

# ENERGIEFFEKTIVISERING AV FØRSTEINNDAMPERS SEPARASJONSPROSESS VED HJELP AV MEMBRANER - EN MULIGHETSSTUDIE GJORT FOR CHEMRING NOBEL AS

MEMBRANES USED TO MAKE THE SEPARATION PROCESS OF THE FIRST  
EVAPORATOR MORE ENERGY EFFICIENT - A FEASIBILITY STUDY DONE FOR  
CHEMRING NOBEL AS

MARI LANGE

UNIVERSITETET FOR MILJØ- OG BIOVITENSKAP  
INSTITUTT FOR MATEMATISKE REALFAG OG TEKNOLOGI  
MASTEROPPGAVE 30 STP. 2013



## Forord

Denne masteroppgaven markerer slutten på mitt studieopphold ved Universitetet for miljø- og biovitenskap (UMB). Den er siste del av en 5-årig master i teknologi - maskin, prosess og produktutvikling. Oppgavens omfang er på 30 studiepoeng.

Jeg vil takke min veileder ved UMB, professor John Mosbye, for all støtte og rådgivning gjennom arbeidet med oppgaven. I tillegg vil jeg takke førsteamanuensis Odd-Ivar Lekang, som gjennom våren har bidratt med mange gode innspill.

En stor takk rettes til Lasse Blom hos Chemring Nobel AS, som har gitt tema for oppgaven og gladelig delt av sin kunnskap om sprengstoffproduksjon og membraner.

Sist, men ikke minst, vil jeg takke mamma og pappa for korrekturlesing, oppmuntring og moralsk støtte når enn det har vært nødvendig.

Takk!

Universitetet for miljø- og biovitenskap  
10. mai 2013

---

Mari Lange

## Sammendrag

Chemring Nobel AS (CHN) produserer for tiden sprengstoff ved sitt anlegg på Sætre i Buskerud. Fremstillingen av sprengstoff er en risikabel prosess, og produksjonen er spredd utover flere ulike hus over et stort område ute ved Drammensfjorden. Et av disse husene er syregjenvinningsfabrikken (A-hus). Inn til syregjenvinningsfabrikken kommer en løsning bestående av eddiksyre, vann og løst sprengstoff. Denne løsningen splittes i løpet av prosessen i A-hus i sine respektive komponenter.

Slik anlegget drives i dag, skilles eddiksyre og vann fra resten av fødingen ved hjelp av en inndamper. Per dags dato bruker CHN hvert år i overkant av tre millioner kroner på å produsere dampen som må til for å få til denne separasjonsprosessen. Denne kostnaden ønsker CHN å redusere, fortrinnsvis ved å installere membranfiltrering i syregjenvinningsfabrikken.

Oppgaven er gitt av CHN, som ønsker å undersøke mulighetene for å installere membraner til å filtrere løsningen som kommer inn til syregjenvinningsfabrikken. I arbeidet med oppgaven er det fokusert på å finne ut hvor mye energi som kan spares ved å fjerne vann fra fødingen før inndamperen. Dette fordi vann krever ekstremt mye tilført energi for å fordampe, samtidig som inndamperen er nødvendig for å sikkert skille eddiksyre, som brukes igjen, fra sprengstoffet i fødingen. Det er også undersøkt om sprengstoffrester kan fjernes fra fødingen ved å filtrere med membraner som skiller eddiksyre fra sprengstoffmolekylene.

Det er gjennomført litteratursøk for å finne relevant membranteori og artikler angående forskning tidligere gjort på membraner. I tillegg er membranprodusenter verden over sjekket og kontaktet for å høre om de har membraner som kan brukes i CHNs syregjenvinningsfabrikk.

Konklusjonen med oppgaven er at det potensielt er mye energi å spare i syregjenvinningsfabrikken hos CHN. Selv om det per i dag ikke finnes produsenter som anbefaler å bruke deres membraner til å fjerne vann fra den sure fødingen, anbefales CHN å fortsette søket etter en passende membran, eventuelt starte et pilotforsøk med en eller flere membraner som er tilgjengelige i dag, for å se hvordan de reagerer på fødingen.

## Abstract

Chemring Nobel AS (CHN) is today producing explosives at their plant at Sætre in Buskerud. The production of the explosives is a risky process. Due to the risk of explosion the production is spread over different houses in a relatively big area. One of these houses is the acid recovery factory. A solution of acetic acid, water and explosives enters this house. During the solution's progress through A-house, it is separated into its different components.

Today acetic acid and water is separated from the explosives by evaporation. To produce the steam needed for this separation process, CHN uses more than three million NOK every year. This is an expense CHN wants to reduce. Hopefully that is achievable if a membrane filtration system is installed in the acid recovery factory.

The topic for this Master's thesis is given by CHN, who wanted to explore their opportunity of installing membranes to filtrate the solution in the acid recovery factory. It has been focused on how much energy can be saved if water is removed from the solution before entering the evaporator. The reason for this approach is the high amount of energy needed for water to evaporate. To still be sure of the separation of acetic acid and the explosives, the evaporator is kept in the factory. It is also investigated if the solution can be filtrated through membranes to remove acetic acid and water away from the explosives and by this completely avoid the use of the evaporator.

Searches for relevant membrane theory and scientific articles concerning research done on membranes have been done thoroughly. In addition to this, membrane producers all over the world have been contacted during the last few months to see if any of them can provide membranes usable in CHNs acid recovery factory.

The conclusion to this Master's thesis is that CHN potentially can save a lot of energy. Even though none of today's membrane producers advice using their membranes for CHNs acid recovery factory, CHN is recommended to keep searching for a fitting membrane. They can also consider doing pilot testing on one or more of the membranes that are available now, to see how they react on the acetic solution in CHN's factory.

## Innholdsfortegnelse

Forord.....	I
Sammendrag.....	II
Abstract.....	III
Innholdsfortegnelse.....	IV
Symbolliste.....	V
Ordliste.....	V
1 Innledning.....	1
1.1 Om Chemring Nobel AS - CHN.....	1
1.2 Kort prosessbeskrivelse.....	2
1.3 Oppgaven.....	4
2 Teori.....	7
2.1 Membranterminologi.....	7
2.2 Historie.....	8
2.3 Membraners virkemåte.....	9
2.4 Membrantyper.....	13
2.5 Nødvendige bestanddeler i membranfiltreringsanlegg.....	16
2.6 Scaling / fouling.....	18
2.7 Membranmaterialer.....	18
2.8 Membranoppbygging.....	20
2.9 Fordeler og ulemper ved membranfiltrering.....	24
2.10 Formler.....	25
2.11 Sprengstoffproduksjon hos CHN.....	27
2.12 Teorigrunnlag for energiberegninger.....	31
3 Materialer og metoder.....	33
3.1 Mulighetsstudie.....	33
3.2 Litteratursøk.....	33
3.3 Membranleverandører.....	35
3.4 Energiberegninger.....	35
3.5 Alternative løsninger.....	36
3.6 Feilkilder.....	36
4 Resultater og diskusjon.....	37
4.1 Begrunnelser for startantakelser.....	37
4.2 Dagens faktiske drift av anlegget.....	41
4.3 Energiforbruk etter fjerning av vann.....	42
4.4 Alternative løsninger.....	47
4.5 Membransøk.....	49
4.6 Potensielt membranlegg.....	53
4.7 Energiregnskap med membraner installert.....	57
4.8 Forventet permeatfluks.....	58
4.9 Pumpe til anlegget.....	61
4.10 CIP-system.....	66
4.11 Driftskostnader ved membranfiltreringsanlegg.....	68
5 Konklusjon.....	71
5.1 Forslag til videre arbeid.....	72
6 Vedlegg.....	75
7 Figuroversikt.....	77
8 Tabelloversikt.....	78
9 Referanseliste.....	79

## Symbolliste

Symbol	Forklaring	Enhet
A	Areal	m <sup>2</sup>
A <sub>p</sub>	Membranpermeabilitetskoeffisient for vann	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> h bar)
amu	Atomic mass unit	g/mol
c <sub>p</sub>	Spesifikk varmekapasitet	kJ/(kgK) eller kJ/(kg °C)
Da	Dalton	g/mol 1 Da = 1,66*10 <sup>-27</sup> kg 1 Da = 1 amu
η	Virkningsgrad	-
H <sub>f</sub>	Entalpi	kJ/kg
J	Fluks	l/m <sup>2</sup> , m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup>
m	Masse	kg
n	Mol	mol 1 mol = 6,022*10 <sup>23</sup> stk
p	Trykk	Bar, Pa, N/m <sup>2</sup> 1 bar = 100 kPa = 10 <sup>5</sup> N/m <sup>2</sup>
π	Osmotisk trykk	Bar, Pa, N/m <sup>2</sup>
Q	Volumstrøm	l, m <sup>3</sup>
R	Gasskonstant	0,0831447 (bar m <sup>3</sup> )/(kmol K)
T	Temperatur	K eller °C
V	Volum	l, m <sup>3</sup>
W	Effekt	W

## Ordliste

CHN – Chemring Nobel AS

CIP – "Cleaning in place", tilbakevaskesystem

HMX - Sprengstoff

MF – Microfiltration/mikrofiltrering

MWCO- Molecular weight cut off

NF – Nanofiltration/nanofiltrering

NFF – Normal flow filtration

PA - Polyamid

RDX - Sprengstoff

RO – Reverse osmosis/reversibel osmose

SDI – Silt densisty factor

TFC – Thin film composite/tynnfilmskomposit

TMP – Transmembrane pressure

UF – Ultrafiltration/ultrafiltrering

# 1 Innledning

Masteroppgaven går ut på å gjøre en "mulighetsstudium" for Chemring Nobel. De ønsker å finne ut om det er mulig å spare energi i syregjenvinningsfabrikken i anlegget sitt på Sætre i Buskerud. Verktøyet de ønsker å bruke er membraner, enten ved å bruke dem før førsteinndamper eller ved å erstatte hele førsteinndamperen med et membranfiltreringsanlegg.

Oppgaven går ut på å undersøke følgende:

- Er det teoretisk mulig å spare energi?
- Er det praktisk mulig å spare energi?

Det som undersøkes er hvilke typer membraner som vil kunne passe i anlegget. Det er også ønskelig å finne ut hvor mye energi som eventuelt kan spares.

## 1.1 Om Chemring Nobel AS - CHN

I årene 1862-63 fant Alfred Nobel (1833-1896) fram til en metode som gjorde det mulig å fremstille nitroglyserin i storskala. Denne metoden er opphavet til sprengstoffet dynamitt (Store Norske Leksikon 2005-2007).

Chemring Nobel AS' historie bunner i Nobels metode for fremstilling av nitroglyserin. I 1865 kjøpte tre norske forretningsmenn retten til å bruke Nobels patent på fremstillingsmåten av nitroglyserin, og dannet så Nitroglycerin Compagniet. Fabrikken på Sætre i Buskerud ble anlagt i 1875 og var klar for sprengstoffproduksjon i 1876. Fram til 1964 ble det produsert dynamitt der. Per dags dato produseres det fortsatt annet sprengstoff ved fabrikken.

Gjennom tidene har fabrikken på Sætre hatt flere ulike navn og eiere. Det siste navn- og eierskiftet skjedde i 2007, da det engelske selskapet Chemring Group PLC kjøpte opp fabrikken. De opprettet da et nytt selskap, Chemring Nobel AS. Dette er fortsatt navnet på fabrikken på Sætre.

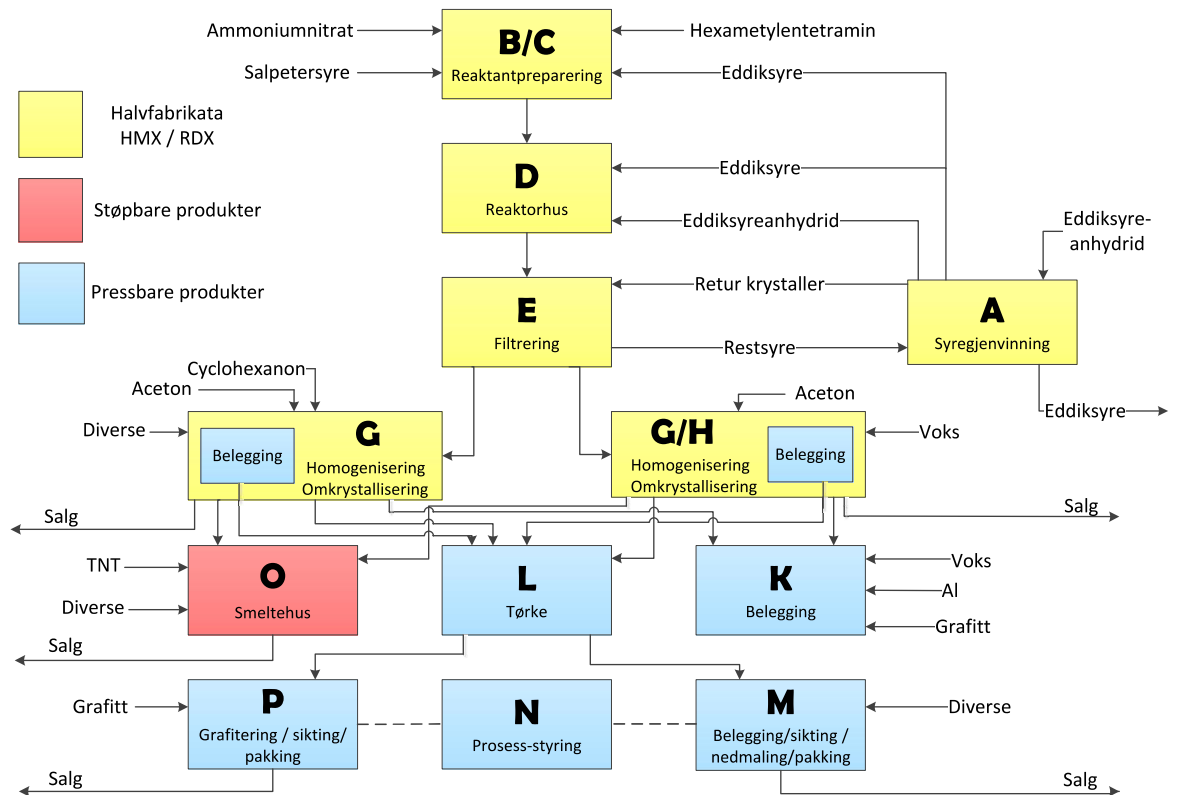
## 1.2 Kort prosessbeskrivelse

For tiden produserer CHN de krystallinske sprengstoffene HMX og RDX. Disse selges videre som halvfabrikata. På denne måten kan kundene selv tilpasse sprengstoffet til sitt bruk. CHNs kunder er både fra forsvarsindustrien og vanlig industri.

Sprengstoffproduksjonen foregår i flere trinn hos CHN. I hovedsak fremstilles sprengstoffet gjennom disse trinnene:

- Nitrering
- Filtrering
- Omkrystallisering
- Belegning (for spesialbestilt sprengstoff)
- Tørking
- Syregjenvinning

Denne oppgaven fokuserer på prosessen rundt inndamperen i syregjenvinningsfabrikken. Ut fra hvor de ulike prosessene foregår, deles CHNs fabrikk inn i forskjellige hus, som vist i figur 1. Syregjenvinningen foregår i A-hus.



Figur 1 Oversikt over de ulike husene hos CHN. Illustrasjon: CHN



Etter reaksjonen har gått i D-hus, befinner HMX og RDX seg i en løsning av eddiksyre og vann. Denne løsningen transporteres videre til E-hus. Der filtreres løsningen gjennom en filterduk. Sprengstoffkrystallene samles opp på duken, vaskes rene med eddiksyre og vann og tas ut til tørking. Etter tørking transporteres de under bakken til G/H-hus for videre prosessering. Eddiksyre, vann og noen andre løste stoffer går gjennom filterduken og transporteres videre i rør til A-hus.

Løsningen som kommer inn i A-hus har en temperatur på omtrent 60 °C. I dette huset går løsningen gjennom flere rensetrinn for å oppkonsentrere eddiksyre. Til å begynne med fjernes en del eddiksyre og vann fra løsningen ved hjelp av inndamping. Underveis i A-hus tas eddiksyre med 60 % konsentrasjon ut for å brukes til spylesyre i andre hus. Siste trinn i A-hus er destillasjon, hvor eddiksyre og vann skilles fullstendig fra hverandre. Fra dette trinnet er 100 % eddiksyre et av produktene. En del av denne eddiksyren brukes om igjen til sprengstoffproduksjon, mens resten selges til kunder utenfor CHN.

Slik anlegget er i dag, har A-hus to inndampere, som kalles første- og andreinndamper. Løsningen fra E-hus kommer først til førsteinndamper. Her dampes 70 % eddiksyre og vann av. Inndamping er den foretrukne separasjonsmetoden hos CHN fordi det er den sikreste måten å unngå at løst sprengstoff følger eddiksyre og vann videre i renseprosessen. Inndamping er en svært energikrevende prosess, og CHN ønsker å redusere dette energiforbruket betraktelig.

## 1.3 Oppgaven

Denne oppgaven er en mulighetsstudie for å finne ut om det går an å spare energi ved å erstatte eller endre inndampingsprosessen i syregjenvinningsfabrikken ved hjelp av membraner.

### 1.3.1 Problemstilling

Ut fra informasjon og ønsker fra Chemring Nobel er følgende problemstilling formulert:

*"Kan Chemring Nobel spare energi ved å installere et membranfiltreringsanlegg i syregjenvinningsfabrikken?"*

### 1.3.2 Forståelse

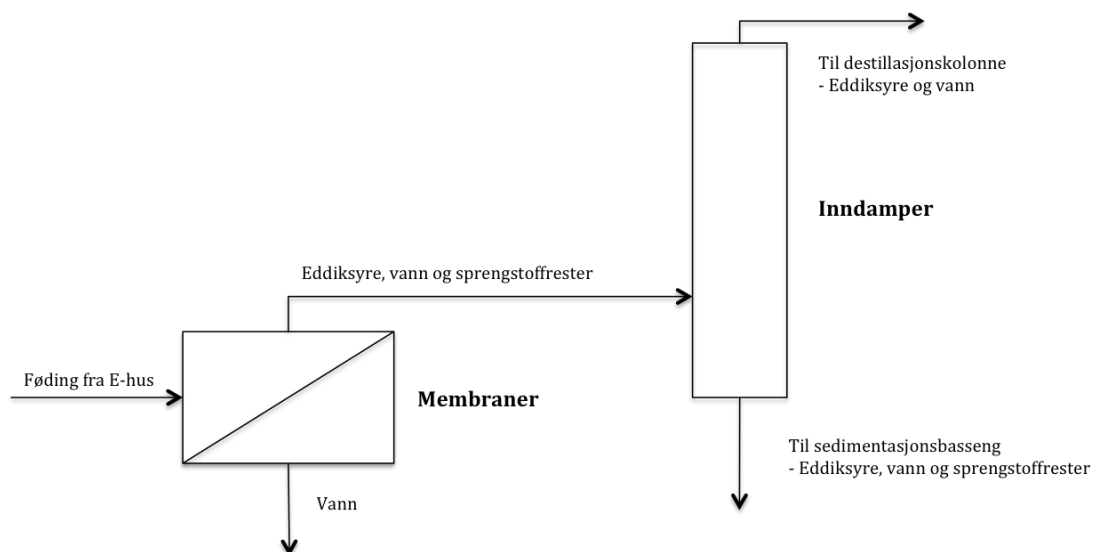
Oppgaven fra CHN forstås på denne måten:

- CHN ønsker å redusere energibruken i A-hus.
- CHN ønsker et membranalternativ til førsteinndamper i A-hus.
- CHN ønsker en oversikt over dagens membranmarked.
- CHN ønsker økonomisk overslag for løsningsforslaget.

På grunnlag av problemstillingen og CHNs ønsker er det to alternativer som utpeker seg som mulige løsninger:

#### *Alternativ 1 - fjerne vann med membranfilter før inndamping*

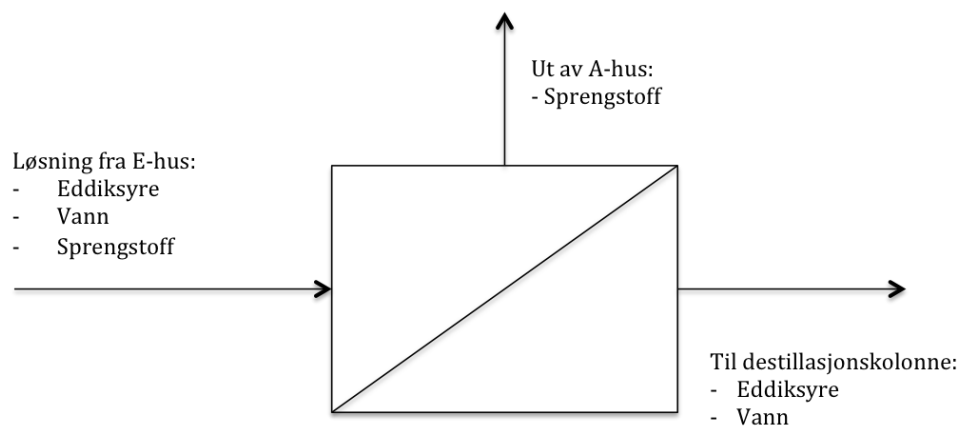
Vann har en svært høy fordampingsentalpi i forhold til eddiksyre, noe som gjør at det kreves en stor energimengde for at vann skal gå over i gassfase. På bakgrunn av dette vurderes et alternativ med å fjerne vann fra løsningen med membranfilter før inndamperen. Figur 2 viser en skisse over prosessen for dette alternativet.



Figur 2 Alternativ 1. Illustrasjon: Mari Lange

### Alternativ 2 - bytte ut inndamperen med membranfilter

I utgangspunktet ønsket CHN en løsning hvor inndamperen i syregjenvinningsfabrikken byttes ut med et membranfiltreringsanlegg for å skille ut løst sprengstoff fra eddiksyre og vann i løsningen. På bakgrunn av dette arbeides det videre i oppgaven med å finne en passende membran. Figur 3 viser en illustrasjon av hvordan løsningen inn i A-hus i så fall ville blitt behandlet.



Figur 3 Alternativ 2. Illustrasjon: Mari Lange

#### 1.3.3 Oppbygging

Oppgaven er delt inn i 5 hovedkapitler.

Etter innledningen kommer et teorikapittel. Her presenteres generell membranteori, litteraturstudie og bakgrunn for energiberegninger, i tillegg til prosessen oppgaven bygger på.

Videre kommer et kapittel som diskuterer hvilke materialer og metoder som er benyttet underveis i oppgaven. Etter dette kommer kapitlene "resultat" og "diskusjon", satt sammen til et kapittel, da det er mest hensiktsmessig å kommentere og diskutere de ulike resultatene etter hvert som de presenteres.

Oppgaven avsluttes med en konklusjon og forslag til videre arbeid hos CHN.



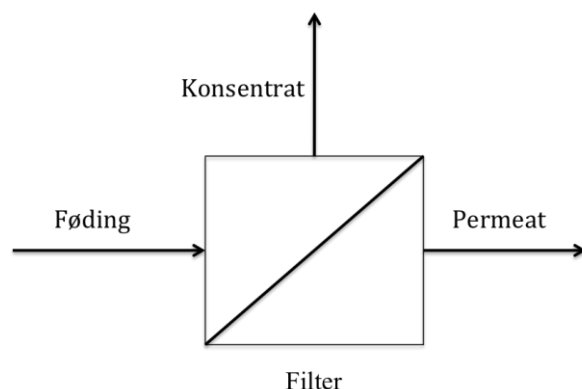
## 2 Teori

I løpet av de fleste kjemiske prosesser vil det være nødvendig med en form for filtrering. Ulike filtreringsmetoder kan skille ut ulike kjemiske agenter eller partikler. Membranfiltrering er en separasjonsmetode som skiller ut svært små partikler og molekyler fra en løsning. Det er en ren fysisk separasjonsprosess, og krever derfor ingen tilsats av nye kjemikalier til løsningen for at separasjonen skal skje. Partiklene i løsningen skilles fra hverandre på grunn av størrelses- eller ladningsforskjell. Et membranfiltreringsanlegg er lite plasskrevende og består av få komponenter. Vanligvis er det kun en høytrykkspumpe i tillegg til membranmodulene som må til (Lekang 2013).

En membran defineres som en barriere som kun utvalgte stoffer, væsker eller gasser kan gå gjennom. Membraner kalles derfor semipermeable. Faktorer som kan bestemme hvilke stoffer som kan gå gjennom membranen er for eksempel form og størrelse, ladning, kjemiske og fysiske egenskaper, løselighet, diffusivitet, flyktighet av stoffet i forhold til membranens egenskaper (Lekang 2013).

### 2.1 Membranterminologi

Som de fleste andre prosesser er det også i membranfiltrering noen ord og uttrykk som er spesielle. Løsningen som skal filtreres har ulike navn avhengig av hvilken del av filtreringsprosessen den befinner seg i. Løsningen som kommer inn til membranen kalles føding. Permeatet er den delen av fødingen som tilfredsstillere kravene for å gå gjennom membranen. Konsentratet er den delen av fødingen som avvises av membranen. Figur 4 viser en illustrasjon av membranfiltreringsprosessen. Den skrå linja inni filteret indikerer membranskillet.



Figur 4 Membranfiltreringsprosessen. Illustrasjon: Mari Lange

I tillegg til løsningsens ulike navn, er det et par uttrykk som må defineres:

- Permeabilitet er et mål på en membrans gjennomtrengelighet. Den sier noe om hvilke stoffer som kan gå gjennom membranen (Kunnskapsforlaget ANS 2013b).
- Det transmembrane trykket (TMP) er trykkforskjellen mellom føding- og permeatsiden av en membran. Dette måles ofte som volum gjennom membranen per enhetstid og enhetsoverflate.
- Molecular weight cut-off (MWCO) representerer molekylvekten som en membran avviser 90 % av partiklene ved denne vekten.

## 2.2 Historie

På 1960-tallet ble membranseparasjon tatt i bruk i industrien. Dette var reversible osmosemembraner (RO-membraner), som ble brukt til å lage drikkevann av saltvann (Dennis R. Heldman et al. 2012). Også i dag brukes RO-membraner til å produsere drikkevann av saltvann, samtidig som de brukes til å filtrere løsninger med veldig små partikler i seg, eller til å fjerne vann fra en løsning. På 1970-tallet ble membranfiltrering også tatt i bruk i fabrikker som produserer maling, tekstiler, olje og papir for å rense avfallsvann fra produksjonsprosessene. Rundt 1990 begynte også mat- og bioteknologiindustrien å benytte seg av membranfiltrering til oppkonsentrering og rensing av ulike produkter (Dennis R. Heldman et al. 2012).

Det forskes på utviklingen av membranfiltre til ulike prosesser. Leksvik kommune i Nord-Trøndelag startet i 2011 et forsknings- og utviklingsprosjekt for bruken av keramiske membranfiltre i kommunens drikkevannsanlegg. Dette prosjektet er støttet av Innovasjon Norge (Inrigo AS 2013). Den japanske bedriften Metawater skal levere membranene til anlegget.

Membranteknologi benyttes i dagens industri, for eksempel til å rense avfallsvann for partikler av ulike størrelser. Ebrahimi et al. utførte i 2010 forsøk hvor de filtrerte "produced water", vann som kommer opp med olje fra oljebrønner. Til filtreringen brukte de keramiske membraner med ulike porestørrelser. I dette forsøket oppnådde de relativt god rensing av vannet. Ved å kombinere ultra- (UF) og nanofiltreringsmembraner (NF) klarte de å fjerne 99,5 % av oljen fra vannet (Ebrahimi et al. 2010).

## 2.3 Membraners virkemåte

Membranfiltrering virker med én av to hovedmekanismer. Ved den første mekanismen drives permeatet gjennom membranen på grunn av trykkforskjeller på hver side an membranen. Ved den andre hovedmekanismen er konsentrasjonsforskjeller på hver side av membranen drivkraften for permeatet. Prosessen hvor permeatet drives gjennom membranen på grunn av konsentrasjonsforskjeller, kalles osmose.

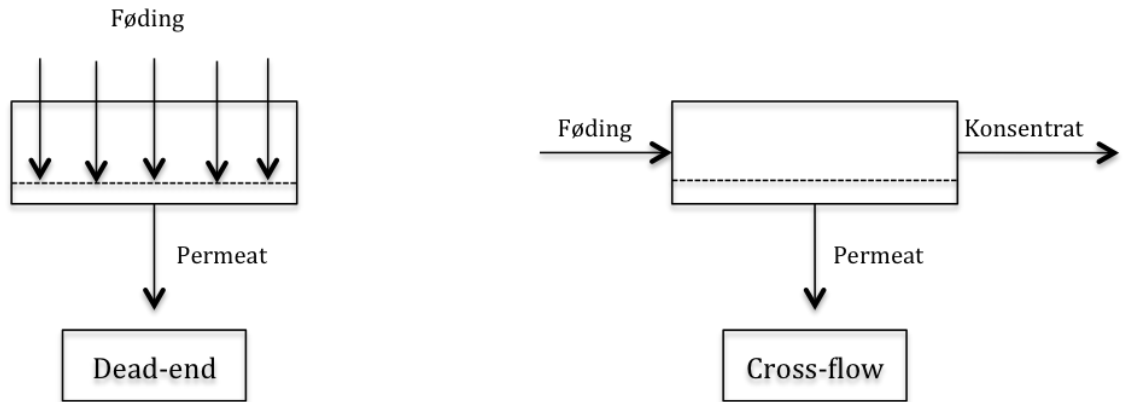
De fleste membranfiltreringsprosesser drives av trykkforskjeller mellom føding- og permeatsiden av membranen (Mulder 1996). På permeatsiden er det ofte vakuum eller normalt trykk på omtrent 1 bar. Det er som regel et mye høyere trykk enn dette på fødingsiden av membranen. Det høye trykket påføres væsken ved at den sendes gjennom en pumpe, ofte en flertrinns høytrykkspumpe, som gjennom flere steg øker det hydrostatiske trykket i væsken. Jo mindre porestørrelser det er i membranen, jo høyere trykk må påføres væsken.

Fra andre separasjonsmetoder skiller membranfiltrering seg ved at den ikke påvirkes av temperatur og kjemiske strukturer. Membranfiltrering er av denne grunn en robust og pålitelig separasjonsmetode. Membranfiltrering krever ingen forbehandling med tilsetning av kjemikalier og er derfor en "grønn" renseteknikk.

Membranfiltrering kan aldri gi et helt sikkert rent produkt. En kan aldri være helt sikker på at porestørrelsen er den samme over hele membranfilteret, slik at kun partikler med ønsket størrelse slipper gjennom membranen. Etter en viss driftstid slites membranen og porestørrelsen kan utvide seg slik at større partikler enn ønskelig slipper gjennom. Av denne grunn er det umulig å garantere et 100 % rent permeat fra membranfiltrering. For å få det, må en benytte en annen separasjonsmetode (Lekang 2013).

### 2.3.1 Strømning gjennom membranen

Føding strømmer som regel inn til membranen på én av to måter: "Dead-end" eller "cross-flow". En illustrasjon av disse er vist i figur 5. Figuren til venstre viser "dead-end"-filtrering, mens figuren til høyre viser "cross-flow".



Figur 5 "Dead-end" vs. "cross-flow". Illustrasjon: Mari Lange. Gjengitt etter (Mulder 1996)

I figur 5 er føding, permeat og konsentrat illustrert ved hjelp av piler i den retningen de beveger seg. De stiplede linjene markerer membranoverflaten, hvor separasjonen skjer.

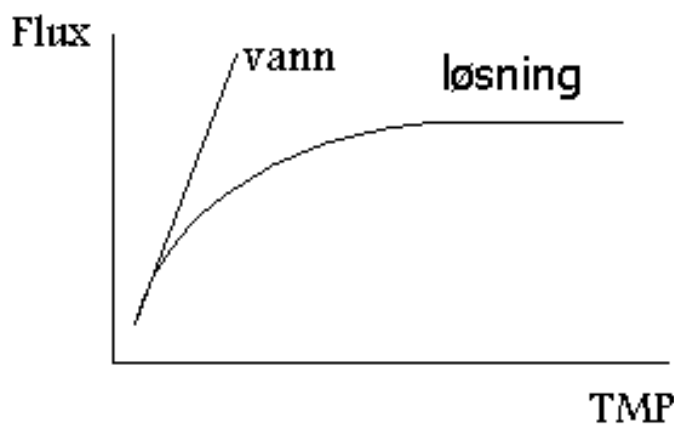
Figur 5 viser at fødingen strømmer rett på membranoverflaten ved "dead-end"-filtrering. Etter hvert som tiden går bygges det opp en kake med partikler på membranoverflaten. Denne kaken blir tykkere og tykkere og må fjernes enten fysisk eller ved tilbakevasking av membranen. Jo tykkere kaken blir, jo mer redusert blir permeatfluksen gjennom membranen. Dette fordi motstanden for å strømme gjennom membranen øker med økende kaketykkelse.

Ved "cross-flow" strømmer fødingen parallelt med membranoverflaten. Partikler som er små nok trekkes mot membranen og går gjennom den. Partikler som er for store til dette har en tendens til å strømme rett videre i konsentratet. Ved denne typen strømning over membranen kan kjemisk utfelling av løste stoffer i fødingen skape problemer når nok løsningsmiddel fjernes gjennom membranen. Utfellingen kan da legge seg på membranoverflaten og tette membranene, og det blir da vanskeligere for fødingen å nå frem til membranoverflaten slik at separasjonen kan skje. Hvordan denne utfellingen foregår, er forskjellig fra føding til føding.



### 2.3.2 Trykkfall over membran

Som nevnt tidligere drives de fleste membranfiltreringsprosesser av trykkforskjeller på hver side av en membran. For at filtreringen skal virke optimalt må trykkfallet over membranen (TMP) være av en viss størrelse. Jo mindre partikler som skal filtreres ut, jo høyere trykk må påføres væsken som skal filtreres (Lekang 2013). Dersom en løsning kun består av vann, øker permeatfluksen i takt med trykkfallet over membranen. Dersom fødingen består av en løsning med løste salter, øker permeatfluksen med økende TMP til et visst nivå, før permeatfluksen holdes konstant uansett hvor mye TMP øker videre. En illustrasjon på dette kan ses i figur 6.



Figur 6 Sammenheng flux og TMP over membran for vann og generell løsning (Mulder 1996)

Figur 6 viser sammenhengen mellom påført trykk over en membran og fluksen gjennom den (Mulder 1996). Grunnen til at permeatfluksen for fødingen med løste salter kun når en bestemt verdi er det osmotiske trykket i fødingen. Jo mer løsemiddel som fjernes gjennom membranen, jo høyere blir det osmotiske trykket i væsken, og løsemiddelet vil naturlig søke å gå tilbake gjennom membranen for å opprettholde lik saltkonsentrasjon på begge sidene av membranen (Mulder 1996).

Det er i en studie gjort av Fersi & Dhahbi vist at permeatfluksen øker med økende påsatt trykk, men at den for løsninger bestående av andre stoffer enn bare vann, vil ligge noe under fluksverdien gjennom membranen for rent vann med samme påsatt trykk (Fersi & Dhahbi 2008).

Over tid vil membranen tettes av partikler i fødingen. Gjennom flere tidligere studier er det vist at dette fører til at TMP og permeatfluksen reduseres (Echavarria et al. 2012; Koseoglu et al. 2008). For å gjenvinne fluksen må regelmessig vasking av membranene til. Hvor god denne vaskingen blir, og hvor høy permeatfluks som kan gjenvinnes, avhenger av membrankonstruksjonen.

Det kan være problematisk å operere membranen dersom TMP blir for høyt. Ved å bruke membranene på høyere trykk enn de er dimensjonert for, kan de eller forsyningsredskapene (i hovedsak pumper) ødelegges (Lekang 2013).

### 2.3.3 Osmotisk trykk

For at RO-membraner skal virke må fødingen påføres et hydrostatisk trykk av en pumpe. Dette trykket må være høyere enn det osmotiske trykket i fødingen for at vann skal gå gjennom membranen.

Osmotisk trykk utvikles når en semipermeabel membran skiller en vandig løsning fra en mer konsentrert løsning. Drivkraften ved naturlig osmose er konsentrasjonsforskjeller. Vann beveger seg naturlig gjennom membranen fra siden med lav konsentrasjon til siden med høy konsentrasjon helt til konsentrasjonen er lik på begge sider av membranen (Institutt for biovitenskap UiO 2011). For å hindre at dette skjer kan man sette på et hydrostatisk trykk på den mest konsentrerte løsningen (Mulder 1996). Så lenge dette trykket er høyere enn det osmotiske trykket, vil ikke vann bevege seg gjennom membranen fra lav- til høykonsentrasjonssiden. Osmotisk trykk er ikke konstant og avhenger av fødingens konsentrasjon, temperatur og hvilke ioner som er i den (Singh 2006).

Ved fortynnede løsninger følger osmotisk trykk tilstandsligningen godt. Det kan derfor uttrykkes på denne måten (Mulder 1996):

$$\pi = \frac{nRT}{V} \quad (1)$$

I ligning 1 er  $\pi$  osmotisk trykk i løsningen,  $n$  antall ioner i løsningen,  $R$  gasskonstanten  $0,0831447 \text{ (bar m}^3\text{)/(kmol K)}$  (Çengel et al. 2011),  $T$  løsningsens temperatur i K og  $V$  løsningsens volum i  $\text{m}^3$ .

### 2.3.4 Konsentrasjonsfaktor

Konsentrasjonsfaktor sier noe om hvor mange ganger konsentrasjonen av et visst stoff har økt etter membranfiltrering. Den er gitt ved forholdet mellom konsentrasjonen av stoffet før og etter filtrering. Formelen er gitt i ligning 2

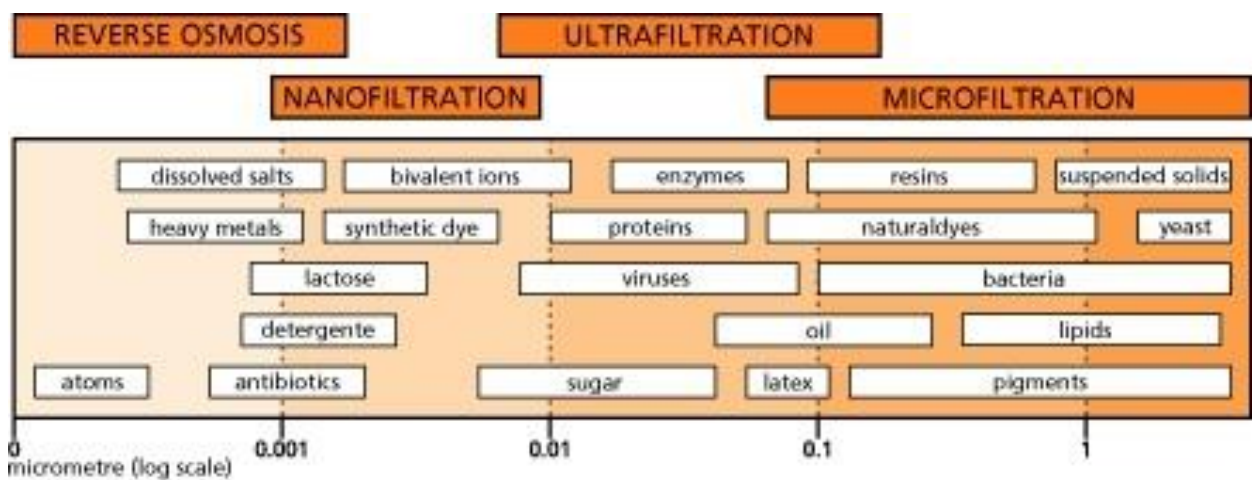
$$\text{Konsentrasjonsfaktor} = \frac{\text{Konsentrasjon etter membran}}{\text{Konsentrasjon før membran}} \quad (2)$$

Konsentrasjonsfaktoren gjelder for konsentrasjonen av stoffet i fødingen og konsentrasjonen i konsentratet. I anlegg med RO-membraner er det typisk at denne faktoren ligger på omtrent 5 for hvert filtreringstrinn (PCI Membranes).

## 2.4 Membrantyper

Membranfiltrering kan brukes til å filtrere ut partikler og molekyler som er mindre enn de som tradisjonelle makrofiltre kan filtrere ut.

Membranfiltrering kan deles i fire hovedtrinn. Mikrofiltrering (MF), ultrafiltrering (UF), nanofiltrering (NF) og revers osmose (RO). MF og UF filtrerer ut partikler og kolloider, mens NF og RO kan filtrere ut så smått som løste ioner. Alle membranfiltre kan filtrere mindre partikler enn tradisjonelle filtre kan. Figur 7 viser, med logaritmisk skala i forhold til  $\mu\text{m}$ , hvilke størrelser partiklene som typisk avvises av de ulike membrantypene har.



Figur 7 Membranfiltreringsspekter (Enterprise Europe Network 2011)

Figur 7 viser at membranfiltre dekker hele spekteret av partikkelstørrelser fra lipider og gjærsopp med omtrentlig størrelse  $1 \mu\text{m}$  helt ned til atomnivå med reversibel osmose-membraner, som ofte kun slipper gjennom vannmolekyler ( $< 0,1\text{nm}$ ).

Videre er de ulike membrantypene presentert.

### 2.4.1 Mikrofiltreringsmembraner - MF

MF-membraner er membranene med størst porestørrelse. De ligger i grensesjiktet mellom tradisjonell makrofiltrering og membranfiltrering. Partikler med størrelse  $0,2 - 10 \mu\text{m}$  blir typisk avvist av disse membranene. Vanligvis karakteriseres disse membranene ut fra porestørrelsen.

For å drive permeat gjennom MF-membraner kreves et relativt lavt trykk, rundt 1 bar. Permeatfluksen er derimot høy, over  $200 \text{l}/(\text{m}^2 \text{h})$ . Fordi de krever lavt påsatt trykk for at filtreringen skal gå, har MF-membraner ofte høyere levetid enn andre

membrantyper. Det lave påsatte trykket fører til at det er lave driftskostnader ved bruk av MF-membraner (Lekang 2013).

MF-membraner kan ha homogen eller asymmetrisk porestruktur. Har den homogen porestruktur ser membranen lik ut gjennom hele tverrsnittet. Asymmetriske MF-membraner har et tynt aktivt membranlag på toppen av et støttelag, med noe større porestørrelser enn det aktive laget. For at en MF-membran skal være tilstrekkelig sterk, må membranstrukturen, uansett om den er homogen eller asymmetrisk, ha en lav poretetthet (Pearce 2007a).

#### **2.4.2 Ultrafiltreringsmembraner – UF**

UF-membraner har porestørrelser i størrelsesområdet 2-50 nm (Lekang 2013). Fra figur 7 ser man at UF-membraner med porestørrelser i dette området kan stoppe enzymer, proteiner og en del virus.

For å få en permeatfluks gjennom en UF-membran må fødingen påsettes et trykk mellom 1 og 10 bar. Permeatfluksen som oppnås er mellom 5 og 200 l/(m<sup>2</sup> h).

Strukturen til UF-membraner er stort sett asymmetrisk. Det aktive laget er tynnere og har mindre porestørrelser enn MF-membraner. Dette gjelder også for støttestrukturen (Pearce 2007a).

#### **2.4.3 Nanofiltreringsmembraner – NF**

Porestørrelsen i NF-membraner er liten. Gjennomsnittlig porestørrelse er 1 nm. Noen NF-membraner kan stoppe molekyler så små som de med molekylvekt 200 Da (Lekang 2013). Permeatfluksen som oppnås med NF-membraner er mellom 20-80 l/(m<sup>2</sup> h). Trykket som må påføres fødingen for å få til dette er omtrent 15 bar (Lekang 2013).

De minste NF-membranene har porestørrelser som overlapper RO-membraner. I flere tilfeller kan det lønne seg å bruke NF-membraner i stedet for RO-membraner. Dette fordi NF-membranene kan ha ladete overflater, slik at de kan skille ut ladete ioner fra en løsning. Ladete membranoverflater kan brukes til å skille enverdige ioner fra flerverdige ioner. I vannindustrien brukes NF-membraner til å fjerne ioner som Ca<sup>2+</sup> og Mg<sup>2+</sup> fra vann (Lekang 2013).

#### **2.4.4 Reversibel osmosemembraner – RO**

Spesielt for RO-membraner er at de, i motsetning til de andre membrantypene, ikke har distinkte porer og porestørrelser. Av denne grunn finnes det ikke bestemte MWCO for RO-membraner. Måten de virker på er at det lages et nett av membranmaterialet som legges lagvis og tett. Dette gjør at veien for å komme

gjennom membranen blir lang og strevsom, og det er stort sett bare molekyler og atomer så små som vann som kommer seg gjennom (Greenlee et al. 2009). RO-membraner kan filtrere helt ned på ionenivå, og skille ut molekyler og ioner med molekylvekt mindre enn 200 Da (Pearce 2007a). Påsatt trykk for å drive permeat gjennom RO-membraner er høyt, 10-80 bar. Størrelsen på dette trykket avhenger av fødingens osmotiske trykk. RO-membraner har lav permeatfluks, kun 5-40 l/(m<sup>2</sup> h) (Lekang 2013).

Løsninger som filtreres i RO-membraner er ofte saltholdige løsninger med høye osmotiske trykk. I saltvann er typisk verdi for osmotisk trykk 25 bar (Mulder 1996). Ved økende temperaturer øker vannfluksen gjennom membranen fordi viskositeten reduseres fortere enn det osmotiske trykket ( $\pi$ ) øker. En tommelfingerregel er at vannfluksen gjennom membranen øker med 3 % for hver °C (Singh 2006).

Ofte brukes RO-membraner til avsalting, og til å lage drikkevann av saltvann. I avsaltingsprosesser fjernes vann fra en løsning av saltioner. Permeatfluksen består av forholdsvis rent vann, mens det på fødesiden av membranen vil bygges opp en saltløsning med økende saltkonsentrasjon. Ved en konstant temperatur kan vannfluksen gjennom RO-membranen uttrykkes ved hjelp av:

$$J = A_p(\Delta P - \Delta\pi) \quad (3)$$

Her er  $J$  vannfluksen gjennom membranen,  $A_p$  membranpermeabilitetskoeffisient for vann,  $\Delta P$  hydraulisk trykk over membranen og  $\Delta\pi$  osmotisk trykk over membranen. For RO-membraner ligger konstanten  $A_p$  typisk et sted mellom  $3 \cdot 10^{-3}$  og  $6 \cdot 10^{-6}$  m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup> h bar) (Singh 2006).

De mest brukte RO-membranene er asymmetriske membraner laget av celluloseacetat eller aromatiske polyamider (PA). Også denne membrantypen er bygget opp av et aktivt lag og et støttelag. Det aktive laget er så tynt at membranene kalles for "thin film composite" (TFC)-membraner. I PA-membraner er det aktive laget bygget opp av krysslanking mellom PA-kjeder (Singh 2006). Tykkelsen på dette aktive separasjonslaget er for RO-membraner 0,1-1,0 µm tykt (Mulder 1996).

RO-membraner er vanligvis bygget opp som spiralbundne elementer. Strømning gjennom RO-membraner oppnås når påsatt hydrostatisk trykk er høyere enn osmotisk trykk for løsningen (Greenlee et al. 2009). Så lenge dette gjelder, vil vann bevege seg fra membransiden med lavest vannkonsentrasjon til siden med høyest vannkonsentrasjon.

## 2.5 Nødvendige bestanddeler i membranfiltreringsanlegg

Som nevnt tidligere er det få deler som er nødvendig i et membranfiltreringsanlegg. I tillegg til selve membranene er det kun to hovedkomponenter som må installeres for å få et fungerende membranfiltreringsanlegg. Disse er pumpe og CIP-system.

### 2.5.1 Pumpe

For at væske skal strømme gjennom membranene, må væsken ha et påsatt trykk høyere enn trykket på andre siden av membranen. Flere studier, blant annet ett gjort på RO-membraner av Madaeni og Mansourpanah, har vist at permeatfluksen gjennom membraner øker med påsatt trykkfall over membranen (Madaeni & Mansourpanah 2004). For å oppnå ønsket permeatfluks må fødingen påsettes et trykk stort nok til å overkomme det osmotiske trykket i fødingen. Pumpens kapasitet er avhengig av fødingens fluks og trykkfall over membranen. Hvordan nødvendig pumpekapasitet kan beregnes er vist i ligning 4.

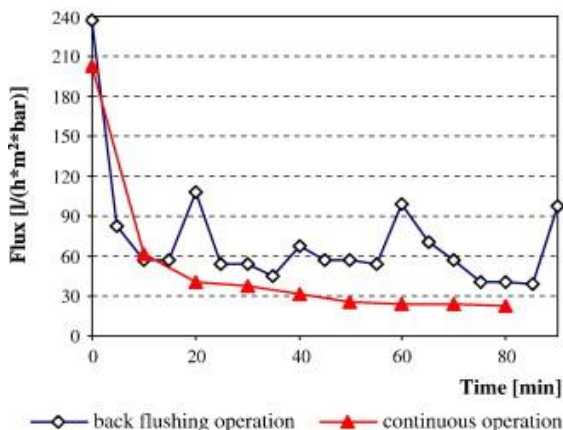
$$W_{pumpe} = \frac{\dot{V} \times TMP}{\eta} \quad (4)$$

Her er  $W_{pumpe}$  pumpeeffekten,  $\dot{V}$  volumstrømmen i m<sup>3</sup>/s, TMP det transmembrane trykket i Pa, og  $\eta$  pumpens virkningsgrad.

### 2.5.2 CIP-system

For å unngå at membranene tettes og fluksen gjennom dem går betraktelig ned, må det også installeres et CIP-system i sammenheng med membranlegget. Det er bevist gjennom flere studier (Echavarria et al. 2012; Kim et al. 2011; Koseoglu et al. 2008) at permeatfluksen reduseres med økende driftstid i et membranlegg. Med jevne mellomrom må membranene vaskes, slik at permeatfluksen best mulig gjenvinnes sin kapasitet. Det er ennå ikke produsert en membran og tilhørende CIP-system som kan gjenvinne permeatfluksens kapasitet til samme nivå som ubrukt membran.

I en studie gjort av Ebrahimi et al. på vasking av keramiske membraner er det vist at permeatfluksen ikke gjenvinnes 100 % etter vasking av membranene. Figur 8 viser i den blå linjen at permeatfluksen økes rett etter membranen har blitt vasket, før den over tid reduseres igjen. Permeatfluksen når aldri opp til verdien den hadde da membranen var helt ren, men vil for hver tilbakevask nå opp til et nivå som er omtrent halvparten av permeatfluksen ved starten av driften med helt ny membran. Den røde linjen er en referanse for hvordan permeatfluksen reduseres over tid med kontinuerlig operasjon av membranlegget.



Figur 8 Fluks-gjenvinning etter tilbakevask av membran (Ebrahimi et al. 2010)

CIP-systemet kan styres manuelt eller settes i gang med jevne mellomrom. Det kan også inneholde målere til for eksempel "Silt Density Index" (SDI), slik at vaskesystemet starter når SDI-måleren registrerer en viss verdi.

## 2.6 Scaling / fouling

Scaling er prosessen som skjer når konsentrasjonen av salter i konsentratet overstiger løselighetsproduktet ved en gitt temperatur. Prosessen fører til kjemisk utfelling som kan legge seg på membranoverflaten og tette porene slik at permeatfluksen reduseres. Hvert av ionene i en løsning som filtreres har som oftest ulike løselighetsprodukter og vil derfor felle ut ved ulike konsentrasjoner. Den kjemiske utfellingen skjer ved ulike konsentrasjoner avhengig av temperatur, pH og løsningsmiddel. For NF- og RO-membraner er scaling et stort problem. For å unngå dette må NF- og RO-systemer aldri brukes nær løselighetsproduktene til de løste stoffene (Schäfer et al. 2005).

Fouling, på norsk tetting av membraner, skjer med alle typer membraner over tid. Hvor lang tid det tar er avhengig av fødingens sammensetning. Dersom den består av mange store partikler kan tettingen skje relativt raskt. En løsning bestående av så å si rent vann vil bruke lengre tid på å tette membranen.

I prosesser der det er stor sannsynlighet for kjemisk utfelling, bør ikke membranfiltrering benyttes. Dette er fordi utfellingen kan tette igjen membranporene slik at membranen ikke fungerer optimalt. Der membranfiltrering likevel benyttes, vaskes membranene ofte, slik at risikoen for tette porer ved full drift av anlegget reduseres.

## 2.7 Membranmaterialer

Membraner som benyttes i ulike prosessanlegg kan være laget av organiske eller uorganiske materialer. Materialvalget avgjør hvilke egenskaper membranen får. En kombinasjon av høy permeabilitet, høy selektivitet og høy mekanisk styrke gir en god membran (Singh 2006).

For at en membran skal virke optimalt, må den være tilpasset miljøet og prosessen den skal brukes til. Membranens kjemiske og mekaniske egenskaper bør være av de best egnede til den enkelte prosess. Dette kan blant annet beskrives fra membranmaterialet som er brukt. Videre er noen av de mest brukte membranmaterialene beskrevet:

### 2.7.1 Uorganiske polymermembraner

Uorganiske polymermembraner har høy toleranse for pH og organiske løsemidler (Singh 2006). De fleste tåler tøff behandling og kan vaskes med sterke kjemikalier. Både sterke syrer, sterke baser og alkaliske løsninger kan brukes til å vaske polymermembraner. Scaling og fouling kan reduseres ved bruk av uorganiske membraner (Mulder 1996) fordi de tåler sterke kjemikalier som løser opp bunnfall.



## Keramiske membraner

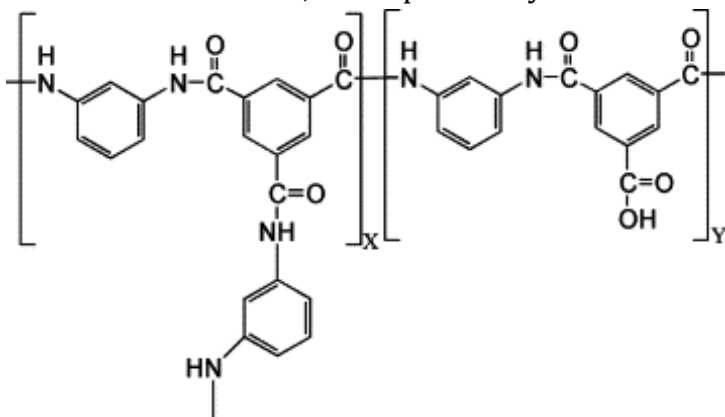
Keramiske membraner er de mest brukte membranene fremstilt av uorganisk materiale. Keramiske materialer er bygget opp av minst to ulike grunnstoffer, vanligvis et metall og et ikke-metall, som på atomnivå holdes sammen ved hjelp av kovalente bindinger eller ionebindinger (Johansen 2007). Dette gjør at de ofte har en kompleks krystallstruktur. Forbindelsen mellom metaller og ikke-metaller gjøres sterke ved brenning.

Keramiske materialer har liten termisk utvidelse, og reagerer sjelden kjemisk med andre materialer eller løsninger (Johansen 2007). På grunn av disse egenskapene er keramiske membraner generelt sett de med høyest levealder og kan brukes i opptil 10 år.

Keramiske membraner benyttes i dag i flere typer industri for å rense avfallsvann. På grunn av deres høye mekaniske styrke, termiske og kjemiske stabilitet (Ebrahimi et al. 2010), kan keramiske membraner vaskes relativt ofte uten at membrankonstruksjonen tar noe skade (Singh 2006). Lenge har keramiske membraner vært i bruk i kjemisk, petrokjemisk, farmasøytisk, metallurgisk, miljø, mat- og elektronisk industri (Cui et al. 2011).

### 2.7.2 Organiske membraner

Organiske membraner er som oftest bygget opp av celluloseacetat eller polyamid (PA). PA-membraner er semi-krystallinske og har en amorf og en krystallinsk del. Amorf betyr å være strukturløs, uregelmessig (Kunnskapsforlaget ANS 2013a). Membraner laget av aromatiske polyamider er suverene over andre PA-membraner på grunn av deres termiske, kjemiske og hydrolytiske stabilitet, i tillegg til deres overlegne selektive egenskaper. Ved konstruksjon av RO-membraner benyttes ofte aromatiske polyamider (Singh 2006). Membraner laget av polyamidkjeder gir høyere permeatfluks enn andre organiske polymermembraner, men har lavere motstandsdyktighet til oksiderende agenter (da Silva et al. 2012). Levetiden til denne typen membraner er omtrent 3-5 år. Figur 9 illustrerer hvordan en typisk polyamidkjede, hvor ryggraden er bygget opp av aromatiske amider, ser ut på molekylnivå.



Figur 9 Aromatisk polyamidkjede (Kwon & Leckie 2006)

## 2.8 Membranoppbygging

I likhet med for eksempel varmevekslere, kan membraner bygges opp på flere ulike måter. I prosessanlegg er membranene ofte bygget opp i moduler som brukes flere sammen, enten koblet parallelt eller i serie.

### 2.8.1 "Hollow fiber" – kapillærrør

Denne membrantypen er bygget opp av mange veldig tynne membranrør som er samlet i en bunt inni et større rør. Væsken som skal filtreres sendes gjennom det store røret, og permeatet går gjennom kapillærrørene og samles opp i enden. Membranenes aktive areal befinner seg på utsiden av kapillærrørene. Figur 10 viser et bilde av kapillærrørmembraner.



Figur 10 "Hollow fiber"-membraner (Hangzhou H-Filtration Membrane TEchnology & Engineering CO Ltd. 2013)

Membranmoduler bygget opp av kapillærrør, som vist i figur 10, bntes sammen i et støtterør hvor fødingen kan strømme fritt. Permeatet går gjennom ytterveggene på de små kapillærrørene og tvinges ned til permeatoppsamlingen i enden av støtterøret.

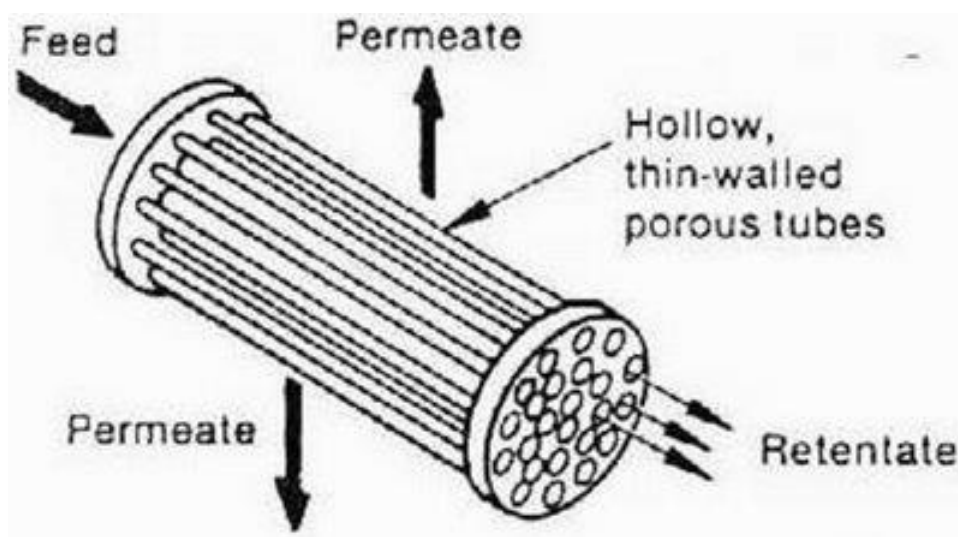
Kapillærrør-membranmodulen er den med høyest pakningsgrad. Den kan ha opptil 30 000 m<sup>2</sup> aktivt membranareal per m<sup>3</sup> (Mulder 1996). Permeatet kan ha en tendens til å strømme i bestemte kapillærrør, slik at det fulle potensialet til en membranmodul bygget opp slik ikke blir utnyttet. Dette kan løses ved at fødingen

kommer ut av en kanal i midten av modulen. På denne måten spres fødingen bedre, og mer av membranarealet utnyttes effektivt (Mulder 1996).

### 2.8.2 Tubulær

Som med kapillærrørmembraner er også tubulære membranmoduler bygget opp av flere små rør inni et stort rør. Forskjellen her er at de små rørene har større diameter i tubulære membranmoduler enn kapillærmoduler. Denne diameteren er stor nok til at fødingen kan strømme inni de små rørene.

Figur 11 viser hvordan føding, konsentrat og permeat strømmer gjennom en tubulær membranmodul. Fødingen strømmer inn i de små rørene, parallelt med det aktive membranarealet, som sitter på innsiden. Permeatet går gjennom membranveggene og samles opp i det store røret som omkranser de små. Konsentratet går rett gjennom de små rørene og samles opp i enden av membranmodulen.



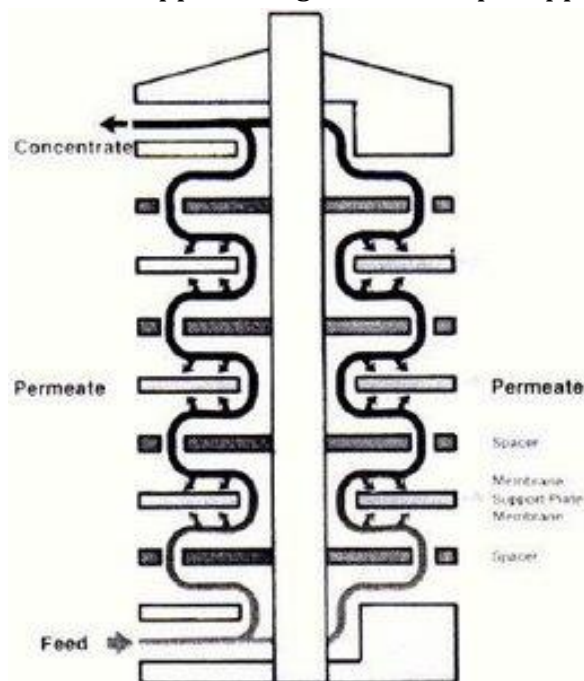
Figur 11 Tubulær membranmodul ([spiralwoundmembrane.blogspot.no](http://spiralwoundmembrane.blogspot.no) 2009b)

Membranoppbyggingen som er vist i figur 11 brukes ofte for keramiske membraner. Aktivt areal per volumenhet er omtrent  $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Denne oppbyggingen ligner mye på en shell-and-tube varmeveksler (Schäfer et al. 2005).

### 2.8.3 "Plate and frame"

Denne membranmodulen er bygget opp av to og to flate membraner som settes sammen med de aktive sidene av membranene mot hverandre. Mellom de to membranene, både på føding- og permeatsiden av membranene, settes det inn "spacere" for å sikre god flyt over hele membranarealet. Det hele holdes sammen ved hjelp av et rammeverk. Flere par membraner kan stables oppå hverandre for å sikre stort nok membranareal. En slik membranmodul har aktivt filtreringsareal på omtrent  $100\text{-}400\text{ m}^2/\text{m}^3$ .

Figur 12 viser hvordan fødingen, konsentratet og permeatet strømmer i "plate and frame"-membranmodul. Figuren viser en membranmodul med flere par membranark stablet oppå hverandre. Problemer med denne typen membraninstallasjon kan være at fødingen over tid finner bestemte kanaler den strømmer i slik at ikke hele membranarealet blir fullt utnyttet. Mellom membranene er det satt inn plater for å sikre god strømning over hele membranarealet (Mulder 1996). Fødingen kommer inn i bunnen av modulen og dirigeres gjennom hele oppsettet ved hjelp av skilleplatene. Permeatet går gjennom membranene og samles opp. Konsentratet følger gjennom hele membranoppsettet og kommer ut på toppen.



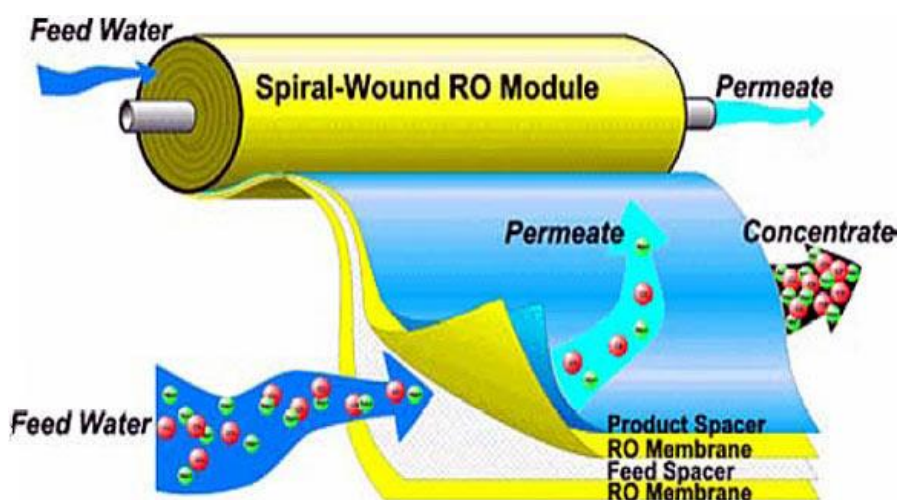
Figur 12 "Plate and frame"-membranmodul ([spiralwoundmembrane.blogspot.no](http://spiralwoundmembrane.blogspot.no) 2009a)

Denne membranmodulen har, som sagt tidligere, ikke så høyt membranareal per volumenhet. Derfor er den i flere industrier, blant andre meieri- og vannrensingsindustrien, byttet ut med "spiral-wound"-moduler (Schäfer et al. 2005).

### 2.8.4 "Spiral wound"

Som "plate and frame"-moduler er "spiral wound"-moduler bygget opp av to flate membraner som er satt sammen med de aktive arealene mot hverandre. Også her er det satt inn "spacere" på føding- og permeatsiden av membranene, slik at det oppnås god strømming over hele membranarealet. Forskjellen mellom denne modulen og "plate and frame"-modulen er at membranene i denne modulen rulles sammen rundt et rør hvor permeatet samles opp. På denne måten får "spiral wound"-moduler stort aktivt membranareal per volumenhet, mellom 300-1 000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Mulder 1996).

En "spiral wound"-membranmodul er vist i figur 13. Membran- og skillearkene legges lagvis, som vist i figuren, og limes sammen i tre av fire sider og rulles rundt et rør som kan samle opp permeatet. Den åpne siden vender mot den ene enden av permeatrøret og er fødingens inngangskanal.



Figur 13 Spiralmembranmodul (water-techology.net 2012)

Figur 13 viser hvor fødingen føres inn i en "spiral wound"-membranmodul. Permeatet som trenger gjennom membranarkene følger permeatkanalen i en spiral, helt inn til røret for oppsamling.

"Spacerne" som settes inn på hver side av membranarkene fører til at fluksen øker, samtidig som trykkfallet over membranene også øker. Dette fører til at pumpen i anlegget bruker mer energi til å påføre fødingen nok trykk til at permeatet kan gå gjennom membranen.

En ulempe med spiralbundne membraner er at det på grunn av deres konstruksjon ikke er mulig å reparere eventuelle defekter i fiberveggen i membranen (Pearce 2007b). Det er også vanskelig å vaske denne membranmodulen skikkelig, da det ikke er mulig å demontere selve modulen.

## 2.9 Fordeler og ulemper ved membranfiltrering

Som alle andre prosesser har også membranfiltrering gode og dårlige sider.

### 2.9.1 Fordeler

Fordelene ved bruk av membranfiltrering er mange. Det nevnes i fleng:

- Et membranfiltreringsanlegg består av få komponenter, ofte er det nok med membranmodulen og en høytrykkspumpe. Av disse er det kun høytrykkspumpen som har bevegelige deler.
- Membranfiltrering er en grønn teknologi. Det kreves ikke tilsetning av kjemikalier for at filtreringen skal skje. De eneste kjemikaliene som eventuelt skal tilsettes er de som trengs til vasking av anlegget.
- Et membranfiltreringsanlegg tar relativt liten plass i et prosessanlegg.
- Det er enkelt å oppskalere et pilotanlegg til bruk i et stort anlegg.
- Membranfiltreringsanlegg kan skille helt ned på ionestørrelse.
- Membranfiltreringsanlegg kan i stor grad automatiseres. Både strømmen av føding inn til membranmoduler og tilbakevasking kan styres automatisk. (Lekang 2013)

Når membranfiltrering brukes til avvanning har den en stor fordel i forhold til andre separasjonsmetoder, fordi den er mye mer energieffektiv. For å fjerne 1 kg vann fra en løsning ved å bruke inndamping, kan det være nødvendig å tilføre så mye som 0,6 kWh energi. Til sammenligning krever samme mengde vann kun 0,005-0,02 kWh tilført dersom vannet skal fjernes ved hjelp av membranfiltrering (Dennis R. Heldman et al. 2012).

Beregnet fra ytterpunktene kan nødvendig energi tilført reduseres helt til under 1 % av energien som kreves tilført en inndamper for å fjerne samme vannmengde. Utregning er vist i ligning 5.

$$\frac{\text{Energitilførsel ved membranfiltrering}}{\text{Energitilførsel ved inndamping}} = \frac{0,005 \text{ kWh/kg}}{0,6 \text{ kWh/kg}} = 0,83 \% \quad (5)$$

Som en ser fra ligning 5 er det en stor forskjell i nødvendig tilført energi for å fjerne vann med membranfilter og med inndamping.



## 2.9.2 Ulemper

Ulemper med membranfiltrering kan være:

- Tetting av membranene.. Membranene tettes etter en viss driftstid. Hvor lang tid det tar før membranene tettes avhenger av fødingens egenskaper.
- Scaling kan også tette membranene slik at permeatfluksen blir kraftig redusert eller ikke-eksisterende.
- Noen membrantyper slites fort i stykker av føding med utfelte partikler i seg.

Om fordelene veier mer enn ulempene ved bruk av et membranfiltreringsanlegg varierer fra prosessanlegg til prosessanlegg. For å finne ut om det passer til å filtrere en spesiell føding, bør et pilotanlegg teste hvordan membraner og føding reagerer sammen.

## 2.10 Formler

Ved membranfiltrering i ulike anlegg er det flere formler som er nyttige å bruke.

### 2.10.1 Permeatfluks

Permeatfluksen er et mål på hvor mye føding som går gjennom membranen per tidsenhet. Symbolet for dette er  $J$ . Vanligvis uttrykkes denne i enheten volum per enhetsareal per tid [ $l/m^2 t$ ].

$$J = \frac{Q_p}{A} = \frac{dV}{A dt} \quad (6)$$

Her er  $J$  permeatfluksen,  $Q_p$  volumstrømmen av permeat gjennom membranen i [ $l/t$ ],  $A$  membranarealet i [ $m^2$ ],  $dV$  volumstrømmen i [ $l$ ] og  $dt$  tiden i [ $s$ ] den gitte volumstrømmen bruker gjennom membranen.

Når temperaturen i vann øker, vil også væskens viskositet endres (Lekang 2013). Viskositeten reduseres med økende temperatur og motsatt. Permeatfluksen er derfor ikke konstant ved ulike temperaturer gjennom samme membran.

### 2.10.2 Transmembrant trykk – TMP

Trykkforskjellen over membranen beregnes fra det hydrostatiske trykket i de ulike delene av fødingen. Ligningen for beregningen er vist nedenfor.

$$TMP = \frac{p_f + p_c}{2 - p_p} \quad (7)$$

Her er  $p_f$  trykket på fødingen,  $p_c$  trykket på konsentratet og  $p_p$  trykket på permeatet som har passert gjennom membranen.

### 2.10.3 Silt density index - SDI

Silt density index (SDI) er et mål på hvor sannsynlig det er at partikler tetter igjen membranen. For å finne denne faktoren måles tiden en 500 ml prøve bruker gjennom et helt rent 0,45  $\mu\text{m}$ -filter, for så å måle tiden en prøve med samme volum bruker gjennom filteret etter  $n$  minutter kontinuerlig strøm gjennom membranen med konstant trykk på 206,8 kPa. Formelen er gitt under.

$$SDI = \frac{1 - \frac{t_0}{t_n}}{n} \times 100 \quad (8)$$

$t_0$  er tiden prøven bruker gjennom et helt rent membranfilter,  $t_n$  er tiden prøven bruker gjennom et brukt filter,  $n$  er antall minutter som er brukt på filtreringen.

Måling av SDI er en typisk del av pilotforsøk, som utføres før et eventuelt membranlegg installeres i en fabrikk.

I dette delkapittelet er alle likninger tatt fra *Aquaculture Engineering* (Lekang 2013).



## 2.11 Sprengstoffproduksjon hos CHN

CHN produserer for tiden to typer sprengstoff: HMX og RDX. Begge sprengstofftypene produseres og selges som krystaller. De dannes fra en reaksjon mellom ammoniumnitrat, salpetersyre, hexametylentetramin og eddiksyre. Reaksjonen mellom disse stoffene gir fast stoff, som felles ut og vaskes rent med eddiksyre. HMX har molekylformel  $C_4H_8N_8O_8$ , mens RDX har molekylformel  $C_3H_6N_6O_6$ .

Sprengstoffproduksjonen hos CHN foregår i flere ulike hus som er plassert utover et stort område. Husene og hvilke prosesser som skjer i hvert av dem er vist i figur 1 i innledningskapittelet. Produksjonen av sprengstoff foregår i forskjellige hus for å minske skaden, både på arbeidere og anlegg, ved en eventuell antennelse og eksplosjon av sprengstoff. På grunn av eksplosjonsfaren har CHN strenge regler for antall arbeidere som til enhver tid kan oppholde seg i hvert av husene.

Denne oppgaven omhandler en liten del av produksjonsprosessen, kun førsteinndamper i A-hus som også er kjent som syregjenvinningsfabrikken. Fødingen som kommer inn til inndamperen kommer rett fra E-hus.

### 2.11.1 Molekyler i fødingen

Fødingen filtreres i E-hus gjennom en filterduk med porestørrelse 5  $\mu\text{m}$ . Løsningen består i hovedsak av eddiksyre og vann, men også av noen andre partikler og løste stoffer. I utgangspunktet er alle partikler i løsningen mindre enn 5  $\mu\text{m}$  når de forlater E-hus. I tabell 1 er molekylene som befinner seg i løsningen listet opp sammen med sine respektive molekylvekter.

Tabell 1 Molekyler i løsning inn til A-hus

Molekyl	Formel	Størrelse (Da)
Eddiksyre	$\text{CH}_3\text{COOH}$	60
Eddiskyreanhydrid	$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	102
Hexamin	$(\text{CH}_2)_6\text{N}_4$	140
Salpetersyre	$\text{HNO}_3$	63
Ammoniumnitrat	$\text{NH}_4\text{NO}_3$	80
Vann	$\text{H}_2\text{O}$	18
Butylacetat	$\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$	116
Maursyre	$\text{HCOOH}$	46
Formaldehyd	$\text{HCHO}$	30
Urea/Ufasan	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	60
HMX	$\text{C}_4\text{H}_8\text{N}_8\text{O}_8$	296
RDX	$\text{C}_3\text{H}_6\text{N}_6\text{O}_6$	222
Acan	$\text{CH}_3\text{COO}(\text{CH}_2\text{NNO}_2)_4\text{CH}_2\text{OOCCH}_3$	428
Nitrogenoksyd	$\text{N}_2\text{O}$	44
Nitrogengass	$\text{N}_2$	28

### 2.11.2 Fødingens egenskaper

Fødingen som kommer inn til A-hus har flere kjemiske egenskaper som må tas hensyn til når passende membraner skal finnes.

- Fødingen er en mettet løsning bestående av molekylene listet opp i tabell 1.
- Den har en temperatur mellom 60 og 70 °C.
- pH i løsningen er lav, mellom 2 og 3.
- Siden pH i løsningen er lavere enn eddiksyres pKa-verdi på 4,74, er eddiksyremolekylene som er tilstede i løsningen i nøytral form  $\text{CH}_3\text{COOH}$ .
- Sprengstoffkrystaller feller ut når fødingen avkjøles. Disse krystallene er abrasive og kan slite i stykker membranen.
- Avkjølingen i rør fra E- til A-hus fører til mer kjemisk utfelling av abrasive krystaller.

### Løselighetsprodukter

Løseligheten til både HMX og RDX halveres ved et temperaturfall på 15 °C. Transportrørene fra E-hus til A-hus holdes varme for å unngå sprengstoffutfelling på grunn av temperaturreduksjon.

Fra CHN er det oppgitt hvilket antall kg av hvert av sprengstoffene som ved 70 og 60 °C kan løses i 8,5 m<sup>3</sup> restsyre (= eddiksyre og vann). Disse verdiene er tilgjengelige i tabell 2. Løsningen ved 60 °C er tilsatt ekstra 60 % eddiksyre, for å holde sprengstoff i løsning. Dette er fordi løseligheten av både HMX og RDX er spesielt liten i vann, men noe høyere i syre (Chemring Nobel AS).

Tabell 2 Løselighetsprodukter HMX og RDX

Temperatur	HMX	RDX
70 °C	20 kg	150 kg
60 °C	10 kg	80 kg

Det antas at løst sprengstoff har ladning og dermed bidrar til et osmotisk trykk i fødingen.

### Abrasiv materialer

Abrasiv materialer kjennetegnes ved at de er svært harde og ofte veldig slitesterke. De brukes ofte til å slippe eller pusse andre materialer. Når abrasive materialer kommer i kontakt med andre materialer oppstår ofte store friksjonskrefter, som kan føre til en betydelig temperaturøkning (Callister & Rethwisch 2011).

Når et hardt materiale kommer i kontakt med og glir over et bløtere materiale, oppstår en abrasiv slitasje. Det bløte materialet kan bli deformert eller slipt ned, eller det kan få riper grunnet det harde materialet. Abrasiv slitasje kan oppnås ved å bruke sandpapir på metall (Kleveland 2012).

Sprengstoffkrystallene som produseres hos CHN er abrasive. På grunn av slipe- og pussegenskapene til abrasive materialer, og med dette også sprengstoffkrystallenes egenskaper, kan det by på utfordringer i forhold til levetid av membraner brukt til å filtrere løsningen.

### 2.11.3 Prosessen i syregjenvinningsfabrikken – A-hus

Ved ankomst i A-hus sendes løsningen inn i den største av de to inndamperne. Ved inndamping fordampes og fjernes løsemiddel fra en løsning ved tilsetning av varme (John Mosbye 2012). I syregjenvinningsfabrikken tilsettes varmen i form av damp med 1,8 bars trykk. Dampen avgir energi ved å forandre fase fra gass til væske. Energien fra dampens faseovergang overføres til eddiksyre og vann. Hvor mye energi 1 kg damp i gass- og væskeform inneholder ved ulike trykk, finnes i damptabeller. Tabell 3 viser verdier for damp ved 1,8 bars trykk. For fullstendig damptabell, se vedlegg 1.

Tabell 3 Temperatur og energiinnhold i damp og vann ved 1,8 bars overtrykk

Overtrykk [bar]	Temperatur [°C]	H <sub>f</sub> , vann [kJ/kg]	H <sub>f</sub> , damp [kJ/kg]
1,8	131,37	552,3	2 722,4

Trykket i inndamperen holdes lavt, et sted mellom 0,4-0,45 bar. Dette gjøres for å redusere sjansen for at utfelt sprengstoff eksploderer i inndamperen. Ved dette trykket koker både eddiksyre og vann ved omtrent 83-85 °C.

Det er kun inndamping som 100 % sikkert kan fjerne sprengstoff fra eddiksyre og vann. Ved inndamping fordampes eddiksyre og vann, mens sprengstoff og andre stoffer blir igjen i bunnen av inndamperen. Inndamping er en svært energikrevende prosess. Per dags dato bruker CHN omtrent 3 millioner NOK hvert eneste år bare på å produsere dampen til førsteinndamper.

Eddiksyren som gjenvinnes i A-hus har flere ulike konsentrasjoner. 60 % og 100 % eddiksyre sendes tilbake til ulike trinn i produksjonsprosessen, og brukes både som reagens og til spyling av anleggsdelene. Siste trinn i A-hus er en destillasjonskolonne. I denne skilles vann og eddiksyre fra hverandre på grunn av ulike kokepunkter. Sluttproduktene fra denne separasjonsprosessen er vann og 100 % eddiksyre. Den andelen av eddiksyre som ikke brukes av CHN selges videre til andre fabrikker.

## 2.12 Teorigrunnlag for energiberegninger

For at et stoff skal fordampe må det tilføres energi. Denne energimengden må være stor nok til at stoffet varmes opp fra start- til kokepunktstemperatur i tillegg til at stoffet skal gjennomgå en faseovergang fra væske til gass. For de fleste stoffer krever faseovergangen fra væske til vann en mye større energimengde enn den som skal til for å varme opp stoffet flere grader i en bestemt fase.

Energien som skal til for å varme stoffet fra starttemperatur og opp til kokepunkt kan beregnes på denne måten:

$$Q = m c_p \Delta T = m c_p (T_{fordampe} - T_0) \quad (9)$$

(Çengel et al. 2011) Her er  $Q$  energien, med enhet J, som skal til for å varme stoffet til fordampingstemperatur,  $m$  er massen av stoffet i kg,  $c_p$  er stoffets varmekapasitet i kJ/kg K,  $T_{fordampe}$  er temperaturen som stoffet koker ved og  $T_0$  er stoffets starttemperatur. Enheten for temperatur er K eller °C. Sammenhengen mellom disse enhetene er  $0 \text{ °C} = 273,15 \text{ K}$ .

Faseovergangen fra væske til gass krever en stor mengde energi. Hvor mye som kreves beregnes ved hjelp av ligningen under.

$$Q = m H_f \quad (10)$$

(Ignatowitz 1999) Her er  $Q$  energien som må tilføres i J,  $m$  er fortsatt stoffets masse i kg og  $H_f$  er stoffets fordampingsentalpi i kJ/kg. Fordampingsentalpien varierer fra stoff til stoff. Energimengden til faseovergangen kan tilføres på flere ulike måter. Hos CHN tilføres denne energien i form av mettet damp ved 1,8 bar overtrykk. Energien som avgis per kg damp gis av ligningen

$$Q_{damp,avgitt} = m(H_{f,damp} - H_{f,vann}) \quad (11)$$

(Skogestad 2009) hvor  $m$  er dampens masse i kg, mens  $H_{f,damp}$  og  $H_{f,vann}$  er energiinnholdet i kJ/kg for henholdsvis mettet damp og vann. Dampen avgir energi ved å endre fase fra gass til væske. Denne frigjorte energien kan brukes til å varme opp andre stoffer.



### **3 Materialer og metoder**

Metodene som er brukt i gjennomføringen av denne oppgaven er generelle internettsøk, litteratursøk, gjennomgang av membranleverandørers ulike produkter og flere typer beregninger.

#### **3.1 Mulighetsstudie**

En mulighetsstudie skal kartlegge hvilke muligheter som finnes for et prosjekt (Hjelness Consult). Mulighetsstudien danner grunnlag for videre arbeid med et prosjekt, og kan peke ut hvilke vendinger prosjektet bør ta, eventuelt hvilke alternative løsninger det kan være nødvendig å jobbe videre med. En mulighetsstudie er som regel en del av et forprosjekt. Den er nyttig for å kunne danne et bilde av alternative løsninger innenfor et anlegg eller en fabrikk (Undervisningsbygg).

I denne masteroppgaven er det fokusert på å kartlegge dagens situasjon i syregjenvinningsfabrikken hos CHN og finne løsninger på hvordan de kan energieffektivisere driften av dette anlegget.

#### **3.2 Litteratursøk**

Gjennom søk etter relevante artikler i vitenskapelige søkemotorer, er en del av teorigrunnlaget for denne oppgaven satt. Vitenskapelige artikler som omhandler både generell membranteori og forskning gjort på membraner har vært til stor hjelp under arbeidet med oppgaven.

Litteratursøkene er gjort for det meste i Web Of Science. Gjennom UMBs tilgang til denne søkemotoren, ble det funnet flere relevante artikler. Noen søk er også blitt gjort gjennom søkemotoren Access Science, som også er en søkemotor UMB har tilgang til.

Da de fleste vitenskapelige artikler utgis på engelsk, ble artikkelsøkene gjennomført med engelske søkeord. Et utvalg av de mest relevante ordene er disse:

- Membranes
- Reverse osmosis
- Abrasive
- Filtering
- Water
- Process
- Low pH
- Polyamide

Hvert av søkeordene ble i ulike søk valgt som hovedsøkeord. For å snevre inn søkeresultatene ble de andre ordene, i tilfeldig rekkefølge, satt som søkeord for å søke innenfor resultatene i hovedsøket. Dette ble gjort med alle ord som hovedsøkeord, og de andre i tilfeldig rekkefølge ved søking innad i artiklene som inneholdt hovedsøkeordet. Dette foregikk helt til relevante artikler ble funnet.



### 3.3 Membranleverandører

For å finne frem til hvilke membranleverandører som tilbyr de membranene som trengs til dette anlegget ble det gjennomført en screening. Membranene må oppfylle flere kriterier for å bli vurdert som aktuelle for syregjenvinningsfabrikken hos CHN:

- Membranene må minst tåle temperaturer opp mot 70-80 °C. Fødingen som skal filtreres kommer inn til membranene med en temperatur på 60-70 °C, så membranene må kunne filtrere ved denne temperaturen uten å ta skade.
- Membranene må tåle lave pH-verdier. De bør kunne brukes i miljøer med pH ned til 2. Dette fordi fødingen som skal filteres har en pH-verdi mellom 2 og 3.
- Membranene må være motstandsdyktige mot abrasive krystaller. Fordi fødingen er en løsning mettet på løst sprengstoff, kommer det til å skje kjemisk utfelling i fødingen. Denne utfellingen består av abrasive krystaller. Det er viktig at membranene er såpass sterke at de ikke slites i stykker umiddelbart etter utfelling av sprengstoffkrystaller.
- Membranene må ha en lav MWCO. Dersom de skal benyttes i alternativ 1, må de kun slippe vann gjennom membranene. Membranene som skal benyttes i alternativ 2 må ha en MWCO mindre enn 200 Da for å avvise alt løst sprengstoff, men slippe eddiksyre og vann gjennom membranen.
- Driftskostnadene for et membranfiltreringsanlegg må være betydelig mindre enn driftskostnadene ved dagens drift av førsteinndamper.

Søkene etter membranleverandører ble stort sett gjort gjennom Google. Dette er den enkleste måten å finne frem til alle verdens membranleverandører og hvilke produkter de tilbyr.

### 3.4 Energiberegninger

Til beregningene om det er energi å spare på å installere membraner i CHNs syregjenvinningsfabrikk, ble det utført flere energiberegninger. Både i forkant av og underveis i beregningene er det gjort antakelser og forenklinger. Beregningene som er foretatt er derfor kun overslagsberegninger. De gir allikevel et godt bilde på energiforbruket i syregjenvinningsfabrikken ved ulike forutsetninger.

Entalpieregninger på vann og eddiksyre er gjort, i tillegg til en enkel beregning av nødvendig pumpekapasitet og med tilhørende strømforbruk.

### 3.5 Alternative løsninger

Som det fremgår fra innledningskapittelet er det i oppgaven forsøkt å finne membraner til to ulike anvendelser: Alternativ 1, som fokuserer på å fjerne vann fra løsningen ved hjelp av membranfiltreringsanlegg før inndamperen, og alternativ 2, som fokuserer på å finne en membran med så lav MWCO som mulig, slik at sprengstoffrester kan fjernes fra løsningen og inndamperen kan fjernes fra anlegget.

### 3.6 Feilkilder

Da det viste seg å være umulig å finne en membran som helt sikkert kan brukes i syregjenvinningsfabrikken, er det flere feilkilder til denne oppgavens resultater. Underveis i oppgaven er det gjort mange antakelser. Disse er basert både på teori fra tilgjengelige bøker og på forskning som tidligere er gjort på membraner. Det er ikke funnet frem til publiserte artikler som omhandler forskning på membraner til filtrering av fødinge så sure som i syregjenvinningsfabrikken og med utfelling av abrasive krystaller. Antakelsene som er gjort angående hvordan membranene vil reagere kan være helt gale, fordi membranene kan oppføre seg helt annerledes med fødingen i syregjenvinningsfabrikken enn de har gjort under andre forutsetninger. For å få representative resultater for den spesielle fødingen hos CHN brukt sammen med de valgte membranene, må det utføres pilotforsøk.

## 4 Resultater og diskusjon

Som nevnt tidligere er det valgt å sammenfatte kapitlene resultat og diskusjon, da dette er mest hensiktsmessig for oppgaven.

I kapitlet som følger, presenteres resultater og argumentasjon for forenklinger som er gjort ved beregninger, sammen med mulig energi spart og resultat av membransøk. Det er også gjort beregninger for et eventuelt membranlegg i syregjenvinningsfabrikken. Kapitlet avsluttes med en oppsummering av de viktigste resultatene.

### 4.1 Begrunnelser for startantakelser

Ved oppgavestart ble en del informasjon gitt av CHN. Informasjonen var fra 1987 og omhandlet den planlagte driften av syregjenvinningsfabrikken på Sætre. I dette delkapitlet argumenteres det for visse forenklinger av prosessstrømmen slik at videre beregninger blir noe enklere å foreta.

#### 4.1.1 Masse- og energibalanse for inndamper

Inndamperens hovedoppgave er å skille eddiksyre og vann fra resten av fødingen. Eddiksyre og vann skilles til slutt fra hverandre ved hjelp av destillasjon. I tabell 4 oppgis massebalanse inn og ut av inndamperen for både HMX- og RDX-produksjon per time i kg. Tabell 4 viser den massebalansen CHN selv beregnet før oppstarten av dagens anleggsdrift.

Tabell 4 Massebalanse inndamper for planlagt HMX- og RDX-produksjon [kg/h]

Stoff	INN inndamper [kg/h]		Vekt- % av føding inn		UT inndampertopp [kg/h]		UT inndamperbunn [kg/h]	
	HMX	RDX	HMX	RDX	HMX	RDX	HMX	RDX
Eddiksyre	1 533	1 538	75,2 %	72,0 %	1 031	1 052	502	486
Vann	345	423	16,9 %	19,8 %	250	308	95	115
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	84	106	4,1 %	5,0 %	0	0	84	106
HCOH	14	27	0,7 %	1,3 %	14	27	0	0
NaNO <sub>3</sub>	33	25	1,6 %	1,2 %	0	0	33	25
NaHCOO	8,7	5,9	0,4 %	0,3 %	0	0	8,7	5,9
NaAc	4,2	3,1	0,2 %	0,1 %	0	0	4,2	3,1
RDX	15	6,8	0,7 %	0,3 %	0	0	15	6,8
HMX	1,4	0,6	0,1 %	0,0 %	0	0	1,4	0,6
<b>Totalt</b>	<b>2 038,3</b>	<b>2 135,4</b>	<b>100,0 %</b>	<b>100,0 %</b>	<b>1 295</b>	<b>1 387</b>	<b>743,3</b>	<b>748,4</b>

Tabell 4 viser at både ved HMX- og RDX-produksjon er det planlagt at fødingen som kommer inn fra E-hus er i overkant

av 2 000 kg/h. Eddiksyre og vann utgjør mer enn 90 % av fødingens masse i begge tilfellene. Da disse to stoffene utgjør en så stor del av fødingen, er det fristende å forenkle fødingen til å kun bestå av disse. Videre undersøkes det om denne forenklingen gir representative resultater.

#### 4.1.2 Planlagt splitt i inndamperen

I inndamperen kokes en del eddiksyre og vann av fra fødingen. Tabell 5 presenterer hvor stor andel av hvert av stoffene som forsvinner ut av inndampertoppen. Tilhørende masseverdier er tidligere gitt i tabell 4.

Tabell 5 Splitt i inndamperen ved planlagt sprengstoffproduksjon

Stoff	Inn inndamper [kg/h]		Ut topp		Ut bunn	
	HMX	RDX	HMX	RDX	HMX	RDX
Eddiksyre	1 533	1 536	67 %	68 %	33 %	32 %
Vann	345	423	73 %	73 %	27%	27 %

Tabell 5 er et utdrag fra tabell 4 hvor massestrømmene ut inndampertopp og –bunn er beregnet i prosent. Dette er gjort for å se om prosentandelen eddiksyre og vann som dampes av er relativt lik. Som det fremgår av tabell 5 ble det planlagt at rundt 70 % eddiksyre og vann dampes av både ved HMX- og RDX-produksjon. Andelen eddiksyre dampet av ligger ved produksjon av begge typer sprengstoff litt under 70 %, mens andelen vann er noe over 70 % for begge produksjonene. Disse andelenes er såpass like at videre beregninger antar lik prosent avdampet eddiksyre og vann, altså 70 %.

### 4.1.3 Dampforbruk og nødvendig energimengde ved forenkling

For en ekstra bekreftelse på at det er mulig å forenkle løsningen til kun å bestå av eddiksyre og vann beregnes energimengden som trengs til inndamping etter dagens drift og sammenlignes med oppgitte verdier fra den planlagte driften ved CHN. Til disse beregningene trengs kokepunkt, spesifikk varmekapasitet og fordampingsentalpi for begge stoffene. Verdiene er vist i tabell 6 (BrandTech Scientific ; Engineeringtoolbox ; Engineeringtoolbox). Verdiene gjelder ved 1 bars trykk. Inndamperen drives i dag med undertrykk på omtrent 0,45 bar. Både vann og eddiksyre koker da ved lavere temperaturer enn de som er oppgitt i tabellen under. Ved å operere ved lavt trykk minskes risikoen for at sprengstoffrester antennes i inndamperen.

Tabell 6 Verdier for eddiksyre og vann ved 1 bars trykk

Stoff	Kokepunkt [°C]	$c_p$ [kJ/kgK]	$H_{vap}$ [kJ/kg]
Eddiksyre	118	2,043	402
Vann	100	4,19	2 257

Fra tabell 6 kan en se at vann har en betydelig større fordampingsentalpi enn eddiksyre. Dette påvirker energibehovet i større grad enn at vann har lavere kokepunkt enn eddiksyre. Den høye fordampingsentalpien gjør at vann krever mer energi tilført enn eddiksyre, hvis lik mengde vann og eddiksyre skal fordampe fullstendig.

Beregningene gjøres ved 1 bars absolutt trykk i denne oppgaven fordi det er enklere å finne verdier for ulike konstanter ved dette trykket. Differansen mellom energibehov for eddiksyre og vann blir ikke veldig ulik ved dette trykket enn ved det CHN opererer med til daglig. Andelen av energien de ulike stoffene trenger er omtrent lik uansett trykk, så eventuelle feil i beregningene her blir svært små. Det er viktig å huske på at dette er en mulighetsstudie, og kun overslagsberegninger blir gjort.

#### 4.1.4 Stemmer forenklingen med planlagt drift ved CHN?

Ut fra begrensningene som nå er satt beregnes energimengde som er nødvendig til inndampingen og dette sammenlignes med oppgitte verdier fra CHN. Verdiene som er oppgitt fra CHN gjelder for en ukes drift av anlegget. Sammenligningsverdiene er derfor også beregnet for en ukes drift. For å regne ut nødvendig energimengde er ligningene 9 og 10 fra teorikapittelet benyttet, sammen med massebalansene i tabell 4 og konstantene som er oppgitt i tabell 6. Temperaturen på fødingen er omtrent 60 °C. Fødingen er forenklet til kun å bestå av eddiksyre og vann. Ved beregningene er det antatt at all eddiksyre og alt vann varmes opp til kokepunkt, mens stoffandelen, som skal dampes av, omtrent 70 %, er tilført nok energi til å gjennomgå faseendringen fra væske til gass. Resultatene fra beregningene er gitt i tabell 7.

Tabell 7 Sammenligning av beregnet og oppgitt energimengde for planlagt drift

	Beregnet HMX	Oppgitt HMX	Beregnet RDX	Oppgitt RDX
<b>Q<sub>nødv</sub> [MJ/uke]</b>	204 764		217 550	
<b>Damp nødv [kg/uke]</b>	94 357	90 051	106 194	101 500
<b>Energiinnhold damp [MJ]</b>	256 877	235 311	289 103	265 230

Ved beregning av energiinnhold i damp er det ikke tatt hensyn til at damp går over til vann med mye lavere energiinnhold. Tabell 7 viser at den beregnede nødvendige energimengden per uke ligger noe over planlagt energimengde både for HMX- og RDX-produksjon. Det samme gjelder energiinnholdet i damp. Det kan være at CHN har regnet med et noe ulikt energiinnhold i damp enn det som er gjort i denne oppgaven, og at det derfor er et lite avvik i verdiene. Siden avvikene er såpass små, og beregnede verdier er i samme størrelsesorden som de oppgitte, konkluderes det med at det er mulig å gå videre med antakelsen om at fødingen kun består av eddiksyre og vann.

#### 4.1.5 Antakelser for videre beregninger

Som det er vist i flere tidligere antakelser i dette kapittelet virker det rimelig å kunne forenkle fødingen fra E-hus til å kun bestå av eddiksyre og vann.

I tillegg til dette antas det også at:

- Det dampes av lik prosentandel eddiksyre og vann i inndamperen
- Dampkilden er mettet damp ved 1,8 bars overtrykk
- Inndampingen skjer ved 1 bars trykk

## 4.2 Dagens faktiske drift av anlegget

Etter en tids arbeid med oppgaven ble tallene for dagens drift ved CHN presentert. De er noe annerledes enn tallene som er oppgitt i massebalansene i tabell 4 for planlagt drift. Hver time kommer 1 600 l føding inn i A-hus og inndamperen. Dette gjelder både ved HMX- og RDX-produksjon. Per dags dato har fødingen en eddiksyrekonsentrasjon på 35 %. Praksis hos CHN er å anta at resten er vann. 70 % av både eddiksyre og vannet som kommer inn i inndamperen, dampes av.

Hva angår sprengstoffrester i denne løsningen er det kun 1,33 tonn som kommer inn til A-hus hver uke. Per time tilsvarer dette 7,9 kg. Dette utgjør en så liten del av fødingens masse at det i praksis hos CHN ikke tas hensyn til sprengstoffrestene i massebalansen. Sprengstoffet sees derfor bort fra ved videre beregninger også i denne oppgaven.

Den reelle massebalansen for dagens drift av inndamperen er som vist i tabell 8.

Tabell 8 Dagens drift av inndamperen [l/h]

Stoff	Inn [l/h]	Masse- %	Ut topp [l/h]	Ut bunn [l/h]
Eddiksyre	560	35	392	168
Vann	1 040	65	728	312
<b>Totalt</b>	<b>1 600</b>	<b>100</b>	<b>1 120</b>	<b>480</b>

Forskjellen på dagens drift og den planlagte driften av anlegget er at den faktiske fødingen består av en god del mer vann enn den planlagte. Ved dagens drift utgjør vann 65 % av fødingen, mens det i den planlagte driften utgjør i underkant av 20 %.

Vann ved 60 °C oppgis å ha en tetthet på 0,9833 kg/l (Çengel et al. 2011), mens eddiksyre oppgis å ha en tetthet på 1,05 kg/l ved 20 °C (ChemicalBook 2008). Det er å anta at denne tettheten blir noe lavere ved høyere temperatur. CHN regner tettheten til løsningen til å være 1 kg/l, slik at massebalansen inn til syregjenvinningsfabrikken har samme tallverdier som volumbalansen vist i tabell 8. Dette er ikke urimelig å anta.

Per i dag brukes det 2 000-2 500 kg damp per time til denne inndampingen, som er i drift 48 uker i året.

### 4.3 Energibehov etter fjerning av vann

Slik syregjenvinningsfabrikken hos CHN drives i dag er inndamping en sentral del av anlegget. Dette er en svært energikrevende og kostbar prosess. Ved inndamping tilføres fødingen energi i form av damp, slik at en del av fødingen endrer fase fra væske til gass og skilles fra resten av væsken. Hos CHN er inndamperens funksjon å skille vann og eddiksyre fra de andre løste stoffene i fødingen. CHN benytter seg av inndamping fordi det er den separasjonsmetoden som helt sikkert fjerner sprengstoff fra vann og eddiksyre.

Tidligere i resultatkapittelet ble fordampingsentalpiverdiene for eddiksyre og vann presentert. Da vann har en betydelig større fordampingsentalpi enn eddiksyre, og fordi fødingen består av 65 % vann, er det naturlig å tenke at energi kan spares dersom noe vann fjernes fra fødingen før inndamperen. På bakgrunn av dette vurderes det videre *hvor mye* energi som kan spares ved å fjerne en del av vannet før inndamperen. Den høye fordampingsentalpien for vann er den viktigste grunnen til at det vurderes en løsning med fjerning av vann før inndamperen. Videre er det beregnet hvor stor andel av energien vannet krever dersom all eddiksyre og alt vann som kommer inn til A-hus hver time skal fordampes fullstendig. Denne fordelingen vil gi en indikasjon på hvor mye energi som kan spares ved fjerning av noe vann.

I tabell 9 er massestrømmen inn i inndamperen per time presentert sammen med energimengden eddiksyre og vann krever dersom alt av hvert stoff skal dampes fullstendig av. Energimengdene er oppgitt i kJ/h. Også her er ligningene 9 og 10 benyttet til beregningene, sammen med tabellverdiene oppgitt i tabell 6.

Tabell 9 Nødvendig tilført energi ved fullstendig inndamping

Stoff	m [kg/h]	m %	Q [kJ/h]	Q %
Eddiksyre	560	35	291 476	10
Vann	1 040	65	2 521 584	90
Totalt	1 600	100	2 813 060	100

Som det fremgår av tabell 9 må vann tilføres mye energi for å dampes fullstendig av. Vannet, som tilsvarer 65 % av fødingens masse, krever 90 % av energien som skal til for fullstendig fordamping av eddiksyre og vann. Her er det tydelig at det er en mulig energigevinst ved fjerning av vann.



### 4.3.1 Nødvendig beregnet dampforbruk

Før potensiell energigevinst kan finnes, beregnes nødvendig tilført damp per time ved dagens drift. Dette gjøres på grunnlag av forenklingene som er gjort tidligere i oppgaven. Til beregningene er ligningene 9, 10 og 11 brukt sammen med verdier fra tabell 6 og massebalansen i tabell 8. Energiinnhold i damp er oppgitt i tabell 3. Det antas at all eddiksyre og alt vann som kommer inn til A-hus varmes opp fra 60 °C til kokepunktstemperatur, mens kun 70 % av hvert av stoffenes masse tilføres energi nok til å fordampe. Hvor mye energi hvert av stoffene krever, og hvor mye damp som er beregnet å være nødvendig for å drive inndamperen slik som CHN gjør i dag, er presentert i tabell 10.

Tabell 10 Nødvendig tilført energi i form av damp per time ved dagens drift

Stoff	Q <sub>oppv</sub>	Q <sub>vap</sub>	Q <sub>tot</sub>	
Eddiksyre	66 357	157 584	223 941	kJ
Vann	174 304	1 643 096	1 817 400	kJ
Q <sub>tot,alt</sub>			2 041 341	kJ
Nødvendig damp [kg/h]			941	kg
Dagens dampforbruk [kg/h]			2 260	kg

Som tabell 10 viser, er det beregnet at inndamperen ved dagens drift må tilføres 941 kg damp hver time. Det er da ikke medregnet noe varmetap eller overoppheting av vann. I virkeligheten vil vannet som fordampes overopphetes fra sin fordampingstemperatur opp til eddiksyres fordampingstemperatur (Mosbye 2012). Da denne ekstra oppvarmingen ikke innebærer en ny faseforandring, krever den ikke mye energi, og sees derfor bort fra (McCabe et al. 2005). Ved dagens drift brukes det i gjennomsnitt 2 260 kg damp per time. Dette er mer enn det dobbelte av beregnet nødvendig dampmengde, så det er tydelig at det er dampsvinn i anlegget. *Nøyaktig hvor denne dampen forsvinner, blir ikke diskutert i denne oppgaven.*

Nødvendig beregnet dampmengde per time på 941 kg brukes videre. Dette for at resultatene fra senere beregninger kan sammenlignes med resultater som kommer fra beregninger gjort med samme antakelser og forenklinger.

### 4.3.2 Potensiell energigevinst

Fra avsnitt 4.3, hvor energifordelingen mellom eddiksyre og vann ble beregnet, er det tydelig at det kan spares en del damp dersom noe vann fjernes før inndamperen. Per i dag dampes som sagt 70 % av tilført eddiksyre og vann av. CHN ønsker å finne ut om denne prosenten kan øke, samtidig som driftskostnadene i A-hus kan senkes. For å finne ut om dette er mulig, beregnes det hvor mye energi i form av damp som må tilføres for å dampe av 70 og 80 % av fødingen dersom ulike prosentandeler av vannet i fødingen fjernes før

inndamperen. Den nye nødvendige dampmengden sammenlignes med nødvendig dampmengde for dagens drift, 941 kg/h. Dette gjøres for å se hvor stor prosentvis endring i nødvendig dampmengde det blir ved de ulike tilfellene av vannfjerning før inndamping.

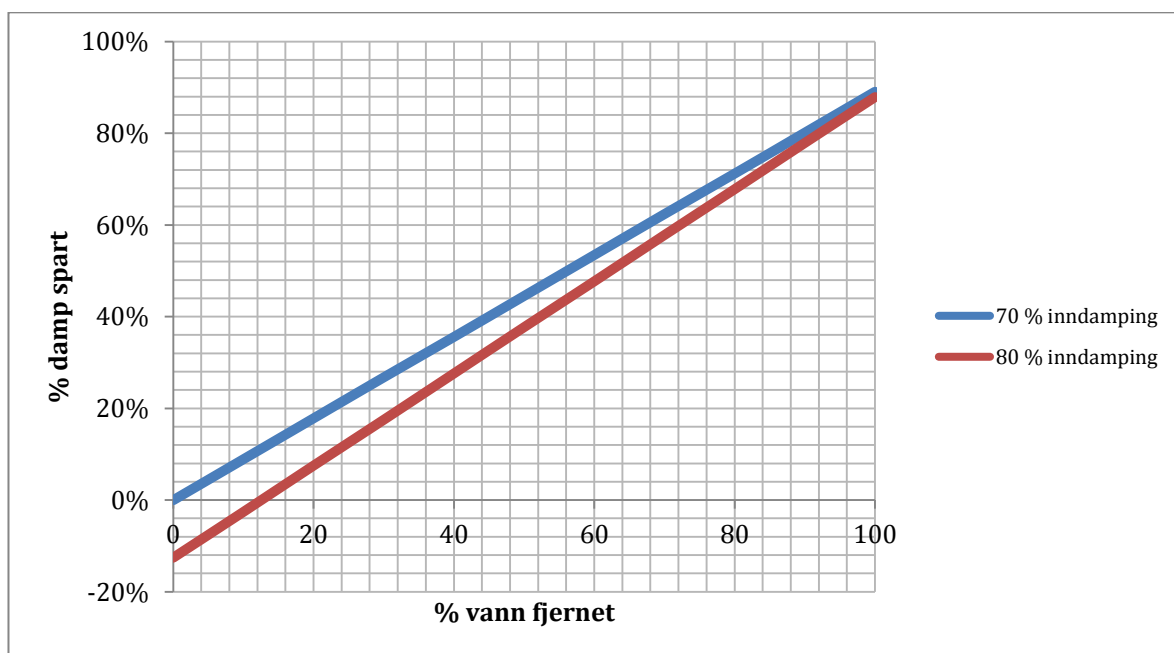
Tabell 11 presenterer hvor mye damp som kan spares dersom ulike prosentandeler vann fjernes fra fødingen på 1 600 kg/h før inndamping. Etter fjerning av vann er det nødvendig å tilføre nok damp til å varme opp og dampe av eddiksyren og det resterende vannet i fødingen. I tabell 11 gis prosentvis endring i nødvendig dampmengde for ulike andeler av vann fjernet dersom 70 og 80 % av resterende vann og eddiksyre i fødingen skal dampes av. Også her er ligningene for energiberegninger brukt.

**Tabell 11 Potensiell damp spart**

<b>Vann fjernet [%]</b>	<b>Damp spart ved 70 % inndamping</b>	<b>Damp spart ved 80 % inndamping</b>
<b>0</b>	0 %	-13 %
<b>10</b>	9 %	-3 %
<b>20</b>	18 %	8 %
<b>30</b>	27 %	18 %
<b>40</b>	36 %	28 %
<b>50</b>	45 %	38 %
<b>60</b>	53 %	48 %
<b>70</b>	62 %	58 %
<b>80</b>	71 %	68 %
<b>90</b>	80 %	78 %
<b>100</b>	89 %	88 %

Her kan man se at CHN har en relativt stor potensiell energigevinst dersom de kan fjerne vann fra fødingen før inndamperen. Vannet krever, som vist tidligere, en stor del av energien som tilføres i inndamperen, så jo mer vann som fjernes før denne prosessen, jo mindre damp må tilføres for at eddiksyre og resterende vann skal dampes av. Ved 70 % inndamping av fødingen kan det spares så mye som 45 % damp dersom halvparten av vannet fjernes fra løsningen før inndamping. Tilsvarende dampmengde spart ved 80 % inndamping er 38 %. Hvis alt vann fjernes før inndamperen, er det en potensiell energigevinst på 89 og 88 % for henholdsvis 70 og 80 % inndamping.

Figur 14 viser en grafisk fremstilling av mulig energigevinst hos CHN hvis noe vann fjernes fra fødingen før inndamperen. Antall prosent vann fjernet fra fødingen før inndamperen er vist på den horisontale akse, mens antall prosent damp spart etter vannfjerning er vist på den vertikale akse. Prosent damp spart er forholdet mellom nødvendig dampmengde ved gitt inndampingsprosent i forhold til beregnet nødvendig dampmengde for dagens drift på 941 kg/h.



Figur 14 Potensiell damp spart ved vannfjerning før inndamper

I figur 14 viser den blå linjen hvordan dampmengde spart ved 70 % inndampning øker i takt med antall prosent vann fjernet fra fødingen før inndamperen. Som tabell 11 viser, kan en også her se at CHN kan spare damp i inndamperen fra første prosent vann fjernet. Det ser ut til at det er mulig å spare oppmot 90 % damp hvis alt vann fjernes før inndamperen ved 70 % inndampning av resterende vann og eddiksyre. Den røde linjen viser hvor mye damp som spares ved 80 % inndampning etter prosentvis fjerning av vann. Ved denne inndampingsprosenten må, som sagt tidligere, en høyere prosentandel vann fjernes før inndamperen for at CHN skal ha en energigevinst. Også her er det mulig å oppnå nesten 90 % reduksjon i nødvendig dampmengde til inndampning i forhold til dampmengden som er nødvendig for dagens drift.

### 4.3.3 Problemer ved å fjerne alt vann

Løsningen som kommer inn til A-hus er mettet på løst sprengstoff. Det skal lite til for at en mettet løsning skal begynne å felle ut. Når det gjelder løst sprengstoff i fødingen, skal det ikke mer til enn en nedkjøling på et par grader før det skjer en kjemisk utfelling av sprengstoffkrystaller. Løseligheten av både HMX og RDX halveres ved en temperaturreduksjon på 15 °C (Chemring Nobel AS). På grunn av transport i rør utendørs fra E-hus til A-hus, vil fødingen kjøles litt ned, og det vil mest sannsynlig felles ut noe sprengstoff i rørene.

Dersom alt vann fjernes fra fødingen før inndamperen, vil en allerede mettet løsning bli overmettet, altså vil sprengstoff felles ut. Dette kan være problematisk i forhold til bruk av membraner, da membranene må kunne tåle krystallene som felles ut og ikke bli tettet igjen fullstendig med en gang det blir litt utfelling. Et eventuelt membranlegg i syregjenvinningsfabrikken må ha et CIP-anlegg til regelmessig vask av membranene for å unngå store foulingproblemer.

## 4.4 Alternative løsninger

Inndamping er som sagt en kostbar prosess, derfor er det ønskelig å se om det er mulig å benytte membranfiltrering som alternativ til denne inndamperen. Et membranfiltreringsanlegg krever, som beskrevet i teorikapittelet, lite tilført energi. Det vurderes å installere et slikt anlegg i syregjenvinningsfabrikken for å redusere årlige driftskostnader i anlegget.

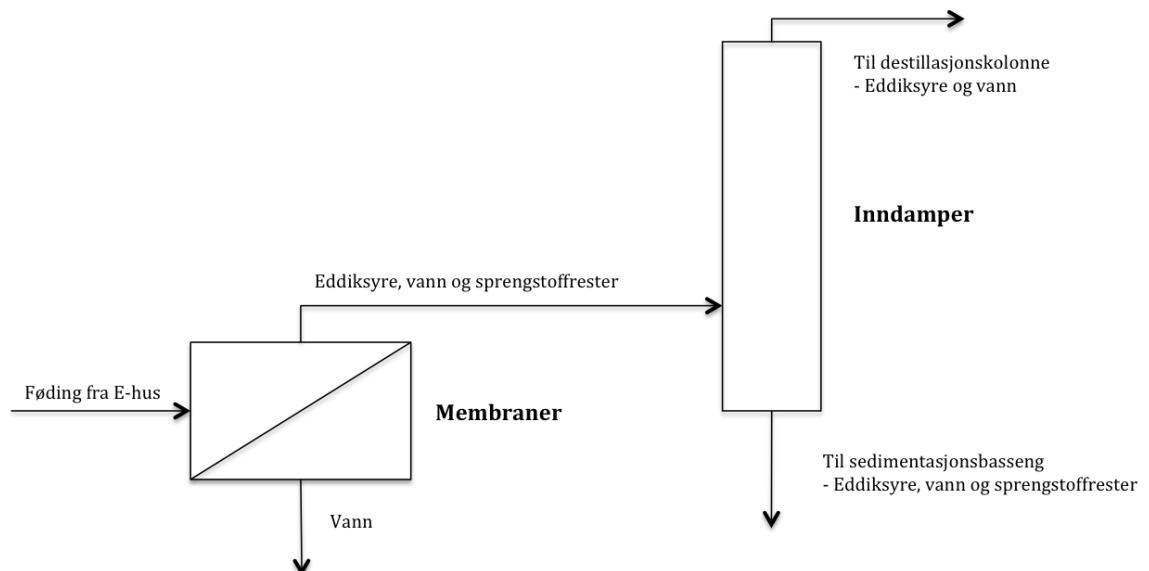
Videre er det presentert to alternative løsninger for membranfiltrering i syregjenvinningsfabrikken.

### 4.4.1 Alternativ 1 - fjerne vann med membranfilter før inndamping

Ved tidligere beregninger er det kommet tydelig frem at det potensielt er mye energi å spare på å fjerne vann fra løsningen før inndamping. Alternativ 1 omhandler å finne en membran som kan fjerne vann fra fødingen, men avvise eddiksyre og andre stoffer. Til dette formålet er det mest aktuelt med en RO-membran.

CHN har gitt uttrykk for at de ikke ønsker økt risiko for sprengstoff videre i A-hus. Siden membranfiltrering aldri kan garantere 100 % rent produkt, vurderes det om inndamperen kan beholdes i anlegget, etter et membranfiltreringsanlegg for å fjerne vann.

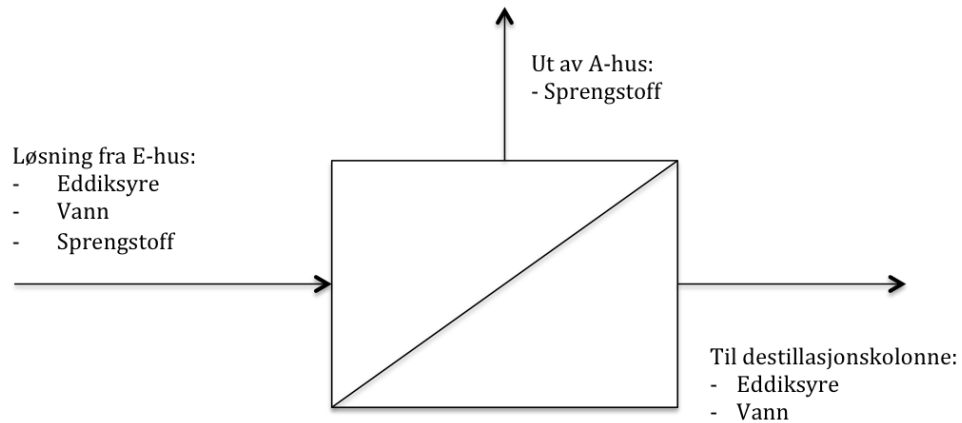
Figur 15 viser hvordan et oppsett med membranfiltrering før inndamper kan se ut.



Figur 15 Alternativ 1. Illustrasjon: Mari Lange

#### 4.4.2 Alternativ 2 – membranfiltrering uten inndamper

Som et alternativ til å fjerne vann før inndamperen, ble også en løsning hvor inndamperen fjernes helt vurdert. I dette alternativet filtreres fødingen gjennom membraner for å fjerne sprengstoff, både det som er utfelt og det som er løst i fødingen. Figur 16 viser en illustrasjon på hvordan fødingen vil strømme inn og ut av et membranlegg som fjerner sprengstoff fra fødingen.



Figur 16 Alternativ 2. Illustrasjon: Mari Lange

For at denne løsningen skal kunne applikeres i syregjenvinningsfabrikken, må membranene kunne skille ut sprengstoffet i form av krystaller i tillegg til sprengstoffet som er løst. På molekylnivå er størrelsene på HMX og RDX henholdsvis 222 og 296 Da.

Dette alternativet gjør at risikoen for sprengstoff i destillasjonskolonnen i slutten av syregjenvinningsfabrikken øker betraktelig. Per i dag kommer så godt som ikke noe sprengstoff inn i destillasjonskolonnen.

## 4.5 Membransøk

På grunnlag av de to alternativene, som beskrevet i kapittel 4.4.1 og 4.4.2, er det søkt gjennom verdens membranprodusenter for å finne membraner som kan brukes i CHNs syregjenvinningsfabrikk. En god del av produsentene ble kontaktet i løpet av våren med varierende resultat.

### 4.5.1 Kriterier for membranfilter

Da søkene etter passende membraner ble gjennomført var det flere kriterier som måtte oppfylles for at membranene skulle være aktuelle. De viktigste kriteriene som gjelder begge de to alternativene er, som følger:

- Membranen skal være kommersiell
- Membranen skal tåle pH ned til pH = 2
- Membranen skal tåle temperaturer opp til 70 °C
- Membranen skal være slitesterk mot abrasive krystaller

Membraner som kan benyttes ved alternativ 1, må kunne skille ut vann fra fødingen, men beholde eddiksyre i konsentratet. Til dette bør en RO-membran benyttes, da dette er de eneste membranene som kan skille ned på atomnivå.

Membraner som eventuelt skal benyttes i alternativ 2, må kunne skille ut vann og eddiksyre fra fødingen, men holde både sprengstoffmolekyler og sprengstoffkrystaller tilbake i fødingen. Her er det behov for en membran med MWCO mindre enn 200 Da.

I tillegg til disse kriteriene var det flere bikriterier som var ønsket oppfylt hvis det skulle vise seg å være flere membraner som var aktuelle for anlegget:

- Investeringskostnadene knyttet til membranplanet må ikke være for høye.
- Driftskostnadene ved bruk av membranplanet må være betraktelig mindre enn dagens driftskostnader med inndamperen.
- Pumpen som trengs til membranplanet må være kommersiell, slitesterk og ikke altfor dyr.

Med disse kriteriene i bakhodet ble dagens membranmarked undersøkt for muligheter til anlegget og det ble søkt etter membraner som kunne benyttes i begge alternative løsninger.

#### 4.5.2 Resultat membransøk

Så å si alle verdens membranprodusenters produktlister er gjennomgått for å finne en eller flere membraner som kan brukes i CHNs anlegg. Mange var uaktuelle med en gang, og ble ikke vurdert kontaktet. Et utvalg av membranprodusentene som ble kontaktet i løpet av våren finnes i tabell 12. Her er det også oppgitt hvilke kriterier de har oppfylt og hvilke de ikke kan oppfylle.

Tabell 12 Resultat membransøk

Firma/produsent	Membrantype	Kriterier oppfylt	Kommentarer	Aktuell
CSM Filter	RO	pH 2-11	Max temperatur 45 °C. TFC, PA, tåler ikke abrasive krystaller.	NEI
Daicem Membrane-Systems LTD.	NF	Noen tåler høye temperaturer.	Svar 7. mars, ingen passende membraner.	NEI
Dow Water & Process Solutions	RO/NF	pH 2-11.	Makstemperatur 45-50 °C.	NEI
IBMEM Industrial Biotech Membranes	NF	Keramiske membraner	Minste MWCO 1 000 Da.	NEI
KOCH Membrane Systems	NF/RO		Max T 50 °C. pH 4-11. PA	NEI
Memcor/Siemens Water	RO		Designet for lave temperaturer. TFC. Tåler dårlig abrasive krystaller.	NEI
Microdyn Nadir	NF	Max T 95 °C. pH 0-14	Minste MWCO 4 kDa.	NEI
Nitto-Denko	RO	Noen har pH 2-10	Makstemperatur 40 °C.	NEI
PCI Membranes	RO	pH 1,5-12, 70-80 °C.	PA-membran, tåler ikke abrasive krystaller.	NEI, men disse virker som det beste alternativet.
Tami Industries	Keramisk	pH 0-14 Tåler høye temperaturer.	For store porestørrelser, fra 1 nm og oppover	NEI
Toray	RO	pH 2-11	Makstemperatur 45 °C. PA-membran tåler ikke abrasive krystaller	NEI
TriSep	NF og RO	MWCO 100-200 Da pH 2-11	Max T 45 °C. PA-membran. Tåler ikke abrasive krystaller.	NEI

Kilder: (ASTOM Corporation 2004; CSM Filter 2009; DAICEN MEMBRANE-SYSTEMS LTD. 2006; DOW Water & Process Solutions ; IBMEM Industrial Biotech Membranes ; Koch Membrane Systems 2013; Microdyn Nadir ; Nitto Denko 2001-2011; PCI Membranes 2013; Siemens Water 2011; Tami Industries 2010; Toray Membrane 2013; Trisep)



Som en kan se fra tabell 12 var det ikke enkelt å finne membraner som kan benyttes i anlegget. Siden fødingen er såpass spesiell, med høy temperatur, lav pH og stor fare for utfelling av abrasive krystaller, er det i dagens marked ingen produsenter som tilbyr membraner som kan benyttes i syregjenvinningsfabrikken. Flere har tilbudt seg å kjøre pilottester av anlegget for å finne ut hvor skadelig sprengstoffkrystallene er for deres membraner. Det er nemlig utfelt sprengstoff de fleste membranprodusenter har oppgitt som grunn til at deres membraner, og spesielt RO-membraner, ikke kan benyttes. Disse er stort sett laget av tynn polyamidfilm, som lett ryker ved påføring av harde krystaller. For å kunne si helt sikkert hvor lenge en eventuell membran kan holde i anlegget, må det utføres pilottester.

Selv om det finnes flere produsenter som tilbyr keramiske membraner og andre membraner som tåler høye temperaturer og lav pH, er det ingen som kan tilby en membran med lav nok MWCO eller en RO-membran med alle disse egenskapene. Problemene som går igjen hos de membranprodusentene som leverer keramiske membraner er at de ikke har membraner med lav nok MWCO. Tami Industries er blant leverandørene som tilbyr dette, men de har laveste MWCO på 1 kDa. På grunn av for høy MWCO kan disse membranene verken brukes til å fjerne vann fra fødingen, eller til å filtrere fødingen fri for sprengstoffmolekyler.

Til alternativ 2 er det ikke mulig å finne membraner som kan benyttes. Ingen av verdens membranprodusenter har membraner med MWCO på 200 Da, og som oppfyller kravene satt til alternativ 2. Ved å fjerne inndamperen fullstendig og kun filtrere løsningen gjennom membraner (dersom det en gang kommer en membran på markedet som får til dette), vil det alltid være en større risiko for at det skal komme sprengstoff inn i destillasjonskolonnen, enn det er i dag. Dette er fordi man ved membranfiltrering, som ved enhver annen form for filtrering, aldri kan være sikker på et 100 % rent produkt. CHNs medarbeidere må være villige til å ta den økte risikoen for sprengstoff videre i prosessen hvis et membranfiltreringsanlegg en gang i fremtiden skal erstatte førsteinndamper i syregjenvinningsfabrikken. CHN har allerede veldig streng kontroll angående sprengstoff videre i prosessen, og siden det ikke finnes noe membran som skiller godt nok mellom eddiksyre og sprengstoff, er denne løsningen rett og slett uaktuell. I tillegg er den også risikabel i forhold til å få sprengstoff med videre i prosessen.

### 4.5.3 Beste løsning

Den beste løsningen for syregjenvinningsfabrikken er å fortsette med alternativ 1. Flere produsenter tilbyr membraner som brukes til avsalting av løsninger med diverse kjemikaliesammensetning. Blant membranene som tilbys i dagens marked er det beste alternativet å velge én av to RO-membraner fra PCI Membranes. Membranene AFC80 og AFC99 er tubulære membraner laget av polyamidfilm. De tåler temperaturer opp til 70-80 °C og pH ned til 1,5. AFC80 og AFC99 har avvsningsprosent av NaCl på henholdsvis 80 og 99 % (se vedlegg 2).

#### *Fordeler ved bruk av disse membranene*

- De er tubulære membraner. Denne membrantypen tillater bruk av løsninger med høy viskositet og høy andel løste stoffer i seg. Løsningen hos CHN inneholder løst sprengstoff.
- Tubulære membraner krever minimalt med forbehandling. Filtreringen som fødingen har gjennomgått i E-hus gjennom filterduken med 5 µm porer er nok.
- Membranene tåler temperaturer opp til 70 - 80 °C.
- Membranene tåler pH ned til 1,5.
- Ved fjerning av vann før inndamperen er det mulig å spare energi også senere i A-hus. Destillasjonskolonnen, som brukes til å skille vann fra eddiksyre, vil trenge mindre tilført energi når en del av vannet allerede har blitt fjernet med membraner før inndamperen.

#### *Ulemper ved bruk av disse membranene*

- Når vann fjernes vil sprengstoff felle ut, fordi volumet det er løst i blir mindre.
- Membranene er laget av polyamidfilm, som tåler behandling fra abrasive krystaller dårlig. Sannsynligvis vil sprengstoffkrystaller fort slite hull i membranene.
- Når det blir hull i membranene, vil eddiksyre også gå gjennom membranen, ikke bare vann.
- Tap av eddiksyre i fabrikken øker når sprengstoffkrystaller sliter hull i membranene slik at også eddiksyre kan gå gjennom membranene.

For å være helt sikre på om membranene fra PCI Membranes virkelig kan brukes i syregjenvinningsfabrikken eller ikke, må pilottesting av membranlegg gjennomføres.

## 4.6 Potensielt membranlegg

Som beskrevet tidligere er de mest passende membranene på dagens marked RO-membraner fra PCI Membranes. Gjennom våren har medarbeidere fra selskapet vært svært behjelpelige og svart på de fleste spørsmål som har kommet opp.

Ved direkte spørsmål om pris på membranmoduler, trykkfall over membranene, var svarene unnvikende og lite informative. De fleste membranprodusenter holder kortene tett til brystet og vil sjelden oppgi slik informasjon om deres produkter dersom en ikke er en seriøs potensiell kunde. Denne informasjonen blir tilgjengelig etter at PCI (og for så vidt andre produsenter) har utført pilottesting av mulig membranlegg. Ut fra slike tester er det mulig å finne ut om membranene tåler utfelt sprengstoff, eller om de ryker med det samme utfellingen starter.

Da det ikke gjennomføres pilottester i denne oppgaven, antas verdier til videre beregninger utfra tilgjengelig informasjon fra PCI Membranes.

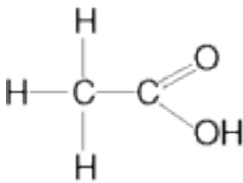
For videre beregninger må flere ting bestemmes.

- Trykkfall over membranene må bestemmes. Dette er nødvendig for pumpedimensjoneringen.
- Hvor mye vann det er rimelig å anta at kan fjernes. Dette er nødvendig for ny massebalanse rundt inndamperen.
- Antall membranmoduler som trengs i anlegget.
- Hvor stor pumpekapasitet som trengs.

#### 4.6.1 Molekylstørrelser

I teorien ble det nevnt at RO-membraner ikke har definerte porestørrelser, men har flere lag med membraner med ulike porestørrelser som gjør at veien gjennom den fullstendige membranen blir strevsom, og kun små molekyler, som vann, klarer å trenge gjennom. RO-membraner produseres for å stoppe Na<sup>+</sup>- og Cl<sup>-</sup>-ioner, så størrelsen på eddiksyre- og vannmolekylet sammenlignes med størrelsen på disse ionene for å finne ut hvilke molekyler det er rimelig å anta at RO-membranene fra PCI Membranes kan avvise.

pH i fødingen er mellom 2 og 3. Dette er lavere enn eddiksyres pKa-verdi på 4,74 (Wikipedia). Eddiksyremolekylet opptrer derfor i nøytral form, som CH<sub>3</sub>COOH. Figur 17 viser en illustrasjon av eddiksyremolekylet i nøytral form.



Figur 17 Eddiksyremolekyl (Store Norske Leksikon 2007)

Fysisk molekylstørrelse for eddiksyre oppgis som sum av bindingslengder, som vanligvis er lik summen av de kovalente radiene til atomene (UC Davis Covalent Radii). Tabell 13 viser kovalent radius for hydrogen (H), karbon (C) og oksygen (O).

Tabell 13 Kovalent radius for H-, C- og O-atomer

Atom	Type binding		
	Enkel	Dobbel	Trippel
H, Hydrogen	31 pm	-	-
C, Karbon	76 pm	67 pm	60 pm
O, Oksygen	66 pm	57 pm	53 pm

Antall enkle og doble bindinger med de ulike atomene i lengde- og bredderetning av eddiksyremolekylet er vist i tabell 14. De kovalente radiusene for atomene er summert i lengde- og bredderetning for å gi en omtrentlig størrelse på eddiksyremolekylet. Summene er også vist i tabell 14.

Tabell 14 Antall bindinger og fysisk størrelse eddiksyremolekyl

	Type binding					Fysisk størrelse
	Enkel H	Enkel C	Dobbel C	Enkel O	Dobbel O	
<b>Lengderetning</b>	2	4	0	2	0	498 pm
<b>Breddenetning</b>	2	2	1	0	1	214 pm

I breddenetning er størrelsen lagt sammen av 2 H-enkeltbindinger og 2 C-enkeltbindinger. I lengderetning er summen antall bindinger av hvert atom som vist i tabell 14. Ved summering av bindingslengder er det ikke tatt hensyn til romlig struktur og vinkler mellom atomer. Verdiene for kovalent radius er hentet fra (UC Davis Covalent Radii). Ut fra denne summeringen av kovalente radier er det å forvente at størrelsen på eddiksyremolekylet er 0,214 – 0,498 nm, som det fremgår av tabell 14.

Størrelsen på eddiksyremolekylet sammenlignes med størrelsene for Na<sup>+</sup>-ion, Cl<sup>-</sup>-ion og vannmolekylet, for å se om det er rimelig å anta at eddiksyremolekylet stoppes av de valgte RO-membranene. RO-membranene er konstruert for å stoppe Na<sup>+</sup>- og Cl<sup>-</sup>-ioner, men slippe vann gjennom. Tabell 15 viser de fysiske molekylstørrelsene til eddiksyremolekylet, Na<sup>+</sup>-ion, Cl<sup>-</sup>-ion og vannmolekylet.

Tabell 15 Molekylstørrelser

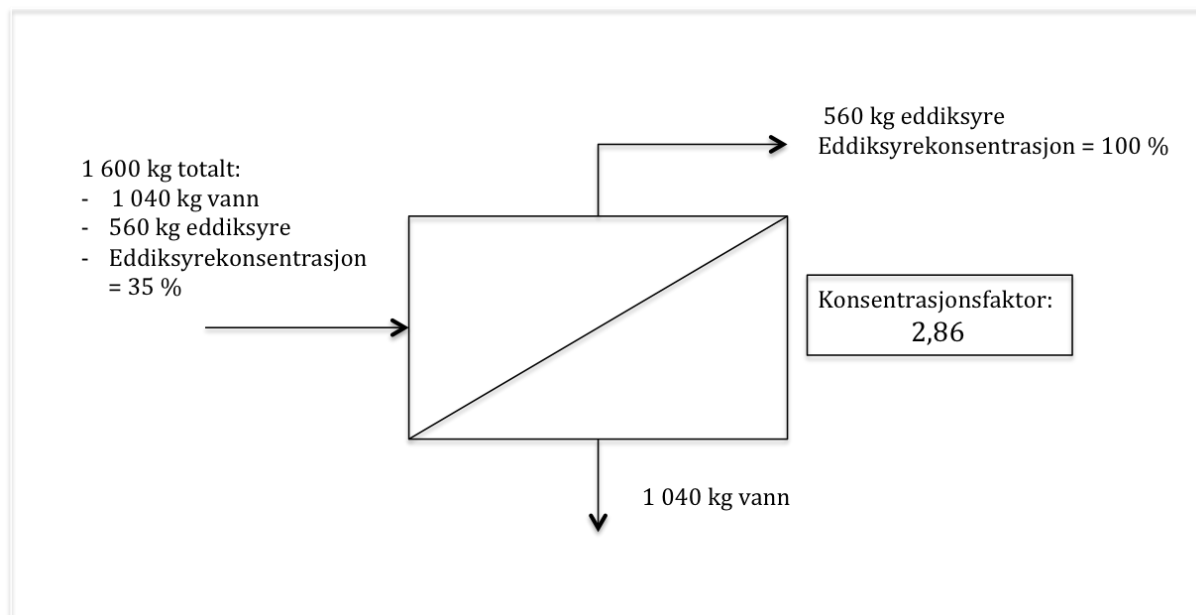
Ion/molekyl	Størrelse [nm]
<b>CH<sub>3</sub>COOH</b>	0,214 - 0,498
<b>Na<sup>+</sup></b>	0,102
<b>Cl<sup>-</sup></b>	0,181
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,096

(Clark 2012; Store Norske Leksikon)

Fra tabell 15 kan en se at eddiksyremolekylet er større, både i lengde- og breddenetning, enn Na<sup>+</sup>- og Cl<sup>-</sup>-ionene. Av denne grunn er det rimelig å anta at RO-membranene stopper alle eddiksyremolekyler. En kan også se at eddiksyremolekylet er mer enn dobbelt så stort som vannmolekylet, så en kan være ganske sikker på at det kun er vann som kan fjernes fra fødingen ved hjelp av RO-membraner.

#### 4.6.2 Mulig konsentrasjonsfaktor

Hvor mye vann som kan fjernes fra løsningen angir hvilken konsentrasjonsfaktor membranlegget kan ha. I dag er konsentrasjonen av eddiksyre 35 %. Denne kan øke til maksimalt 100 % hvis alt vann fjernes fra løsningen ved hjelp av membranfiltrering. Figur 18 viser en illustrasjon av massebalansen rundt membranene dersom alt vann fjernes.



Figur 18 Massebalanse membraner ved fjerning av alt vann. Illustrasjon: Mari Lange

Som det fremgår av figur 18 er det altså mulig å oppnå en konsentrasjonsfaktor på 2,86 i syregjenvinningsfabrikken dersom alt vann fjernes fra fødingen.

I et anlegg som tidligere er blitt bygget av PCI Membranes, oppnås det en konsentrasjonsfaktor på mellom 4 og 5 for hvert trinn med RO-filtrering som gjennomføres (PCI Membranes). Høyeste mulige konsentrasjonsfaktor i syregjenvinningsfabrikken er mindre enn dette. I teorien skal det derfor ikke være usannsynlig å kunne fjerne alt vann fra fødingen ved hjelp av RO-membraner.

## 4.7 Energiregnskap med membraner installert

Per i dag dampes omtrent 70 % av innkommende eddiksyre og vann av i inndamperen. CHN ønsker at denne splitten skal øke til 80 %. Slik dette forstås, skal da 80 % av eddiksyren som kommer fra E-hus og inn til A-hus dampes av i inndampertoppen. Det er antatt tidligere at det kun er vann som går gjennom membranene, og at all eddiksyre derfor kommer inn til inndamperen.

Tidligere er problemer med å fjerne alt vann fra løsningen diskutert. Det skal teoretisk være mulig å fjerne alt vannet fra fødingen, da dette fører til en konsentrasjonsfaktor på rett under 3.

Selv om det, med tanke på kjemisk utfelling, ikke vil være mulig å fjerne alt vann med membraner, beregnes det hvor mye CHN kan spare i dampproduksjonskostnader dersom alt vann fjernes. I *forslag til videre arbeid* er det foreslått at det installeres to varmevekslere før membranfiltreringsanlegget for å kunne fjerne alt vann fra fødingen. Den første varmeveksleren er for å kjøle ned fødingen slik at mesteparten av det løste sprengstoffet felles ut, og den andre til å varme opp fødingen igjen til 60 °C før inndamperen. Ved å varme opp fødingen igjen etter utfelling, befinner ikke fødingen seg lengre ved løselighetsproduktet til sprengstoff, og en mye større vannmengde kan fjernes fra fødingen før den igjen nærmer seg løselighetsproduktet og det blir fare for ny utfelling. Fordi dette kan være en mulig løsning er det videre beregnet hvor store dampproduksjonskostnader CHN vil få dersom alt vann fjernes fra fødingen før inndamping og inndampingsprosenten økes til 80 %. Nødvendig dampmengde, sammen med dampreduksjon både i kg/h og i prosent er vist i tabell 16. Også til disse beregningene er ligningene 9, 10 og 11 fra teorien brukt, sammen med masseverdiene for eddiksyre og vann inn til A-hus, som vist i tabell 8.

**Tabell 16 Energibehov etter vannfjerning med membranfilter før inndamper**

<b>Inndampingsprosent</b>	80 %	
<b>Q<sub>tot</sub> Eddiksyre</b>	246 453 kJ/h	
<b>Q<sub>tot</sub> Vann</b>	0 kJ/h	
<b>Q<sub>totalt</sub></b>	246 453 kJ/h	
<b>Nødvendig damp</b>	114 kg/h	
<b>Dampreduksjon</b>	88 %	827 kg/h
<b>Penger spart per år</b>	Kr 2 756 764	

Som tabell 16 viser, trengs det kun 114 kg damp tilført i inndamperen hver time hvis alt vann fjernes med membranfilter før inndamperen. Dette tilsvarer en reduksjon i nødvendig produsert damp på 88 %, eller 827 kg damp hver time, i forhold til beregnet verdi på 941 kg/h for dagens drift av inndamperen. Samlet

over et helt år sparer CHN ca. 2,8 millioner kroner på denne reduksjonen i nødvendig produsert damp til inndamperen. Produksjonskostnadene for dampen er i følge CHNs medarbeidere proporsjonale med dampmengden som er nødvendig.

I fjor var det reelle dampforbruket på 2 260 kg/h. Reduksjonen i forhold til denne dampmengden er i så fall på 2 146 kg damp i timen, som tilsvarer 95 %. Inndamperen er helt klart et energisluk.

#### 4.8 Forventet permeatfluks

Et "case study" PCI Membranes tidligere har utført brukes til å finne ut hvilken permeatfluks som kan forventes gjennom de valgte membranene, og med dette hvor stort membranareal som må installeres i syregjenvinningsfabrikken. Damsdorf Landfill i Tyskland har installert RO-membraner fra PCI for å filtrere avfallsvann fra søppelfyllingen. Løsningen filtreres gjennom to serier av RO-membraner (PCI Membranes). Oppsettet som er mest aktuelt å sammenligne med CHNs mulige anlegg er RO-oppsett 1 på søppelfyllingen i Damsdorf. Der er membranarealet på 187 m<sup>2</sup> og filtrerer en føding på 5 m<sup>3</sup>/h. Oppsettet består av tubulære membraner og oppnår en konsentrasjonsfaktor på omtrent 5. Påført trykk er mellom 40 og 50 bar. Løsningen som filtreres har ambient temperatur, altså forandres den i takt med omgivelsene. Man kan anta at RO-oppsettene er dimensjonert etter en gjennomsnittstemperatur over et år i området. Gjennomsnittstemperaturen for Damsdorf er 12,6 °C (World Weather Online 2013).

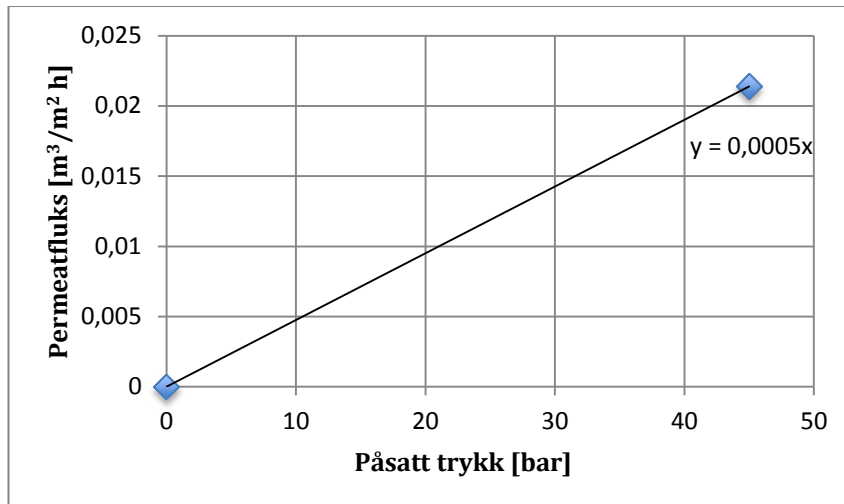
For å oppnå en konsentrasjonsfaktor på omtrent 5 fra en føding på 5 m<sup>3</sup>/h, og man antar at fødingen stort sett består av vann, må 4 m<sup>3</sup> vann fjernes gjennom membranen hver time. Ut fra dette kan man finne sammenhengen mellom permeatfluks og membranareal ved påsatt trykk mellom 40 og 50 bar. Som gjennomsnittstrykk velges 45 bar.

$$\text{Permeatfluks} = \frac{4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{187 \text{ m}^2} = 0,0214 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ h}} \quad (12)$$

I følge beregningene trengs det et membranareal på 0,0214 m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup> h] for å oppnå ønsket permeatfluks på 4 m<sup>3</sup>/h ved påsatt trykk 45 bar.



Permeatfluksen på 4 m<sup>3</sup>/h, sammen med påsatt trykk på 45 bar, kan brukes til å finne en lineær sammenheng mellom påsatt trykk og permeatfluks. Denne sammenhengen illustreres i figur 19 med påsatt trykk i bar på den vannrette aksene, og permeatfluks i m<sup>3</sup>/(m<sup>2</sup>h) på den loddrette aksene. Stigningstallet i denne ligningen gir konstanten  $A_p$ , som beskrevet i ligning 3 i teorien, for membranene.



Figur 19 Sammenheng permeatfluks og påsatt trykk

Som det fremgår av figur 19 er stigningstallet 0,0005. Dette tilsvarer konstanten  $A_p$  fra ligning 3 i teorien. For de tubulære PCI-membranene er altså  $A_p = 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h bar})$ . Dette stemmer godt med teorien, som oppgir at  $A_p$  varierer mellom  $3 \cdot 10^{-3}$  og  $6 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h bar})$  for RO-membraner. En kan anta at denne verdien omtrentlig også gjelder for membranene som velges for CHNs anlegg.

Det osmotiske trykket i fødingen hos CHN vet man ingenting om. Ligning 1 i teorikapittelet sier at osmotisk trykk omtrentlig følger tilstandsligningen i fortynnede løsninger. I syregjenvinningsfabrikken er fødingen en mettet løsning, langt fra fortynnet, og tilstandsligningen kan dermed ikke brukes til å beregne det osmotiske trykket i fødingen. Dette kan måles ved pilottesting av et eventuelt anlegg. For saltvann er osmotisk trykk normalt omtrent 25 bar (Mulder 1996). Denne verdien antas også for det osmotiske trykket i fødingen hos CHN. Selv om det reelle trykket nok er en del lavere, brukes denne verdien for å sikre høyt nok membranareal. Gjennomsnittlig påført trykk på membranene under drift antas å være 40 bar, som er 20 bar under maksimalt tillatt påført trykk. Da kan trykket økes en del før membranene ryker, og anlegget kan forhåpentligvis gi noenlunde konstant permeatfluks.

Nå kan forventet permeatfluks beregnes, og med dette nødvendig membranareal for syregjenvinningsfabrikken. Til beregningen benyttes ligning 3 fra teorien om RO-membraner.

$$J = A_p(\Delta P - \Delta \pi) = 0,0005 \frac{m^3}{m^2 h bar} \times (40 bar - 25 bar) = 0,0075 \frac{m^3}{m^2 h} \quad (13)$$

Her kan en se at med påført trykk 40 bar og antatt osmotisk trykk i fødingen på 25 bar, kan man forvente en permeatfluks på  $0,0075 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$  for fødingen i syregjenvinningsanlegget. Denne sammenhengen stemmer nok ikke 100 %, da ligning 3 fra teorien gjelder for bestemte temperaturer. Temperaturen i fødingen hos CHN er rundt  $40 \text{ }^\circ\text{C}$  høyere enn for fødingen i Damsdorf, noe som fører til at permeatfluksen mest sannsynligvis er litt høyere enn den som er beregnet ut fra RO-membranene i Damsdorf. Ved høyere temperaturer synker de fleste væsers viskositet fortere enn det osmotiske trykket øker, og permeatfluksen går derfor opp med økende temperatur på fødingen (Singh 2006).

Dersom alt vann skal fjernes fra fødingen i syregjenvinningsfabrikken, må det installeres nok membranareal til å filtrere  $1,04 \text{ m}^3$  vann per time. Dette tilsvarer et nødvendig membranareal på

$$\text{Membranareal} = \frac{Q_{\text{ønsket}}}{J} = \frac{1,04 \text{ m}^3/h}{0,0075 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}} = 138,7 \text{ m}^2 \quad (14)$$

For å bli kvitt alt vann fra fødingen med påført trykk 40 bar, må det installeres membranmoduler med til sammen  $139 \text{ m}^2$  areal.

PCI tilbyr tre ulike lengder på sine membranmoduler til RO-anlegg (se vedlegg 3). Moduldimensjoner finnes i tabell 17 sammen med nødvendig antall av hver modul for å filtrere ut alt vann fra fødingen. Alle tall er rundet opp til nærmeste hele tall.

**Tabell 17 Membranmodulspesifikasjoner, RO-membraner AFC99 og AFC80 fra PCI Membranes**

Lengde [m]	Diameter [mm]	Membranareal [m <sup>2</sup> ]	Nødvendig antall
1,2	100	0,9	154
2,4	100	1,7	82
3,7	100	2,6	54

Fra tabell 17 ser en at det er behov for ulikt antall membranmoduler ved valg av ulik lengde på modulene. Jo lengre modulene er, jo høyere membranareal har hver modul og jo færre antall moduler er nødvendig.

Det velges å bruke de lengste membranmodulene i syregjenvinningsfabrikken. Dette fordi det er enklere å stable færre membranmoduler sammen i et rom. Nødvendig antall membranmoduler blir derfor 54 stk. Om dette oppsettet er nok til å oppnå ønsket vannfjerning, vites ikke og kan bare bevises ved hjelp av et pilotanlegg.

## 4.9 Pumpe til anlegget

Pumpen til anlegget må oppfylle flere kriterier. Volumstrømmen som skal gå gjennom pumpen hver time er ikke veldig stor, per i dag kun 1 600 l. Denne volumstrømmen antas å ikke øke til mer enn 2 000 l/h. For å sikre at pumpen tåler en kapasitetsøkning i anlegget, dimensjoneres den derfor til å kunne pumpe 2 000 l/h. Løsningen som skal strømme gjennom pumpen er relativt lik vann i både viskositet og turbiditet, så det er mange pumpetyper som kan benyttes.

Pumpen må til en hver tid kunne overkomme det osmotiske trykket i væsken. Jo mer vann som fjernes fra fødingen, jo høyere blir osmotisk trykk. Hvis det hydrostatiske trykket er lavere enn det osmotiske, vil vann diffundere tilbake igjen over membranen.

Kriterier for pumpen:

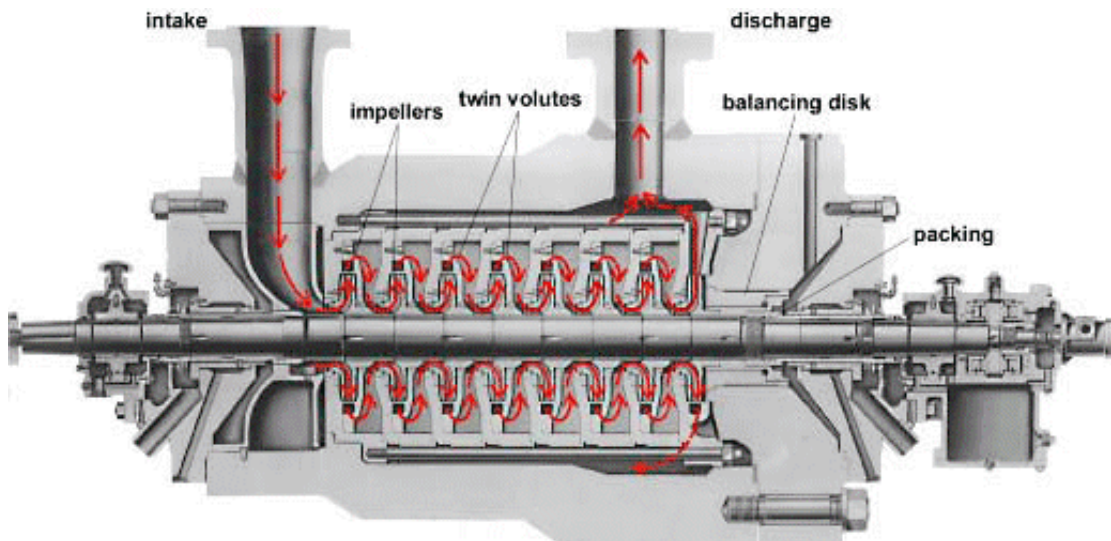
- Må kunne påsette høyt trykk
- Må kunne tåle noen utfelte partikler i løsningen
- Må kunne påsette et jevnt trykk

Videre diskuteres noen mulige pumpetyper til anlegget.

### 4.9.1 Sentrifugalpumpe

De fleste høytrykkspumper er sentrifugalpumper. For å kunne påsette en væske et veldig høyt trykk må pumpen ha flere sett med løpehjul. Sentrifugalpumpen øker trykket i en væske ved å overføre mekanisk energi fra motoren til væsken via roterende propeller. Radielle propeller i pumpen gir væsken som pumpes høyt trykk og lav hastighet. Diameteren i inntaket er mye mindre enn ved uttaket av væsken. Det er denne konstruksjonen som er opphavet til at væsken får høyt trykk og relativt lav hastighet (Ignatowitz 1999). For å øke trykket i væsken ytterligere, kobles flere sett propeller i serie. Væsken sendes i returkanaler fra et sett propeller til det neste (Grundfos Research and Technology NN).

Figur 20 viser hvordan væsken, etter å ha kommet inn i inntaksrøret i en flerstegs sentrifugalpumpe, strømmer over flere sett med propeller for å øke trykket i væsken. Den strømmer ut av "discharge"-røret etter å ha blitt påført et betydelig høyere trykk enn den hadde da den kom inn til pumpen.



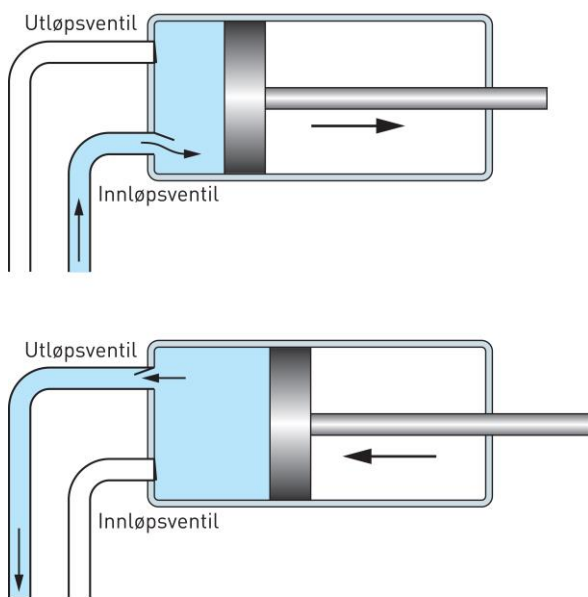
Figur 20 Flerstegs sentrifugalpumpe.(Access Science 2013)

Fordelen med å bruke sentrifugalpumper som fødepumpe før membranene er at de ikke har noen deler som beveger seg fram og tilbake under drift, slik som slagstempelpumper og membranpumper har. Dette er positivt med tanke på at det sannsynligvis kommer til å være noe sprengstoff som felles ut under transporten fra E-hus. Med sentrifugalpumper reduseres risikoen for at utfelt sprengstoff skal antennes under pumpingen (Ignatowitz 1999).

#### 4.9.2 Stempelpumper

Stempelpumper benyttes ofte til å transportere mindre væskemengder med svært høyt trykk. Ved konstant påsatt turtall på arbeidsmotoren leverer stempelpumpen en konstant væskestrøm. Denne typen pumper brukes ofte i anlegg som trenger vann eller olje med høyt trykk (Ignatowitz 1999).

Figur 21 viser en illustrasjon av en stempelpumpe. Væsken kommer inn til stampelet via innløpsventilen når stempelet trekker seg tilbake og utvidere volumet væsken kan oppholde seg i. Stempelet trykkes så ned i væsken, slik at volumet væsken kan være i blir mindre, og påfører med dette væsken høyere trykk enn den i utgangspunktet har. Væsken slippes så ut av pumpen via utløpsventilen.

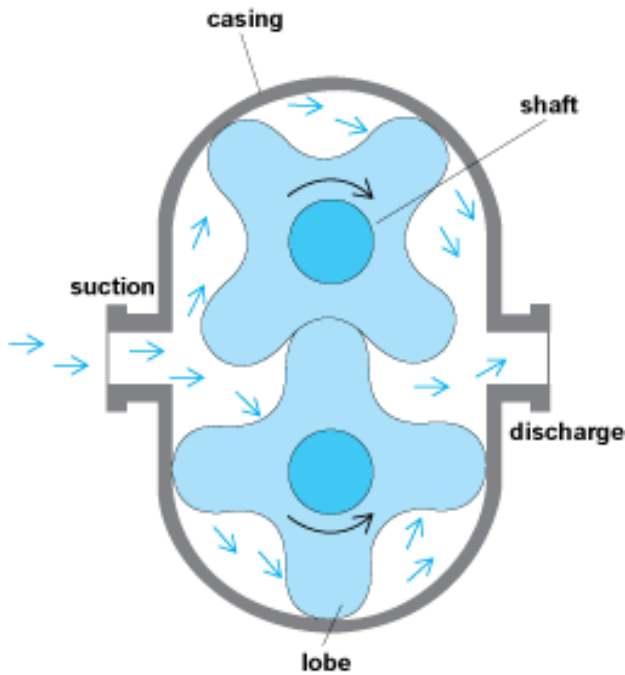


Figur 21 Stempelpumpe (Gyldendal Norsk Forlag AS 2013)

Stempelpumper har bevegelige deler som er i kontakt med væsken den transporterer. Dette kan være negativt i forhold til bruk i syregjenvinningsfabrikken. Utfelt sprengstoff kan sette seg fast mellom stempelet og stempelhuset, og føre til eksplosjon.

### 4.9.3 Roterende fortrenningspumper

Denne pumpetypen leverer en fast og kontinuerlig væskestrøm. Under drift er det en eller flere fortrenningslementer som roterer inni pumpehuset. Fortrenningselementene er konstruert slik at de endrer størrelse og form på arbeidsrommet i pumpen når de roterer. Væskestrømmen gjennom pumpen oppstår på grunn av dette. Figur 22 er en illustrasjon av en roterende fortrenningspumpe; en tannhjulspumpe med 2 roterende hjul med 4 tenner hver.



Figur 22 Roterende fortrenningspumpe (Steffe 2013)

Volumet slike pumper leverer øker i takt med omdreiningstallet til tannhjulene i pumpen. Driftstrykket for denne typepumpe er mellom 10 og 40 bar (Ignatowitz 1999). Tannhjulene i figur 22 roterer med konstant hastighet, og trekker væsken gjennom pumpen fra sugesiden til utløpssiden.

Selv om fortrenningspumper kan påsette væske høyt trykk, er de ikke egnet for løsninger med utfelte faste partikler. Sprengstoff som felles ut i fødingen setter en stopper for å bruke fortrenningspumper i syregjenvinningsfabrikken.

#### 4.9.4 Pumpevalg i anlegget

Det velges å bruke sentrifugalpumpe i anlegget hos CHN. Dette fordi denne pumpetyperen er sikrest i forhold til slitasje og bevegelige deler. Siden det er stor sannsynlighet for at noe sprengstoff skal transporteres gjennom pumpen, er det en fordel at pumpen ikke har bevegelige deler hvor utfelt sprengstoff kan kiles fast og antennes.

For å beregne nødvendig pumpekapasitet i syregjenvinningsfabrikken er det nødvendig å vite volumstrøm og hvilket trykkfall det er forventet over membranene. Pumpen må være i stand til å påsette fødingen et hydrostatisk trykk like stort som forventet trykkfall over membranene.

#### 4.9.5 Antatt trykkfall over membranene

På sine hjemmesider oppgir PCI Membranes at maksimalt tillatt trykk over RO-membranene AFC80 og AFC99 er henholdsvis 60 og 64 bar (PCI Membranes 2013). Disse membranene er produsert til å fjerne salt fra løsning for å lage drikkevann av saltvann. I følge Mulder er tillatt trykkfall over RO-membraner generelt 15-25 bar ved bruk i brakkevann, og 40-80 bar ved bruk i saltvann (Mulder 1996). På bakgrunn av disse kildene velges det at pumpen må kunne påføre væsken høyt nok trykk til å kunne pumpe over et trykkfall på 60 bar. Pumpen overdimensjoneres da noe, siden den dimensjoneres etter maksimalt tillatt trykk over membranene, og ikke til det trykket som vil være på membranene under normal drift.

#### 4.9.6 Pumpekapasitet

Pumpens nødvendige kapasitet beregnes med ligning 4 fra teorikapittelet, sammen med trykkfall på 60 bar og antatt maksimal væskestrøm på 2 000 l/h. Høytrykkspumper brukt tidligere i RO-membrananlegg har total virkningsgrad på omtrent 77 % (Eric Kadaj 2013). Det velges derfor en virkningsgrad på 77 % i beregningen av pumpekapasiteten til CHNs anlegg.

$$W_{pumpe} = \frac{2,0 \frac{m^3}{h} \times \frac{1 h}{3600 s} 60 \times 10^5 N/m^2}{0,77} = 4\,329 W \approx 4,33 kW \quad (15)$$

Pumpen må altså ha en kapasitet på 4,33 kW for å kunne oppfylle kravene som er satt til den. Dette er en relativt liten pumpekapasitet.

#### 4.9.7 Energiforbruk og – kostnad for pumpen

I løpet av en time vil pumpen bruke 4,33 kWh. Anlegget kjøres per i dag 48 uker i året, og det antas at et membranlegg kommer til å gå døgnet rundt. Pumpens nødvendige tilførte energi beregnes derfor etter 24 timer i døgnet, 7 dager i uken, 48 uker i året. Pumpen må derfor tilføres

$$\text{Tilført strøm} = 4,33 \text{ kWh} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{døgn}} \times 7 \frac{\text{døgn}}{\text{uke}} \times 48 \frac{\text{uker}}{\text{år}} = 34\,917 \frac{\text{kWh}}{\text{år}} \quad (16)$$

Per 3. april 2013 er det 36 strømleverandører som tilbyr strøm til Sætre i Buskerud. Prisen per kWh varierer fra 35 øre/kWh til 45 øre/kWh. Som et gjennomsnitt for strømprisen velges 40 øre/kWh (Byttestrøm.no 2013).

$$\text{Strømforbruk} = 34\,917 \frac{\text{kWh}}{\text{år}} \times 0,40 \frac{\text{kr}}{\text{kWh}} = 13\,967 \frac{\text{kr}}{\text{år}} \quad (17)$$

I løpet av et år kommer CHN altså til å få en strømkostnad for driften av pumpen på omtrent kr 14 000.

#### 4.10 CIP-system

Alle typer membranfiltreringsanlegg må også ha installert et system for kontinuerlig vasking av membranene. Flere studier (Echavarria et al. 2012; Koseoglu et al. 2008; Suksaroj et al. 2005) viser at permeatfluksen gjennom membraner reduseres i tiden etter oppstart. Det er å anta at dette også vil skje i syregjenvinningsfabrikken. Gjennom første tilbakevasking av membranene kan maksimal permeatfluks nesten gjenopprettes. For hver tilbakevask går maksimal mulig permeatfluks noe ned. Dette er blant annet vist i en studie gjort av Ebrahimi et al. på keramiske membraner (Ebrahimi et al. 2010). Det er å anta at det samme skjer i et anlegg med RO-membraner.

Per dags dato bruker CHN eddiksyreester fra sprengstoffproduksjonen til å spyle filterduken i E-hus for å få ut alt sprengstoff som er produsert. Det er naturlig å tenke at eddiksyre også kan brukes til å vaske membranmodulene i A-hus. Dette er imidlertid ikke en mulighet. RO-membranene som planlegges installert i syregjenvinningsanlegget skal avvise eddiksyre, og det er derfor ikke mulig å bruke denne syren til vasking. Det er mulig at HCl, som har mindre fysisk størrelse enn eddiksyre, kan brukes til å vaske membranene. Grunnen til at det vurderes sterk syre til vaskingen er fordi CHN i dag bruker syre for å løse opp utfelt sprengstoff, og det antas derfor at andre sterke syrer også kan fungere til dette. Det er også aktuelt å forsøke å vaske membranene med vann. Dersom det virker, og membranene blir rene nok etter tilbakevask med vann, slipper CHN kostnader for vaskemidler til membranlegget. En pilottest av membranlegget må til for å finne ut hvordan membranene bør vaskes og med hvilken hyppighet det bør gjøres.



Hvis en antar at det holder å vaske membranene med vann, er det bare behov for å installere en pumpe som kan pumpe vann tilbake igjen over membranen ved vasking. Kostnader for vannet som brukes til vaskingen er ikke-eksisterende, da vann som fjernes fra fødingen brukes til vaskingen. Driftskostnaden for et slikt CIP-anlegg blir derfor kun den strømmen pumpen trenger.

Siden CIP-systemet kun går med jevne mellomrom er det å anta at pumpen til CIP-systemet ikke kommer til å trenge mer strøm enn pumpen som skal sende fødingen inn til membranene. Omtrentlige driftskostnader for CIP-pumpen settes derfor til å være kr 14 000, det samme som for pumpen til fødingen.

Det er ikke gjort beregning på hvilken kapasitet CIP-pumpen trenger å ha, fordi det kun er en pilottest av membranlegget som kan si noe om hvor mye vann og eventuelle vaskekjemikalier som er nødvendig å pumpe tilbake over membranene. Volumstrømmen kommer i alle fall ikke til å være høyere enn fødingens volumstrøm, derfor er det rimelig å anta at CIP-pumpen ikke kommer til å ha høyere kapasitet eller trekke mer strøm enn fødingpumpen.

#### 4.11 Driftskostnader ved membranfiltreringsanlegg

Pumpen kommer som sagt til å bruke strøm for omtrent kr 14 000 i løpet av et år. Dersom alt vann fjernes fra fødingen og CHN øker inndampingsprosenten på eddiksyren som er igjen i løsningen til 80 %, vil det koste kr 378 526 å produsere denne dampen. Naturligvis kommer det også kostnader til drift av CIP-systemet. Det er antatt at CIP-pumpen bruker omtrent like mye strøm som fødingpumpen, altså kr 14 000 i året. Dersom CIP-systemet kun bruker vann, til vaskingen av membranene, vil ikke dette koste CHN noe ekstra.

Tabell 18 viser en overslagsberegning på driftskostnadene som CHN kan forvente hvis de installerer et membranfiltreringsanlegg for å fjerne vann før inndampingen. Tabellen viser også dagens kostnader og hvilken endring de får i de ulike kostnadskategoriene.

Tabell 18 Driftskostnader per år med membranfiltreringsanlegg

	Forventet [kr/år]	Dagens kostnader [kr/år]	Endring [kr/år]	Prosentvis endring
<b>Fødingpumpe</b>	14 000		+ 14 000	
<b>Damp til inndamper</b>	378 526	3 135 290	- 2 756 764	- 88 %
<b>CIP-pumpe</b>	14 000		+ 14 000	
<b>CIP- kjemikalier</b>	?		+ ?	
<b>Totalt</b>	406 526	3 135 290	- 2 728 764	- 87 %

Som en kan se fra tabell 18 kan CHN potensielt spare store beløp i driftskostnader. Hvis vann er nok til å vaske membranene slik at nesten 100 % permeatfluks gjenvinnes, vil ikke kjemikaliekostnader til vask være noe som helst. I så fall ser det ut til at CHN kan spare omtrent 87 % av dagens driftskostnader knyttet til inndampingen.

#### 4.11.1 Oppsummering

- Ved å fjerne vann fra fødingen før inndamperen fjernes 90 % av dagens dampbehov i inndamperen.
- Det finnes ingen membran på dagens marked som kan erstatte inndamperen og sikkert skille all eddiksyre og alt vann fra løst sprengstoff.
- Det er mulig at RO-membraner kan benyttes til å fjerne vann fra fødingen før inndamperen.
- Fjernes alt vann med membranfilter, reduseres driftskostnadene rundt inndamperen i syregjenvinningsfabrikken med 87 % i året.
- Reduksjonen i nødvendig damp etter fjerning av vann fører til at CHN kan spare ca. 2,8 millioner kroner i året.



## 5 Konklusjon

Ja, CHN kan spare mye energi i prosessen rundt førsteinndamper ved å installere membraner.

Dersom alt vann fjernes fra fødingen med membraner før inndamperen, som foreslått i alternativ 1, kan driftskostnadene rundt førsteinndamper reduseres med omtrent 87 %. Enn så lenge finnes det ikke noe perfekt RO-membran på markedet som kan benyttes av CHN til denne vannfjerningen.

Det er per dags dato gjort lite forskning på hvordan RO-membraner reagerer på fødingen med kjemisk utfelling av abrasive krystaller. Derfor er det vanskelig å si hvordan de valgte membranene fra PCI Membranes vil reagere på utfellingen. For å kunne si noe sikkert om membraner i kombinasjon med denne utfellingen må det kjøres pilotforsøk med membraner og føding. Jeg vil anbefale CHN å arbeide videre med alternativ 1, ettersom beregninger gjort i oppgaven tyder på en potensiell stor energigevinst.

Angående alternativ 2, som fokuserer på å bytte ut inndamperen med membranfilter, finnes det i dagens marked ikke noe membran som kan skille eddiksyre og vann fra løst sprengstoff. Å fjerne inndamperen helt, øker uansett risikoen for at noe sprengstoff følger eddiksyre og vann videre i syregjenvinningsprosessen. Dette er ikke en løsning det anbefales CHN å jobbe videre med.

## 5.1 Forslag til videre arbeid

Da denne oppgaven kun har vært en mulighetsstudie, er det flere temaer som er aktuelle for videre arbeid. Det har underveis i arbeidet kommet frem flere alternative løsninger på energieffektiviseringen, i tillegg til utvidet arbeid som kan gjøres med de alternative løsningene som er presentert i oppgaven. I dette delkapittelet foreslås:

### 5.1.1 Pilotanlegg

For å se hvordan utvalgte membraner på dagens marked reagerer på fødingen i syregjenvinningsfabrikken, må CHN kjøre pilottest av mulig anlegg. Man vil da kunne få svar på om de valgte membranene fra PCI Membranes kan benyttes til å filtrere ut vann fra eddiksyren og sprengstoffet, eller om de ødelegges relativt raskt etter det abrasive sprengstoffet felles ut. Som sagt tidligere, er det vanskelig å si noe om hvordan krystallene felles ut. Felles de kontinuerlig ut? Er krystallene små og danner et tettende lag på membranoverflaten? Er krystallene så store at de ikke tetter membranene, men heller følger konsentratstrømmen ut av membranlegget? Disse spørsmålene, og flere andre angående utfelling, kan besvares gjennom pilottester.

I gjennomføringen av pilottest av membranlegg kan blant annet dette besvares:

- Hvor lang levetid har membranene i miljøet i syregjenvinningsfabrikken?
- Hvordan reagerer membranene på utfellingen av sprengstoff?
- Hvor ofte må membranene tilbakevaskes for å unngå betydelig fouling?
- Hva slags vasking må til for at permeatfluksen igjen når et akseptabelt nivå?
- Hva er membranenes SDI?

Dersom CHN ønsker å benytte seg av membranfiltrering i syregjenvinningsfabrikken, vil jeg absolutt råde dem til å kjøre en pilottest av de valgte membranene fra PCI for å se om de virkelig kan benyttes.

### 5.1.2 Bytte ut andreinndamper

Som et alternativ til å innføre membraner før førsteinndamper, kan CHN vurdere å sette det inn før andreinndamper. Fødingen inn til andreinndamper har et mye mindre volum enn fødingen inn til førsteinndamper, der omtrent 70 % av fødingen fjernes. Før andreinndamper er fødingen blitt nedkjølt, slik at mesteparten av løst sprengstoff er felt ut fra fødingen. Risikoen for sprengstoffutfelling eller sprengstoff videre i syregjenvinningsfabrikken er derfor kraftig redusert. Siden fødingens volum nå kun består av 30 % av den som i utgangspunktet kommer inn til syregjenvinningsfabrikken, er det behov for et mindre membranareal enn hvis membranene installeres før førsteinndamper.

### 5.1.3 Søke støtte fra ENOVA

Det er i oppgaven vist at CHN har mye energi å spare på å fjerne vann fra løsningen før inndamperen. ENOVA har flere ulike økonomiske støtteordninger for bedrifter som ønsker å sette i gang tiltak for å spare energi i sine anlegg. Derfor bør CHN vurdere å utforme en ENOVA-søknad, hvis de ønsker å installere membranfiltreringsanlegg i syregjenvinningsfabrikken. Dette er en krevende jobb, men det er muligheter for betydelig økonomisk støtte til slike energisparende tiltak. Hvis det viser seg at løsningen hos CHN også kan applikeres i andre prosessanlegg, kan ENOVA gi enda mer økonomisk støtte.

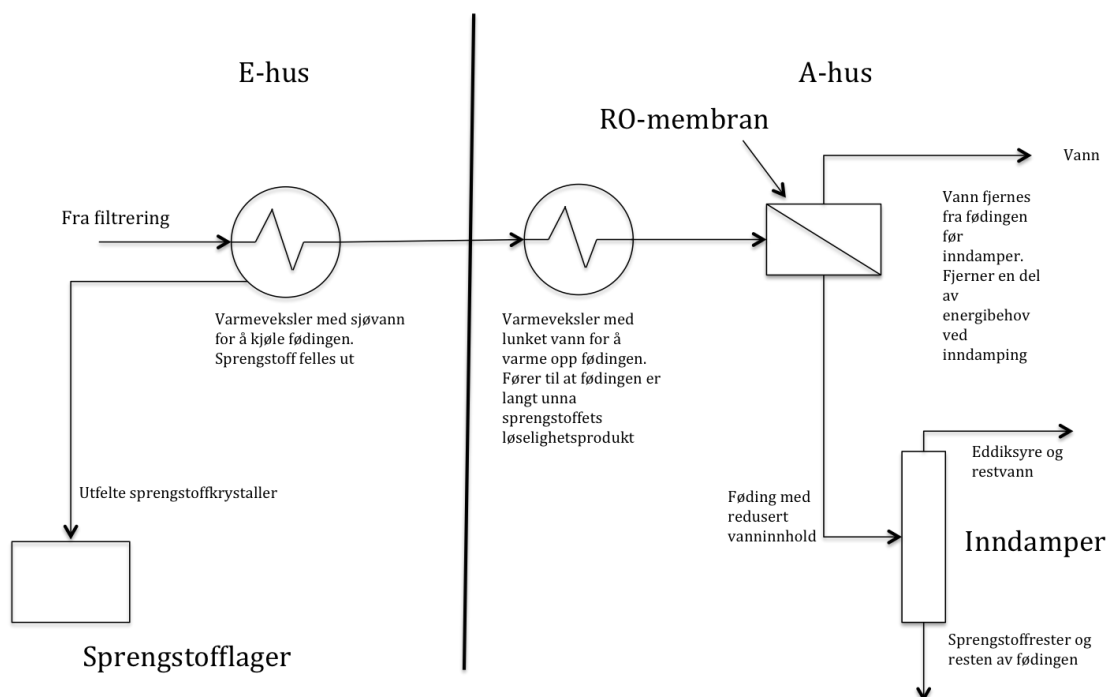
### 5.1.4 Beholde inndamperen, kjøle ned i E-hus + membranfiltreringsanlegg for å fjerne vann før inndamping.

I innspurten av oppgaven kom det frem en mulighet for å unngå at fødingen er nær løselighetsproduktet for sprengstoff. Til dette trenger man en kombinasjon av nedkjøling i E-hus, transport til A-hus, oppvarming av fødingen, membranfiltrering for å fjerne vann, før det hele avsluttes i inndamperen. Med denne teknikken fjernes mesteparten av det løste sprengstoffet før fødingen kommer inn til membranene. Så å si alt sprengstoff felles ut i E-hus, og dette gjør oppsamling av alt sprengstoff og transport av dette til lager, mye enklere.

Ved å kjøle fødingen slik at sprengstoff felles ut, utsettes membranlegget for mindre slitasje. Dette fører forhåpentligvis til at membranene holder lenger. Ved å ta ut mesteparten av sprengstoffet etter nedkjøling i E-hus, for deretter å varme opp løsningen i A-hus før membranfiltrering, vil løsningen, som tidligere var overmettet, nå befinne seg langt unna løselighetsproduktet.

Både nedkjølingen og oppvarmingen av føding kan gjøres ved hjelp av varmevekslere. CHN benytter seg allerede av varmevekslere i eksisterende anlegg, så denne teknologien er kjent. Siden CHNs anlegg ligger ute ved fjorden, har de enkel tilgang til vann som kan brukes i varmeveksleren for å kjøle ned løsningen. Til varmeveksleren for å varme fødingen opp igjen, er det flere steder i CHNs anlegg tilgang på lunkent vann som kan brukes til denne varmeveksleren. Dette vannet brukes vanligvis ikke til noe spesielt, og utgjør per dags dato et energitap.

I figur 23 vises en illustrasjon for hvordan et opplegg med varmevekslere og membranfilter kan se ut.



Figur 23 Forslag til videre arbeid/alternative løsninger. Illustrasjon: Mari Lange

Figur 23 viser at det er et fysisk skille mellom E-hus og A-hus. Varmeveksleren for å kjøle ned fødingen foreslås installert i E-hus, slik at så å si alt utfelt sprengstoff samles opp her. Varmeveksleren for oppvarming foreslås installert i A-hus, rett før membranlegget. Resten av anlegget blir som beskrevet i alternativ 1, med at vann fjernes fra fødingen ved hjelp av membraner, før eddiksyre dampes av i inndamperen.

Denne muligheten virker veldig lovende, siden det per i dag ikke finnes RO-membraner som takler utfelt sprengstoff på markedet. Jeg vil råde CHN til å undersøke denne alternative løsningen videre.



## 6 Vedlegg

### Vedlegg 1 Damptabell

## Steam Tables

Pressure		Temperature °C	Specific enthalpy			Specific volume steam m <sup>3</sup> /kg
bar	kPa		Water (hf) kJ/kg	Evaporation (hfg) kJ/kg	Steam (hg) kJ/kg	
0.3	30.0	69.10	289.23	2 336.1	2 625.3	5.229
0.5	50.0	81.33	340.49	2 305.4	2 645.9	3.240
0.75	75.0	91.78	384.39	2 278.6	2 663.0	2.217
0.95	95.0	98.20	411.43	2 261.8	2 673.2	1.777
1.00	100.0	99.63	417.51	2 257.9	2 675.4	1.694
1.013	101.3	100.00	419.06	2 257.0	2 676.0	1.673
0	0	100.00	419.06	2 257.0	2 676.0	1.673
0.10	10.0	102.66	430.2	2 250.2	2 680.2	1.533
0.20	20.0	105.10	440.8	2 243.4	2 684.2	1.414
0.30	30.0	107.39	450.4	2 237.2	2 687.6	1.312
0.40	40.0	109.55	459.7	2 231.3	2 691.0	1.225
0.50	50.0	111.61	468.3	2 225.6	2 693.9	1.149
0.60	60.0	113.56	476.4	2 220.4	2 696.8	1.088
0.70	70.0	115.40	484.1	2 215.4	2 699.5	1.024
0.80	80.0	117.14	491.6	2 210.5	2 702.1	0.971
0.90	90.0	118.80	498.9	2 205.6	2 704.5	0.923
1.00	100.0	120.42	505.6	2 201.1	2 706.7	0.881
1.10	110.0	121.96	512.2	2 197.0	2 709.2	0.841
1.20	120.0	123.46	518.7	2 192.8	2 711.5	0.806
1.30	130.0	124.90	524.6	2 188.7	2 713.3	0.773
1.40	140.0	126.28	530.5	2 184.8	2 715.3	0.743
1.50	150.0	127.62	536.1	2 181.0	2 717.1	0.714
1.60	160.0	128.89	541.6	2 177.3	2 718.9	0.689
1.70	170.0	130.13	547.1	2 173.7	2 720.8	0.665
1.80	180.0	131.37	552.3	2 170.1	2 722.4	0.643
1.90	190.0	132.54	557.3	2 166.7	2 724.0	0.622
2.00	200.0	133.69	562.2	2 163.3	2 725.5	0.603
2.20	220.0	135.88	571.7	2 156.9	2 728.6	0.568
2.40	240.0	138.01	580.7	2 150.7	2 731.4	0.536
2.60	260.0	140.00	589.2	2 144.7	2 733.9	0.509
2.80	280.0	141.92	597.4	2 139.0	2 736.4	0.483
3.00	300.0	143.75	605.3	2 133.4	2 738.7	0.461
3.20	320.0	145.46	612.9	2 128.1	2 741.0	0.440
3.40	340.0	147.20	620.0	2 122.9	2 742.9	0.422
3.60	360.0	148.84	627.1	2 117.8	2 744.9	0.405
3.80	380.0	150.44	634.0	2 112.9	2 746.9	0.389
4.00	400.0	151.96	640.7	2 108.1	2 748.8	0.374
4.50	450.0	155.55	656.3	2 096.7	2 753.0	0.342
5.00	500.0	158.92	670.9	2 086.0	2 756.9	0.315
5.50	550.0	162.08	684.6	2 075.7	2 760.3	0.292
6.00	600.0	165.04	697.5	2 066.0	2 763.5	0.272
6.50	650.0	167.83	709.7	2 056.8	2 766.5	0.255
7.00	700.0	170.50	721.4	2 047.7	2 769.1	0.240
7.50	750.0	173.02	732.5	2 039.2	2 771.7	0.227
8.00	800.0	175.43	743.1	2 030.9	2 774.0	0.215
8.50	850.0	177.75	753.3	2 022.9	2 776.2	0.204
9.00	900.0	179.97	763.0	2 015.1	2 778.1	0.194
9.50	950.0	182.10	772.5	2 007.5	2 780.0	0.185
10.00	1 000.0	184.13	781.6	2 000.1	2 781.7	0.177
10.50	1 050.0	186.05	790.1	1 993.0	2 783.3	0.171
11.00	1 100.0	188.02	798.8	1 986.0	2 784.8	0.163
11.50	1 150.0	189.82	807.1	1 979.1	2 786.3	0.157
12.00	1 200.0	191.68	815.1	1 972.5	2 787.6	0.151
12.50	1 250.0	193.43	822.9	1 965.4	2 788.8	0.148
13.00	1 300.0	195.10	830.4	1 959.6	2 790.0	0.141
13.50	1 350.0	196.62	837.9	1 953.2	2 791.1	0.136
14.00	1 400.0	198.35	845.1	1 947.1	2 792.2	0.132
14.50	1 450.0	199.92	852.1	1 941.0	2 793.1	0.128
15.00	1 500.0	201.45	859.0	1 935.0	2 794.0	0.124
15.50	1 550.0	202.92	865.7	1 928.8	2 794.9	0.119
16.00	1 600.0	204.38	872.3	1 923.4	2 795.7	0.117
17.00	1 700.0	207.17	885.0	1 912.1	2 797.1	0.110
18.00	1 800.0	209.90	897.2	1 901.3	2 798.5	0.105
19.00	1 900.0	212.47	909.0	1 890.5	2 799.5	0.100
20.00	2 000.0	214.96	920.3	1 880.2	2 800.5	0.099 4
21.00	2 100.0	217.35	931.3	1 870.1	2 801.4	0.090 6
22.00	2 200.0	219.65	941.9	1 860.1	2 802.0	0.086 8
23.00	2 300.0	221.85	952.2	1 850.4	2 802.6	0.083 2

## Vedlegg 2 Membraner fra PCI Membranes

Membrane Type	Material	Max. pH Range	Maximum Pressure (bar)	Max temp (°C)	Apparent Retention Character <sup>1</sup>	Hydrophilicity <sup>2</sup>	Solvent Resistance <sup>3</sup>	Applicable Module(s)
AFC99	Polyamide Film	1.5-12	64 <sup>5</sup>	80	99% NaCl	3	++	B1
AFC80	Polyamide film	1.5-10.5	60	70	80% NaCl	4	++	B1
AFC40	Polyamide film	1.5-9.5	60	60	60% CaCl <sub>2</sub>	4	++	B1
AFC30	Polyamide film	1.5-9.5	60	60	75% CaCl <sub>2</sub>	4	++	B1 / C10
CA202 <sup>4</sup>	Cellulose acetate	2-7.25	25	30	2,000 MW	5	+	B1 / C10
EM006	Modified PES	1.5-12	30	80	6,000 MW	4	++	B1
ESP04	Modified PES	1-14	30	65	4000 MW	2	++	B1
ES404	Polyethersulphone	1.5-12	30	80	4,000 MW	2	++	B1 / C10
PU608	Polysulphone	1.5-12	30	80	8,000 MW	2	++	B1
ES209	Polyethersulphone	1.5-12	30	80	9,000 MW	2	++	B1
PU120	Polysulphone	1.5-12	15	80	20,000 MW	2	++	B1
FPT03	PVDF	1.5-10.5	10	60	20,000 MW	1	+++	A5
FPA03	PVDF	1.5-10.5	7	60	20,000 MW	1	+++	A19
FPS03	PVDF	1.5-10.5	7	60	20,000 MW	1	+++	A37
AN620	Polyacrylonitrile	2-10	10	60	20,000 MW	5	+++	B1
ES625	Polyethersulphone	1.5-12	15	80	25,000 MW	2	++	B1
FPT10	PVDF	1.5-10.5	10	60	100,000 MW	1	+++	A5
FPA10	PVDF	1.5-10.5	7	60	100,000 MW	1	+++	A19
FPS10	PVDF	1.5-10.5	7	60	100,000 MW	1	+++	A37
FP100	PVDF	1.5-12	10	80	100,000 MW	1	+++	B1
FPT20	PVDF	1.5-10.5	10	60	200,000 MW	1	+++	A5
FPA20	PVDF	1.5-10.5	7	60	200,000 MW	1	+++	A19
FPS20	PVDF	1.5-10.5	7	60	200,000 MW	1	+++	A37
FP200	PVDF	1.5-12	10	80	200,000 MW	1	+++	B1

## Vedlegg 3 Areal membranmoduler fra PCI Membranes

Type	Application	Length	Diameter	Membranes Area	Standard Options/Comments
A5	UF	3.1m	83mm	4.0m <sup>2</sup>	Shroud AISI 316 stainless steel Permeate sampling device available
		3.7m	83mm	4.75m <sup>2</sup>	
A19	UF	3.1m	83mm	2.1m <sup>2</sup>	Shroud AISI 316 stainless steel Permeate sampling device available
		3.7m	83mm	2.5m <sup>2</sup>	
A37	UF	3.1m	119mm	4.2m <sup>2</sup>	Shroud AISI 316 stainless steel
		3.7m	119mm	5.2m <sup>2</sup>	
B1 parallel flow	NF, UF	1.2m	100mm	0.9m <sup>2</sup>	For highly viscous materials, and low pressure drop. Permeate sampling device available.
		2.4m	100mm	1.7m <sup>2</sup>	
		3.7m	100mm	2.6m <sup>2</sup>	
B1 twin-entry	RO, NF, UF	1.2m	100mm	0.9m <sup>2</sup>	End-caps in epoxy, AISI 316 stainless steel. Shroud AISI 316 stainless steel or plastic. Permeate sampling device available.
		2.4m	100mm	1.7m <sup>2</sup>	
		3.7m	100mm	2.6m <sup>2</sup>	
B1 series flow	RO, NF, UF	1.2m	100mm	0.9m <sup>2</sup>	End-caps in epoxy, AISI 316 stainless steel. Shroud AISI 316 stainless steel or plastic. Permeate sampling device available.
		2.4m	100mm	1.7m <sup>2</sup>	
		3.7m	100mm	2.6m <sup>2</sup>	
C10	NF, UF	0.9m	210mm	2.5m <sup>2</sup>	DWI approved ABS wetted parts
		1.8m	210mm	5.0m <sup>2</sup>	
		3.7m	210mm	10.5m <sup>2</sup>	
Micro 240	RO, NF, UF	30cm	63.5mm	0.024m <sup>2</sup>	AISI 316 stainless steel module (2 membrane tubes). Membrane micropacks available.
Single tube	RO, NF, UF	30cm	12.5mm	0.072m <sup>2</sup>	For comparing up to 6 membrane types.

## 7 Figuroversikt

Figur 1 Oversikt over de ulike husene hos CHN. Illustrasjon: CHN .....	2
Figur 2 Alternativ 1. Illustrasjon: Mari Lange .....	4
Figur 3 Alternativ 2. Illustrasjon: Mari Lange .....	5
Figur 4 Membranfiltreringsprosessen. Illustrasjon: Mari Lange .....	7
Figur 5 "Dead-end" vs. "cross-flow". Illustrasjon: Mari Lange. Gjengitt etter (Mulder 1996).....	10
Figur 6 Sammenheng fluks og TMP over membran for vann og generell løsning (Mulder 1996) .....	11
Figur 7 Membranfiltreringsspekter (Enterprise Europe Network 2011).....	13
Figur 8 Fluksgjenvinning etter tilbakevask av membran (Ebrahimi et al. 2010) ....	17
Figur 9 Aromatisk polyamidkjede (Kwon & Leckie 2006) .....	19
Figur 10 "Hollow fiber"-membraner (Hangzhou H-Filtration Membrane Technology & Engineering CO Ltd. 2013).....	20
Figur 11 Tubulær membranmodul (spiralwoundmembrane.blogspot.no 2009b) .	21
Figur 12 "Plate and frame"-membranmodul (spiralwoundmembrane.blogspot.no 2009a) .....	22
Figur 13 Spiralmembranmodul (water-technology.net 2012) .....	23
Figur 14 Potensiell damp spart ved vannfjerning før inndamper .....	45
Figur 15 Alternativ 1. Illustrasjon: Mari Lange.....	47
Figur 16 Alternativ 2. Illustrasjon: Mari Lange.....	48
Figur 17 Eddiksyremolekyl (Store Norske Leksikon 2007) .....	54
Figur 18 Massebalanse membraner ved fjerning av alt vann. Illustrasjon: Mari Lange.....	56
Figur 19 Sammenheng permeatfluks og påsatt trykk.....	59
Figur 20 Flerstegs sentrifugalpumpe.(Access Science 2013).....	62
Figur 21 Stempelpumpe (Gyldendal Norsk Forlag AS 2013) .....	63
Figur 22 Roterende fortrenningspumpe (Steffe 2013) .....	64
Figur 23 Forslag til videre arbeid/alternative løsninger. Illustrasjon: Mari Lange.	74

## 8 Tabelloversikt

Tabell 1 Molekyler i løsning inn til A-hus .....	28
Tabell 2 Løselighetsprodukter HMX og RDX.....	29
Tabell 3 Temperatur og energiinnhold i damp og vann ved 1,8 bars overtrykk.....	30
Tabell 4 Massebalanse inndamper for planlagt HMX- og RDX-produksjon [kg/h] ..	38
Tabell 5 Splitt i inndamperen ved planlagt sprengstoffproduksjon .....	38
Tabell 6 Verdier for eddiksyre og vann ved 1 bars trykk .....	39
Tabell 7 Sammenligning av beregnet og oppgitt energimengde for planlagt drift ..	40
Tabell 8 Dagens drift av inndamperen [l/h] .....	41
Tabell 9 Nødvendig tilført energi ved fullstendig inndamping .....	42
Tabell 10 Nødvendig tilført energi i form av damp per time ved dagens drift.....	43
Tabell 11 Potensiell damp spart .....	44
Tabell 12 Resultat membransøk.....	50
Tabell 13 Kovalent radius for H-, C- og O-atomer .....	54
Tabell 14 Antall bindinger og fysisk størrelse eddiksyremolekyl.....	55
Tabell 15 Molekylstørrelser .....	55
Tabell 16 Energibehov etter vannfjerning med membranfilter før inndamper .....	57
Tabell 17 Membranmodulspesifikasjoner, RO-membraner AFC99 og AFC80 fra PCI Membranes.....	60
Tabell 18 Driftskostnader per år med membranfiltreringsanlegg.....	68

## 9 Referanseliste

- Access Science. (2013). Tilgjengelig fra:  
<http://www.accessscience.com/overflow.aspx?SearchInputText=Centrifugal+pump&ContentTypeSelect=10&term=Centrifugal+pump&rootID=791293> (lest 24.04.13).
- ASTOM Corporation. (2004). *Products*. Tilgjengelig fra: <http://www.astom-corp.jp/en/en-main2.html> (lest 08.04.2013).
- BrandTech Scientific. Tilgjengelig fra: <http://www.brandtech.com/solbps.asp> (lest 01.03.13).
- Byttestrøm.no. (2013). Tilgjengelig fra: <http://www.byttestrom.no/sammenlign/> (lest 03.04.2013).
- Callister, W. D. & Rethwisch, D. G. (2011). *Materials science and engineering*. Hoboken, N.J.: Wiley. 885 s.
- Çengel, Y. A., Ghajar, A. J. & Kanoğlu, M. (2011). *Heat and mass transfer: fundamentals and applications*. Singapore: McGraw-Hill. XXI, 902 s s.
- ChemicalBook. (2008). *Acetic acid*. Tilgjengelig fra:  
[http://www.chemicalbook.com/ProductMSDSDetailCB7854064\\_EN.htm](http://www.chemicalbook.com/ProductMSDSDetailCB7854064_EN.htm).
- Chemring Nobel AS. Sprengstoffinformasjon.
- Clark, J. (2012). Atomic and ionic radius. Tilgjengelig fra:  
<http://www.chemguide.co.uk/atoms/properties/atradius.html> (lest 03.04.2013).
- CSM Filter. (2009). Tilgjengelig fra: <http://www.csmfilter.com/> (lest 08.04.2013).
- Cui, Z. L., Xing, W. H., Fan, Y. Q. & Xu, N. P. (2011). Pilot study on the ceramic membrane pre-treatment for seawater desalination with reverse osmosis in Tianjin Bohai Bay. *Desalination*, 279 (1-3): 190-194.
- da Silva, M. K., Ambrosi, A., dos Ramos, G. M. & Tessaro, I. C. (2012). Rejuvenating polyamide reverse osmosis membranes by tannic acid treatment. *Separation and Purification Technology*, 100: 1-8.
- DAICEN MEMBRANE-SYSTEMS LTD. (2006). *Membrane Modules*. Tilgjengelig fra:  
[http://www.daicen.co.jp/english/membrane/membrane\\_top.html](http://www.daicen.co.jp/english/membrane/membrane_top.html) (lest 08.04.2013).
- Dennis R. Heldman, James F. Steffe, R. Paul Singh, Steven Eckhoff, Daryl B. Lund, Kan-ichi Hayakawa, David R. Thompson, Murat O. Balaban, Roger D. Barbosa, Gustavo V. Barbosa-Cánovas, et al. (2012). *Food Engineering*. Tilgjengelig fra:  
<http://www.accessscience.com/content.aspx?SearchInputText=tubular+membrane&id=266000-S54>.
- DOW Water & Process Solutions. *Products*. Tilgjengelig fra:  
<http://www.dowwaterandprocess.com/products/ronf.htm> (lest 08.04.2013).
- Ebrahimi, M., Willershausen, D., Ashaghi, K. S., Engel, L., Placido, L., Mund, P., Bolduan, P. & Czermak, P. (2010). Investigations on the use of different ceramic membranes for efficient oil-field produced water treatment. *Desalination*, 250 (3): 991-996.
- Echavarria, A. P., Falguera, V., Torras, C., Berdun, C., Pagan, J. & Ibarz, A. (2012). Ultrafiltration and reverse osmosis for clarification and concentration of fruit juices at pilot plant scale. *Lwt-Food Science and Technology*, 46 (1): 189-195.



- Engineeringtoolbox. *Latent Heat of evaporation*. Tilgjengelig fra: [http://www.engineeringtoolbox.com/fluids-evaporation-latent-heat-d\\_147.html](http://www.engineeringtoolbox.com/fluids-evaporation-latent-heat-d_147.html) (lest 01.03.13).
- Engineeringtoolbox. *Specific heat fluids*. Tilgjengelig fra: [http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d\\_151.html](http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d_151.html) (lest 01.03.13).
- Enterprise Europe Network. (2011). Tilgjengelig fra: [http://www.technology-market.eu/tee/Profiles/10\\_NL\\_60AF\\_314N.html](http://www.technology-market.eu/tee/Profiles/10_NL_60AF_314N.html) (lest 19.04.13).
- Eric Kadaj. (2013). *High pressure pumping*. Tilgjengelig fra: <http://www.pump-zone.com/topics/pumps/pumps/high-pressure-pumping> (lest 24.04.13).
- Fersi, C. & Dhahbi, M. (2008). Treatment of textile plant effluent by ultrafiltration and/or nanofiltration for water reuse. *Desalination*, 222 (1-3): 263-271.
- Greenlee, L. F., Lawler, D. F., Freeman, B. D., Marrot, B. & Moulin, P. (2009). Reverse osmosis desalination: Water sources, technology, and today's challenges. *Water Research*, 43 (9): 2317-2348.
- Grundfos Research and Technology. (NN). *The Centrifugal Pump*. Tilgjengelig fra: [http://dk.grundfos.com/content/dam/Global Site/Industries %26 solutions/Industry/pdf/The Centrifugal Pump.pdf](http://dk.grundfos.com/content/dam/Global%20Site/Industries%20solutions/Industry/pdf/The%20Centrifugal%20Pump.pdf).
- Gyldendal Norsk Forlag AS. (2013). *Stempelpumpe*. Tilgjengelig fra: [http://web2.gyldendal.no/undervisning/felles/pixdir20/?archive=tip\\_tt&menuitem=menu\\_4\\_4&resultsource=menu\\_4\\_4&detailsource=image\\_332](http://web2.gyldendal.no/undervisning/felles/pixdir20/?archive=tip_tt&menuitem=menu_4_4&resultsource=menu_4_4&detailsource=image_332) (lest 06.05.2013).
- Hangzhou H-Filtration Membrane TEchnology & Engineering CO Ltd. (2013). *PS Hollow Fiber Membrane*. Tilgjengelig fra: <http://www.hzfilter.com.cn/cpinfoen.aspx?id=10> (lest 29.04.2013).
- Hjellnes Consult. *Mulighetsstudier*. Tilgjengelig fra: <http://www.hjellnesconsult.no/index.php/tjenester?id=141> (lest 19.04.13).
- IBMEM Industrial Biotech Membranes. *Ceramic membranes*. Tilgjengelig fra: [http://www.ibmem.com/international/ceramic\\_membranes.htm](http://www.ibmem.com/international/ceramic_membranes.htm) (lest 06.05.2013).
- Ignatowitz, E. (1999). *Prosesskjemi*. [Oslo]: Yrkesopplæring. 454 s.
- Inrigo AS. (2013). *Skal gjøre drikkevannet i Vanvikan bedre*. Tilgjengelig fra: [http://www.ptmproduction.no/index.php?option=com\\_content&task=view&id=60&Itemid=82](http://www.ptmproduction.no/index.php?option=com_content&task=view&id=60&Itemid=82) (lest 08.02.13).
- Institutt for biovitenskap UiO. (2011). *Osmotisk trykk*: Universitetet i Oslo. Tilgjengelig fra: <http://www.mn.uio.no/ibv/tjenester/kunnskap/plantefys/leksikon/o/osmotisk.html> (lest 20.02.13).
- Johansen, H. (2007). *Keramiske materialer*.
- Kim, E. S., Liu, Y. & El-Din, M. G. (2011). The effects of pretreatment on nanofiltration and reverse osmosis membrane filtration for desalination of oil sands process-affected water. *Separation and Purification Technology*, 81 (3): 418-428.
- Kleveland, K. (2012). *Slitemekanismer*. Forelesning i materialteknikk offshore: Høgskolen i Sør-Trøndelag.
- Koch Membrane Systems. (2013). *Reverse Osmosis Spiral Membranes*. Tilgjengelig fra: <http://www.kochmembrane.com/Membrane-Products/Spiral/Reverse-Osmosis.aspx>.

- Koseoglu, H., Kabay, N., Yuksel, M., Sarp, S., Arar, O. & Kitis, M. (2008). Boron removal from seawater using high rejection SWRO membranes - impact of pH, feed concentration, pressure, and cross-flow velocity. *Desalination*, 227 (1-3): 253-263.
- Kunnskapsforlaget ANS. (2013a). *Amorf*.
- Kunnskapsforlaget ANS. (2013b). *Permeabilitet*. Ordnett.no.
- Kwon, Y. N. & Leckie, J. O. (2006). Hypochlorite degradation of crosslinked polyamide membranes I. Changes in chemical/morphological properties. *Journal of Membrane Science*, 283 (1-2): 21-26.
- Lekang, O.-I. (2013). *Aquaculture engineering*. 2. utg.: Wiley-Blackwell. 432 s.
- Madaeni, S. S. & Mansourpanah, Y. (2004). Chemical cleaning of reverse osmosis membranes fouled by whey. *Desalination*, 161 (1): 13-24.
- McCabe, W. L., Harriott, P. & Smith, J. C. (2005). *Unit operations of chemical engineering*. Boston: McGraw-Hill. XXV, 1140 s.
- Microdyn Nadir. *Product Catalog*. Tilgjengelig fra: [http://www.microdyn-nadir.de/cms/pdf/produkte/en/1\\_katalog\\_engl\\_rz\\_screen.pdf](http://www.microdyn-nadir.de/cms/pdf/produkte/en/1_katalog_engl_rz_screen.pdf) (lest 08.04.2013).
- Mosbye, J. (2012). Forelesning TMPP350- Inndamping.
- Mulder, M. (1996). *Basic principles of membrane technology*. Dordrecht: Kluwer. 564 s s.
- Nitto Denko. (2001-2011). *MembraneProducts*. Tilgjengelig fra: <http://www.nitto.com/product/datasheet/membren/index.html> (lest 08.04.2013).
- PCI Membranes. *Case Study: Damsdorf Landfill, Germany*. Tilgjengelig fra: <http://www.pcimembranes.pl/B1.html> (lest 09.04.2013).
- PCI Membranes. (2013). *Tubular Membranes*. Tilgjengelig fra: <http://www.pcimembranes.pl/Tubular-membranes.html> (lest 08.04.2013).
- Pearce, G. (2007a). Introduction to membranes: Filtration for water and wastewater treatment. *Filtration & Separation*, 44 (2): 24-27.
- Pearce, G. (2007b). Water and wastewater filtration: Membrane module format. *Filtration & Separation*, 44 (4): 31-33.
- Schäfer, A. I., Fane, A. G. & Waite, T. D. (2005). *Nanofiltration : principles and applications*. Oxford: Elsevier. 560 s.
- Siemens Water. (2011). *Vantage RO systems*. Tilgjengelig fra: [http://www.water.siemens.com/SiteCollectionDocuments/Product\\_Lines/Industrial\\_Process\\_Water/Brochures/PWS-M41G-DS.pdf](http://www.water.siemens.com/SiteCollectionDocuments/Product_Lines/Industrial_Process_Water/Brochures/PWS-M41G-DS.pdf) (lest 08.04.2013).
- Singh, R. (2006). *Hybrid membrane systems for water purification : technology, systems design and operation*. Amsterdam: Elsevier. 291 s.
- Skogestad, S. (2009). *Prosessteknikk: masse- og energibalanser*. Trondheim: Tapir akademisk forl. XI, 387 s s.
- spiralwoundmembrane.blogspot.no. (2009a). *Plate and frame membrane*. Tilgjengelig fra: <http://spiralwoundmembrane.blogspot.no/2009/07/various-ro-modules.html> (lest 30.04.2013).
- spiralwoundmembrane.blogspot.no. (2009b). *Tubular membrane*. Tilgjengelig fra: <http://spiralwoundmembrane.blogspot.no/2009/07/various-ro-modules.html> (lest 23.04.13).
- Steffe, J. F. (2013). *Pumps and pumping*.
- Store Norske Leksikon. *Vann*. Tilgjengelig fra: [snl.no/vann](http://snl.no/vann) (lest 03.04.2013).

- Store Norske Leksikon. (2005-2007). *Alfred Nobel*: Store Norske Leksikon,. Tilgjengelig fra: <http://snl.no/Alfred Nobel> (lest 15.02.13).
- Store Norske Leksikon. (2007). *Eddiksyremolekyl*.
- Suksaroj, C., Heran, M., Allegre, C. & Persin, F. (2005). Treatment of textile plant effluent by nanofiltration and/or reverse osmosis for water reuse. *Desalination*, 178 (1-3): 333-341.
- Tami Industries. (2010). *INSIDE Céram Membranes*. Tilgjengelig fra: <http://www.tami-industries.com/INSIDE-CeRAM-TM.109+M54a708de802.0.html> (lest 08.04.2013).
- Toray Membrane. (2013). *Online Catalog*. Tilgjengelig fra: <http://www.toraywater.com/products/ro/catalog/eu/index.html> (lest 08.04.2013).
- Trisep. *Reverse Osmosis Membranes*. Tilgjengelig fra: <http://membranes.trisep.com/category/reverse-osmosis-membranes> (lest 08.04.2013).
- UC Davis. (Covalent Radii). Tilgjengelig fra: [http://chemwiki.ucdavis.edu/Wikitexts/Misc/Development\\_Details/Reference\\_Material/Covalent\\_Radii?highlight=carbon+covalent+radii](http://chemwiki.ucdavis.edu/Wikitexts/Misc/Development_Details/Reference_Material/Covalent_Radii?highlight=carbon+covalent+radii) (lest 03.04.2013).
- Undervisningsbygg. Anskaffelser.no. Tilgjengelig fra: <http://www.anskaffelser.no/art/bygg-anlegg-eiendom/dokumenter/mulighetsstudie-undervisningsbygg-2> (lest 19.04.13).
- water-technology.net. (2012). Tilgjengelig fra: <http://www.water-technology.net/projects/perth/perth4.html> (lest 23.04.13).
- Wikipedia. Tilgjengelig fra: [http://en.wikipedia.org/wiki/Acetic\\_acid](http://en.wikipedia.org/wiki/Acetic_acid) (lest 09.04.2013).
- World Weather Online. (2013).