/tim och den undre pilen motsvarar 1 500 m³/tim.

7.2.1 VARAKTIGHET MAXFLÖDE

Alfa Laval har bidragit med ett skissförslag till hur fluxet kommer dimensioneras i den potentiella MBR-lösningen då endast de har kunskaper vilka flux som membranen har kapacitet till vid olika scenariona. Huvudtanken med lösningen är att antalet MBR-moduler är fler än vad som egentligen behövs för att kunna avlasta varandra genom relaxation och om det skulle bli igensättningar på någon av linjerna kan den linjen stängas för rengöring utan problem.

Fluxet genom membranen har dimensionerats efter olika scenarion och flöden såsom: efter minimiflöde vid torrväder, maxflöde vid torrväder och maxflöde alla väder. Dessa flöden blir följande för Lundåkraverket, visas i tabell 13:

Tabell 13. Flöde vid olika scenarion som minimiflöde vid torrväder, maxflöde vid torrväder och maxflöde vid alla väder.

Scenarion	Flöde [m^3/tim]
Minimiflöde vid torrväder	930
Maxflöde vid torrväder	1 800
Maxflöde alla väder	1 800

Minimiflödet vid torrväder är samma som medelflödet för Lundåkraverket vilket gör att maxflödet för biosteget bör vara dimensionerat för dubbelt så stora flöden likt ekvation 6.

$$Q_{max} = 2 * Q_{medel} \quad (6)$$

Ett värde som dimensionerades till 1 800 m^3 efter observation av varaktighetsdiagrammet, som behålls även för denna beräkning.

Alfa Laval har satt dessa flux för dessa scenarion, antagandet gjordes att 1 200 m^3 kan användas som utjämningsvolym. Detta gör att MBR-anläggningen alltid klarar ett maxflux på 34,78 [l/(m^2*h)] vid maxflöden. Om Lundåkraverket skulle ha 1 200 m^3 som utjämningsvolym, exempelvis större delen av försedimenteringsbassängen, kan varaktigheten på maxfluxet vara fyra timmar vid 1 800 m^3 där Alfa Laval rekommenderar att låta modulerna ta emot 1 500 m^3/tim och utjämna 300 m^3/tim. Detta flux klarar modulerna att ha cirka sex timmar vintertid, 10-12 timmar sommartid. Efter fyra timmar på 1 800 m^3/tim och 1 200 m^3 utjämningsvolym måste reningsverket börja brädda avloppsvatten.

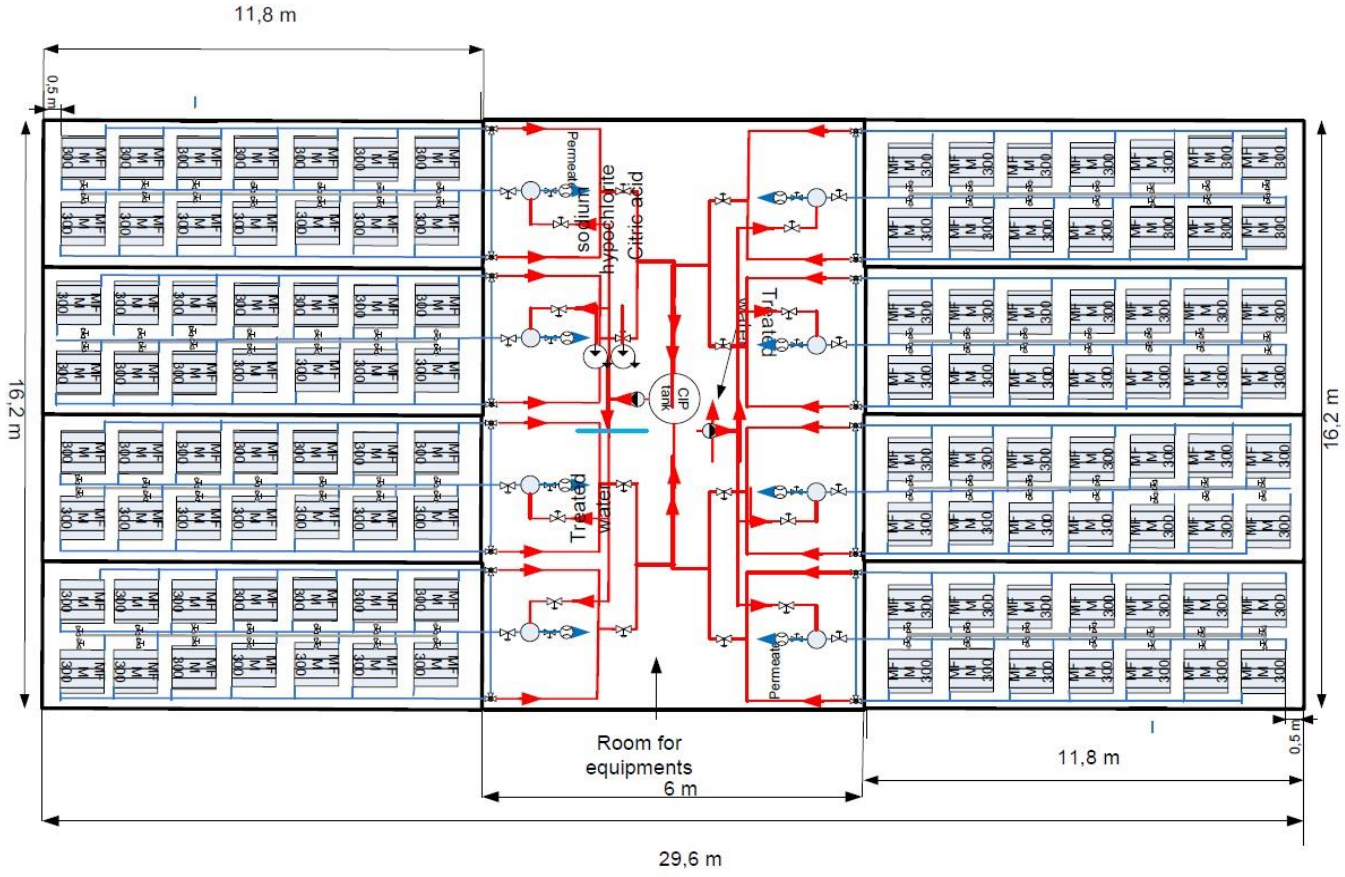
Vid maxflöde till reningsverket klarar anläggningen att utjämna en timma, att låta modulerna ta emot 1 800 m^3/tim. Därefter om maxflödet fortsätter måste avloppsvatten brädda och membranen får behandla det avloppsvatten som utjämnades (1 200 m^3) med sänkt flux till 29 [l/(m^2*h)]. Alfa Laval har sagt att detta flux klarar membranen precis sex timmar vintertid och 10-12 timmar sommartid. De olika inkommande flödena, fluxen för membranen vid dessa scenarion, dess varaktighet vid maxflux och flöden till MBR-moduler sammanfattas i tabell 14:

Tabell 14. Inkommande flöden och flux för membranen vid olika scenarion, varaktighet för maxflux och flöde till MBR-moduler vid de olika scenariona.

Scenarion	Flöde [m^3/tim]	Flux [l/(m^2*h)]	Varaktighet [tim]	Flöde [m^3/tim] till MBR-moduler
Medelflöde	930	17,97	-	930
Maxflöde biosteg under utjämning	1 800	34,78	4	1 800
Maxflöde biosteg under bräddning	1 800	29,00	6 vintertid, 10-12 sommartid	1 500 resten bräddas
Maxflöde reningsverk under utjämning	3 000	34,78	1	1 800
Maxflöde reningsverk under bräddning	3 000	29,00	6 vintertid, 10-12 sommartid	1 500 resten bräddas

7.3 JÄMFÖRELSE- PLATSASPEKTER

Alfa Laval har gjort ett skissförslag på hur en lösning med MBR-teknik skulle kunna se ut på Lundåkraverket. Lösningen är tänkt att bestå av två delar med fyra MBR-linjer i varje, där det är 14 st Hollow Sheet™ MFM 300 moduler i varje linje. Totalt därmed 112 st MFM 300 moduler. Mellan de båda linjerna byggs ett kontrollrum där bland annat pumpar, kemikalietankar och styrningsanordningar kommer stå. En schematisk skiss syns i figur 31.



Figur 31. Skisslösning på hur Hollow Sheet membran kan placeras Alfa Laval (2013).

Alfa Lavals skissförslag innefattar en 29,6*16,2*5 meter stor bassäng med 112 st Hollow Sheet™ MFM 300 moduler samt pumpar, kemikalietankar och styrningsapparater. Uppdelningen mellan de olika rummen skulle bli följande som visas i tabell 15.

Tabell 15. Uppdelning av olika utrymmen i en MBR-tank på Lundåkra reningsverk med en potentiell MBR-anläggning.

Del av MBR-tank	Yta [m^2]	Procentandel av totalyta [%]
Membrantank	382	80
Pumpar, kemikalietank, blåsare och styrrum	97	20

Detta gör att MBR-tanken behöver en yta på cirka 480 m^2. Därmed kommer en MBR-lösning ha tagit bort behovet av eftersedimenteringsbassängerna (3 400 m^2), användningen av biobäddar (420 m^2) samt att efterfällningshuset inte används till kemisk fällning utan blir

bräddvattenrening istället. Vid en jämförelse av utbyggnaden med konventionell aktivslamprocess kommer biostegets yta minska från 6 056 m^2 till 2 636 m^2 vilket ger en minskning på 56 % på biostegets yta exklusive biobäddar och efterfällningshuset. Jämförelsen mellan konventionell aktivslamprocess och MBR-lösningen visas i tabell 16.

Tabell 16. Jämförelse med fokus på ytaspekten mellan ett framtida Lundåkra med konventionell aktivslamprocess och ett Lundåkra med en MBR-lösning.

Olika delar i Biosteget	Lundåkra med konventionell aktivslamprocess [m^2]	Lundåkra med MBR [m^2]
Bio-P	281	281
Biodenipho™	1 875	1 875
Påbyggnad av Biodenipho™	500	-
Eftersedimentering	3 400	-
MBR-bassäng	-	480
Totalt	6 056	2 636

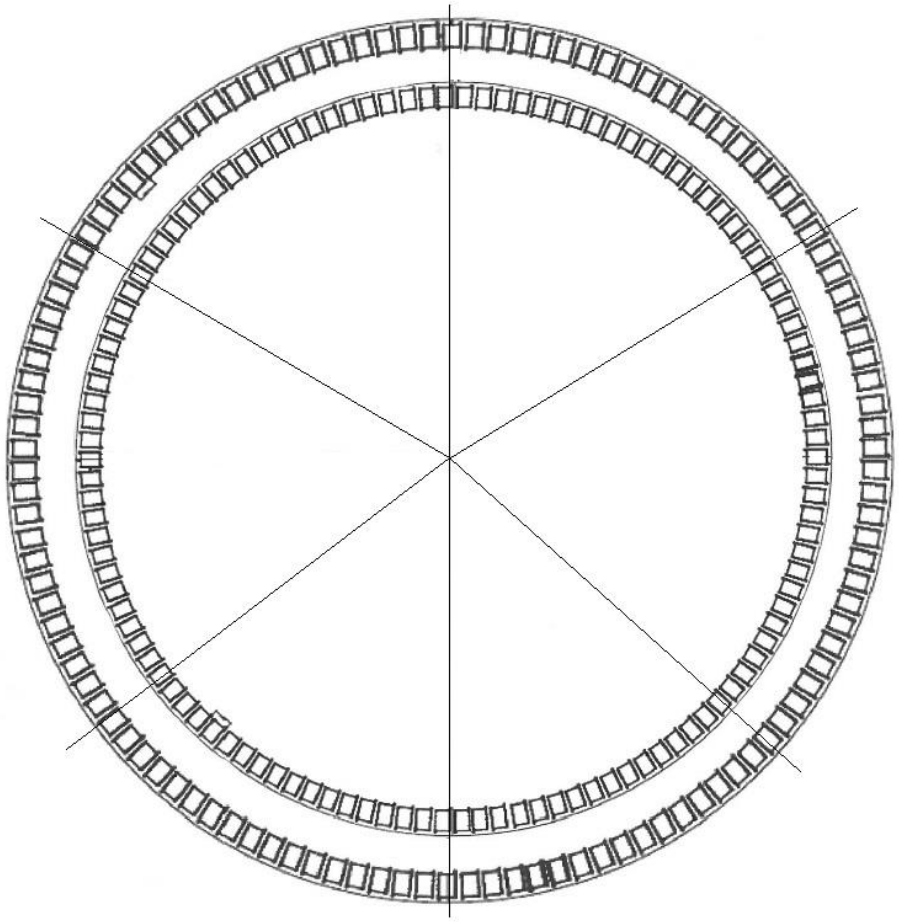
I denna jämförelse har det exkluderats att biobäddarna inte längre kommer behövas samt att efterfällningshuset inte används i själva reningsprocessen utan istället kommer att användas till bräddvattenrening. En mer översiktlig jämförselse visas i tabell 17.

Tabell 17. Jämförelse mellan konventionell aktivslamprocess och MBR-lösning i framtiden med avseende på yta och volym.

Anläggningsdel	Yta [m^2]	Volym [m^3]	Framtida belastning aktivslamprocess	Framtida belastning MBR
Gallerstation	Oklart	Oklart	Klarar sig	Behöver ett nytt förbehandlingssteg utöver fingaller
Försedimentering 1 (4st)	320	500	Klarar sig	Klarar sig
Försedimentering 2 (4st)	570	1 050	Klarar sig	Klarar sig
Biobädd 2st	420	Oklart	Är kvar vid bräddning	Oförändrad
Bio-P bassänger	281	1 180	Oförändrad	Oförändrad
Biodeniphobassäng	1875	7 500	Behöver 2 000 m^3 till, 500 m^2 till	Oförändrad
Eftersedimenteringbassäng (2st)	1 700	6 000	Behöver 6 000 m^3 och 1 700 m^2 till	Oförändrad yta blir SSH + bufferyta eller MBR + SSH[3]
Flockningsbassänger	184	625	Klarar sig	Oförändrad. Blir bräddvattenrening
Kemsedimenteringsbassäng	3 125	Oklart	Ev. Förstärkning	Oförändrad. Blir bräddvattenrening

[3] SSH = Sidoströmshydrolys

Alfa Laval har ett annat skissförslag för MBR-lösningen som får plats i eftersedimentationstanken. MBR-lösningen är uppbyggd av två ringar av MBR-moduler med 0,5 meters avstånd mellan ringarna. Detta är samma antal moduler som tidigare (antalet moduler på bilden stämmer inte) men lösningen är uppdelad i sex sektioner eller linjer beroende på hur lösningen tolkas. Denna lösning kom in i ett sent skede av exjobbsskrivandet. Därför nämns denna lösning som har potential att fungera. Dock är det oklart hur stora ytor denna lösning kommer ta med kemikalietankar, styrrum etc. som kommer vara utanför bassängen. Skisslösningen visas i figur 32.



Figur 32. Skissförslag nr 2 där MBR-modulerna är i dagens eftersedimenteringstank.

7.4 SKISSFÖRSLAG FÖR LUNDÅKRAVERKET

Grundförutsättningar som har tagits hänsyn till vid denna dimensionering av en MBR-lösning på Lundåkraverket är följande:

- Utnyttja de faciliteter och bassänger som redan finns på Lundåkraverket för att reducera investeringskostnader samt för att främja kretsloppstänk.
- Utöka livslängden på MBR-modulerna, har främjat åtgärder som minskar slitaget på membranen för att optimera investeringskostnaderna.
- Höga arbetsmiljökrav ska upprätthållas. Den nya investeringen ska inte ge sämre säkerhetsrutiner för teknikerna på Lundåkraverket.

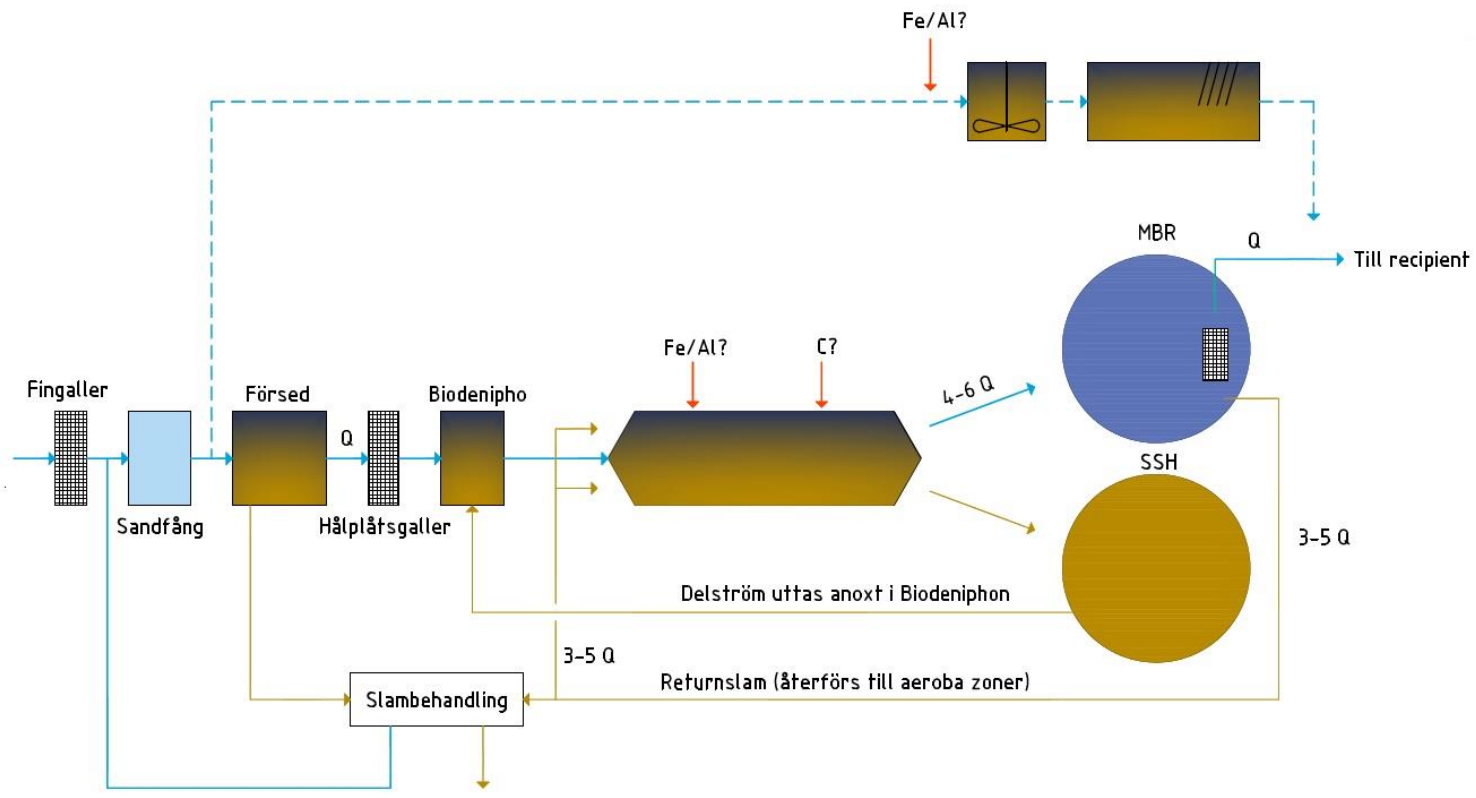
- Möjlighet att klara av framtida krav på rening av läkemedelsrester, klororganiska föreningar samt rening av bräddningsvatten.

Huvudlinjerna för alla skisslösningar är följande:

- Efterfällningsanläggningen (idag lamellsedimenteringshuset) kommer att bli bräddvattenrening.
- Sidoströmshydrolys sätts in i den ena biosedimenteringsbassängen för att möjliggöra en produktion av en intern kolkälla till den biologiska reningen. Delströmmen av sidoströmshydrolysen ska tillsättas i en anox del av Biodeniphon™.
- Hålplåtsgaller med 1-2 mm eller trumsil sätts in efter försedimenteringen för att undvika att hår och pappersfibrer kommer in till MBR-tanken där detta material ofta bidrar till igensättningar och minskad livslängd på membranen.
- Viss grad av simultanfällning, ska finnas vid behov i Biodeniphon™.
- Vid behov ska det även finnas möjlighet att dosera externt kol (exempelvis acetat eller metanol eller en blandning).
- Slambehandling utreds separat, ska finnas möjlighet till rötning.

7.4.1 Skissförslag 1a- MBR i eftersedimenteringstank

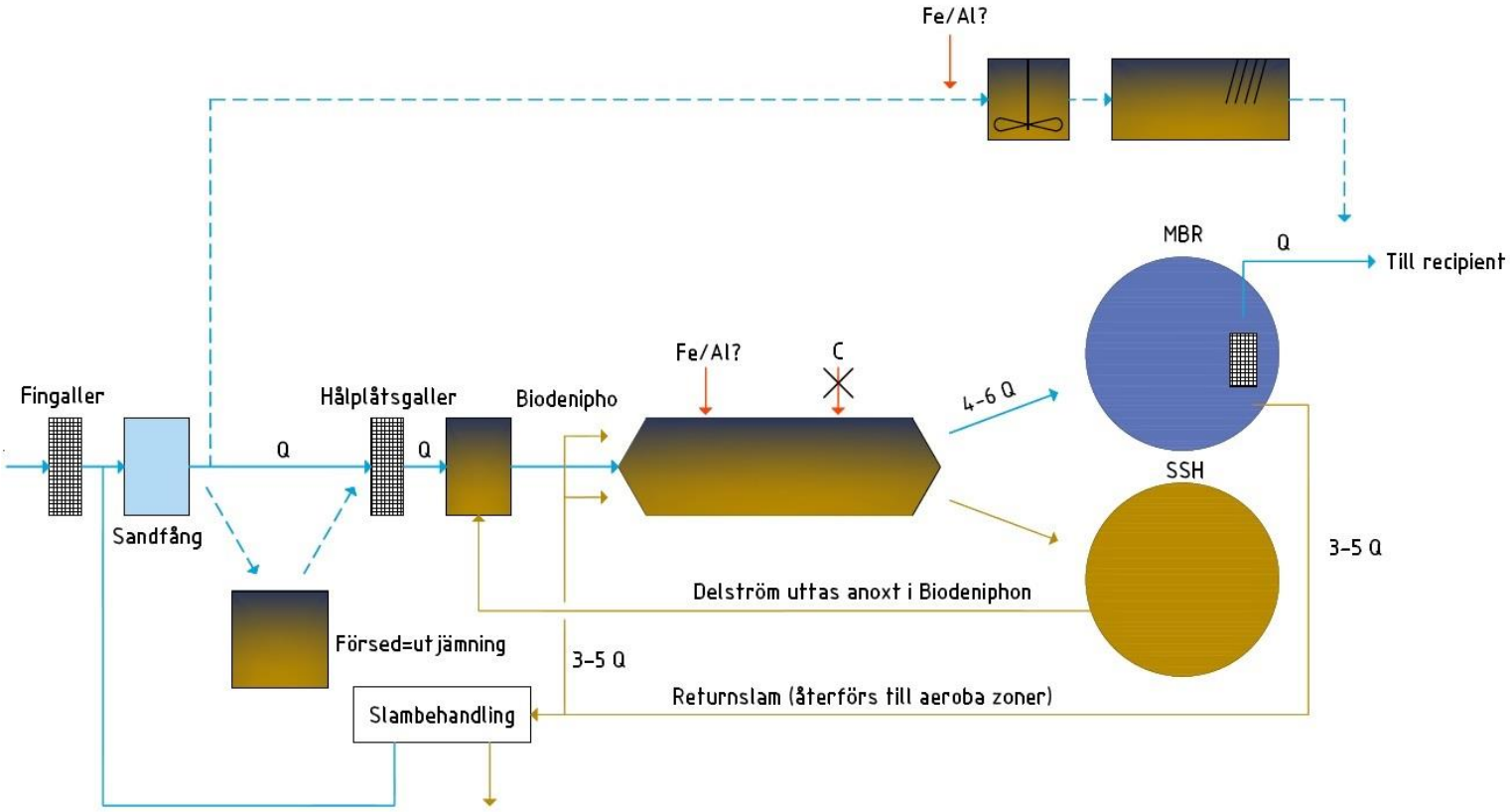
Det första skissförslaget går ut på att MBR sätts in i en av de två eftersedimenteringsbassängerna. Denna lösning är tänkt att få plats i eftersedimenteringstanken om det sker en höjning av kanten en meter alternativt en fördjupning en meter. Förslag 1a visas i figur 33.



Figur 33. Skissförslag 1a för Lundåkraverket

7.4.2 Skissförslag 1b-MBR i eftersedimenteringstank utan försedimentering

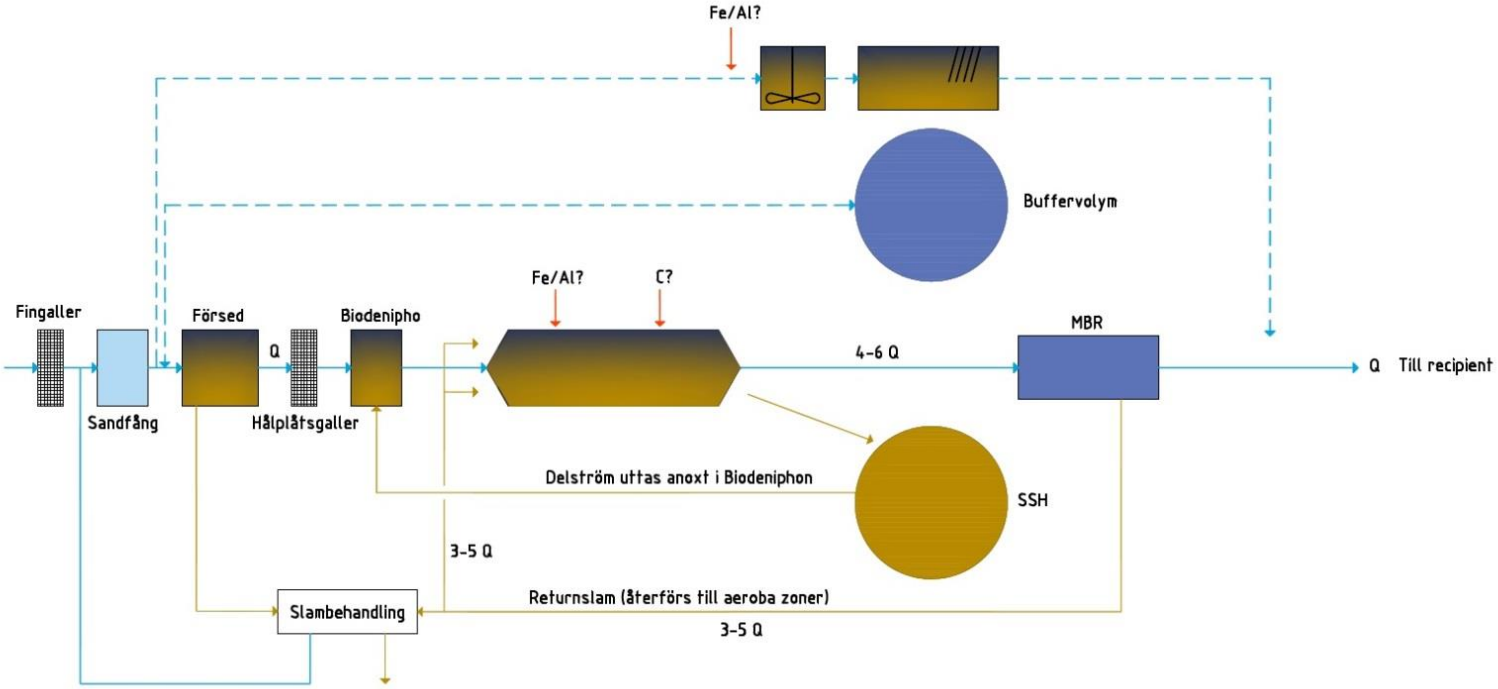
Det andra skissförslaget är relativt likt det första skissförslaget. Den enda större skillnaden är att försedimenteringsbassängerna helt eller delvis ska användas som utjämningsbassänger. Dessa utjämningsbassänger kan utjämna vid högflöde samt minska andelen avloppsvatten som behöver bräddas. Däremot kommer slambehandlingen antagligen se annorlunda ut jämfört med skissförslag 1a eftersom endast bioslam (slam från det biologiska reningssteget) med hög slamålder återstår. Förslag 1b visas figur 34.



Figur 34. Skissförslag 1b för Lundåkraverket.

7.4.3 Skissförslag 2a- MBR i ny bassäng

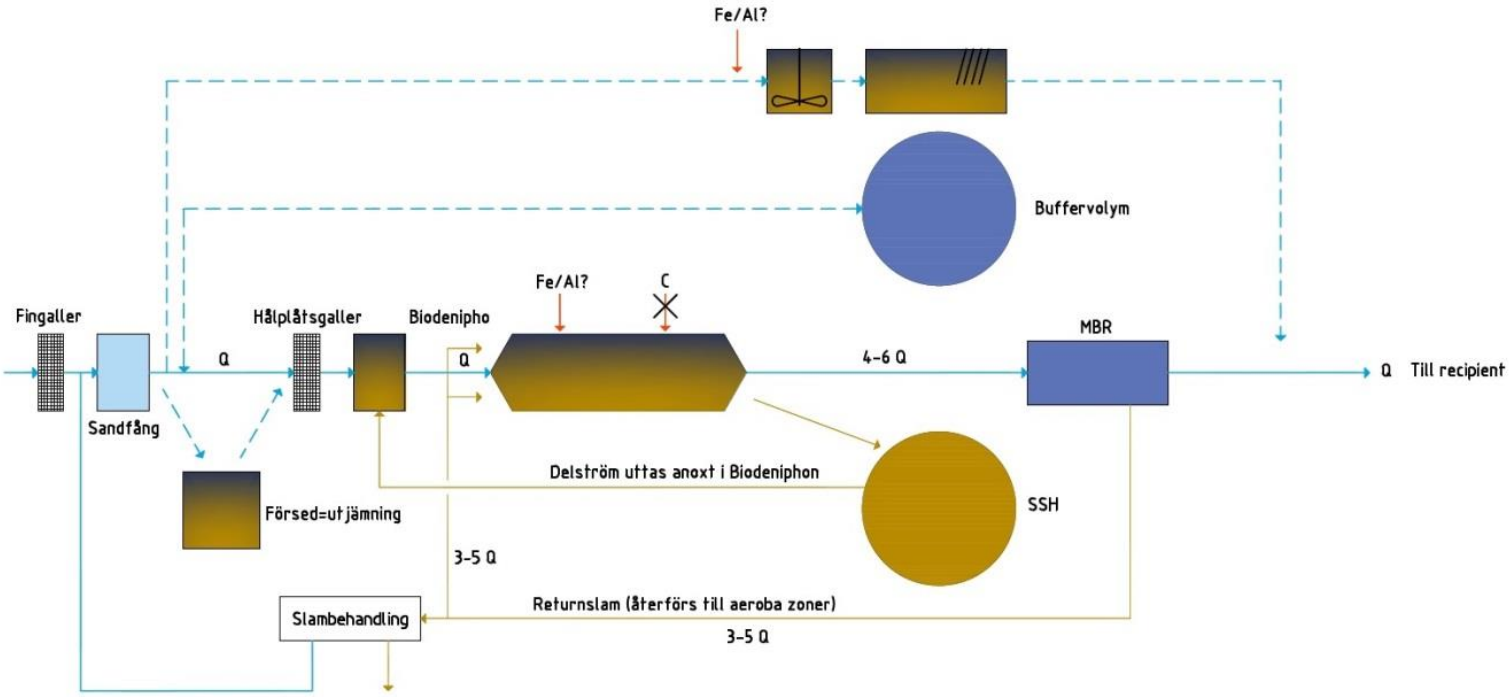
Detta förslag innebär att det görs en helt ny MBR-bassäng efter Biodeniphon™. I de två eftersedimenteringsbassängerna kommer den ena användas till sidoströmshydrolys och den andra kan exempelvis användas som buffervolym. Förslag 2a visas i figur 35.



Figur 35. Skissförslag 2a för Lundåkraverket

7.4.4 Skissförslag 2b- MBR i ny bassäng utan försedimentering

Detta förslag är exakt samma som skissförslag 2a men utan försedimentering. Förslag 2b visas i figur 36.



Figur 36. Skissförslag 2b för Lundåkraverket.

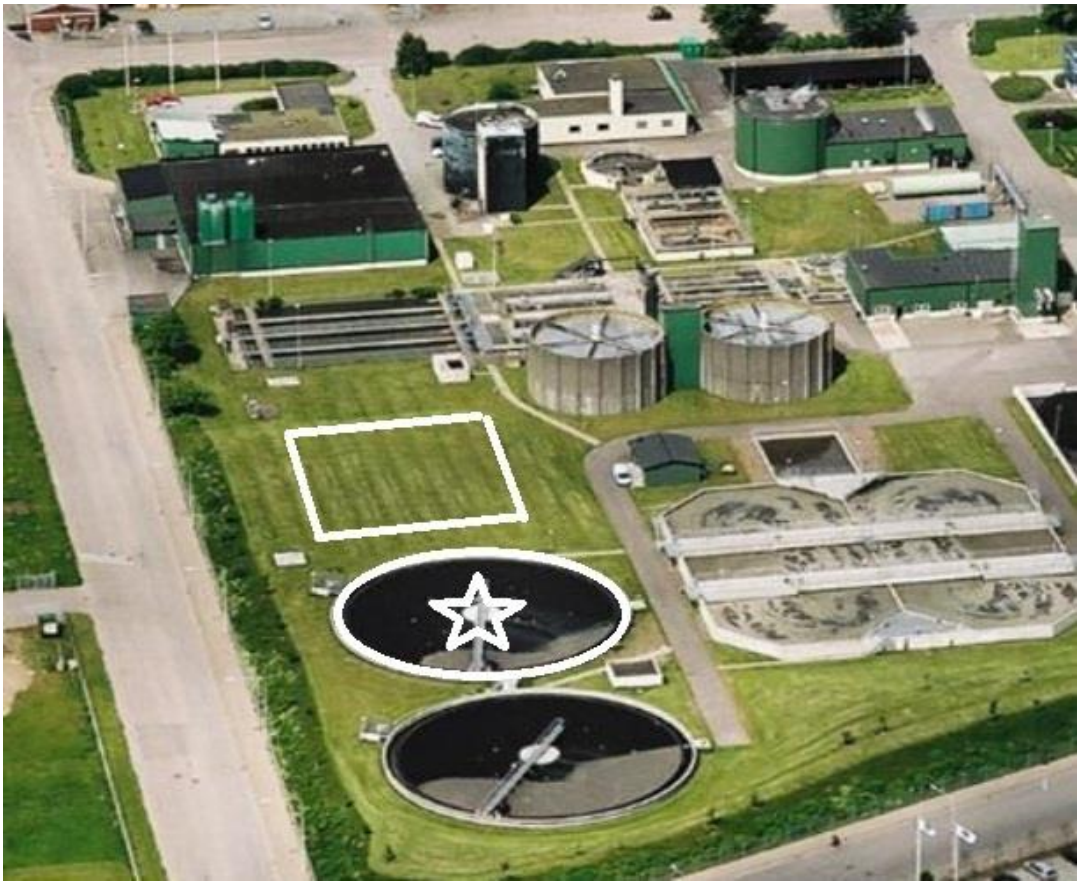
7.5 PLATSFÖRSLAG

Efter att ha undersökt på flera förslag har det slutligen valts två potentiella platser på Lundåkraverket där det går att installera MBR: i en av de två eftersedimenteringstankarna eller på reservytan.

7.5.1 PLATSFÖRSLAG 1: MBR I EFTERSEDIMENTERINGSTANK

Detta platsförslag innebär en återanvändning av eftersedimenteringsbassängerna (den andra bildar en sidoströmshydrolys).

Detta platsförslag har fördelen att NSVA kan använda sig av befintliga bassängvolymer istället för att gjuta helt nya. Dessutom finns det redan ledningar för slamuttag som kan utnyttjas även vid drift av en MBR-tank. Det som behövs göras på eftersedimenteringstanken är att höja kanten en meter och jämna ut bottenskiktet som idag lutar för att kunna få undan slam alternativt gräva en meter. Alfa Laval har gjort en skisslösning som får plats, där MBR-modulerna bildar två ringar i den yttre delen av MBR-tanken med 0,5 meter avstånd. Dock behövs mer arbete göras med denna lösning. Med denna typ av lösning kan MBR få plats i eftersedimenteringstanken plus att det finns utrymme att sätta in pumpar, kemikalier, ledningar, luftningskompressorer och styrningssystem utanför eftersedimenteringstanken. I figur 37 visas en översiktsbild var MBR-bassängen ska ligga.



Figur 37. Flygbild över Lundåkraverket där platsförslag 1 är markerad med vit stjärna (Makie, 2012).

7.5.2 PLATSFÖRSLAG 2: MBR-TANK PÅ NY YTA

Det andra platsförslaget är Lundåkraverkets reservyta mellan eftersedimenteringsbassängerna och lamellsedimenteringshuset. Det som behöver göras är att gjuta en helt ny bassäng med dimensionerna 29,6*16,2*5 m. Här kan Alfa Lavals rektangulära skisslösning få plats då det finns gott om utrymme. Platsen visas i figur 38 där platsen är markerad med en vit stjärna.

Figur 38. Flygfoto av Lundåkraverket för plastförslag 2 som är markerad med vit stjärna (Makie, 2012).

7.6 RENINGSGRAD MBR

BOD_7-halten kan reduceras till under 5 mg/l tack vare att reningsverken väljer att ha en låg F/M-kvot (näring per mikroorganism). SS-halten kan reduceras till under 3 mg/l, per definition blir det nästan partikelfritt i utgående avloppsvatten från en MBR-bassäng men i praktiken brukar det ligga på 1-2 mg/l. Detta beror på att SS-mätningar i praktiken inte brukar mäta lägre värden än ovanstående. Dessutom kan biofilm som kan finnas efter membranen skapa partikelutfall samt om det är kemisk fällning under biosteget kan det skapas efterflockning efter membranen. Eftersom F/M-kvoten är låg samt att det är hög syrehalt reduceras ammoniumhalten till mindre än 1 mg/l. MBR-modulen Hollow Sheet™ kan komma upp i följande reningsgrader av SS, BOD_7, NH_4-N (ammoniumkväve) som sammanfattas i tabell 18. Värdena är baserade på mätningar från reningsverk med Hollow Sheet™ som visas tabell 18. Alfa Laval (2013)

Tabell 18. Observad utsläppshalt med Hollow Sheet MBR-anläggning (Alfa Laval, 2013).

Parametrar	Observerad utsläppshalt [mg/l]
BOD_7	<5
NH_4-N	<1
Total-N	?
Total-P	?
SS	<3

I Judd (2011) beskrivs hur kväve- och fosforreducering på MBR-reningsverk ligger generellt runt 90 % med en lämplig design. Däremot om det blir brist på kolkälla kan denna reningsgrad snarare vara runt 70-90 %. Detta medför att det är motiverat att ha en sidoströmhydrolys som återför VFA till början av Biodenipho™ på Lundåkraverket. Utöver detta är det viktigt att vara medveten om att doseringen av fällningskemikalie i simultanfällningen inte få vara för hög då detta kan störa Bio-P processen. Samtidigt finns det flera framgångsrika exempel där en Bio-P-lösning kombinerat med kemisk fällning och MBR haft reningsresultat för Total-P på 0,03 mg/l och nästintill partikelfritt utgående avloppsvatten <3 mg SS/l (Fleicher m.fl. 2005).

Även Lundtofte reningsverk utanför Köpenhamn visar på liknande resultat där man med kemisk fällning, Biodenitro™, efterdenitrifikation och MBR kommer ner i låga värden på 0,04 mg total-P/l och i princip partikelfritt utgående avloppsvatten. Därför är det inte fel att anta att det finns potential att sänka utsläppshalterna rejält då avskiljning av partikelbunden fosfor medför en klar sänkning av Total-P halten i utgående avloppsvatten. Däremot räcker det att hålla sig till utsläppskraven för att spara på kemikalier, energi och pengar. Därför har NSVA:s riktvärden satts som målsättning på utsläppsvärden på NH_4-N, Total-N och Total-P. Alla värden sammanfattas i tabell 19.

Tabell 19. Predikterade utsläppshalter på Lundåkra med MBR Hollow Sheet™ (Alfa Laval, 2013).

Parametrar	Utsläppshalter Lundåkra med MBR Hollow Sheet™ [mg/l]
BOD_7	<5
NH_4-N	<1
Total-N	<10
Total-P	<0,4
SS	<3

Detta innebär att införandet av en MBR-lösning kommer att minska halterna av NH_4-N och SS markant. BOD_7 och Tot-P utsläppen kommer vara lägre eller oförändrade. Vid en jämförelse mellan år 2011 årsvärden och de predikterade värden i tabell fås följande resultat som sammanfattas i tabell 20.

Tabell 20. Jämförelse mellan dagens utsläppshalter och predikterade utsläppshalter med MBR Hollow Sheet™.

Parametrar	Utsläpphalter Lundåkra år 2011 [mg/l]	Predikterade Utsläppshalter med MBR Hollow Sheet™ [mg/l]	Skillnad med MBR
BOD_7	4,1	<5	Lägre/Oförändrad
NH_4-N	2,5	<1	Lägre
Total-N	11	<10	Lägre
Total-P	0,4	<0,4	Lägre/Oförändrad
SS	5-10	<3	Lägre

7.7 LUFTNINGSBEHOV, ENERGIÅTGÅNG OCH LUFTKONSUMPTION

Alfa Lavals Hollow Sheet MFM 300™ modellen har en rekommenderad SAD_m på 0,24-0,3 Nm^3 luft/m^2 membran* h. (Alfa Laval, 2013) Med avseende på SAD_p fick den potentiella lösningen med Hollow Sheet™ ett värde på 11,4 Nm^3 luft/m^3 permeat, vilket är klart under det angivna intervallet enligt Judd (2011) på vad som är karakteristiskt för både FS/HF. För fullständiga beräkningar se appendix del D. Den totala luftkonsumtionen blev 10 640 Nm^3/h, för fullständiga beräkningar se appendix del D.

SEDA har uppmätts i verkligheten på reningsverk med Hollow Sheet™ finns till ett värde mellan 0,17–0,2 kWh/m^3 avloppsvatten vilket också är under det angivna värdet i Judd (2011). Den totala energiåtgången och det beräknade eltillägget för en introduktion av MBR på Lundåkraverket, sammanfattas i tabell 21. För fullständiga beräkningar se appendix del E.

Tabell 21. Total energiåtgång och eltillägg för en MBR-lösning, uppskattning minimi- och maxvärde.

	Minst	Mest
Total energiåtgång [MWh/år]	1 105	1 300
Total eltillägg [kr/år]	917 000	1079 000

7.8 KEMIKALIEFÖRBRUKNING

Den totala kemikaliekostnaden för citronsyra, hypoklorit och saltsyra som skulle behöva användas i MBR-underhållsrengöring sammanfattas i tabell 22. För fullständiga beräkningar se appendix del F.

Tabell 22. Redogörelse över kemikalieåtgång, kostnad [kr/ton] och kemikaliekostnader per år för införande av en MBR-lösning på Lundåkraverket.

Kostnadsposter	Kostnad [kr/ton]	Kemikalieåtgång [ton/år]	Kostnad [kr/år]
Totalkostnad Citronsyra 50 % (Guerra, 2010)	6855	37,4	256 000
Totalkostnad Hypoklorit 14 % (Guerra, 2010)	2291	16,3	37 000
Totaltkostnad Saltsyra 30 % (Swedhandling, 2013)	2750	28,4	78 000
Totalkostnad kemikalier Lundåkra	-	-	371 000

8. DISKUSSION

I detta kapitel diskuteras olika aspekter av MBR-alternativet, vissa områden som behövs utredas vidare och andra områden där resultaten har visat hur MBR-lösningen ska utformas. I diskussionen tas följande områden upp: förbehandling, försedimenterings roll i framtiden, framtida slambehandling, filamentbildande bakterier, hydraulik, platsaspekter, MKB, riskanalys, ekonomiska aspekter och förslag på åtgärder.

FÖRBEHANDLING

För att få en väl fungerande MBR-anläggning behövs det noggrann förbehandling. Därför är det väl motiverat att investera i ett nytt förbehandlingssteg med exempelvis hålplåtsgaller eller trumsil. Däremot kan förbehandlingen som finns idag med 2 mm finspaltsgaller vara kvar. Denna två-stegs lösning med 2 mm finspaltsgaller och hålplåtsgaller eller trumsil må kosta en del investeringsmässigt men den förlänger livslängden på membranen samtidigt som en noggrannare förbehandling spar mycket resurser i form av minskat antal driftstörningar och ökat flux igenom membranen. Detta gör att resurser lagda på förbehandling leder till en mer hållbar investering då både inköp av membran och mer driftarbete är högst kostsamma.

FÖRSEDIMENTERING

I detta arbete har försedimenteringens roll varit omdiskuterad. Båda scenarion med och utan försedimentering är väl fungerande lösningar med olika styrkor och svagheter. Fördelaktigt för en processlösning med försedimentering är att det krävs mindre denitrifikation- och nitrifikationsvolymer samt att det blir mindre slamproduktion. Därmed blir det även mindre slam att bearbeta.

Processlösningen utan försedimentering klarade sig inte under volymkravet om slamhalten var 8 kg SS/m^3. Däremot om den var 10,3 kg SS/m^3 och över klarade denna processlösning volymkravet. Detta är ändå en slamhalt som är realistisk i MBR-sammanhang då 8-12 kg SS/m^3 är en slags tumregel för vad som är rimligt. Dessutom med MBR-lösningen där MBR-tanken byggs på en ny yta skulle en av eftersedimenteringsbassängerna kunna bli en slags efterdenitrifikationstank för att frigöra fler volymer till det biologiska reningssteget. Enligt beräkningarna skulle det krävas ungefär 1 500 m^3 till vilket motsvarar hälften en av dagens eftersedimentationsbassänger.

Processlösningen utan försedimentering har fördelar såsom att det blir bättre slamegenskaper och en mindre känslig C/N-kvot då det kommer finnas mer kolkälla tillgänglig. Dessutom kan en processlösning utan försedimentering ge fler buffervolymer om det behövs, dock behövs det en omrörare i dessa för att undvika obehaglig lukt. Därmed går det inte att säga vilken lösning som är mest attraktiv utan behövs mer arbete för att avgöra detta.

FRAMTIDA SLAMBEHANDLING

Slambehandling ingick inte i projektplanen för detta examensarbete. Däremot för att få ett väl fungerande reningsverk behövs genomgående arbete med en MBR-processlösning som

fungerar även med avseende på slammet, speciellt om det ska bli en processlösning utan försedimentering. Ett förslag på slambehandling för en anläggning utan försedimentering som har diskuterats under examensarbetet är att införa en termofil rötning.[4] Denna typ av rötning är fördelaktig då den bland annat har kortare rötningstid och kan därmed höja belastningen något. Däremot kan behovet i framtiden av en rötningsanläggning diskuteras eller om slambehandlingen löses på annat sätt.

En annan aspekt som behöver övervägas i framtiden om det blir en MBR-lösning är graden av slamuttag och slammets retentionstid i systemet. En ändring av slamåldern i biosteget ger ändringar i mikroorganismfaunan vilket i sin tur kan ge ändringar i hela reningsprocessen exempelvis om PAO störs. Utöver detta är det viktigt att göra en bedömning av slamuttaget. Både för litet och för stort slamuttag ger konsekvenser. För litet slamuttag kan skapa igensättningar i membranet, för stort slamuttag bör undvikas då det bör vara höga halter av organiskt material i de anaeroba och anoxiska zonerna.

För att få en klar bild om Lundåkraverket ska satsa på ett MBR-alternativ bör en utredning göras hur den nya processlösningen med membran påverkar slamegenskaper, hur slambehandlingen skulle se ut, exempelvis om termofil rötning är ett alternativ samt att utreda andra aspekter såsom slamuttag och slammets retentionstider i reningsprocessen.

FILAMENTBILDANDE BAKTERIER

Ett återkommande problem på Lundåkraverket är de filamentbildande bakterierna som finns närvarande i processen. Detta är en starkt bidragande orsak till att reningsverkets kapacitet inte kan utnyttjas till fullo eftersom de filamentbildande bakterierna orsakar slamflykt och undermåliga slamegenskaper. Ett MBR-alternativ skulle få bukt med slamflykten då slammet inte kommer igenom membranet samtidigt som driften av MBR-modulen skulle störas marginellt av dessa bakterier. Däremot är det oklart om slamegenskaperna skulle förbättras av en MBR-process exempelvis avvattningsegenskaperna på slammet.

På Lundtofte reningsverk har deras MBR-linje inte haft några driftstörningar orsakade av filamentbildande bakterier och slambehandlingen har inte störts nämnvärt. Dock ska det nämnas att en del slambehandlingen på Lundtofte utgörs av slamförbränning, vilket gör att kvaliteten på slammet inte blir lika avgörande även om det är klart positivt med exempelvis bra avvattningsegenskaper på slammet. Däremot kan denna lösning vara något att dra lärdom av om filamentproblematiken inte går att lösa helt på Lundåkra. Slammet på Lundåkra har dessutom så pass mycket tungmetaller framför allt zink och bly att slammet inte har potential att få en REVAC™-certifiering för återanvändning på åkermark.

HYDRAULIK

Lundåkraverkets hydrauliska profil är något som inte har undersökts i detta examensarbete men är något som behöver göras vid ett övervägande av ett MBR-alternativ. En MBR-lösning frigör en del bassänger som inte kommer till användning vilket är något som bör utnyttjas genom att exempelvis införa sidoströmshydrolys och utjämningsvolymer. Det senare skulle

[4] Termofil rötning = Rötning vid högre temperatur 50-60°C

fungera som utjämnare av högflöden vilket i sin tur skulle ändra verkets hydrauliska profil. Detta behöver studeras vidare för att avgöra hur mycket buffertvolym som reningsverket behöver, om det behövs någon sådan volym överhuvudtaget. En lösning med MBR-teknik medför att det kommer finnas utjämningsvolym att utnyttja, både i försedimentering, eftersedimentering men även i biobädden om så önskas.

Hydrauliken behöver studeras för att kunna möjliggöra högsta möjliga flux igenom membranen vid exempelvis högflöden. Alfa Lavals Hollow Sheet™ kan maximera sitt flux till 34,78 LMH under en begränsad tidsperiod (en timme) vid behov men bör hållas lägre generellt 29 LMH vid högflöde och cirka 18 LMH vid medelflöde. Även om förslaget är en bra början bör det studeras vidare vilka rutiner som ska finnas vid högflöden, vilket flux som ska sättas på membranen både under högflöden men även under mer normala förhållanden för att kunna maximera livslängden av membranen.

Den hydrauliska profilen kommer också ändras eftersom en MBR-lösning har en helt annan återcirkulation på avloppsvattnet jämfört med ett reningsverk med konventionell aktivslamprocess. Från membranen behövs det skapas en återcirkulation av returslam på 300-500 % jämfört med 50-150 % i en konventionell aktivslamprocess. För att undvika onödiga energikostnader från återcirkulation av avloppsvattnet måste den hydrauliska profilen studeras och cirkulationen bör optimeras. Ett scenario som eftersträvas är att det ska vara självfall på avloppsvattnet i största möjliga mån.

PLATSASPEKTER

I examensarbetet är det två platser för MBR-bassängen som har diskuterats, det ena är i den ena av de två eftersedimenteringsbassängerna, den andra är på reservytan bredvid eftersedimenteringsbassängerna. Dessa platser har båda fördelar och nackdelar. Fördelarna med plats 1 där MBR-tanken är i en av eftersedimenteringstankarna är följande:

+ Utnyttjar existerande bassänger, spar på reservytan NSVA som har tillgodo

+ Billigare än att gräva helt nytt

+ Finns ledningar grävda redan, dessa bör kunna återanvändas till viss mån

Fördelarna med plats 2 är följande:

+ Frigör mer utjämningsvolym. En hel eftersedimenteringstank (3 000 m^3) kan användas som utjämningsvolym, även försedimenteringbassängerna kan användas som utjämningsvolym

+ Smidare övergång mellan dagens processlösning och en lösning med MBR. Övergången kan ske löpande med en helt ny bassäng i processen.

Båda förslagen kan fungera men argumentet att det blir en smidare övergång är en klar fördel och är ett tungt argument varför plats 2 ska väljas. Därför om NSVA var tvunget att gå vidare med ett platsförslag hade plats 2 rekommenderats för fortsatt arbete.

MILJÖKONSEKVENSBESKRIVNING

En introducering av MBR-teknik på Lundåkraverket innebär en del ändringar dels i driften men även i energi- och kemikalieförbrukning. I de beräkningar som har gjorts på energiförbrukningen kan det ses att det blir ett påslag av den årliga energikonsumtionen mellan 1 105-1 300 MWh framför allt från luftningen av membranen. Utöver detta tillkommer det även ett behov som inte fanns tidigare av saltsyra, hypoklorit och citronsyra för underhåll av membranen. Detta gör att Lundåkraverkets ekologiska fotavtryck blir större samtidigt som utsläppen av potentiellt farliga restprodukter från exempelvis hypokloritbehandlingen blir större. Det är oklart vilken effekt resterna av hypokloriten har, trots allt används hypoklorit på reningsverk världen över utan att det har rapporterats några nämnvärda miljöeffekter.

RISKANALYS

En MBR-lösning har många fördelar som nämnts tidigare men det finns också en del risker involverade. Ett exempel är vad reningsverket bör göra när det bildas så pass mycket beläggning på MBR-modulerna att det blir minskat flux på grund av igensättningar på membranen. En klok idé är att ha flera MBR-linjer, åtminstone två linjer, helst fler, för att kunna avlasta varandra vid behov. Multipla linjer är också fördelaktigt eftersom det ges möjlighet att införa filtreringsintervall där membran luftas exempelvis tio sekunder för att sedan vila tio sekunder. Detta skulle möjliggöra högsta möjliga flux under längsta möjliga tidsperiod.

En annan rutinåtgärd som behövs är införandet av säkerhetsrutiner för de nya kemikalierna som behövs i underhållsrengöringen. Exempelvis bör inte restprodukterna av hypokloriten från underhållsrengöringen släppas till biosteget utan de behandlas med slamrester och/eller bisulfitlösning för att bli av med klorresidualer.

EKONOMISKA ASPEKTER

Rent ekonomiskt går det inte att avgöra om ett MBR-alternativ är gynnsamt i det här skedet. MBR-moduler är väldigt dyra och som det har nämnts tidigare tillkommer det även utökade energi- och kemikaliekostnader. Däremot kan den tomtmark som inte behövs köpas in tack vare MBR-lösningen vara en klar investering då Landskrona har eftertraktade industrimarker där efterfrågan från olika industrier växer ständigt från redan etablerade företag och nya potentiella företag.

Dessutom har tekniska åtgärder gjort att energiförbrukningen av MBR-moduler blir mindre och mindre. Exempelvis är Alfa Lavals Hollow Sheet ™ med en genomsnittlig förbrukning på 0,17-0,2 kWh/m^3, en klar minskning jämfört med vad förbrukningen brukade vara för några år sedan. Därför blir tillägget i energikonsumtionen för en MBR-lösning mindre och mindre med dagens teknikutveckling. Samma trend syns även i investeringskostnaden för inköp av nya membranmoduler.

FRAMTIDA ARBETE

Detta examensarbete har gett svar på några frågor men samtidigt väckt många andra frågeställningar. För att ge en fullständig utredning om MBR-alternativet behövs det göras ytterligare undersökningar. Några förslag på undersökningar som bör göras är inom följande områden:

- Utformning av slambehandling
- Hydraulisk profil
- Utformning av förbehandling
- Försedimenterings roll på reningsverket

Utöver detta behövs även:

- Kostnadskalkyl för en MBR-anläggning
- MKB

Med dessa åtgärder och utredningar går det att få en klar bild om en MBR-lösning är ett bättre alternativ än konventionell aktivslamprocess.

9. SLUTSATS

MBR-tekniken är en omdiskuterad tekniklösning inom VA-branschen. Denna teknik kräver både mer energi och kemikalier än en lösning med konventionell aktivslamprocess, vilket resultaten även i detta examensarbete visade på för Lundåkraverket. Däremot när det råder vattenbrist och/eller platsbrist som i Landskronas fall, kan de nackdelar en MBR-lösning innebär vägas upp.

I detta examensarbete har ett MBR-alternativ visat på att det finns många fördelar att hämta genom att införa detta på Lundåkraverket. Reningsverket skulle inte längre behöva byggas ut, utan NSVA kan återanvända bassänger och frigöra ytor. Det återkommande problemet med slamflykt skulle lösas med ett MBR-alternativ samtidigt som filamentbildande bakterier inte längre skulle hämma reningsverkets kapacitet. Dessutom reduceras utsläppen av näringsämnen och suspenderat material från reningsverket vilket är mycket attraktivt med tanke på potentiellt hårdare krav i framtiden.

Av dessa skäl bör en MBR-lösning utredas vidare exempelvis med avseende på slambehandling, hydraulisk profil, förbehandling samt försedimenteringens roll på reningsverket i framtiden, utredningar som i slutändan kan visa att om en processlösning med MBR är ett bättre alternativ än att bygga ut reningsverket med konventionell aktivslamprocess.

10.REFERENSER

Ahrens, D. 2009 Recovering water in beverage and food production. Filtration + Separation [Online] 25 Mars. Hämtad från: http://www.filtsep.com/view/870/recovering-water-in-beverage-and-food-production/ Citerad 19/9-2013.

Alfa Laval produkthemsida 2013 [Online] Hämtad från: http://www.alfalaval.com/solution-finder/products/hollow-sheet-membrane/Documents/PEE00175EN.pdf Citerad: 19/9-2013.

Alfa Laval 2013 Material utgett av Nicolas Heinen på Alfa Laval.

Al-Halbouni, D., Traber, J., Lyko, S., Wintgens, T., Melin, T., Tacke, D., Janot, A., Dott, W., och Hollender, J., 2008 Correlation of EPS content in activated sludge at different sludge retention time with membrane fouling phenomena. *Water Results*, 42, 1475-1488.

Antoniou, G. M., Hey, G., Vega. R. S., Spiliotopoulou, A., Fick, J., Tysklind, M., Jansen, la. C. J. och Andersen. H. R. 2013 Required ozone doses for removing pharmaceuticals from wastewater effluents. *Science of the total environment* 456-457, s.46-49.

ATV 2000 German *AVT-DVWK Rules and Standards- Dimensioning of Single-Stage Activated Sludge Plants*. Published by: *DCM*, Meckenheim.

Barnard J. L. och Scruggs C. E. 2003 Biological phosphorus removal. Secondary release and GAOs can be your hidden enemies. *Water. Environmental. Technology.* 15(2), 27–33.

Bentzen, R. T., Ratkovich, N., Rasmussen, R. M., Heinen, N. och Hansen, F. 2011 Energy efficient aeration in a single low pressure Hollow Sheet membrane filtration module. *GWF-Wasser international issue* 2011, 104-107.

Bernard, M., Müller, J., och Knepper, T. P 2006 Biodegradation of persistant polar pollutants in wastewater: comparison of an optimised lab-scale membrane bioreactore and activated sludge treatment. *Water Research*. 40, 3419-3428.

Bratland, O. 2013 The flow assurance site. [Online] Tillgänglig på: http://www.drbratland.com/PipeFlow2/chapter1.html Citerad 21/10-2013.

Bugge, T.V., Larsen, P., Saunders, A.M., Kragelund, C.,Wybrandt, L., Keiding, K., Christiansen, och M. L., Nielsen, P.H. 2013 Filtration properties of activated sludge in municipial MBR wastewater treatment plants are related to microbial community structure. *Water Research* 47, 6719-6730.

Cho, B. D., Fane, A. G., och Waite, T. D. 2005. Effect of coagulation within the cake-layer on fouling transitions with dead-end hollow fiber membranes. In: *Proceedings of international congress on membranes and membrane processes (ICOM),* Aug 21-26.

Crawford, G., Daigger, G., & Erdal, Z. 2006. Enhanced biological phosphorous removal within membrane bioreactors. In: *Proceedings of Water Environmental Federation WEFTEC* 2006: Session 21-Session 30, 1856-1867(12).

Davidsson, Å., Jönsson, K., Jansen, J. la C. och Särner, E., 2008. *Metoder för slamhydrolys*. SV-utveckling, rapport nr.09, Svenskt Vatten AB, Stockholm.

Filipe, C. D. M., Daigger G. t. och Grady Jr C.P.L 2001 pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms. *Water Environment Results*., 73(2) 223-232.

Flemming, H. C., och Wingender, J. 2001. Relevance of microbial extracellular polymeric substance (EPSS)- part I: structural and ecological aspects. *Water Science and Technology*, 43, 1-8.

Fransén, A. 2013 *Teknisk beskrivning avseende verksamheten vid Lundåkra avloppsvattenreningsanläggning*. NSVA & NyEra Miljökonsult, Landskrona.

Frechen, F.-B., Schier, W., och Linden, C. 2007. Pre-treatment of municipal MBR applications. In: *Proceedings of the fourth IWA international membranes conference membranes for water and wastewater treatment*, Harrogate, May 15-17.

Fredriksson, O. 2010 *Avloppsteknik 2- Reningsprocessen.* Publikation U2, Svenskt Vatten, Stockholm.

Ghosh, R., och Cui, Z. F. 1999. Mass transfer in gas-sparged ultrafiltration: upward slug flow in tubular membranes. *Journal of Membrane Science*, 162, 91.

Giesen, A., Van Bentem, A., Gademan, G. och Erwee, H. 2008 Lessons learnt in facility design, tendering and operation of MBR's for industrial and municipal wastewater treatment. *Proceedings of a WISA conference, South Africa.*

Gillberg, L., Hansen, B., Karlsson, I., Enkel Nordström, A., och Pålsson, A. 2003 *About water treatment* Published by: Kemira Wastewater, Helsingborg, Sweden.

Grace, H. P. 1956. Resistance and compressibility of filter cakes. *Chemical Engineering Progress, 49, 303-318.*

Grelier, P., Rosenberger, S., och Tazi-Pain, A. 2006. Influence of sludge retention time om membrane bioreactor hydraulic performance. In: *Proceedings of international congress on membranes and membrane processes (ICOM)*, Seoul, June 7-10.

Guerra, L. 2010 *Evalution of Bassussarry Wastewater Treatment Plant after upgrading with Membrane Bioreactor Technology*. Examensarbete, Institiutionen för kemiteknik, Lunds Universitet.

Henze, M., Harreoës, P., Jansen la. C. J., och Arvin, E. 1992 *Spildevandsrensning- Biologisk og Kemisk.* Polyteknisk Forlag, Lyngby, Danmark.

HUBER SVERIGE 2013 [Online] Hämtat från: http://www.hubersverige.se/EscaMaxWAPSLRoSF4ochlaundertransportiSodermanland.htm 24/10-2013.

HUBER SVERIGE 2013 [Online] Hämtat från: http://www.hubersverige.se/Haalplaatsbandsil-EscaMax.htm 21/1-2014.

Jansen la Cour, J. 1991 Danish design practice for nitrogen removal, *Water Quality Institute*, Horsholm, Denmark.

Jiang, T., Kennedy, M. D., Guinzbourg, B. F., Vanroleghem, P. A., och Schippers, J.C. 2005 Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism. *Water Science and Technology*, 17, 265-272.

Judd, S. J. 2011 *The MBR book- Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment.* Publicerat av: Elsevier, Oxford, United Kingdom.

Judd, S. J.2006 *The MBR book- Principles and application of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater treatment*. Published av: Elsevier, Oxford, United Kingdom.

Kimura, K., Hara, H., och Watanabe, Y. 2005 Removal of pharmaceutical compounds of elemantal sulphur based denitrification and membrane filtration. *Water Research*, 36, 1758-1766.

Kraume, M., Wedi, D., Schaller, J., Iversen, V., och Drews, A. 2009 Fouling in MBR: what use are lab investigations for full scale operation? *Desalination*, 236(1-3), 94-103.

Krzeminski, P., Graaf v. d. H. J. M och Lier v. B. J 2012 Specific energy consumption of membrane bioreactor (MBR) for sewage treatment. *Water Science & Technology* 65(2) 2012.

Le-Clech, P., Alvarex-Vazquez, H., Jefferson, B., och Judd, S. 2003a Fluid hydrodynamics in submerged and sidestream membrane bioreacotrs. *Water Science and Technology*, 48, 113-119.

Le-Clech, P., Jefferson, B., Chang, I. S., och Judd, S. J. 2003b Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*, 227, 81-93.

Le-Clech, P., Chen, V. och Fane, T. A. G., 2006 Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 284, 17-53.

Li, J., Li, Y., Ohandja, D.G., Yang, F., Wong, och F.S., Chua. H.C.2008 Impact of filamentous bacteria on properties of activated sludge and membrane-fouling rate in a submerged MBR. *Seperation Puration Technologies*, 59, 238-243.

Lopez-Vazquez, M. C, Oehman, A., Hooijmans, M. C., Brdjanovic, D., Gijzen, J. H., Yuan, Z., och Loosdreacht v. M.C. M. 2009 Modeling the PAO-GAO competition: Effects of carbon source pH and temperature. *Water Research 43 (2009) 450-462.*

Lousada-Ferreira, M., Moreau, A., Van Lier, J.B. och Van Der Graaf, J.H.J.M. 2011 Particle counting as a tool to predict filterability in membrane bioreactors activated sludge? *Water Science and Technology 64(1)*, 139-146.

Lundtofte reningsverk 2013 Material som givits till Sweco under studiebesök år 2013.

LYCO manufacturing 2013 [Online] Hämtat från: http://www.lycomfg.com/food-processing-equipment/liquid-solid-separation/one-drum-wastewater-screen/ 24/10-2013.

Makie, H. 2012 Uppströmsarbete Lundåkraverket, Landskrona, Nord- Skåne VA (NSVA).

Meng, F., Chae, S.-R., Drews, A., Kraume, M., Shin H.-S., och Yang, F. 2009 Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): membrane fouling and memebran material. *Water Research, 43(6), 1489-1512.*

Meng, F., Zhang, H., Yang, F., Li, Y., Xiao, J., och Zhang, X. 2006. Effect of filamentous bacteria on membrane fouling in submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 272(12), 161-168.

Metcalf och Eddy 2003 *Wastewater engineering: treatment and reuse*. Publicerat av: *McGraw-Hill.*

Mino, T., van Loosdrecht M.C.M.,och Heijnen J.J 1998. Microbiology and biochemistry of the enchanced biological phosphate removal process. Water Research., 32(11), 3193-3207.

Monclús Sales, H. 2011 *Development of a decision support system for the integrated control of membrane bioreactors.* Examensarbete, Institution för experimentella vetenskaper och hållbarhet, Girona Universitet, Spanien.

Nagaoka, H., Yamanishi, S., och Miya, A. 1998. Modelling of biofouling by extracellular polymers in a membrane separation activated sludge system. *Water Science and Technology, 38, 497-504.*

NORSK VANN 2009 *Veiledning for dimensjonering av avlopsrenseanlegg. Norsk Vann rapport 169-2009*. Publicerat av: *Norsk Vann BA,* Hamar.

NSVA 1999 Rapport till Länsstyrelsen- Fastställande av slutliga villkor för utsläpp av behandlat avloppsvatten avseende Lundåkraverket. Publicerat i: Helsingborg NSVA:s huvudkontor.

Parada-Albarracín J-A., Marin, E., Pérez J.I., Moreno, B. och Gómez A. Evolution of filamentous bacteria during urban wastewater treatment by MBR. 2012 *Journal of Environmental Science and Health*, Part A (2012), 47, 863-872.

Pearce, G. 2008 Introduction to membranes–MBRs: Manufacturers' comparison: part 1. Filtration & *Separation* 45(2), 28-31.

Radjenovich, J., Matosic, M., Mijatovic, I. och Petrovic, M. 2008 Membrane Bioreactor (MBR) as an Advanced Wastewater Treatment Technology. In: Barcelo, D. (Editor); Petrovic, M. (Editor) 2008: Emergin Contiaminants from Industrial and Municipal Waste. *The Handbook of Environmental Chemistry.* Berlin-Heidelberg, 37-101.

Rosenberger, S., Evenblij, H., te Oele, S., Wintgens, T., och Laabs, C. 2005 The importance of liquid phase analyses to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes – six case studies of different European research groups. *Journal of Membrane Science,* 263, 113-126.

Rosenberger, S., Kruger, U., Witzig, R., Manz, W., Szewzyk, U., och Kraume, M. 2002. Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water. *Water Research*, 36, 413-420.

Shang, C., Wong, H. M., och Chen, G. 2005. Bacteriophage MS2 removal by submerged membrane bioreactor. *Water research*, 30, 2385-2392.

Sommariva, C., Comite, A., Capannelli, G., och Bottino, A. 2007 Relationship between biofouling and recovery ration: the theoretical approach and one experimental case. *Desalination, 204 (1-3), 175-180.*

Spérandio, M., Massé, A., Espinosa-Bouchot, M. C., och Cabassud, C. 2005. Characterization of sludge structure and activity in submerged membrane bioreactor. *Water Science and Technology, 52(10-11), 401-408.*

Swedhandling 2013 *Stockholms framtida avloppsrening- Henriksdals vattenrening-Förstudie.* Förstudie från Sweco till Stockholm Vatten, Stockholm.

Söhr, S., Ek, M., och Bengtsson, J. 2013 Pilot plant experiences with MBR technology and treatment of pharmaceuticals at Himmelfjärden WWTP. *Presented at NORDIWA conference 9/10-2013*, Malmö, Sweden.

Toray Industries 2013. MBR Technology explained [Online] Tillgänglig på: http://www.toraywater.com/products/mbr/mbr_002.html] Citerad: 19/9-2013.

Tykesson, E. 2002 Combined biological- and chemical phosphorus removal in wastewater treatment. Swedish experience and practical application of phosphorus-release batch test. Report: TVVA-3007 Doktorsavhandling, Institutionen *Department of Water and Environmental Engineering*. Lund University.

Tykesson, E. och Jansen la C. J. 2005 Evaluation of laboratory batch test for enhanced biological phosphorous removal. *Vatten*. vol 61, nr 1, s.43-50.

Vallero, M. V. G., Lettinga, G., och Lens, P. N. L. 2005 High reat sulfate reduction in a submerged anaerobic membran bioreactor (SAMBAT) at high salinity. *Journal of Membrane Science,* 253, 217-232.

Water Chemistry 2013, Mountain Empire Community College [Online] Tillgänglig på: http://water.me.vccs.edu/courses/ENV115/chlorine.htm. Citerad 18/9-2013.

Valuta.se 2013 [Online] Hämtat från www.valuta.se Citerad 12/12-2013.

Veolia Water 2013 [Online] Hämtat från: http://www.veoliawaterst.com/biodenipho-biodenitro/en/technical_details.htm 1/10-2013.

Verrecht, B., Judd, S., Guglielmi, G., Mulder, J. W., och Brepols, C. 2008 An aeration energy model for an immersed membrane bioreactor. *Water Research*, 42, 4761-4770.

Wigen Water Technologies 2013. Membrane Bioreactor systems. [Online] Hämtad från: http://www.wigen.com/products/membrane-bioreactor-systems.php Citerad: 19/9-2013.

Zhang, S. T., Qu, Y. B., Liu, Y. H. Yang, F. L., Zhang, X. W., Furukawa, K. 2005 Experimental study of domestic sewage treatment with a metal membrane bioreactor. *Desalination*, 177, 83-93.

INNEHÅLLSFÖRTECKNING APPENDIX

APPENDIX 1
DEL A HOLLOW SHEET™ DATABLAD 1
DEL B BERÄKNINGAR PÅ UTSLÄPP FRÅN LUNDÅKRAVERKET 2
DEL C VOLYMBERÄKNINGAR FÖR EN LÖSNING MED FÖRSEDIMENTERING 3
DEL C.1 Nitrifikationsvolym med försedimentering 6
DEL C. 2 Volymberäkning för en lösning utan försedimentering 7
DEL D ENERGIÅTGÅNG OCH ELTILLÄGG 9
DEL E SPECIFIKA LUFTNINGSBEHOVET 10
DEL F KEMIKALIEÅTGÅNG 11

APPENDIX

DEL A HOLLOW SHEET™ DATABLAD

Produktdatablad för Alfa Lavals Hollow Sheet™ visas i figur I.

Alfa Laval Membrane Filtration Modules for membrane bioreactors are available in the following standard sizes:

Module designation	MFM 100	MFM 200	MFM 300
Membrane area m^2/ft^2	154/1658	308/3315	462/4973
Number of stacked sections	1	2	3
Liquid capacity (volume displacement) l/gallons	311/89	606/178	900/266
Weight (dry) kg/lbs	379/836	721/1590	1053/2320
Packing density ratio m^2 membrane/m^2 footprint – (ft^2/ft^2)	129	258	388

Dimensions

	MFM 100	MFM 200	MFM 300
Width, A mm/inches	1122/44.2	1122/44.2	1122/44.2
Depth, B mm/inches	1062/41.8	1062/41.8	1062/41.8
Height, C mm/inches	1600/63	2878/113	3900/154

Scouring Air requirements	MFM 100	MFM 200	MFM300
Nl/m^2/min.	8-9	4-5	3-4

Other standard modules of 25 or 50 and 100 m^2 are available for smaller flows.

Module data

Membrane type	MFP2
Membrane pore size	0.20 µm

Operating data

Typical TMP during operation	0.01-0.04 bar / 0.15-0.58 psig
Typical net flux range	10-30 LMH*/6-18 gfd*
Maximum temperature	50°C / 122 °F
pH range	1–11

*Depending on actual wastewater conditions and composition

Materials data

Module frame	AISI 316 stainless steel
Permeate and aerator piping	AISI 316 stainless steel
Membrane element and spacer	Polypropylene (PP)
Membrane	Polyvinylidene fluoride (PVDF)
Aerator type	Stainless steel piping – diffuser of the coarse bubble type
Connection at air inlet	2 inch BSP/NPT
Connection at permeate outlet	2 inch BSP/NPT

Figur I. Alfa Lavals produktdatablad för Hollow Sheet. (Alfa Laval, 2013)

DEL B BERÄKNINGAR PÅ UTSLÄPP FRÅN LUNDÅKRAVERKET

$$Dim_{näringsämne/avloppsvatten} = Dim_{pe} * Spec.belast. \quad (26)$$

$Dim_{näringsämne/avloppsvatten}$ = Dimensionerad mängd näringsämne eller avloppsvatten i kg per dag eller m^3 avloppsvatten per dag

Dim_{pe} = Dimensionerad personekvivalent

Spec. belast. = Specifik belastning i kg ämne eller m^3avloppsvatten per person och dag

Specifik belastning:

BOD_7 = 0,060 kg/p*d

Tot-N = 0,012 kg/p*d

Tot-P = 0,002 kg/p*d

Avloppsvatten = 0,230 m^3/p*d

Dimensionerad personekvivalent:

Enligt ansökan ska den genomsnittliga veckobelastningen motsvara 82 000 pe. Detta ger följande dimensionerade belastningar till Lundåkraverket i framtiden:

$$BOD_{7\,dim} = 0{,}060 * 82\,000$$

$$= 4\,920\ kg\ BOD_7/dag$$

$$Tot-N_{dim} = 0{,}012 * 82\,000$$

$$= 984\ kg\ Tot-N/dag$$

$$Tot-P_{dim} = 0{,}002 * 82\,000$$

$$= 164\ kg\ Tot-P/dag$$

$$Avloppsvatten_{dim} = 0{,}23 * 82\,000 * 365$$

$$= 6{,}88\ miljoner\ m^3/år\ eller\ 18\,860\ m^3/dag$$

BOD_{7dim} = Dimensionerande mängd BOD_7 per dag

$Tot\text{-}N_{dim}$ = Dimensionerande mängd totalkväve kg per dag

$Tot\text{-}P_{dim}$ = Dimensionerande mängd totalfosfor kg per dag

$Avloppsvatten_{dim}$ = Dimensionerande mängd avloppsvatten per år eller dag

DEL C VOLYMBERÄKNINGAR FÖR EN LÖSNING MED FÖRSEDIMENTERING

För att få ut mängden totalkväve som ska denitrifieras används ekvation 7.

$$N_{Dn} = N_{in} - N_{inert} - N_{\ddot{o}s} - N_{ut} \qquad (7)$$

N_{dn} = Mängden kväve i kg per dygn som måste denitrifieras

N_{in} = Mängden kväve i kg per dygn från det inkommande avloppsvattnet som kommer in till det biologiska steget

$N_{\ddot{o}s}$ = Mängden kväve i kg per dygn som assimileras i slammet och med överskottslamuttag avskiljs.

N_{ut} =Kravet på mängden kväve i kg per dygn i utgående vatten från det biologiska stegets sedimentering

N_{inert} = Mängden kväve i kg per dygn som inte går att omvandla i reningsprocessen

För att kunna beräkna N_{in} behövs det göras ett antagande:

1. I förbehandlingen reduceras till det en viss mängd totalkväve. Ett vanligt antagande som görs är att ~10 % reduceras i detta reningssteg. Är inklusive rejektvatten. Fransén (2013)

Detta ger denna beräkning med ekvation 8 och 9:

$$N_{in} = N_{total} * 0{,}9 \qquad (8)$$

$$N_{in} = 750 * 0{,}9$$

$$N_{in} = 675\ kg\ tot - N/dag$$

För att kunna beräkna N_{inert} behövs det göras ett antagande:

1. 2.5% av den totala mängden kvävet är inert. ATV (2000)

$$N_{inert} = N_{total} * 0{,}025 \qquad (9)$$

$$N_{inert} = 18{,}8\ kg\ tot - N/dag$$

N_{ut} beräknas genom att utgående koncentration av totalkväve är känd, är ~10 mg tot-N/l, står som C_{totN} nedan i ekvation 10. Sedan var den predikterade mängd utsläpp avloppsvatten 6.5 miljoner m^3 per år till år 2035, står som V_{tot}. Därför om ekvation 10 följs fås utsläppsmängden tot-N per dag ut:

$$N_{ut} = \frac{C_{tot-N} * V_{tot}}{365} \qquad (10)$$

$$N_{ut} = \frac{0{,}01 * 6{,}5 * 10^6}{365}$$

N_{ut} = 178,1 kg Tot-N/dag

N_{ut} = Kvävemängden i utgående avloppsvatten i kg per dygn

$C_{tot\text{-}N}$ = Koncentrationen kväve i utgående avloppsvatten i kg/m^3

V_{tot} = Totala volymen i m^3 avloppsvatten per år

För att kunna beräkna $N_{ös}$ behövs en slamproduktion mängd i kg VSS/kg BOD_7. Enligt ATV (2000) är denna 0,8 kg SS/kg BOD5 vilket görs om till 0.7 kg SS/kg BOD_7. Dock ska denna göras om till kg VSS. Detta gör med ekvation 11.

Detta gör med ekvation 11.

$$Slam_{p\ i\ VSS} = Andel_{VSS/SS} * Slam_{p\ i\ SS} \quad (11)$$

$Slam_{p\ i\ VSS}$ = Slamproduktion i kg VSS per kg BOD_7

$Andel_{VSS/SS}$ = Förhållande mellan VSS och SS brukar vara 75 % (0,75)

$Slam_{p\ i\ SS}$ = Slamproduktion i kg SS per kg BOD_7

$$VSS = 0{,}75 * 0{,}7$$

$$VSS = \ 0{,}5\ kg\ VSS/kg\ BOD_7$$

Därefter eftersom en del BOD släpps ut från reningsverket måste denna mängd tas i beaktande. BOD_7 mängden ut sattes till 5mg/l. Detta görs med följande ekvation 12*

$$BOD_{7\ ut} = Volym * konc.BOD_7$$

$$BOD_{7\ ut} = \frac{6{,}5 * 10^6}{365} * \ 0{,}005$$

$$BOD_{7\ ut} = 89\ kg\ BOD_7/dag$$

Därefter multipliceras detta med slamproduktionsmängden:

Därefter kan producerad slammängd beräknas med ekvation 12:

$$m_{slam} = BOD_{7\ in} * Slam_{p\ i\ VSS} - BOD_{7\ ut} * Slam_{p\ i\ VSS} \quad (12)$$

$BOD_{7\ in}$ = Mängd BOD_7 in i biosteget i kg per dag. 40 % av BOD_7 avskiljs i försedimenteringen därav 0,6.

$$m_{slam} = \ 4300 \ * \ 0{,}6 \ * \ 0{,}5 \left[kg \frac{VSS}{kg} BOD_7\right] - 89 * 0{,}5$$

$$m_{slam} = \ 1\ 246\ kg\ VSS/dag$$

m_{slam} = producerad slammängd kg VSS per dygn.

$BOD_{7\,in}$ = Den mängd BOD_7 som kommer in i biosteget

Därefter antogs en totalkvävehalt på 8 % (0,08) av den totala mängden slam efter ha gjort en uppskattning av de värden som finns i slammet idag. Fransén (2013) Detta kan beräknas med ekvation 13:

$$N_{\ddot{o}s} = m_{slam} * 0{,}08 \qquad (13)$$

$$N_{\ddot{o}s} = 1246 * 0{,}08$$

$$N_{\ddot{o}s} = 99{,}7\ kg\ tot - N/dag$$

$N_{\ddot{o}s}$ = kvävemängden i överskottslam i kg per dygn

Slutligen för att kunna beräkna den volym som behövs för att denitrifiera kvävet används sambanden nedan (Fredriksson 2010):

$$V_{dn} = \frac{Ndn}{DN_{kapacitet}} \qquad (14)$$

$$DN_{kapacitet} = VSS_{halt} * DN_{hastigheten} \qquad (15)$$

$$V_{dn} = \frac{N_{dn}}{VSS_{halt} * DN_{hastigheten}} \qquad (16)$$

DN_{volym} = denitrifikationsvolym i m^3

N_{dn} = mängden kväve som behövs denitrifieras i kg NO_3-N per dygn

$DN_{kapacitet}$ = Denitrifikationskapacitet i kg NO_3-N per m^3 och dygn

VSS-halt = aktivslamhalt i kg VSS per m^3. Aktivslamhalten kan anpassas och ändras, i detta exempel sattes detta värde till 8 kg SS/m^3 eller 6 kg VSS/m^3 som används här. Rosenberger et al. (2008)

$DN_{hastigheten}$ = Denitrifikationshastigheten i kg NO_3-N per kg VSS och dygn. Denitrifikationshastigheten vid 10 grader ^oC i avloppsvatten (~minimitemperaturen för avloppsvattnet på Lundåkraverket) var enligt Jansen (1991) 1,2 mg NO_3-N/g VSS och timma. Däremot har en säkerhetsmarginal lagts till och därför användes 1,5 mg NO_3-N/g VSS och timma i beräkningarna.

Värdet på N_{dn} erhålls med ekvation 7.

$$N_{dn} = 675 - 18{,}8 - 99{,}7 - 178{,}1 \qquad (7)$$

$$N_{dn} = 378{,}4\ kg\ Tot - N/dag$$

Med detta kan nu ekvation 16 beräknas.

$$V_{dn} = \frac{378{,}4}{6 * 0{,}0015 * 24} \qquad (16)$$

$$V_{dn} = 1\,751\ m^3$$

Den volym som krävs för att denitrifiera kvävet är 1 751 m^3.

DEL C.1 NITRIFIKATIONSVOLYM MED FÖRSEDIMENTERING

För att kunna beräkna nitrifikationsvolymen används ekvation 17 (Jansen, 1991):

$$V_n = \frac{Slamålder * m_{slam}}{SS_{halt}} \qquad (17)$$

Slamålder = slammets uppehållstid i antal dygn

SS-halt = Aktivslamhalten i kg SS per m^3

Därför ansattes 0,7 kg SS/BOD_7 (0,8 kg SS/BOD_5 ATV) För att kunna beräkning nitrifikationsvolymen används ekvation 17 (Jansen , 1991):

$$V_n = \frac{Slamålder * m_{slam}}{SS_{halt}}$$

Slamproduktionen tog fram enligt följande:

$$m_{slam} = Slam_{p\ i\ SS} * BOD_{7\ in} - Slam_{p\ i\ SS} * BOD_{7\ ut}$$

$$m_{slam} = 0{,}7 * 4\,300 * 0{,}6 - 0{,}7 * 89$$

$$m_{slam} = 1744\ kg\ SS/d$$

Slamålder i detta fall antogs till 10 dagar enligt ATV (2000). SS-halten antogs till 8 kg SS/m^3. Rosenberger et al. (2008) Slutligen kan nitrifikationsvolymen beräknas:

$$V_n = \frac{10 * 1744}{8}$$

$$V_n = 2\,180\ m^3$$

Detta ger en totalvolym för denitrifikation och nitrifikation på:

$$V_{n+dn} = 1\,751 + 2\,180$$

$$V_{n+dn} = 3931\ m^3$$ (Biodenitrotank = 7 500 m^3)

DEL C.2 VOLYMBERÄKNING FÖR EN LÖSNING UTAN FÖRSEDIMENTERING

Denitrifikationsvolymen kommer ändras då kvävemängden in i biosteget är samma som kvävemängden in på reningsverket. Om ekvation 18 används:

$$N_{in} = N_{total} \qquad (18)$$

$$N_{total} = 750\ kg\ tot - N/dag$$

$$N_{in} = 750\ kg\ tot - N/dag$$

För att kunna beräkna $N_{ös}$ behövs en slamproduktion mängd i kg VSS/kg BOD_7. Enligt ATV (2000) är denna 1,1 kg SS/ kg BOD5 vilket ger 1 kg SS/kg BOD_7. Dock ska denna göras om till kg VSS. Detta gör med ekvation 11.

$$Slam_{p\ i\ VSS} = Andel_{VSS/SS} * Slam_{p\ i\ SS} \quad (11)$$

$Slam_{p\ i\ VSS}$ = Slamproduktion i kg VSS per kg BOD_7

$Andel_{VSS/SS}$ = Förhållande mellan VSS och SS brukar vara 75 % (0,75)

$Slam_{p\ i\ SS}$ = Slamproduktion i kg SS per kg BOD_7

$$VSS = 0{,}75 * 1$$

$$VSS = 0{,}75\ kg\ VSS/kg\ BOD_7$$

Därefter multipliceras detta med slamproduktionsmängden:

Därefter kan producerad slammängd beräknas med ekvation 12:

$$m_{slam} = BOD_{7\ in} * Slam_{p\ i\ VSS} - BOD_{7\ ut} * Slam_{p\ i\ VSS} \qquad (12)$$

$BOD_{7\ in}$ = Mängd BOD_7 in i biosteget i kg per dag. 40 % av BOD_7 avskiljs i försedimenteringen utan försedimentering är det ungefär oförändrat därav 1.

$$m_{slam} = 4300 * 1 * 0{,}75 \left[kg \frac{VSS}{kg} BOD_7\right] - 89 * 0{,}75$$

$$m_{slam} = 3158\ kg\ VSS/dag$$

m_{slam} = producerad slammängd kg VSS per dygn.

$BOD_{7\ in}$ = Den mängd BOD_7 som kommer in i biosteget

$BOD_{7\ ut}$ = Den mängd BOD_7 som kommer in i biosteget

Därefter antogs en totalkvävehalt på 8 % (0,08) av den totala mängden slam efter ha gjort en uppskattning av de värden som finns i slammet idag. Fransén (2013) Detta kan beräknas med ekvation 13:

$$N_{ös} = m_{slam} * 0{,}08 \qquad (13)$$

$$N_{ös} = 3158 * 0{,}08$$

$$N_{ös} = 252{,}6\ kg\ tot - N/dag$$

Därefter kan ekvation 19 användas:

$$N_{dn} = 750 - 18{,}8 - 252{,}6 - 178{,}1 \qquad (19)$$

$$N_{dn} = 300{,}5\ kg\ tot - N/dag$$

Med detta kan nu ekvation 16 beräknas.

$$V_{dn} = \frac{300{,}5}{6 * 0{,}0015 * 24} \qquad (16)$$

$$V_{dn} = 1\,391\ m^3$$

Den volym som krävs för att denitrifiera kvävet är 1 391 m^3.

ATV (2000) är 1,1 kg SS/BOD5 ett rimligt värde, görs om till 1,0 kg SS/BOD7.

Slamproduktionen blir följande:

$$m_{slam} = Slam_{p\ i\ SS} * BOD_{7\ in\ utan\ försed.} \qquad (20)$$

$BOD_{7in\ utan\ försed.}$ = BOD_7-mängden som kommer in till biosteget, denna gång är det ingen reducering som i beräkningen med försedimenteringen.

$$m_{slam} = 1 * 4\,300 - 89 * 1$$

$$m_{slam} = 4\,211\ kg\ SS/d$$

$$V_n = \frac{Slamålder * m_{slam}}{SS_{halt}}$$

$$V_n = \frac{10 * 4211}{8}$$

$$V_n = 5264\ m^3$$

Detta ger en totalvolym på för denitrifikation och nitrifikation på:

$$V_{n+dn} = 1\,391 + 5264$$

$$V_{n+dn} = 6\,655\ m^3 \qquad \text{(Biodenitrotank = 7 500m}^3\text{)}$$

DEL D ENERGIÅTGÅNG OCH ELTILLÄGG

$$E_{tot} = E_{åtgång} * Q_{tot} \qquad (21)$$

$$E_{tot\,min} = 0{,}17 * 6{,}5 * 10^6$$

$$E_{tot\,min} = 1{,}105 * 10^6 kWh/år$$

$$E_{tot\,max} = 0{,}20 * 6{,}5 * 10^6$$

$$E_{tot\,max} = 1{,}30 * 10^6\ kWh/år$$

Enligt Judd (2011) kostar energi cirka 0,0918 €/kWh ~ 0,83 kr/kWh. Växlingskursen från Euro till Svenska kronor är från 12/12-2013 enligt valuta.se (2013). Växlingskursen var 9,02 kr/€.

Detta ger en påläggskostnad att inför membran på:

$$E_{tillägg\,min} = 0{,}83 * 1{,}105 * 10^6$$

$$E_{tillägg\,min} \sim 917\,000\ kr/år$$

$$E_{tillägg\,max} = 0{,}83 * 1{,}30 * 10^6$$

$$E_{tillägg\,max} \sim 1\,079\,000\ kr/år$$

Detta ger ett energipåslag för införande av MBR på Lundåkraverket på mellan 917 000 – 1 079 000 kr/år exklusive kostnad för pumpkostnad ökad återcirkulation

Enligt Alfa Laval (2013) har varje MFM 300 modul en luftåtgång på 95 Nm^3/h vilket ger oss en total luftförbrukning på 10 640 Nm^3/h för de 112 MFM 300 modulerna. Vanligen dimensioneras Hollow Sheet™ luftförbrukning till 85 % av dess maximala kapacitet.

Beräkningen för den totala luftförbrukningen gjordes på detta sätt:

$$A_{modul} = 462\ m^2$$

$$P_{luft\,tim} = 4\ {}^{Nl}/_{m^2 * min} * 60$$

$$K_{dim} = 0{,}85\ (85\%)$$

$$P_{luft\,tot} = A_{modul} * P_{luft\,tim} * K_{dim} * n_{modul} \qquad (22)$$

$$P_{luft\,tot\,per\,modul} = 462 * 4 * 60 * 0{,}85$$

$P_{luft\,tot\,per\,modul} = 94248\ \frac{Nl}{h} \sim 95\ \frac{Nm^3}{h}$ (avrundar uppåt för att vara på den säkra sidan)

$$P_{luft\,tot} = 95 * 112 \text{ st moduler}$$

$$P_{luft\,tot} = 10\,640\ \frac{Nm^3}{h}$$

DEL E SPECIFIKA LUFTNINGSBEHOVET

SAD_p beräknas enligt formeln:

$$SAD_p = \frac{Q_g}{J * A_m} \qquad (5)$$

Q_g = luftflöde [m^3/h]

A_m = membranytan [m^2]

J = fluxet [m^3/h*m^2]

$$Q_g = 10\,640\ Nm^3 luft\ per\ timme$$

$$J = 0{,}01797\ \frac{m^3}{m^2 * h}$$

$$A_m = 51\,744\ m^2 \text{ membranyta}$$

$$SAD_p = \frac{10\,640}{0{,}01797 * 51\,744}$$

$$SAD_p = 11{,}4 \frac{Nm^3 luft}{m^2 membran * h}$$

DEL F KEMIKALIEÅTGÅNG

Tabell I. Potentiell kemikalieförbrukning baserat på Lundtofte reningsverks siffror.

Periodisk rengöring	Användning i genomsnitt (ml/m^3) Lundtofte (2013)	Total förbrukning per år (l/år)
NaOCL (Hypoklorit)	2,0	13 000
Citronsyra	4,6	29 900
Saltsyra	3,5	22 750

Tabell II. Kostnad för citronsyra, hypoklorit och saltsyra.

Rengöringskemikalie	Kostnad [kr/ton]
Citronsyra 50 vol-% (Guerra, 2010)	6855
Hypoklorit 14 vol-% (Guerra, 2010)	2291
Saltsyra 30 vol-% (Swedhandling, 2013)	2750

$$K_{tot\ kem} = P_{Pris} * Q_{kem} * K_{prop} \qquad (23)$$

$$Q_{citronsyra} * K_{prop}\ \left[\frac{ton}{\text{år}}\right] = 29{,}9 * 1{,}25$$

$$Q_{citronsyra} * K_{prop} \left[\frac{ton}{\text{år}}\right] = 37{,}4\,\frac{ton}{\text{år}}$$

$$K_{citronsyra}[€] = 760\ \left[{}^{€}/_{ton}\right] * 29{,}9 * 1{,}25$$

$$K_{citronsyra}[€] = 28\,405\ € * 9{,}02\ \left[{}^{kr}/_{€}\right]$$

$$K_{citronsyra}\left[\frac{kr}{\text{år}}\right] = 256\,000\ \frac{kr}{\text{år}}$$

$$Q_{hypoklorit} * K_{prop}\left[\frac{ton}{\text{år}}\right] = 13 * 1{,}25$$

$$Q_{hypoklorit} * K_{prop}\left[\frac{ton}{\text{år}}\right] = 16{,}3\ \frac{ton}{\text{år}}$$

$$K_{hypoklorit}[€] = 254\ \left[{}^{€}/_{ton}\right] * 13\ *1{,}25$$

$$K_{hypoklorit}[€] = 4127€ * 9{,}02\ \left[{}^{kr}/_{€}\right]$$

$$K_{hypoklorit}\ [\frac{kr}{\text{år}}] = 37\,000\ \frac{kr}{\text{år}}$$

Kostnad för saltsyra per ton var enligt Swedhandling (2013) 2 750 kr/ton.

$$Q_{saltsyra} * K_{prop} \left[\frac{ton}{\text{år}}\right] = 28{,}4 \ \frac{ton}{\text{år}}$$

$$K_{saltsyra}[kr] = 2\ 750 \ \left[\frac{kr}{ton}\right] * 22{,}75 * 1{,}25$$

$$K_{saltsyra}[kr] = 78\ 000 \ \frac{kr}{\text{år}}$$

Detta ger en totalkostnad på:

$$K_{tot} = K_{hypoklorit} + K_{citronsyra} + K_{saltsyra} \quad (24)$$

$$K_{tot} = 256\ 000 + 37\ 000 + 78\ 000$$

$$K_{tot} = 371\ 000\ kr/\text{år}$$