



Norges miljø- og  
biovitenskapelige  
universitet

**Masteroppgave 2019 20 stp**

Fakultet for miljøvitenskap og naturforvaltning

# **Hydrogenproduksjon fra elektrolyse ved fjernvarmeanlegg i Norge: Vurdering av rammevilkår og lønnsomhet**

Hydrogen production by electrolysis close to district heating plants in Norway: Assessment of framework and profitability

Rikke Emilie Aarø Løfblad

Fornybar energi



# Forord

Denne masteroppgaven er skrevet våren 2019 og er en avsluttende del av min 2-årige masterutdanning innen fornybar energi ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet.

Jeg vil først og fremst rette en stor takk til veileder Professor Erik Trømborg for gode innspill og veiledning gjennom arbeidet med oppgaven. Det har vært helt avgjørende at han satte meg i kontakt med seniorforsker Richard D. Boardman og Tyler L. Westover ved Idaho National Laboratory. De har introdusert meg for analyseverktøyet H2A som er en helt sentral del i arbeidet mitt. Veiledning til bruk av modellen fra Tyler dessuten har vært nødvendig for å kunne gjennomføre analysene.

Videre vil jeg takke Andres Westin og Birgitte Johannessen fra Fortum Oslo Varme som har hjulpet meg med å diskutere og forme hovedproblemstillingene i oppgaven.

Takk til Bjørn Gregert Halvorsen fra NEL Hydrogen som har bidratt med nødvendig informasjon om deres produkter.

Tilslutt vil jeg takke familie og venner for støtte gjennom hele perioden. Studievenner på lesesalen har gjort masteroppgaveperioden til et morsomt og minnerikt halvår.

Eventuelle feil eller mangler er forfatterens ansvar.



# Sammendrag

Fossil energi er energisystemets reserve, men som følge av strengere klimapolitikk må bærekraftige energibærere tas i bruk. Samtidig må energibruken reduseres hvilket tilsier bedre utnyttelse av spillvarme og –kjøling fra alle sektorer. Hydrogen anses som en lovende og miljøvennlig energibærer dersom det brukes fornybar energi i fremstillingsprosessen. Det skyldes at hydrogen kan benyttes i alle sektorer, og til lagring av overskuddsenergi. Den rimeligste og mest utbredte metoden å produsere hydrogen er ved storskala dampreforming av naturgass (SMR – Steam Methane Reforming). Utfordringen er at SMR har et betydelig klimagassutslipp. Produksjon fra elektrolyse har derimot ingen direkte utslipp forbundet med fremstillingsprosessen, og har et svært lavt indirekte utslipp ved bruk av elektrisitet fra norsk vannkraft. Elektrolyse har lavere kostnads- og energieffektivitet sammenlignet med storskala SMR, og det forutsettes at hydrogen produsert ved SMR er bestemmende for markedsprisen for hydrogen. Målet med oppgaven er å undersøke lønnsomheten til dagens tilgjengelige elektrolyseteknologier knyttet til fjernvarmeanlegg i Norge. Hovedtanken er at samlokalisering med fjernvarmeanlegg gir lavere strømpriser, i tillegg til at spillvarme fra elektrolyseprosessen til oppvarming av fjernvarmevann øker lønnsomheten til et slikt anlegg. Problemstillingene besvares ved å utføre tekno-økonomiske analyser i H2A-modellen. Resultatet av analysene viser at produksjonskostnadene for hydrogen fra elektrolyse er mellom 3,10 \$/kgH<sub>2</sub> og 7,6 \$/kgH<sub>2</sub>, mens SMR har produksjonskostnader som er 30-50% lavere. Elektrolyse må derfor velges i dag som følge av miljøprioriteringer eller der det er ulønnsomt med et storskala SMR-anlegg. Energimengden som kan utnyttes til fjernvarmeformål er vurdert til 18% av den tilførte energien til elektrolyseprosessen. En teknisk vurdering av elektrolyseanleggene i denne oppgaven viser imidlertid at det kan være utfordrende å hente denne varmen på grunn av dagens integrerte varmevekslere i et elektrolyseanlegg. På sikt har hydrogen et særlig stort potensiale innen transport- og oppvarmingssektoren. Etterhvert som det utvikles et marked for energibruk i disse sektorene vil hydrogenprisen først og fremst være avhengig av substitutter fremfor prisen på hydrogen fra SMR. I mellomtiden vil utbygging av hydrogenanlegg tilføre viktige markedsutviklinger og erfaringer for elektrolyseteknologiene. Anbefalinger til videre arbeid er å undersøke ved hvilken produksjonsstørrelse et SMR-anlegg har den samme produksjonskostnaden som de ulike elektrolyseteknologiene. Dette er blant annet interessant når fyllestasjoner for hydrogendrivstoff skal etableres i et større omfang.



# Abstract

Fossil energy balances the energy systems, due to environmental policies sustainable energy carriers must be put in use. The transition of the energy system also relies on actions to reduce energy consumptions and use of waste heat from every sector. Hydrogen is considered to be a promising environmentally friendly energy carrier if the hydrogen production process is by a renewable energy source. It has applications in all sectors and can be used to store surplus energy. Hydrogen production via steam methane reforming (SMR – Steam Methane Reforming) is the most cost effective technology, but it produces a large amount of CO<sub>2</sub>. Production by electrolysis has no direct greenhouse gas emissions, and has a low indirect emission when Norwegian hydropower is used in the process. However, challenges for widespread use of water electrolysis are high energy consumption and costs. The objective of this study is to investigate the profitability of electrolysis production close to district heating plants in Norway. The co-location lower the price of grid rents and waste heat from electrolysis process can be used to heat up the district water and increase the profitability. The problems are answered by performing techno-economic analyzes in the H2A model. The analysis is carried out for today's available electrolysis technologies and SMR to assess what is needed for electrolysis to be profitable when it is assumed that SMR sets the market price for hydrogen today. The results show that production costs (Levelized cost) of hydrogen from electrolysis are between 3,10 \$/kgH<sub>2</sub> and 7,6 \$/kgH<sub>2</sub>. The levelized cost for large-scale SMR is 30-50% lower. Electrolysis must be installed where it is unprofitable with a large-scale SMR plant today. The amount of energy that can be utilized for district heating purposes is 18% of input energy applied the electrolysis process. However, a technical review identified a few barriers to implement usage of waste heat from electrolysis to the district water. In the future hydrogen has a big potential of use in the transport- and building sector. As a market for energy consumption develops in these sectors, the hydrogen price will depend on substitutes to a greater extent than the price of hydrogen from the SMR. Meanwhile, the development of hydrogen plants will lead to important market developments for the electrolysis technologies. Recommendations for further work are to investigate the size of the SMR that gives the same production costs as electrolysis. This would be particularly interesting when filling stations for hydrogen fuel are to be set up.

# Innholdsfortegnelse

<b>1</b>	<b>Innledning</b>	<b>1</b>
1.1	Bakgrunn	1
1.2	Oppgavens problemstilling	4
<b>2</b>	<b>Materiale og metode</b>	<b>5</b>
2.1	<b>Prosesser for hydrogenproduksjon</b>	<b>6</b>
2.1.1	Prosesser som analyseres	6
2.1.2	Elektrolyse	7
2.1.3	SMR	9
2.2	<b>Teknisk beskrivelse av hydrogenanleggene</b>	<b>10</b>
2.2.1	Case 1 Alkalisk elektrolyseanlegg fra Nel Hydrogen	11
2.2.2	Case 2 PEM elektrolyseanlegg fra Proton Onsite	16
2.2.3	Case 3 SMR	18
2.3	<b>Analyseverktøyet H2A</b>	<b>19</b>
2.3.1	Oppbygning av modell	19
2.3.2	Avgrensninger	21
2.4	<b>Analysens forutsetninger</b>	<b>21</b>
2.4.1	Tidsramme for analyse	21
2.4.2	Finansiering av anleggene	22
2.4.3	Investeringskostnader elektrolyse	24
2.4.4	Investeringskostnader SMR	28
2.4.5	Drift- og vedlikeholdskostnader	29
2.4.6	Prisutvikling for energivarer og karbonkvoter	30
2.5	<b>Scenarier for lønnsomhet av elektrolyse</b>	<b>35</b>
<b>3</b>	<b>Resultater</b>	<b>37</b>
3.1	<b>LCOH</b>	<b>37</b>
3.1.1	Case 3 SMR	37
3.1.2	Case 1 AEL	37
3.1.3	Case 2 PEM	38
3.1.4	Følsomhetsanalyser	40
3.2	<b>Scenarier for lønnsomhet for elektrolyse</b>	<b>43</b>
3.2.1	Med dagens rammevilkår	43
3.2.2	Med fremtidens elektrolysepriser	44
<b>4</b>	<b>Diskusjon og konklusjon</b>	<b>46</b>
4.1	<b>Hovedfunn</b>	<b>46</b>
4.2	<b>Usikkerheter i analysens forutsetninger</b>	<b>47</b>
4.3	<b>Fremtidens rammevilkår for elektrolyse</b>	<b>49</b>
4.4	<b>Muligheter og barrierer ved utnyttelse av spillvarme</b>	<b>49</b>
4.5	<b>Videre forskning</b>	<b>50</b>
	<b>Litteraturliste</b>	<b>52</b>
	<b>Vedlegg</b>	<b>i</b>



# Figurliste

Figur 1 Oppbygning elektrolyser for AEL og PEM (Schmidt et al., 2017) .....	8
Figur 2 Cluster fra NEL Hydrogen (NEL Hydrogen, 2019).....	11
Figur 3 Systembeskrivelse av en total alkalisk elektrolysemodul (NEL Hydrogen, 2019)...	12
Figur 4 Vann-, energibruk og produksjon for AEL-anlegget fra NEL Hydrogen. ....	16
Figur 5 PEM elektrolysemodul på 2,2 MW(Proton Onsite, 2017).....	16
Figur 6 PEM-elektrolysemoduler satt sammen til et totalt produksjonsanlegg (Proton Onsite, 2017) .....	17
Figur 7 Vann-, energibruk og produksjon for PEM-anlegget fra Proton Onsite. ....	18
Figur 8 Vann-, energibruk og produksjon for SMR-anlegget.....	18
Figur 9 Oppbygning av H2A-produksjonsmodell (Steward et al., 2012).....	21
Figur 10 Tidslinje fra byggestart til nedbygging av anleggene. ....	22
Figur 11 Historiske gasspriser (Bartnes et al., 2018).....	32
Figur 12 Resultatet av beregning av LCOH for SMR i H2A-modellen. ....	37
Figur 13 Resultatet av beregning av LCOH for AEL i H2A-modellen. ....	38
Figur 14 Resultatet av beregning av LCOH for PEM i H2A-modellen. ....	39
Figur 15 Sensitivitetsanalyse for AEL.....	41
Figur 16 Tornadoanalyse for AEL.....	42
Figur 17 Sensitivitetsanalyse for PEM. ....	42
Figur 18 Tornadoanalyse for PEM. ....	43

# Tabelliste

Tabell 1 Komponenter med kjølebehov for AEL-A485.....	13
Tabell 2 Tekniske forutsetninger for de tre hydrogenanleggene.....	19
Tabell 3 Fordeling av investeringskostnad.....	24
Tabell 4 Investeringskostnad for AEL og PEM fra ulike studier.....	25
Tabell 5 Investeringskostnader for AEL og PEM i 2016-priser.....	25
Tabell 6 Vurderinger av fremtidige kostnader for AEL og PEM fra ulike studier.....	27
Tabell 7 Utskiftningskostnader for AEL og PEM i 2016-priser.....	28
Tabell 8 Investeringskostnader for SMR i 2016-priser.....	29
Tabell 9 ETS-priser for et utvalg av kilder i \$/tonn.....	31
Tabell 10 Estimerte naturgasspriser fra ulike studier.....	33
Tabell 11 Nettleie for elektrolyse- og SMR-anlegg (Hafslund Nett, 2018).....	34
Tabell 12 Forutsatt prisutvikling av total kraftpris som brukes i analysene.....	35
Tabell 13 Minimum salgspris for hydrogen med kostnadsfordeling.....	40
Tabell 14 Scenario 1-5 for lønnsomhet av elektrolyse.....	44
Tabell 15 Resultat av beregning av LCOH i 2030.....	45

# Forkortelser

SMR – Dampreforming av naturgass (Steam Methane Reforming)

PEM – Polymer Elektrolytt Membran

AEL – Alkalisk Elektrolyse

CCS – Karbonfangst og –lagring (Carbon Capture and Storage)

LCOH – Hydrogenkostnad over levetid (Levelized Cost of Hydrogen)

IFE – Institutt for energiteknikk

SOEC – Solid Oksid Elektrolytisk Celle (Solid oxide electrolyser cell)

IPCC – FNs klimapanel (Intergovernmental Panel on Climate Change)

IGCC – International Center for Climate Governance

BCM – Milliarder kubikkmeter (Billion Cubic Metres)



# 1 Innledning

## 1.1 Bakgrunn

De globale karbonutslippene vil dobles innen 2050 dersom energiforbruket og produksjonsmiksen fortsetter som i dag (Chapter, 2011). En strengere klimapolitikk vil gradvis fase ut fossil energi, som erstattes av fornybare teknologier. Dette gjøres med virkemidler som karbonavgift, insentiver til fornybar kraft og regulering av energibruken. I følge Fjernvarmeforeningen er satsing på nye energibærere, og bedre utnyttelse av spillvarme og –kjøling fra alle sektorer, avgjørende for å bli et lavutslippssamfunn (Norsk Fjernvarme, 2019). Hydrogen blir sett på som en viktig energibærer i et fornybart energisystem som kan benyttes i alle sektorer (Energi21, 2017). Hydrogen kan balansere kraftsystemet, brukes til å lagre og frakte overskuddsenergi, og bidra til dekarbonisering av transport-, industri- og bygningssektorene. Hydrogen i Norge har et særlig stort potensiale innen transport, oppvarming og som eksportvare, der hydrogenbehovet til oppvarming kan være opp mot 3,6 millioner tonn i 2030 (DNV GL, 2019). SINTEF vurderer at det vil ta tid før et marked for hydrogenbiler etableres i Norge, men i 2030 kan det være 20 000-120 000 hydrogenbiler på veiene her i landet (Holst et al., 2016). I denne oppgaven analyseres teknologi, rammevilkår og lønnsomhet for bærekraftig fremstilling av hydrogen i Norge.

Hydrogen reagerer lett med andre stoffer og eksisterer derfor ikke som rent hydrogen i naturen. Det fremstilles i størst grad fra hydrokarboner, ved å skille hydrogenet fra kull, olje eller gass, og er et biprodukt fra flere industrielle prosesser. Dagens hydrogenmarked er lukket og kun 4% omsettes i et marked globalt (DNV GL, 2019). Dampreforming av naturgass (Steam methane reforming - SMR) er den rimeligste teknologien som står for nesten halvparten av dagens hydrogenproduksjon (IEA, 2017). Derfor er det SMR som avgjør markedsprisen for hydrogen. I 2016 var det rundt 500 SMR-anlegg i drift (Sadler, 2016). Hver av disse slipper ut mellom 9 og 14 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub>, hvilket utgjør et betydelig klimagassutslipp (DNV GL, 2019). Økt klimafokus har ført til forskning på karbonfangst og –lagring (Carbon capture and storage - CCS) og miljøvennlige hydrogenteknologier. Hydrogen fra SMR med CCS betegnes som «blå hydrogen». Disse anleggene må være store nok til å oppnå stordriftsfordeler for å kunne forsvare den ekstra kostnaden som gjør det utslippsfritt.

Elektrolyse er en utslippsfri metode for å fremstille hydrogen, forutsatt at det brukes fornybar kraft i prosessen. Produksjonen kalles derfor for ”grønn hydrogen”. Denne metoden stod for 4% av den globale hydrogenproduksjonen i 2016 (Holst et al., 2016). I følge Norges vassdrags- og energidirektorat (NVE) har elektrolyse et indirekte utslipp på 0,8 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> når norsk utslippsdeklarasjon for kraftproduksjon legges til grunn, og 0,2 kgCO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> når norsk vannkraftproduksjon legges til grunn (DNV GL, 2019). Elektrolyse er derfor en svært lovende teknologi for miljøvennlig hydrogenproduksjon i Norge (Olateju et al., 2016). Elektrolyse er imidlertid ikke konkurransedyktig i forhold til storskala hydrogenproduksjon fra naturgass i dag. Det skyldes høye investeringskostnader og foreløpig for liten teknologiutvikling (Energi21, 2017). Department of Energy i USA anslår at storskala SMR trolig vil være den rimeligste metoden for å fremstille hydrogen i all fremtid, selv om karbonprisene øker og CCS implementeres (Mayyas, 2015).

En rekke studier har analysert lønnsomheten til fornybare hydrogenanlegg tidligere; I USA og Canada forskes det mye på hydrogenproduksjon fra kjernekraft (Boardman, 2017). I land med mer uregulerbar kraft studeres elektrolyseproduksjon i kombinasjon med sol (Jacobsson et al. 2014; Tebibel et al. 2017; Sopian et al. 2009) og vind (Bhandari et al., 2014; Jacobsson et al., 2014; Olateju et al., 2016; Sopian et al., 2009; Tebibel et al., 2017).

Studier i Norge har først og fremst analysert småskala-elektrolyseproduksjon. Med unntak av blant annet et prøveprosjekt på Utsira (Ulleberg et al., 2010). NVE har i samarbeid med Småkraftforeningen, SINTEF og Institutt for energiteknikk (IFE), studert elektrolyseproduksjon samlokalisert med småkraftverk i tre delprosjekter i Norge (Sundseth et al., 2017; Sundseth et al., 2019; Ulleberg & Gjerløw, 2017). Samlokalisering kan gi rimelig kraft til elektrolyseprosessen dersom hydrogenanlegget fritas for nettleie og avgifter. I tillegg ble det undersøkt om tilleggsprodukter fra elektrolyseprosessen, oksygen og varme, kan selges for å øke lønnsomheten til prosjektene. I vurderingen av lønnsomheten til elektrolyseanleggene ble det benyttet en konstant kraftpris, basert på dagens pris.

I det første delprosjektet av Ulleberg og Gjerløw (2017) ble et elektrolyseanlegg på 200 kW ved Rotnes Bruk i Nittedal vurdert. Studiet kom frem til en hydrogenkostnad på 109 kr/kgH<sub>2</sub> (129 kr/kgH<sub>2</sub> med frakt og levering til hydrogenstasjon) med prosjektets forutsetninger. Med 50% investeringsstøtte fra Enova ble hydrogenkostanden 88 kr/kgH<sub>2</sub>. Studiet tok utgangspunkt i en markedspris på 72 kr/kg for hydrogen. Denne markedsprisen

er antatt drivstoffpris for hydrogen, estimert av Holst et al. (2016), basert på bensin og dieselprisen i Norge i 2016. Studien konkluderte med at et småskala-elektrolyseanlegg på 200 kW ikke er konkurransedyktig med dagens rammevilkår.

Det andre delprosjektet til NVE (Sundseth et al., 2017) omhandler et mulig elektrolyseanlegg på 1 MW ved Storvatnet kraftverk i Nordland, der hydrogenet skulle anvendes til transportformål. Kraftverket ligger i nærheten av Smolten settefiskeanlegg som har behov for oksygen og varme. Avgitt varme fra elektrolysøren ble antatt å være 300 kW (30%), men det blir ikke beskrevet hvordan varmen fra elektrolyseprosesser gjenvinnes. Prisen på oksygen ble antatt å være 2-4 kr/kgO<sub>2</sub>. Flerbruk av elektrolyseproduktene økte lønnsomheten til elektrolyseanlegget og prosjektet ble ansett som lønnsomt.

I det tredje og siste delprosjektet ble muligheten for et elektrolyseanlegg ved et potensielt småkraftverk i Rullestad i Hordaland vurdert (Sundseth et al., 2019). Slik situasjonen er i dag vil småkraftverket sannsynligvis ikke tildeles konsesjon som følge av høye kostnader for å etablere kraftlinjer til kraftverket. Dersom produsert kraft derimot brukes til å fremstille hydrogen for lagring av fornybar kraft til lokal bruk, kan prosjektet klare seg uten nye kraftlinjer. Videre kan oksygen og spillvarme anvendes i et lokalt settefiskanlegg. Studiet bruker en markedspris for hydrogen på 50 kr/kgH<sub>2</sub>. Grunnlaget for å anta denne markedsprisen er ikke nevnt. Konklusjonen til studien er at prosjektet vil være lønnsomt med høy utnyttelsesgrad av småkraftverket til elektrolyse.

Greensight (Hirth, 2019) har kartlagt muligheten for hydrogenproduksjon på Byrkjelo i Gloppen kommune. Studien tok for seg hydrogenbruk til lastebiler i kommunen og beregning av tilhørende infrastruktur. Videre ble det undersøkt om spillvarme fra elektrolyseprosessen kunne selges til Tine Melk som har behov for vann ved 50 grader. Konklusjonen var at varmen ikke hadde tilstrekkelig temperatur til å kunne utnyttes av Tine. Som forslag til videre arbeid fra Greensight foreslås en utredning av om fjernvarmenettet kan være potensiell mottaker av spillvarmen.

Erfaringer fra studiene nevnt ovenfor viser at om hydrogenproduksjon fra elektrolyse skal være lønnsomt med dagens rammevilkår, må det utformes en verdikjede som utnytter både hydrogenet og tilleggsproduktene oksygen og varme. Fjernvarmeforeningen antar at varmegjenvinningen fra elektrolyseprosessen kan være opptil 25% (Norsk Fjernvarme,

2019). Fjernvarmenettet unytter i dag spillvarme fra flere prosesser som avfallsforbrenning, kloakk og kjøling. I tillegg til avsetningsmuligheter for varme må hydrogenproduksjonen også ha en geografisk plassering med lave transportkostnader til markedet (Holst et al., 2016).

## **1.2 Oppgavens problemstilling**

Hovedformålet med denne oppgaven er å analysere de tekniske og økonomiske forutsetningene for lønnsomhet av elektrolyseanlegg ved fjernvarmeanlegg i Norge.

Oppgaven har følgende delproblemstillinger:

- a) Hva er produksjonskostnadene for elektrolyse sammenlignet med SMR?
- b) Hva skal til for at elektrolyse er lønnsomt i forhold til SMR?
- c) Hvilke muligheter og utfordringer oppstår ved å samlokalisere hydrogenproduksjon

Det første kapittelet består av en gjennomgang av metoden og alle forutsetninger som ligger til grunn for å utføre de tekno-økonomiske analysene. I resultatkapittelet presenteres resultatene for beregning av produksjonskostnadene til hver teknologi, før hovedfunn og sentrale usikkerheter knyttet til forutsetningene presenteres i diskusjons- og konklusjonskapittelet.



## 2 Materiale og metode

Problemstillingene besvares ved å gi aktuell og sammenlignbar analyse av hydrogenproduksjon fra SMR og elektrolyse. For å gjøre dette er det nødvendig med sammenlignbare kostnader. Hydrogenkostnaden over levetiden (Levelized Costs Of Hydrogen - LCOH) er den laveste langsiktige salgsprisen hydrogenet kan ha for at det økonomiske resultatet til et bestemt hydrogenanlegg blir null. Det gir en enhetskostnad i kr/kgH<sub>2</sub> som gir direkte sammenligning av teknologier, på tross av ulike produksjonsstørrelser og andre prosjektspesifikke forutsetninger. SMR er den mest kostnads- og energieffektive måten å fremstille hydrogen i dag og derfor vurderes LCOH for et elektrolyseanlegg opp mot LCOH for SMR. LCOH beregnes ved å summere de totale kostnadene over levetiden for et anlegg og fordele det på den samlede produksjonen over levetiden, som vist i Formel 1 (US DOE, 2015):

Formel 1

$$LCOH = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{I_t + M_t + F_t}{(1+r)^t}}{\sum_{t=1}^n \frac{E_t}{(1+r)^t}}$$

I<sub>t</sub>=Investeringskostnader

M<sub>t</sub>=Faste og variable drift- og vedlikeholdskostnader i år t

F<sub>t</sub>=Kostnader for energibruk i år t

E<sub>t</sub>=Total produksjon i år t

n=Levetid

Flere studier refererer til LCOH i sine lønnsomhetsvurderinger av hydrogenanlegg (Colella et al., 2014; Collodi et al., 2017; Ferrero et al., 2016; Mehmeti et al., 2018; Olateju et al., 2016; Parkinson et al., 2018; Parra & Patel, 2016). Formel 1 viser at de samlede kostnadene deles inn i tre poster; investeringskostnader, variable drift- og vedlikeholdskostnader, og kostnaden for energibruk. Et sentralt moment er at når ulike verdier for LCOH skal vurderes opp mot hverandre må de samlede kostnadene beså av de samme kostnadspostene. Kostnad for energibruk innebærer kraft for et elektrolyseanlegg, og i hovedsak prisen på naturgass og eventuelle karbonkvoter for SMR. Svakheten med å beregne LCOH direkte ut fra Formel 1, er at uttrykket ikke tar hensyn til at kostnadene endres i løpet av levetiden. Tidligere studier

som undersøker lønnsomheten til elektrolyseanlegg, benytter en konstant kraftpris basert på dagens pris og tar i liten eller i ingen grad hensyn til teknologiutvikling. For å beregne LCOH og samtidig gi et så realistisk bilde av virkeligheten som mulig, beregnes derfor LCOH i denne oppgaven ved hjelp av analysemodellen H2A. H2A-modellen som beskrives nærmere i kapittel 2.3.

I den første delen av dette kapittelet presenteres hvilke caser som analyseres, før en innføring i teknologiene og de tekniske forutsetningene til hydrogenanleggene beskrives. I tredje av del presenteres analysemodellen H2A. Videre inneholder kapittelet alle de økonomiske forutsetningene som ligger til grunn for å bestemme LCOH. Tilslutt presenteres hvilke scenarier som undersøkes for mulig lønnsomhet av elektrolyse i Norge.

## **2.1 Prosesser for hydrogenproduksjon**

### **2.1.1 Prosesser som analyseres**

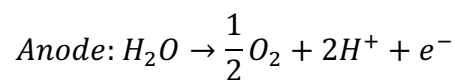
Alkaliske elektrolyse (AEL) og Polymer Elektrolytt Membran elektrolyse (PEM) er dagens kommersielle elektrolyseteknologier. AEL er den mest utbredte metoden, men det er forventet at det skal skje et skifte til PEM mot 2030 (Schmidt et al., 2017). Teknologier som Solid Oxide Elektrolytisk Celle (SOEC) og andre høytemperatur elektrolysører er fortsatt på utviklingsstadiet. AEL og PEM har hver sine fordeler og ulemper knyttet til kapitalkostnader, størrelse og energibruk. Derfor er begge teknologiene inkludert i analysen. SMR analyseres først og fremst uten CCS som innebærer kostnader for karbonutslipp. Rutkowski (2015a) og Collodi et al. (2017) kom fram til en økning av LCOH på 36% ved å ta i bruk CCS. På bakgrunn av dette er teknoøkonomiske analyser gjennomført for følgende tre caser:

- Case 1: Elektrolyseproduksjon med AEL
- Case 2: Elektrolyseproduksjon med PEM
- Case 3: SMR uten CCS

### 2.1.2 Elektrolyse

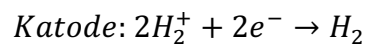
Elektrolyse er en velkjent og enkel teknologi som har vært i bruk i mer enn 100 år. Hydrogenet fremstilles av vann som spaltes til hydrogen- og oksygenatomer når det tilføres elektrisk energi (Colella et al., 2014). Spaltingen skjer i en elektrolyseøse bestående av elektroder (en katode og en anode) og en fast eller flytende elektrolytt som sørger for bedre ledningsevne. Når strømmen tilkobles vil en elektrokjemisk prosess starte ved anoden mellom vannet og elektrolytten, og vannmolekylene omdannes til oksygenmolekyler, elektroner og hydrogen protoner. Denne prosessen er vist i Formel 2 (Santos et al., 2013):

Formel 2



De frie elektronene strømmer deretter fra anoden til katoden gjennom strømkilden og elektrisk spenning dannes over elektrolyseøsen. De positive hydrogenatomene trekkes mot katoden og reagerer med elektronene og danner hydrogenmolekyler (Colella et al., 2014). Denne prosessen er vist i Formel 3:

Formel 3



Økt temperatur i elektrolyseøsen reduserer den nødvendige spenningen som må til for å spalte vannmolekylene (Fickett & Kalhammer, 2018). Den totale reaksjonslikningen er vist i Formel 4:

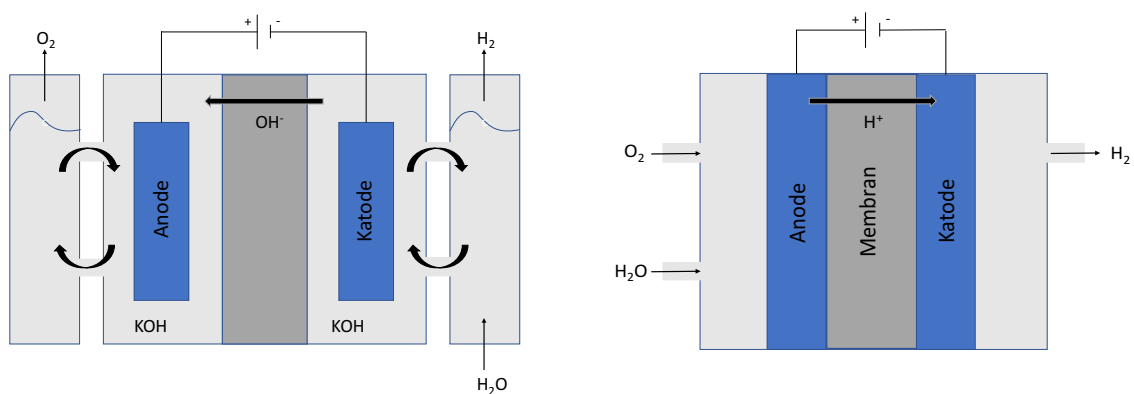
Formel 4



Det produseres dobbelt så mye hydrogen som oksygen i spaltingen. Hydrogenet produseres med en svært høy renhet og trenger ikke videre rensing (Holst et al., 2016). På grunn av lav energitetthet per volumenhet er komprimering den mest anvendte metoden for lagring av hydrogenet etter produksjon. Strømforbruket er vanligvis mellom 45-65 kWh/kgH<sub>2</sub> og dekker elektrisitet til elektrolyseøse og kompressor, i tillegg til varmetap og tap i likeretter (Keipi et al., 2018). Energiinnholdet til hydrogenet er 33kWh/kgH<sub>2</sub> og elektrolyseprosessen

har derfor en energieffektivitet på 50-65% (DNV GL, 2019). Tapet oppstår som følge av kjølebehovet til komponenter og to andre betydelige varmetap. Strøm gjennom et metall gir elektrisk motstand som generer varme. Den elektriske motstanden omfatter alle ledninger frem til elektrodene, og er avhengig av hvilket metall som brukes og operasjonsforhold som trykk og temperatur (Zeng & Zhang, 2010). Det andre betydelige tapet oppstår som følge av fysisk motstand ved masseoverføring av atomer. Det omfatter både gassbobler på elektrodene som bremser den elektrokjemiske prosessen mellom anoden og elektrolytten, og ioneoverføringen fra anode til katode. Størrelsen på tapet er derfor avhengig av elektrolytten som benyttes og avstanden mellom katoden og anoden. Masseoverføringsmotstanden forårsaker varmegenering i elektrolytteren i henhold til Joules lov (Zeng & Zhang, 2010).

PEM og AEL er lavtemperatur-elektrolysører som skilles av hvilken elektrolytt som benyttes. AEL har en flytende elektrolytt, kaliumhydroksid (KOH), som i bransjen kalles ”lut”. Luten sørger for bedre ledningsevne og er fortrukket på grunn av lav korrosjonsevne (Santos et al., 2013). For PEM benyttes en fast membran som skiller katoden og anoden, med en tykkelse på omtrent 0,2 mm (Bhandari et al., 2014). Masseoverføringen gjennom en membran har 3-5 ganger så høy motstand som gjennom en flytende elektrolytt (Santos et al., 2013). Figur 1 viser en prinsippskisse av de to teknologiene:



Figur 1 Oppbygning elektrolyser for AEL og PEM (Schmidt et al., 2017)

AEL er den dominerende elektrolyseteknologien og anlegg med produksjonskapasiteter opp til 1000 Nm<sup>3</sup>/h operer i dag (Keipi et al., 2018). Elektrodene består som regel av nikkell som er et rimelig metall (Zeng & Zhang, 2010). Elektrolyseproduksjon basert på PEM er derimot lite utbredt og benyttes kun i noen småskalaanlegg opp til 100 Nm<sup>3</sup>/h (Keipi et al., 2018).

Fordelen med PEM er elektrolyseren kan kjøre med en effekt ned til 1% av merkeeffekt som gjør teknologien svært kompatibel med uregulerbare kilder og dermed til lagring av overskuddsenergi. Det gjør at PEM er svært lovende teknologi for fremtiden. AEL kan derimot bare operere ned til 20% av merkeeffekt. Totalt er det installert 21 MW elektrolysekapasitet i Europa i dag. Det skyldes lav energi- og kostnadseffektivitet, men det er planlagt å bygge opp mot 100 MW de neste årene (IHS Markit, 2019).

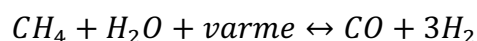
### 2.1.3 SMR

Naturgass er en brennbar gass som er lettere enn luft. Den består hovedsakelig av metan, men også andre hydrokarboner som propan, etan og sulfur (DNV GL, 2019).

Standardstørrelsen på et anlegg er 100 000 Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>/h som tilsvarer oppvarming av 65 000 boliger (Keipi et al., 2018).

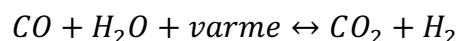
Utskilling av hydrogen fra naturgass skjer i hovedsak i 5 prosesser og med svært høy temperatur på 700-1000°C (Chen et al., 2012; Mehmeti et al., 2018). I første steg fjernes sulfur fra metangassen, ettersom sulfur er skadelig for reaktorene (Collodi et al., 2017). Metangass, og andre hydrokarboner i naturgassen, blir deretter mikset med vanndamp ved høy temperatur og blandingen fortsetter inn i den første reaktoren. Gass- og vannmolekylene spaltes og nye bindinger fører til karbonmonoksid og hydrogenatomer, kalt syntesegass. Utover syntesegassen dannes også noe karbondioksid (Collodi et al., 2017). Formel 5 viser reaksjonsligningen til denne prosessen (Collodi et al., 2017):

Formel 5



I neste steg tilsettes vann på nytt i en ny reaktor, som gir flere hydrogenatomer, samt dannelse av karbondioksid. Denne reaksjonen er vist i Formel 6:

Formel 6



Tilslutt renses hydrogenstrømmen for karbonmonoksid og karbondioksid som føres tilbake til naturgassen, eller fraktes til karbonlager (Mehmeti et al., 2018). Ytterligere rensing av hydrogenet er nødvendig for å oppnå samme renhet som fra elektrolyse (Rutkowski, 2015b).

Hydrogen fra SMR uten karbonlagring omtales ofte som ”grå hydrogen”. Metan er hydrokarbonet med høyest hydrogeninnhold i forhold til karbon og har derfor det laveste karbonutslippet per hydrogenenhet. Likevel knyttes et betydelig utslipp til selve fremstillingsprosessen, på omtrent 9-11 kg CO<sub>2</sub> per kgH<sub>2</sub> (Chen et al., 2012; Rutkowski, 2015b; Salkuyeh et al., 2017). Dersom anlegget har CCS, kan 90% av karbondioksidet fanges opp i reaktorene og 50-60% av det resterende karbondioksidet kan hentes ut ved utskillingen fra hydrogenet. I dag finnes det 5 SMR-anlegg med CCS (Keipi et al., 2018). Karbonfotavtrykket med CCS kan bli så lavt som 0.5 kg CO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> (DNV GL, 2019). SMR har en energieffektivitet på 70-85% og noe av tapet skyldes behovet for elektrisitet til å opprettholde gasstrømningen, og til å komprimere hydrogen før lagring.

## 2.2 Teknisk beskrivelse av hydrogenanleggene

Dette kapitlet beskriver de tekniske forutsetningene som analysen av de tre casene baserer seg på. I motsetning til anlegg som produserer hydrogen når det er et overskudd av kraft, er det forutsatt at de tre hydrogenanleggene kjører kontinuerlig med grunnlast fra strømmettet. Det resulterer i høy årlig belastning av elektrolysørene og konstant produksjon av spillvarme til fjernvarme for elektrolyseteknologiene. Hydrogenproduksjonen er derfor kun stanset ved behov for vedlikehold eller ved utkobling av kraftselskapet jf. kapittel 2.4.6. Anleggenes kapasitetsfaktor er et mål for utnyttelsen av kapasiteten i anlegget og uttrykkes ved antall driftstimer på full kapasitet i forhold til antall timer i et år.

Investering i et elektrolyseanlegg består av en komplett elektrolysemodul. Leverandører av disse er NEL Hydrogen (Norge), Hydrogenics (Belgia), Proton Onsite (USA) og ITM Power (UK) (Ulleberg & Gjerløw, 2017). Data i denne analysen baserer seg på elektrolysemoduler fra NEL Hydrogen. NEL Hydrogen produserer alkaliske anlegg på Notodden, mens PEM-anleggene utvikles av Proton Onsite for NEL i USA.

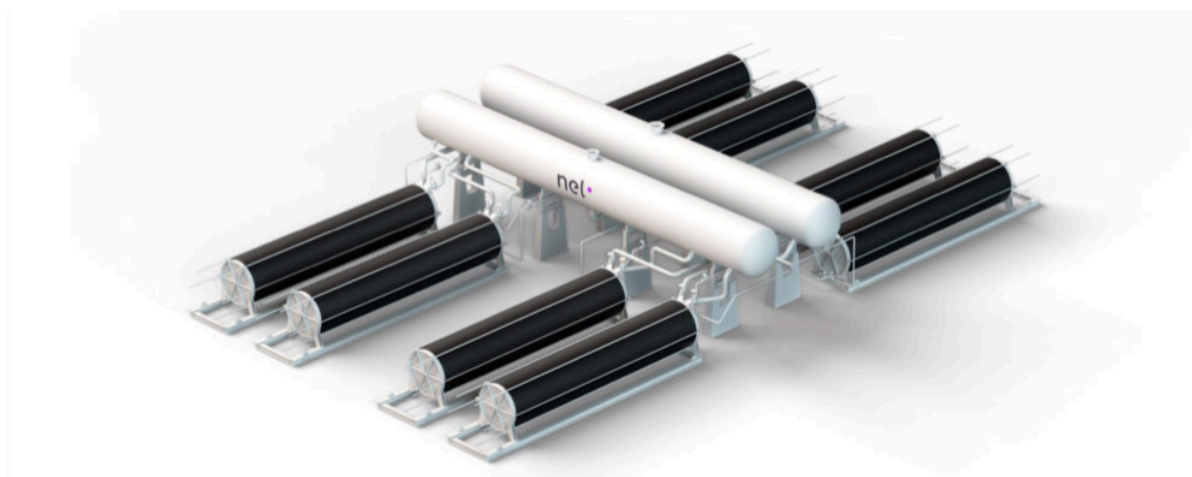
Elektrolyseanlegg på omtrent 20 MW analyseres i denne oppgaven fordi det er en aktuell størrelse for norske forhold og som gir en betydelig mengde spillvarme til fjernvarmevannet. Innhentet informasjon om elektrolyseanleggene er et resultat av samtaler og kommunikasjon per e-post med NEL Hydrogens teknologispesialist Bjørn Gregert Halvorsen, og informasjon på nettsiden. Der nødvendig informasjon ikke kunne innhentes for disse anleggene fra NEL Hydrogen, benyttes tall og kostnadsanslag fra studier. For naturgassreformeringsanlegget er det tatt utgangspunkt i produksjonsstørrelsen som brukes i

de fleste generelle tekno-økonomiske analyser av SMR-anlegg; 100 000 Nm<sup>3</sup> H<sub>2</sub>/h (Chen et al., 2012; Collodi et al., 2017; IEA, 2017; Keipi et al., 2018; Sadler, 2016). Det utføres en egen analyse av SMR-anlegget slik at sammenligningen med elektrolyseteknologiene skal være basert på de samme forutsetningene og kostnadspostene, men uten å gå detaljert inn på tekniske detaljer for et slikt anlegg. Derfor baserer alle tall og tekniske spesifikasjoner seg på andres studier.

For å gjøre størrelsen på energiforbruket for de tre anleggene sammenlignbare, benyttes kWh som et mål på energibruk, både for elektrisitet og naturgass. I analysemodellen legges vann og energi inn som bruk per kg hydrogen, og derfor oppgis alle tall nedenfor på samme måte.

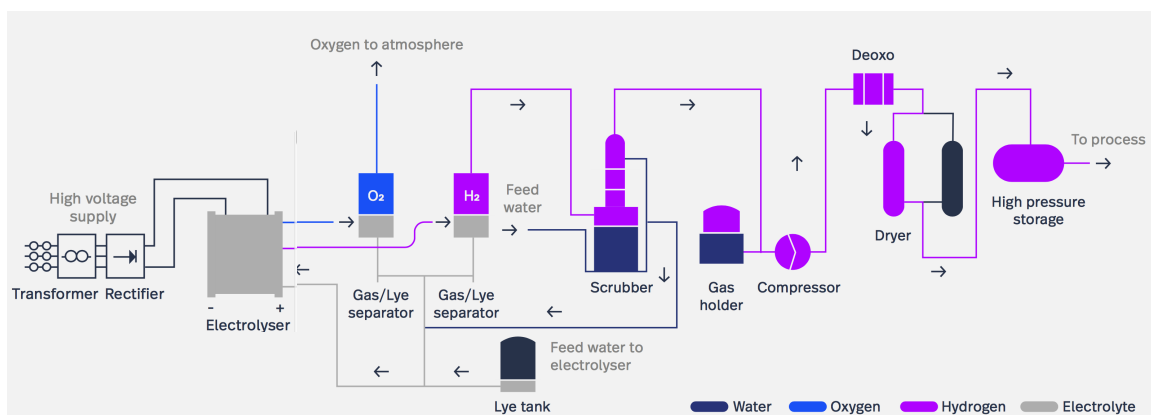
### 2.2.1 Case 1 Alkalisk elektrolyseanlegg fra Nel Hydrogen

For det alkaliske anlegget er det tatt utgangspunkt i elektrolysemodulen NEL-A485. Dette er den største modellen med en kapasitet på omtrent 2,5 MW som består av flere elektrolysører (celler) satt sammen i serie til en såkalt elektrolysestakk. Cellene skiller av en bipole og derfor kalles den totale stakken ”bipolar”. En total elektrolysemodul består vanligvis av flere elektrolysestakker for å oppnå en høyere totaleffekt. I følge Bjørn Gregert Halvorsen vil et anlegg på 20 MW innebære 8 stakker og kalles et ”Cluster” vist i Figur 2:



Figur 2 Cluster fra NEL Hydrogen (NEL Hydrogen, 2019).

Utover elektrolysørene består den totale alkaliske modulen av et vannrensesystem, tørke, scrubber, varmevekslere til kjøling og likerettere. Hele prosessen til et alkalisk anlegg er vist i Figur 3:



Figur 3 Systembeskrivelse av en total alkalisk elektrolysemodul (NEL Hydrogen, 2019).

Ut fra elektrolysøren strømmer hydrogen- og oksyngengass ved 80 grader. Gassene inneholder rester av lut og fortsetter derfor inn i hver sin separatortank. Den utskilte luten sendes gjennom en varmeveksler til avkjøling, før den ledes tilbake til elektrolysøren. Oksygenet slippes til luft, mens hydrogenet avkjøles i en scrubber, før den komprimeres og tørkes til duggpunktet. Etter tørka lagres hydrogenet eller brukes direkte inn i neste prosess. Anleggsskisse, kalt layout, som viser plasseringen av komponentene er vist i Vedlegg B. Komponentene plasseres ut ifra kundens ønske og layouten illustrerer derfor kun et forslag til plasseringer. Levetiden for et alkalisk anlegg er vanligvis 30 år, men på grunn av høy påkjenning må elektrolysestakken byttes ut etter 60 000-90 000 driftstimer (7-10 år) (Santos et al., 2013). Øvrige beskrivelser av denne modellen er vist i Vedlegg A.

NEL-A485 har en produksjonskapasitet på  $485 \text{ Nm}^3\text{H}_2/\text{h}$ . For en elektrolysestakk på 2,5 MW ble timesproduksjonen beregnet ved å ta hensyn til at  $11,126 \text{ Nm}^3$  tilsvarer 1 kg hydrogen i Formel 7:

Formel 7

$$\frac{485 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h} * \text{enhet}}}{11,126 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}}} = 43,6 \frac{\text{kg H}_2}{\text{h} * \text{enhet}}$$

I følge Colella et al. (2014) og Saur et al. (2017) er kapasitetsfaktoren til et alkalisk anlegg vanligvis 96%. Ettersom elektrolyseanleggene har nettilknytning som utkoblbar industrikunde, jf. 2.4.6, forutsettes det at anlegget vil være ute av drift noe lengre og



kapasitetsfaktoren reduseres til 95%. Dagsproduksjonen til det totale anlegget ble dermed beregnet ved Formel 8:

Formel 8

$$43,6 \frac{\text{kg H}_2}{\text{h} * \text{cellestakk}} * 8 \text{ cellestakker} * 24\text{h} * 95\% = 7953 \frac{\text{kg H}_2}{\text{dag}}$$

For å produsere 1 Nm<sup>3</sup> hydrogen kreves 4,4 kWh elektrisitet til cellestakkene ved fullt pådrag. Dermed ble energibruk per kg hydrogen beregnet ved Formel 9:

Formel 9

$$4,4 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3} * 11,126 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}} = 49 \frac{\text{kWh}}{\text{kg H}_2}$$

Det totale elektrisitetsbehovet antas å ligge på 55 kWh/kgH<sub>2</sub>, basert på et tidligere studie som benyttet samme alkaliske modell (A485) utført av NREL (Ramsden, 2010). Det gir en virkningsgrad på 33 kWh/kgH<sub>2</sub>/55 kWh/kgH<sub>2</sub>=60%. Komponenter med kjølebehov, maks luft- og kjølevannstemperatur og tilhørende kjøleeffekt er vist i Tabell 1. Tabellen viser samtidig hvilket antall av hver komponent den totale alkaliske modulen består av som ble tilsendt fra Bjørn Gregert Halvorsen.

Tabell 1 Komponenter med kjølebehov for AEL-A485.

Komponent	Likeret ter	Lutkjøler	H2-gass (scrubber)	O-gass	Kompr.	Tørke	Sum
<b>Totalt antall i modul</b>	2	8	2	2	1	1	
<b>Maks kjølevann T (°C)</b>	Luft 45	50	25	25	25	25	
<b>Effekt (kW)</b>	200	3600	200	50	100	50	<b>4200</b>

For å finne hvor mye kjølevann som kreves for å kjøle komponentene måtte først den totale kjøleenergien beregnes ved å ta utgangspunkt i den samlede kjøleeffekten på 4200 kW i Tabell 1. Den beregnes i Formel 10:

Formel 10

$$\frac{4200kW * 24 \frac{h}{dag}}{7953 \frac{kg H_2}{dag}} = 12,67 \frac{kWh}{kg H_2}$$

Det antas at kjølevannet som brukes i komponentene, bortsett fra i de luftkjølte likeretterne, kommer fra kommunen med en temperatur på 10 grader. Vannbehovet beregnes ved Formel 11, ved å løse uttrykket med hensyn på V.

Formel 11

$$E = \frac{V * c_{p,vann} * \Delta T}{3600 \frac{s}{h}}$$

E=Kjøleenergi [kWh/kgH<sub>2</sub>]

C<sub>p, vann</sub>=spesifikk varmekapasitet for vann [4,2 kJ/kg K]

ΔT=Vannets temperaturdifferanse [K]

V=Volum [l/kgH<sub>2</sub>]

Når likeretterne står for 0,6 kWh/kgH<sub>2</sub>, beregnet på samme måte som i Formel 10 ble nødvendig vannmengde for de vannkjølte komponentene beregnet i Formel 12:

Formel 12

$$V = \frac{(12,67 - 0,60) \frac{kWh}{kg H_2} * 3600 \frac{s}{h}}{4,2 \frac{kJ}{kgK} * (80 - 10)K} = 148 \frac{l}{kg H_2}$$

Fjernvarmevannet har en retur-temperatur på 50-60 grader. Det betyr at lutkjøleren er den eneste komponenten som kan avkjøles med fjernvarmevannet med dagens integrerte varmevekslere til kjøling. Lutkjøleren sitter i selve elektrolysøren, og dermed er det tilsammen åtte lutkjølere i en total modul. Energibesparelse ved å bruke fjernvarmevann til avkjøling av lut er beregnet på samme måte som i Formel 10 til 10,9 kWh/kgH<sub>2</sub>. For å finne

ut hvor stor andel av 148 l/kgH<sub>2</sub> som er vannet til lutkjøleren, ble mengden funnet ved å regne på samme måte som ved Formel 12 i Formel 13:

Formel 13

$$\frac{10,9 \frac{kWh}{kg H_2} * 3600 \frac{s}{h}}{4,2 \frac{kJ}{kgK} * (80 - 10)K} = 133 \frac{l}{kg H_2}$$

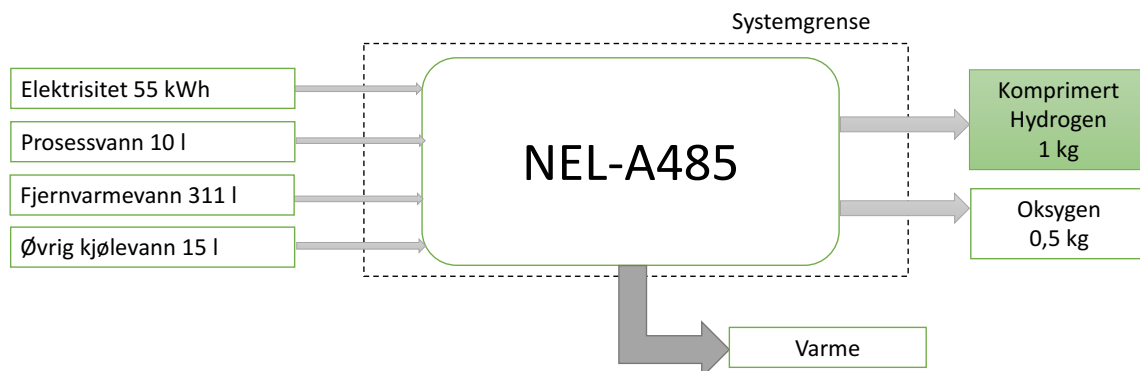
Når fjernvarmevannet har en temperatur på 50 grader ble nødvendig vannmengde for å kjøle luten med nye temperaturredifferansen beregnet i Formel 14:

Formel 14

$$\frac{10,9 \frac{kWh}{kg H_2} * 3600 \frac{s}{h}}{4,2 \frac{kJ}{kgK} * (80 - 50)K} = 311 \frac{l}{kg H_2}$$

Dermed brukes 311,4 l/kgH<sub>2</sub> fjernvarmevann og 15 l/kgH<sub>2</sub> øvrig kjølevann fra kommunen i analysen. Konsumet av prosessvann til elektrolyseren er om lag 10 l/kgH<sub>2</sub> (NEL Hydrogen, 2019). Omtrent alt vannet blir spaltet til hydrogen- og oksygenmolekyler, bortsett fra en neglisjerbar mengde som følger med oksyngassen. Hydrogenet komprimeres opptil 200 bar. Ytterligere komprimering er nødvendig når hydrogenet skal lagres.

En enkel skisse av det alkaliske elektrolyseanlegget er vist i Figur 4 som viser totalt konsum av energi og vann for å produsere 1 kg hydrogen. Videre er systemgrensen til analysen vist i figuren som angir at lagring og frakt av hydrogenet til forbruker ikke inkluderes.



Figur 4 Vann-, energibruk og produksjon for AEL-anlegget fra NEL Hydrogen.

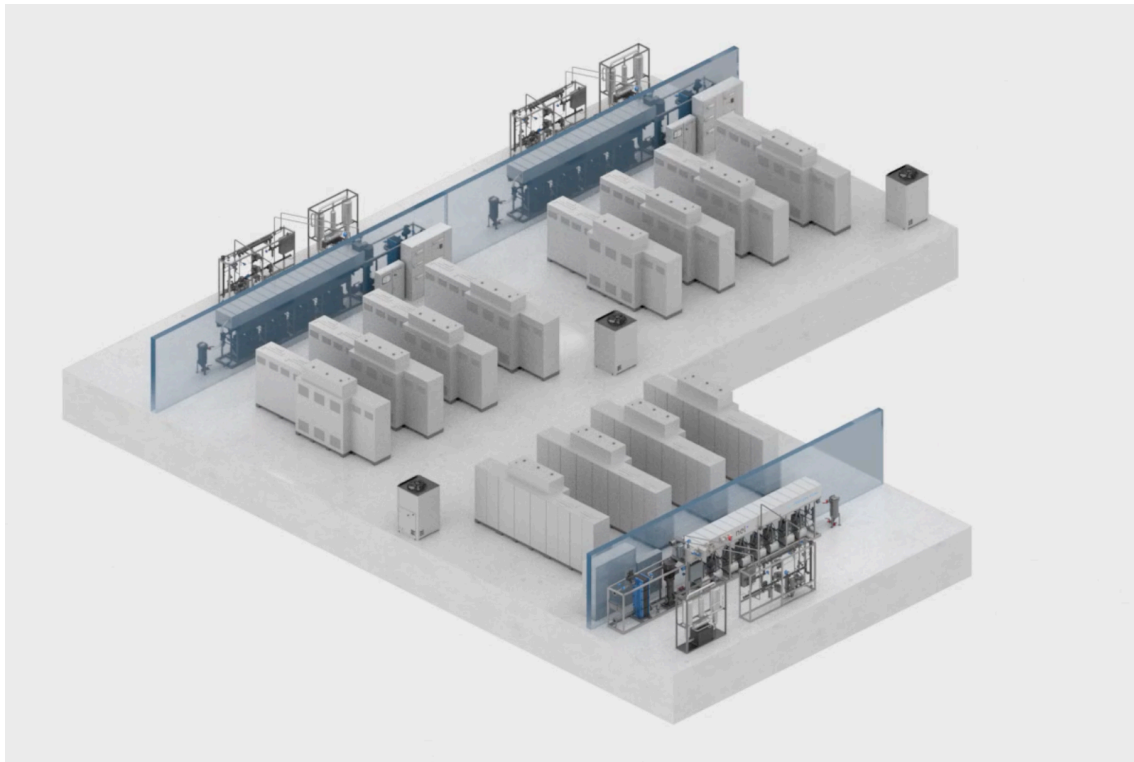
### 2.2.2 Case 2 PEM elektrolyseanlegg fra Proton Onsite

Proton Onsite er kjent for sin M-serie med PEM elektrolysemoduler. Den største av deres modeller kalles M400 og har en kapasitet på 2,2 MW. Tekniske spesifikasjoner til denne modellen brukes som data i analysen av PEM og er vist i Figur 5. Åtte slike moduler på 2,2 MW gir en total kapasitet på 19,8 MW som er betydelig mindre plasskrevende enn tilsvarende størrelser for AEL. Til venstre i figuren er det en blå varmeveksler som fjerner spillvarme fra modulen. Herfra går det avkjølte vannet inn i en sirkulasjonspumpe som pumper vann opp til vanntanken som ligger over de åtte cellestakkene. Cellestakkene inneholder flere elektrolysører i serie og kapasiteten til én stakk er 250 kW. Etter elektrolysøren må oksygen- og hydrogengassen skilles fra vannrester, før hydrogenet tørkes og nedkjøles før lagring.



Figur 5 PEM elektrolysemodul på 2,2 MW(Proton Onsite, 2017).

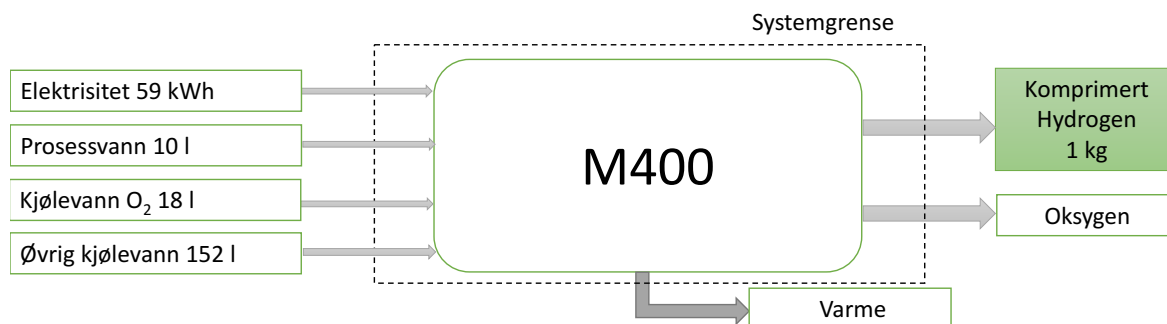
I likhet med AEL kan PEM-anlegget kan settes sammen av flere moduler som vist i Figur 6. I de hvite boksene reguleres pådraget, og inneholder likerettere til omforming til likestrøm.



Figur 6 PEM-elektrolysemoduler satt sammen til et totalt produksjonsanlegg (Proton Onsite, 2017) .

Plasseffektiviteten til PEM anlegget skyldes et høyere operasjonstrykk (Sundseth et al., 2017). Økt trykk reduserer levetiden til elektrolysøren som er 20 000-60 000 timer (Colella et al., 2014). Videre vil den kompakte løsningen kreve mindre vedlikehold og kapasitetsfaktoren settes derfor til 96% (Bhandari et al., 2014). Fremstillingsraten for M400 er  $417 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . Ved å bruke samme utregning som for det alkaliske anlegget i Formel 6 og Formel 7, ble timesproduksjonen beregnet til på  $36 \text{ kgH}_2$  for en cellestakk (2,2 MW) og total dagsproduksjon på  $6903 \text{ kgH}_2$ . Til dette kreves et elektrisitetsforbruk på  $59 \text{ kWh/kgH}_2$ , som gir en virkningsgrad på  $33 \text{ kWh/kgH}_2 / 59 \text{ kWh/kgH}_2 = 56\%$  (Proton Onsite, 2017). Elektrisitetsforbruket inkluderer komprimering av hydrogenet til 30 bar, som er operasjonstrykket beskrevet på hjemmesiden (Proton Onsite, 2017). Modulen inneholder ikke en egen kompressor og dermed vil det totale elektrisitetsforbruket sannsynligvis være høyere. Etersom virkningsgraden er lavere enn for AEL, benyttes mer kjølevann for dette anlegget. Oksyngengassen avkjøles ved kontinuerlig sirkulasjon av vann på omtrent  $18 \text{ l/kgH}_2$  (Holst et al., 2016). For resten av anlegget antas samme kjølevannsmengde som det alkaliske på  $152 \text{ l/kgH}_2$ . Kjølevannskretsen til både oksygenet og resten av anlegget har en maksimal kjøletemperatur på 40 grader, hvilket betyr at fjernvarmevannet ikke kan brukes i dagens løsning av PEM-anlegget. Konsumet av prosessvann er i likhet med det alkaliske  $10 \text{ l/kgH}_2$  (Proton Onsite, 2017). På grunn av membranen i elektrolysøren, stilles det et høyere

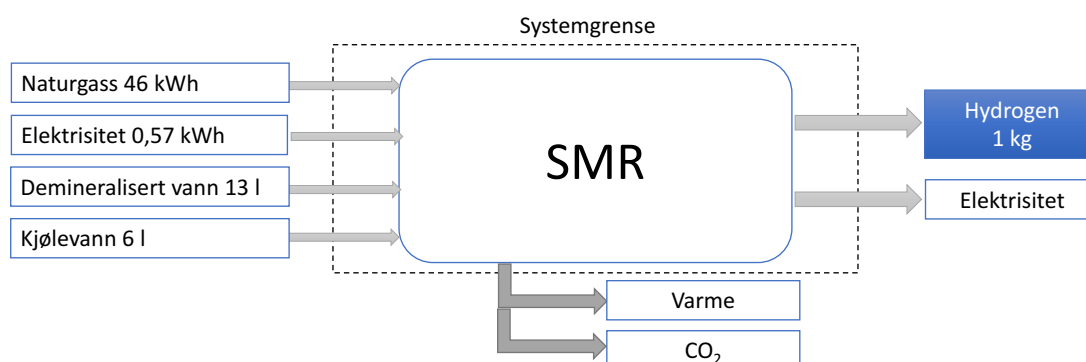
krav til vannrensingen som fordyrer teknologien (Schmidt et al., 2017). Videre produktbeskrivelse av M400 er vist i Vedlegg D. Totalt konsum av energi og vann for å produsere 1 kg hydrogen med M400 og systemgrensen til analysen er vist i Figur 7:



Figur 7 Vann-, energibruk og produksjon for PEM-anlegget fra Proton Onsite.

### 2.2.3 Case 3 SMR

Produksjonsstørrelsen på 100 000 Nm<sup>3</sup>/H<sub>2</sub> tilsvarer oppvarming av 65 000 boliger (Keipi et al., 2018). Til dette vil et typisk anlegg bruke 46 kWh/ kgH<sub>2</sub> med naturgass og 0,569 kWh/ kgH<sub>2</sub> med elektrisitet (Collodi et al., 2017; Rutkowski, 2015b). Utover dette brukes prosessvann i to deler av fremstillingsprosessen. Demineralisert vann tilsettes ved høy temperatur i selve dampreformeringsprosessen og kjølevann brukes til å avkjøle syntesegassen. Til dette kreves henholdsvis 13l og 6l per kg H<sub>2</sub>. Kapasitetsfaktoren for et SMR-anlegg er 90% og levetiden er i likhet med elektrolyseanleggene 30 år (Rutkowski, 2015b). Den daglige produksjonen er beregnet på samme måte som i Formel 7 og Formel 8, som ga en timesproduksjon på 8900 kg H<sub>2</sub> og dagsproduksjon 215 700 kg H<sub>2</sub>. Figur 8 viser systemskissen til case 3, samt analysens systemgrense:



Figur 8 Vann-, energibruk og produksjon for SMR-anlegget.

## Oppsummering

Tabell 2 viser en oppsummering av anleggene og en sammenstilling av datagrunnlaget som er brukt videre i analyser.

Tabell 2 Tekniske forutsetninger for de tre hydrogenanleggene.

Parameter	PEM	AEL	SMR
Anleggsstørrelse (MW)	20	20	-
Daglig produksjon (kgH <sub>2</sub> )	8370	6900	215 710
Kapasitetsfaktor (%)	95	96	90
Pådrag (%)	100	100	-
Levetid (år)	30	30	30
Totalt energibruk (kWh/kgH <sub>2</sub> )	55	49	46+0,6
Vannbruk (l/kgH <sub>2</sub> )	10+18+152	10+311+15	13+6

## 2.3 Analyseverktøyet H2A

H2A-modellen utviklet av The National Renewable Energy Laboratory of the U.S (NREL), et forskningssenter underlagt Energidepartementet i USA. NREL bruker modellen som et verktøy for å vurdere lønnsomheten til hydrogenteknologier som er under utvikling, eller til å anslå fremtidige salgspriser på dagens teknologier.

### 2.3.1 Oppbygning av modell

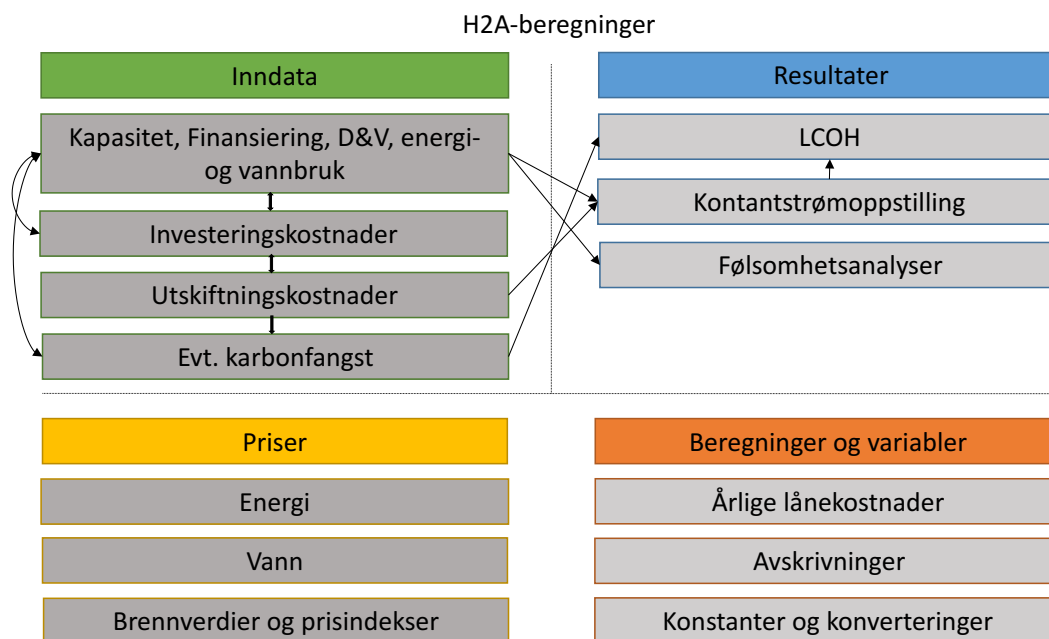
Det finnes to varianter av H2A-modellen. Den ene er for sentrale produksjonsanlegg, mens den andre tar for seg anlegg som har direkte tilknytning til en hydrogenfyllstasjon (desentralisert). Den første varianten kan ta hensyn til karbonfangst, mens den desentraliserte inneholder parametere knyttet til kompresjon, lagring og utlevering/fylling av hydrogenet (Steward et al., 2012). Varianten for sentrale produksjonsanlegg benyttes for alle casene ettersom lagring og utlevering er utenfor systemgrensen til analysene.

For at modellen skulle beregne LCOH for hvert hydrogenanlegg, ble alle kostnader og produksjonskapasiteten lagt inn i H2A-modellen. Daglig produksjon til hvert anlegg legges inn i modellen og brukes til å finne samlet produksjon gjennom levetiden. De totale

kostnadene til hydrogenanleggene beregnes av modellen ved å diskontere fremtidige inn- og utbetalinger til nåverdi før de summeres. Gjennom diskonteringen tas det hensyn til pengenes tidsverdi. Diskonteringsfaktoren, også kalt avkastningskravet, er i H2A-modellen en valgt fastsatt intern realrente som gjør at nåverdien av fremtidige kontantstrømmer blir lik 0 (Bøhren & Gjærum, 2016).

Oppbygningen av modellen er vist i Figur 9 som illustrerer at den er delt i fire deler. Ved hjelp av opplysninger om kostnader, som innebærer kostnader for finansiering og investering, avskrivninger, energibruk og drift- og vedlikeholdskostnader for hvert anlegg, opprettes anleggets kontantstrømoppstilling. Modellen gjorde det enkelt å undersøke hvor følsom LCOH er for endringer av parametere. Følsomhetsanalysene inneholder både sensitivitetsanalyser der én parameteres endres med  $\pm 5\%$ , og tornadoanalyser der de mest følsomme variablene reduseres med 5% samtidig som gir den laveste salgsprisen med hensyn til usikkerheter. Videre inneholder rubrikken for data og egenskaper, innebygde tabeller over fremtidige årlige amerikanske priser på vann- og energityper. Tabell over energityper innbefatter elektrisitet, naturgass og biomasse og kull er vist i Vedlegg D. På den måten tar modellen i betraktning at prisene på vann- og energivarer er dynamiske. Priser som inngår i beregninger i analysene (priser for elektrisitet, naturgass, demineralisert vann, prosessvann og kjølevann) ble endret til estimerte norske priser, som beskrives i kapittel 2.4.6. Videre tas det utgangspunkt i brennverdier og omregninger mellom ulike energibenevninger i modellen. Disse forutsetningene vises i Vedlegg H.





Figur 9 Oppbygning av H2A-produksjonsmodell (Steward et al., 2012).

### 2.3.2 Avgrensninger

H2A-modellen inneholder svært mange kostnadsposter som alle kan tas i betraktning i beregning av LCOH. I disse analysene er det ikke tatt hensyn til plasseringen av anleggene og dermed utgår eventuelle leiekostnader for eiendom. Forsikringer er heller ikke inkludert i analysen. Det undersøkes heller ikke om det er kapasitet i nettet til elektrolyseanleggene. Videre er hverken lagring, transportkostnader er en vurdering av hva hydrogenet kan brukes til inkludert.

## 2.4 Analysens forutsetninger

Nedenfor presenteres alle de økonomiske forutsetningene som brukes til å beregne de samlede kostnadene over levetiden til hvert anlegg i modellen. Alle kostnader legges inn i modellen som dollar som er omregnet med en valutakurs på 8,54 (19. Mars 2019) fra kroner og 1,13 (19. Mars 2019) fra euro.

### 2.4.1 Tidsramme for analyse

Kostnader fra begynnelsen av planleggingen av hydrogenanleggene i casene, til nedbygging etter anleggenes levetid, er inkludert i analysen. På bakgrunn av dette er det tenkt at det investeres i tre nye hydrogenanlegg i 2019. Byggetiden til elektrolyseanleggene er satt til ett år (Saur et al., 2017). For SMR strekker byggeperioden seg over tre år (Rutkowski, 2015b).

Derfor er produksjonsstart henholdsvis 2020 og 2022. For det første driftsåret antas produksjonen å være halvparten av normalproduksjon frem til ferdigstillelse 2021 og 2023. Faste- og variable driftskostnader før det første året settes til 75% av de årlige kostnadene, som følge av lavere produksjon, men samtidig et et prøveår for anleggene som øker kostnadene noe. Etter ferdigstillelse påløper inntekter og kostnader som normalt. Figur 10 viser tidslinjen til de tre hydrogenanleggene:



Figur 10 Tidslinje fra byggestart til nedbygging av anleggene.

## 2.4.2 Finansiering av anleggene

De samlede kostnadene regnes som nevnt ut fra prosjektets reelle kontantstrøm til totalkapitalen etter skatt. Det innebærer at kostnader knyttet til inflasjon, finansiering og skatt. Det antas at alle inn- og utbetalinger skjer ved utgangen av året.

Alle kostnader legges inn i modellen som ”referanseår”-kroner. Siste oppdatering av modellen var i 2016 og dette er det seneste året som kan velges som referanseår (Steward et al., 2012). Ved hjelp av inflasjon justeres alle kostnader til ”Startår”-kroner, der startår ble definert i kapittel 2.4.1. Videre måtte kapitalstrukturen til finansieringen av anleggene fastsettes, som vil si å bestemme forholdet mellom egenkapital og gjeld. Det skyldes ulikt avkastningskrav for egenkapital og gjeld. Det forutsettes her 100% egenkapitalfinansiering av anleggene, dvs. samme avkastningskrav på hele kapitalbehovet. Avkastningskravet til egenkapitalen fastsettes etter Enova sin studie om avkastningskrav for fornybare prosjekter

(Gjølberg & Johnsen, 2007). Studien kom frem til et nominelt krav før skatt på 10,7%. Denne renten tar hensyn til risiko, inflasjon og tidskostnaden. Risikoen knyttet til investering av et elektrolyseanlegg innebærer lav teknologiutvikling og høye kapitalkostnader. Et SMR-anlegg har lavere risiko på grunn stor industri- og markedsutvikling og derfor vil avkastningskravet trolig være lavere enn for et elektrolyseanlegg. Ulleberg og Gjerløw (2017) peker på at kravet endres relativt lite mellom høy- og lavrisiko prosjekter, og varierer omtrent +/- 0,8% i forhold til den opprinnelige renten. På bakgrunn av dette velges samme rente for de tre casene, på tross av at SMR uten CCS ikke betegnes som et fornybart prosjekt. I modellen er diskonteringsrenten den reelle internrenten før skatt, slik at nåverdien til summen av kontantstrømmene blir 0. Pengepolitikken i Norge styres mot en økning i konsumprisindeksene på 2% og legges derfor til grunn i beregninger som langsiktig inflasjon (Finansdepartementet, 2018). Avkastningskravet på 10,7 % ble justert for inflasjon i Formel 15 (Bøhren & Gjærum, 2016):

Formel 15

$$\frac{1 + 10,7\%}{1 + 2,0\%} = 8,3\%$$

Skattesatsen er 22% for norske bedrifter i 2019 (Finansdepartementet, 2019), dermed ble den reelle internrenten etter skatt beregnet ved Formel 16:

Formel 16

$$8,2\% * (1 - 0,22) = 6,2\%$$

Dermed fortsettes en internrente på 6,2% her. Videre er avskrivninger er en kostnadsføring som gir skattemessige fordeler. Avskrivning går ut å fordele anleggets verdi over tid og ta hensyn kostnaden for verdifall og slit på anlegget. I modellen er det kun mulig å velge lineære avskrivninger over maksimalt 20 år. Et utklipp av hvordan det ser ut i modellen da alle parameterne for finansiering var lagt inn, er vist i Vedlegg E.

### 2.4.3 Investeringskostnader elektrolyse

Investeringskostnadene inntreffer én gang for de tre anleggene i utgangen av 2019. Utover det må det reinvesteres i komponenter som har kortere levetid enn det totale anlegget eller fordi noe blir ødelagt. Den økonomiske levetiden er like lang som anleggenes fysiske levetid, dermed er restverdien til de tre anleggene null. Basert på standardverdier i modellen er det lagt til grunn at kostnaden for nedbygging etter levetiden er 10% av investeringskostnaden til de tre anleggene. Det er tatt utgangspunkt i at investeringskostnadene består av tre ledd; prosjektering, selve anleggskostnadene og installering av anlegget. Fordelingen av disse er vist i Tabell 3 og er basert på NVE sin rapport (Weir, 2015) om kostnader i energisektoren. Kostnader forbundet med nettilknytning er ikke tatt i betraktning.

Tabell 3 Fordeling av investeringskostnad

<b>Komponent</b>	<b>Andel av investeringskostnad</b>
<b>Anlegg</b>	65%
<b>Installasjon</b>	20%
<b>Prosjektering</b>	15%

Modulariteten til elektrolyseanlegget gjør at et dobbelt så stort anlegg, vil ha omtrent dobbelt så høy investeringskostnad og betegnes derfor vanligvis i \$/kW eller €/kW. NEL Hydrogen har gitt et grovt anslag på kostnaden for deres alkaliske anlegg (20 MW) på 150 millioner kroner (880 \$/kW). Deres elektrolysemoduler tilpasses som nevnt kunden og kan bygges sammen på ulike måter avhengig av hvor hydrogenanlegget plasseres, avstand til strømmettet, kompleksitet mm. Anslaget på 150 millioner inneholder materialkostnader, installasjon, nødvendig infrastruktur og eventuelle bygninger. Modenheten til AEL gir lavere investeringskostnader enn for et PEM anlegg (Schmidt et al., 2017). Bjørn Gregert Halvorsen vurderer at et PEM-anlegg på samme størrelse vil være om lag 30% dyrere, som skyldes eksklusive materialer og kompleksiteten til anlegget. På grunn av upresise estimater fra NEL, er investeringskostnadene som benyttes i analysen en gjennomsnittsbetraktning av studier. Ulike studier sin vurdering av kostnaden for et AEL- og PEM-anlegg er oppsummert i Tabell 4. Verdiene i tabellen er omregnet fra euro.

Tabell 4 Investeringskostnad for AEL og PEM fra ulike studier.

<b>Studie</b>	<b>AEL (\$/kW)</b>	<b>Studie</b>	<b>PEM (\$/kW)</b>
Schmidt et al. (2017)	1130-1350	Schmidt et al. (2017)	2100-2150
Sundseth et al. (2017)	1130-1350	Sundseth et al. (2017)	1600-2600
Balzer et al. (2017)	1130-1350	Saur et al. (2017)	950
FCH JU (2017)	1130	IEA (2015)	1700
Parra og Patel (2016)	760	Bertuccioli et al. (2014)	800-1500
Sadler (2016)	790	Bhandari et al. (2014)	1040
Holst et al. (2016)	1130-1350	Holst et al. (2016)	2150-2600
<b>Gjennomsnitt</b>	<b>1150</b>	<b>Gjennomsnitt</b>	<b>1750</b>

Dermed benyttes 1150 \$/kW for AEL og 1750 \$/kW for PEM som investeringskostnader i analysen. Forskjellen mellom investeringskostnaden for disse teknologiene er 32%. Kostnadene for de ulike postene i investeringskostnaden, samt den totale investeringssummen for AEL og PEM, er vist i Tabell 5.

Tabell 5 Investeringskostnader for AEL og PEM i 2016-priser.

<b>Komponent</b>	<b>Investeringskostnad</b>	
	<b>AEL</b>	<b>PEM</b>
<b>Anlegg</b>	\$14 950 000	\$22 100 000
<b>Prosjektering</b>	\$3 450 000	\$5 100 000
<b>Installasjon</b>	\$4 600 000	\$6 800 000
<b>Totale kostnader</b>	<b>\$23 000 000</b>	<b>\$34 000 000</b>

Det forutsettes at prisene i Tabell 4 er fra 2016 ettersom de fleste studiene er fra 2016 og 2017. Modellen vil deretter justere kostnadene til startårpriser ved hjelp av en beregnet inflasjonsfaktor. Inflasjonsfaktoren er beregnet ved Formel 17 ved hjelp av den langsiktige inflasjonen, og at det er fire år mellom referanseår og startår:

Formel 17

$$(1 + j)^{\text{startår}-\text{ref.år}}$$

Formel 18

$$(1 + 2,5\%)^4 = 1,10\%$$

Eventuelle kostnadsreduksjoner fra referanseår til startår, blir ikke hensyntatt i modellen. For reinvesteringkostnadene ble derimot teknologiutvikling og oppnådde kostnadsreduksjoner tatt i betraktning. Komponenter som byttes ut er i hovedsak cellestakkene som står for 48% av investeringskostnaden, men også kompressor, pumper og andre deler som utsettes for mye slitasje (Saur et al., 2017). Teknologiutvikling skjer som følge av økende installasjon av elektrolyseanlegg globalt. Samtidig installeres stadig større anlegg som reduserer kapitalkostnadene og gir skalafordeler (Weir, 2015). For å estimere hva kostnaden er for å reinvestere i elektrolysører i fremtiden, ble både læringsraten til teknologien og studier sin vurdering av fremtidskostnadene benyttet. Læringsraten er et mål på hvor mye kostnadene reduseres hver gang produksjonsmengden doubles (Weir, 2015). Schmidt et al. (2017) kom frem til at alkaliske elektrolysører har hatt en læringsrate på 18% ± 13% fra 1956 til 2002. AEL er som nevnt en moden teknologi med utviklede komponenter. Det gir et mindre potensiale for teknologiutvikling enn for PEM, men økende anleggsstørrelser vil redusere enhetskostnadene til teknologien. Utover kostnadsreduksjonene venter Schmidt et al. (2017) at forbedringer av dagens alkaliske elektrolysører vil være lavere strømtetthet som reduserer behovet for systemenergi. Samtidig vil levetiden til elektrolysørene øke til mellom 60 000 og 80 000 timer i 2030. På grunn av manglende data for PEM blir læringsraten satt til 18% i studien til Schmidt et al. (2017). Ettersom PEM er benyttet i liten grad i dag, er det er det ventet stor utvikling de neste årene. Bertuccioli et al. (2014) anslår i sin studie at investeringskostnadene vil synke med 65% frem til 2030. Forbedringer av et PEM-anlegg kan være et nytt stakdesign med rimeligere materialer og enklere produksjon av deler. Samtidig er det ventet at behovet for

elektrisitet reduseres med 4 kWh/kg frem mot 2030 som følge av bedring i virkningsgraden til teknologien. Levetiden til elektrolysørene antas videre å øke til mellom 60 000 og 100 000 timer (Schmidt et al., 2017). Tabell 6 viser hva ulike studier forventer at investeringskostnaden for AEL og PEM er i 2030. Verdiene er regnet om fra euro til dollar.

Tabell 6 Vurderinger av fremtidige kostnader for AEL og PEM fra ulike studier.

Studier	AEL (\$/kW)	Studier	PEM (\$/kW)
Sundseth et al. (2017)	560-880	Sundseth et al. (2017)	1070-1500
FCH JU (2017)	420-900	FCH JU (2017)	280-1000
Parra og Patel (2016)	470	Parra og Patel (2016)	280
Ferrero et al. (2016)	420-1040	Steward et al. (2012)	450
Schmidt et al. (2017)	790	Schmidt et al. (2017)	740
<b>Gjennomsnitt</b>	<b>900</b>	<b>Gjennomsnitt</b>	<b>830</b>

Gjennomsnittet av studiene gir 900 \$/kW for AEL og 830 \$/kW for PEM som samsvarer med Schmidt et al. (2017) sin læringsrate på 18%. Reinvesteringen skjer i utgangspunktet etter 8 år for AEL og etter 6 år for PEM. Dermed ble årlig reduksjon investeringskostnadene beregnet i Formel 19 for AEL:

Formel 19

$$\frac{(1150 * 1,10\%) - 900)\$/kW}{11 \text{ år}} = 33 \$/kW$$

En årlig redusering av kostnadene på 33 \$/kW gir en prosentvis årlig reduksjon på 2,9%. Samme fremgangsmetode ble benyttet for PEM, der den årlige reduksjonen ble beregnet til 5,9%. Kostnaden for cellestakkene i investeringstidspunktet er beregnet i Formel 20 AEL i 2016-priser:

Formel 20

$$\$14\,950\,000 * 48\% = \$7\,176\,000$$

De første reinvesteringene skjer 2025 for PEM og 2028 AEL. Dermed ble kostnaden for ny alkalisk cellestakk i 2028 beregnet ved hjelp av den prosentvise reduksjonen av prisene

Formel 21:

Formel 21

$$\$7\,176\,000 * (1 - 0,029)^8 = \$5\,670\,621$$

Tilsvarende ble gjort for alle utskiftningene gjennom levetiden og for PEM. Etter 2030 er antatt at levetiden økes for elektrolysestakkene til 10 år for AEL og 8 år for PEM.

Utskiftningskostnadene og hvilket år de inntreffer er vist i Tabell 7:

Tabell 7 Utskiftningskostnader for AEL og PEM i 2016-priser.

År	Operasjonsår	AEL	PEM
2025	5		\$7 795 237
2028	7	\$5 670 620	
2030	10		\$5 728 291
2036	15	\$4 481 040	
2037	17		\$5 018 935
2044	24		\$4 628 361
2046	25	\$3 338 597	

For øvrige deler som må byttes i modulen i løpet av levetiden er det fastsatt en fast årlig erstatningskostnad på 0,5% av total investeringskostnad for elektrolyseanlegget (Saur et al., 2017). Denne kostnaden tar hensyn til inflasjon, men ikke årlig kostnadsreduksjon for komponenter.

#### 2.4.4 Investeringskostnader SMR

Investeringskostnaden for et SMR-anlegg er avhengig av størrelsen på anlegget. For eksempel vil kostnaden for å produsere 150 kgH<sub>2</sub>/h for et småskala SMR-anlegg være 7 ganger høyere enn et anlegg som produserer rundt 10 000 kgH<sub>2</sub>/h (DNV GL, 2019). I likhet med elektrolyseanleggene er investeringskostnaden for SMR anlegget funnet ved å ta utgangspunkt i en gjennomsnittsverdi av litteratur med samme produksjonsstørrelse. Studiene benytter mellom 150-200 millioner dollar for anlegg på 100 000 Nm<sup>3</sup>/H<sub>2</sub>. (Chen et al., 2012; Collodi et al., 2017; IEA, 2017; Keipi et al., 2018; Sadler, 2016). Stor differanse



skyldes prosjektavhengige forhold som kompleksitet og plassering. Kostnaden består i likhet med elektrolyseanleggene av installasjon, prosjektering og selve materialkostnadene. Installasjonskostnaden er om lag 92% av anleggskostnadene, mens prosjektering er 1% av summen av montering og anleggskostnader (Rutkowski, 2015b). Tabell 8 viser kostnadene for de ulike postene som inngår i investeringskostnaden for SMR-anlegget. Prisene antas å være i 2016-priser:

Tabell 8 Investeringskostnader for SMR i 2016-priser.

<b>Komponent</b>	<b>Investeringskostnad</b>
<b>Anlegg</b>	\$82 013 349
<b>Installasjon</b>	\$75 452 282
<b>Prosjektering</b>	\$15 746 563
<b>Totale kostnader</b>	\$173 212 194

Byggetiden strekkes seg som nevnt over tre år og fordelingen av investeringskostnadene over byggetiden er forutsatt å være henholdsvis 10%, 60% og 30%. Det forutsettes videre en fast årlig utskiftningskostnad på 0,5% av den totale investeringskostnaden (Rutkowski, 2015b). Kostnadsreduksjoner er ikke tatt i betraktning for disse utskiftningskostnadene ettersom SMR er en moden teknologi og med liten mulighet for kostnadseffektivisering (Collodi et al., 2017).

#### **2.4.5 Drift- og vedlikeholdskostnader**

Drift- og vedlikeholdskostnadene består av både faste og variable kostnader. De variable kostnadene omfatter vann- og energibruk og eventuelle karbonkvoter. Mens de faste kostnadene omfatter drifting og årlig vedlikehold av anleggene som antas å være like store hvert år. Kostnaden for energibruk og karbonkvoter er beskrevet i kapittel 2.4.6. For vannbruk forutsettes en kontant vannpris gjennom hele analyseperioden. Prisen på vann i Oslo er 0,00164 \$/l som dette legges til grunn i analysene (Oslo Kommune, 2019). Prosessvann til elektrolyse er antatt å være 20% dyrere som følge av rensing (Saur et al., 2017). Tilsvarende vil demineraliseringen av vannet til SMR-prosessen være omtrent 60% dyrere en kjølevannet (Rutkowski, 2015b). Driftskostnadene til elektrolyseanlegg omfatter visuelle inspeksjoner av anlegget, tilsvarende 2 arbeidstimer i uken. Prisen på en time er satt til 50 dollar (Rutkowski, 2015b). SMR anlegget krever derimot mer større drift og 10 ansatte som jobber med anlegget. 5000 arbeidstimer legges til grunn per ansatt basert på

Collodi et al. (2017). Ved vedlikehold er anleggene stanset og med gjeldende kapasitetsfaktorer for elektrolyseanleggene er anleggene stoppet 4% og 3% av året. Det gir det 88 timer vedlikehold for det AEL og 117 timer for PEM, forutsatt åtte timer arbeid hver dag. Kapasitetsfaktoren er 10% for SMR som gir ytterligere 2920 timer for 10 ansatte. Materialkostnadene for årlig vedlikehold er 1% av investeringskostnad for de tre anleggene (Rutkowski, 2015b; Saur et al., 2017). Det forutsettes videre at prosjektenes arbeidskapital er 15% av årlig endring i driftskostnader (Rutkowski, 2015b; Saur et al., 2017).

#### **2.4.6 Prisutvikling for energivarer og karbonkvoter**

For å vurdere prisutviklingen av energivarer og karbonkvoter gjennom levetiden til anleggene måtte trender som påvirker prisene avdekkes. Dette ble gjort ved å bruke tilgjengelig data og ved å få en forståelse av sentrale usikkerhetsmomenter. Prisene på kraft, naturgass og karbonkvoter settes ut ifra tilbud og etterspørsel, og fastsettes i markeder som i noen grad er åpne og internasjonale. En energivarer fungerer som en substitutt for en annen og dermed henger prisene sammen. Utover dette vil prisene påvirkes av faktorer som teknologisk utvikling, havnekapasitet og politikk (Weir, 2015). Bartnes et al. (2018) og (Bøhnsdalen et al., 2016) er markedsanalyser fra henholdsvis NVE og Statnett. Markedsanalysene belyser forventede endringer i energimarkedet som brukes til å anslå priser på energivarer de neste tiårene. I tillegg til analysene til NVE og Statnett suppleres de neste kapitlene med flere studiers vurderinger av fremtidige energipriser. Historisk viser energivarer høy volatilitet, som gjør det vanskelig å vurdere fremtiden og derfor varierer estimeringene mye. Først presenteres trender for CO<sub>2</sub>-priser og hvilken CO<sub>2</sub>-pris som benyttes i analysene, og det samme er gjort for naturgass- og elektrisitetsprisene.

Gjennom EØS-avtalen er Norge en del av kvotehandelssystem. Dette er et sentralt virkemiddel som skal redusere utslipp for å nå klimamålene til EU. Hensikten er å redusere lønnsomheten til anlegg med klimagassutslipp og gradvis fase ut fossil produksjon (Bartnes et al., 2018). Siden 2009 har det vært en oppsamling av kvoter som har gitt lave kvotepriser på rundt 5 €/tonn de siste årene. Våren 2018 reduserte EU antall kvoter for å øke prisen, i tillegg til at det utstedes færre kvoter per år. Innstramningen førte til 5 ganger så høy kvotepris i utgangen av 2018 enn året før (Bartnes et al., 2018). Tiltaket til EU vil trolig medføre at prisen fortsetter å stige. På en annen side vil utfasing av fossile kilder føre til lavere etterspørsel etter kvoter. Økonomisk vekst indikerer imidlertid betydelig bruk av fossile kilder i fremtiden på grunn av behovet for fleksible kilder (Bøhnsdalen et al., 2016).

Flere har forsøkt å estimere kvoteprisen. Et utvalg studier er oppsummert i Tabell 9 for de neste tiårene:

Tabell 9 ETS-priser for et utvalg av kilder i \$/tonn

Kilde	NVE	IHS	IPCC	ICCG	Statnett lav	Statnett høy
Studie	Bartnes et al. (2018)	IHS Markit (2019)	Edenhofer et al. (2012)	Edenhofer et al. (2012)	Bøhnsdalen et al. (2016)	Bøhnsdalen et al. (2016)
2020	7		52	35		
2030	17		93	67		
2040		92			25	45
2050			238	244		

H2A-modellen tar kun utgangspunkt i én kvotepris gjennom hele levetiden til anlegget.

Dagens kvotepris på 23 \$/tonn brukes i analysene på grunn av stor variasjon i estimeringene av studiene. Det gjelder på tross av at ETS-prisene sannsynligvis vil fortsette å stige.

Elektrolyse har ingen direkte utslipp CO<sub>2</sub>-utslipp jf. systemgrensene. For SMR-anlegget legges et CO<sub>2</sub>-utslipp på 9,28 kg CO<sub>2</sub>/kgH<sub>2</sub> til grunn for å beregne den årlige karbonavgiften til anlegget. Dette er utslippet som oppstår ved forbrenning av naturgass og er basert på erfaringstall fra NREL (Rutkowski, 2015b). Chen et al. (2012) kom fram til det samme utslippet i sin studie om utslipp for SMR-anlegg. Dermed ble årlig karbonfotavtrykk for SMR beregnet ved Formel 22 ved å ta hensyn til at det produseres

70 861 392 kgH<sub>2</sub> fra SMR-anlegget årlig:

Formel 22

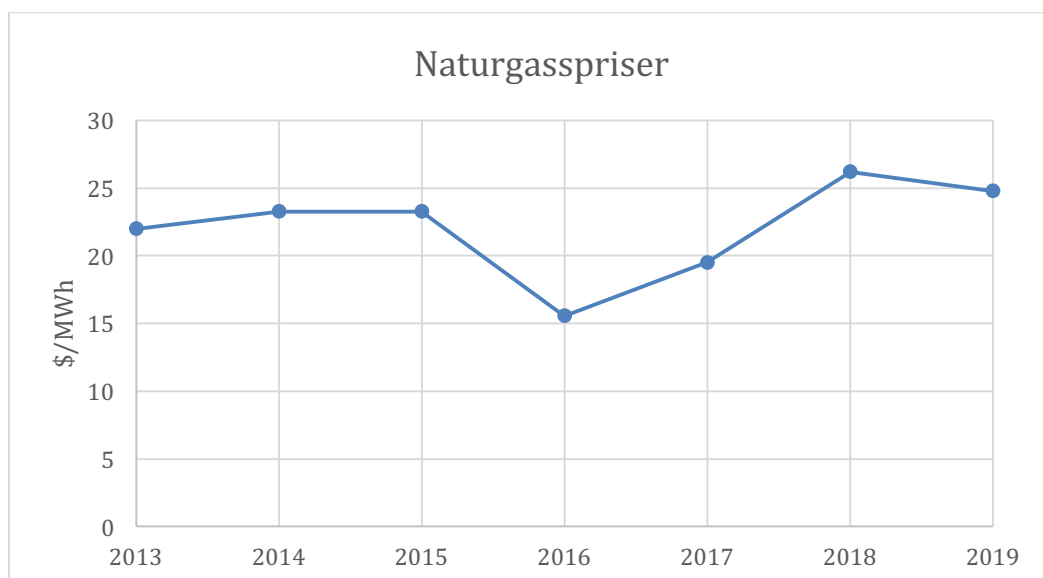
$$9,28 \frac{kgCO_2}{kgH_2} * 70\,861\,392 \text{ kg H}_2 = 657\,800 \text{ kgH}_2\text{kgCO}_2$$

Når forholdet mellom molekylærmassene til karbon og karbondioksid er 12/44 og CO<sub>2</sub>-prisen er 23 \$/tonn, ble årlig kostnad for karbonkvoter beregnet i Formel 23:

### Formel 23

$$657,8 \text{ tonn } CO_2 * \frac{12}{44} * 23 \frac{\$}{\text{tonn } CO_2} = \$4\,126\,200$$

For naturgassprisen vil prisene påvirkes av nedleggelse av kullkraftverk (IEA, 2018). Gasskraft har et lavere utslipp enn kull og vil redusere prisen på karbonkvoter. Det medfører at etterspørselen etter naturgass øker, og vil gå fra et forbruk på 120 bcm (billion cubic metres) i 2017 til en estimert etterspørsel på omlag 4000 bcm i 2022. Gassen i Europa kommer fra i hovedsak fra Norge, Russland og Algerie i rørledninger. Frakt i rør begrenser markedene og prissettingen av naturgass foregår derfor i regionale markeder. I USA og Storbritannia selges mesteparten av gass til spotpris, noe som reflekterer tilbud og etterspørsel. På kontinentet har prisen lenge vært styrt av langtidskontrakter indeksert etter oljeprisen. Kontraktene ble reforhandlet på 2010-tallet og ble indeksert etter spotprisen for gass i Europa. Flere kontrakter utløper i nær fremtid, dermed forventes stadig mer gass på markedet (Winje et al., 2011). Figur 11 viser hvordan endringen i gassprisen har vært de siste årene som illustrer høy prisvolatilitet. Det siste året har gassprisen vært omtrent 25 \$/MWh, som er samme nivå som i 2014 og 2015, men en økning på nesten 10 \$/MWh siden 2016.



Figur 11 Historiske gasspriser (Bartnes et al., 2018).

Det er forventet at LNG fra USA snart vil komme til Europa. Hvilket kan føre til et naturgassoverskudd som trolig vil redusere prisene til samme nivå som i USA som er på 9,2

\$/MWh i dag (Comstat, 2019). Dette vil virke mot økningen av naturgassprisen som følge av økt etterspørsel (Bartnes et al., 2018). Flere studier har sett på utviklingen i naturgassprisene fremover og disse er fremstilt i Tabell 10:

Tabell 10 Estimerte naturgasspriser fra ulike studier.

<b>Kilde</b>	<b>NVE</b>	<b>Statnett</b>	<b>EU lav</b>	<b>EU høy</b>
<b>Studie</b>	<b>Bartnes et al. (2018)</b>	<b>Bøhnsdalen et al. (2016)</b>	<b>Duić et al. (2017)</b>	<b>Duić et al. (2017)</b>
<b>2020</b>	18	25	-	-
<b>2030</b>	17	-	-	-
<b>2040</b>	17	20	22	26
<b>2050</b>	-	-	25	30

Basert på prisene i tabellen ovenfor er det tatt utgangspunkt i en konstant langsiktig pris på 22 \$/MWh. Forutsatt naturgasspris er derfor lavere enn dagens pris på 25 \$/MWh. Det er ikke tatt hensyn til at industribedrifter kjøper naturgass for en annen pris enn spotprisen. Naturgassbruk legges inn i modell som mmbtu/kgH<sub>2</sub>, og omregningen fra kWh/kgH<sub>2</sub> er vist Vedlegg H.

Kraftprisen er påvirket av både gass- og kvoteprisen. Andre faktorer som har innvirkning på kraftprisen i Norge er lokale variasjoner i temperatur, nedbør og forbruksmønster. De siste årene har kraftig nedbør gitt lavere strømpriser her til lands (Bartnes et al., 2018). Selv om vi har fornybar vannkraft i Norge, påvirkes vi likevel av andre land med fossile anlegg på grunn av overføringskablene til Sverige, Danmark, Nederland og Russland, og snart Tyskland og Storbritannia. Kablene gjør at vi er en del av et felles kraftmarked, der strømmen overføres fra et område med lav pris til et annet med høyere pris, og på den måten balanseres kraftprisen i Europa. Dersom karbonkvotene stiger, øker prisen på kull- og gassanlegg i Europa, og dermed også strømprisen i Norge. Som et utgangspunkt stiger kraftprisen med 0,5-1 øre/kWh når kvoteprisen øker med \$1/tonn (Bartnes et al., 2018). Videre vil den store fornybarsatsningen, spesielt utbygging av mye vind- og solkraft, etterhvert påvirke strømprisen. Virkemidler som elsertifikater og investeringsstøtte fra Enova er eksempler på pådrivere for den økende andelen fornybar kraft i Norge, og mer enn 75% av kraftproduksjonen kan ventes å være fornybar i 2040 (Bøhnsdalen et al., 2016). På

en annen side er kraftforbruket i Norge forventet å stige med 38 TWh fra 2018 til 2030 på grunn av blant annet økende elektrifisering av varme- og transportsektoren (Bartnes et al., 2018). I tillegg til nye utenlandskabler vil dette trolig bremse nedgangen i strømprisen. Bøhnsdalen et al. (2016) og Bartnes et al. (2018) påpeker at fram til 2025 vil kraftprisene stige i takt med kvoteprisene, før de reduseres igjen som følge av høyere andel fornybar kraft. Estimeringer av kraftpriser for markedsanalysene til NVE og Statnett er vist i vedlegg Vedlegg F og Vedlegg G. Utover selve kraftprisen betaler konsumenter nettleie og elavgift. Nettleien gjenspeiler kostnaden for å frakte strømmen til forbrukeren. Den består i hovedsak av to ledd: et årlig fastledd og et energiledd som er forbrukskostnaden per kWh. Avgiftsdelen består av elavgift, innbetaling til Enova, avgift til elsertifikater og merverdiavgift (Hafslund Nett, 2018). Det forutsettes at elektrolyseanleggene ligger i nærheten av fjernvarmeinfrastruktur og at fjernvarmeselskapet eier elektrolyseanleggene som gir redusert sats på nettleie og avgifter. Det antas at strømmen hentes fra høyspentsiden og fjernvarmeselskapet drifter og vedlikeholder egen transformator som gir lavere pris på energileddet. Nettilknytningen blir derfor under ”Utkoblingsklausul klasse 2” som betyr at strømmen til en hver tid kan fjernstyres og kobles ut av kraftselskapet uten forvarsel ved behov. Denne klassen gjelder også for elkjelen som brukes som spisslast til oppvarming av fjernvarmevann. For SMR anlegget er det tatt utgangspunkt i nettleie for bedrifter som tar høyde for redusert pris for industri. Tabell 11 viser verdier for leddene i nettleien som er benyttet i estimeringen av kraftprisene, hentet fra Hafslund Nett. Det er ikke tatt hensyn til årlige endringer av leddene i nettleien. Kostnaden for å drifte og vedlikeholde trafoen og kostnader forbundet med nettilknytning er utenfor analysen.

Tabell 11 Nettleie for elektrolyse- og SMR-anlegg (Hafslund Nett, 2018).

<b>Anlegg</b>	<b>Nettleietype</b>	<b>Fastledd per anlegg</b>	<b>Energiledd gjennomsnitt</b>
<b>Elektrolyse</b>	Høyspent Tariff U32 11-22 kV	10800 kr/år	2,7 øre/kWh
<b>SMR</b>	Bedrift 0,400 V	1760 kr/år+340 kr/mnd	21,53 øre/kWh

Forutsatt prisutvikling er vist i Tabell 12. Prisene er valgt basert på markedsanalysene og er et årgjennomsnitt for et normalår og inkluderer nettleie. Kraftprisen legges inn i modellen som \$/GJ og omregningen er vist i Vedlegg H.

Tabell 12 Forutsatt prisutvikling av total kraftpris som brukes i analysene.

År	Kraftpriser SMR	Kraftpriser elektrolyse
2019	63	42
2020-2022	64	43
2023-2025	63	42
2026-2027	61	40
2028-2029	60	39
2030-2040	59	38
2041-2050	58	37

## 2.5 Scenarier for lønnsomhet av elektrolyse

Betydelige usikkerheter knyttet til alle kostnadsforutsetninger, spesielt svingninger i energiprisene og kostnadsutviklingen for elektrolyseteknologiene medførte tilleggsanalyser i H2A-modellen. Scenariene brukes til å undersøke hva som skal til for at elektrolyseteknologier er lønnsomt i Norge. Vurderingen av prisutviklinger viste at mye kan påvirke kostnadsbildet fremover, og det er usikkert hvordan klimapolitikkens virkemidler påvirker prisene. Dette resulterte i følgende problemstillinger for scenarieanalyser:

1. Hvor raskt skjer utfasingen av fossile kilder og hvordan påvirkes strømprisen av betydelig vekst i andel fornybar kraftproduksjon?
2. Vil økt etterspørsel etter naturgass som følge av utfasing av kull gi høyere naturgasspriser?
3. Hva skjer dersom LNG fra USA kommer til Europa?
4. Hvor høyt går ETS-prisen som følge av EU sin innstramning av kvoter?
5. Hvor mye må kapitalkostnadene for elektrolyse reduseres for å være den billigste teknologien med dagens forutsetninger?

Problemstillingene ga fem tilleggsanalyser, der én parameter ble justert helt til elektrolyseteknologiene hadde de laveste salgprisene. I det første scenarioet reduseres

strømprisen, mens i scenario 2 økes først naturgassprisen, før den reduseres til dagens gasspris i USA i scenario 3. Deretter ble kvoteprisene økt, før kapitalkostnadene til elektrolyseteknologiene tilslutt ble redusert. Da én parameter ble undersøkt, ble de øvrige parametere holdt konstant. Unntaket er påvirkningen kvoteprisen har på kraftprisen og det legges til grunn at kraftprisen øker med 0,5 øre/kWh ved hver økning av kvoteprisen på 1 \$/tonn.

Utover disse undersøkelsene er det sett på hva salgsprisen til hydrogenet er for elektrolyseteknologiene i 2030. Fremgangsmetoden er den samme som i de opprinnelige analysene. Investeringskostnadene fra Tabell 6 gir 685 \$/kW for AEL og 830 \$/kW for PEM i 2030 brukes i analysene. Levetiden til elektrolysørene settes her til 10 år og 7 år. Videre ble også energibruket redusert med 4 kWh/kgH<sub>2</sub> for begge teknologiene. Energiprisene gjelder fra 2030 og ut levetiden og antas å være konstant etter 2050.



## 3 Resultater

I dette kapittelet presenteres resultatene fra de tekno-økonomiske analysene i H2A-modellen. Resultatene til SMR presenteres først, deretter for elektrolyseteknologiene.

### 3.1 LCOH

Beregninger av LCOH for de tre anleggene angir hva inntektene og kostnadene for 1 kg hydrogen må være for at anleggenes resultat blir null. Figurene viser samtidig en kostnadsnedbryting av LCOH.

#### 3.1.1 Case 3 SMR

LCOH for SMR-anlegget er beregnet til 1,44 \$/kgH<sub>2</sub>, som vist i Figur 12. Søylen for inntekter og utgifter skiller med 0,05 \$/kgH<sub>2</sub> som tilsvarer kostnaden for karbonkvoter. Det betyr at karbonkvotene har liten innvirkning på lønnsomheten til storskala hydrogenproduksjon fra SMR i dag. Ved å legge til en ytterligere økning av produksjonskostnadene på 36%, som er kostnaden for CCS der 90% av karbonet hentes ut, blir LCOH 2,0 \$/kgH<sub>2</sub>.



Figur 12 Resultatet av beregning av LCOH for SMR i H2A-modellen.

#### 3.1.2 Case 1 AEL

I beskrivelsen av det alkaliske anlegget i kapittel 2.2.1, ble utnyttbar kjøleeffekt vurdert til 3600 kW, ettersom de andre komponentene i AEL-anlegget ikke kunne kjøles med fjernvarmevannet grunnet for lav temperaturdifferanse. Dermed beregnes teoretisk varmegjenvinning for et 20 MW-anlegg i Formel 24:

Formel 24

$$\frac{3600kW}{20000kW} \approx \frac{10,9}{55} \approx 18\%$$

Varmegjenvinning på 18% reduserer resultatet av LCOH for AEL med omtrent 16% og er 3,12 \$/kgH<sub>2</sub> som vist i Figur 13. Uten forutsetningen om redusert sats på nettleie av avgifter blir LCOH 4,06 \$/kgH<sub>2</sub> for varmegjenvinning når av samme sats som for SMR-anlegget benyttes. Det betyr at samlokasjon med fjernvarmenettet samlet sett gir betydelige reduksjoner i salgsprisen for AEL. Ved å legge til 50% investeringsstøtte fra Enova i investeringskostnadene gir det 2,97 \$/ kgH<sub>2</sub>. Hydrogenprisen for AEL er derfor vesentlig høyere enn for SMR selv med disse forutsetningene.



Figur 13 Resultatet av beregning av LCOH for AEL i H2A-modellen.

### 3.1.3 Case 2 PEM

Den laveste salgsprisen PEM-anlegget fra Proton Onsite kan ha er 7,59 \$/kgH<sub>2</sub>, som vist i Figur 14. Produksjonskostnadene for PEM-anlegget er derfor fem ganger høyere enn for storskala SMR-anlegg og mer enn det dobbelte av LCOH for AEL. Uten redusert sats på nettleie og avgifter ville LCOH vært 10,1 \$/kgH<sub>2</sub> for dette anlegget. Ved å legge til 50% investeringsstøtte fra Enova i den opprinnelige verdien av LCOH gir det en reduksjon til 7,33 \$/kgH<sub>2</sub>. Derfor er PEM en svært ulønnsom elektrolyseteknologi sammenlignet med storskala produksjon fra SMR.



Figur 14 Resultatet av beregning av LCOH for PEM i H2A-modellen.

En oppsummering av resultatene av salgsprisene til hver av de tre casene er vist i Tabell 13. Tabellen viser også hvor stor andel hver kostnadspost utgjør av denne prisen. Energibruk er den største og avgjørende kostnadsposten i beregningen av LCOH for teknologiene. Ettersom PEM har høyere investeringskostnader enn AEL utgjør kapitalkostnadene en større andel av LCOH for PEM.

Tabell 13 Minimum salgspris for hydrogen med kostnadsfordeling.

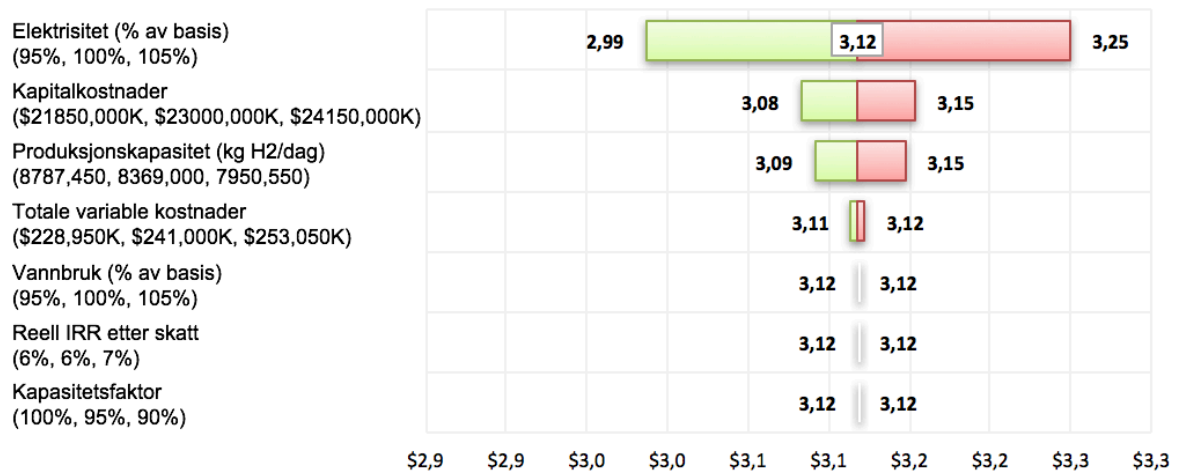
<b>Komponent</b>	<b>AEL</b>	<b>PEM</b>	<b>SMR</b>
<b>LCOH/min. salgspris (\$/kgH<sub>2</sub>)</b>	<b>3,62</b>	<b>7,59</b>	<b>1,44</b>
<b>LCOH/min. salgspris med varmegjenvinning (\$/kgH<sub>2</sub>)</b>	<b>3,12</b>	<b>-</b>	<b>-</b>
<b>Energibruk</b>			
<b>SMR: Naturgass</b>	83,1%	73,3%	74,9%
<b>Elektrolyse: Elektrisitet</b>			
<b>Kapitalkostnader:</b>			
- Investeringskost.			
- Finansieringskost.			
- Årlige utskiftningskost.	30%	23,5%	18,0%
- Arbeidskapital			
- Restverdi			
- Avskrivninger			
<b>Varmegjenvinning</b>	-16,2%	-	-
<b>Faste D&amp;V</b>	2,7%	1,9%	3,3%
<b>Nedbyggingskostnader</b>	0,3%	0,2%	0,2%
<b>Andre variable kostnader</b>			
<b>PEM og AEL:</b>			
vannkostnader			
<b>SMR: Elektrisitet-, karbonkvoter og vannkostnader</b>	0,0%	1,0%	3,6%

### 3.1.4 Følsomhetsanalyser

Følsomhetsanalysene viser hvilke variabler som har størst innvirkning på salgsinntektene til hydrogenet som ble beregnet i modellen. Sensitivitets- og tornadoanalysene viser, i likhet med Tabell 13, at energiforbruket er den mest følsomme variabelen for alle de tre anleggene. Variablene som ikke vises i figurene i følsomhetsanalysene nedenfor har dermed ingen vesentlig innvirkning på LCOH når den justeres alene. For SMR-anlegget er ikke

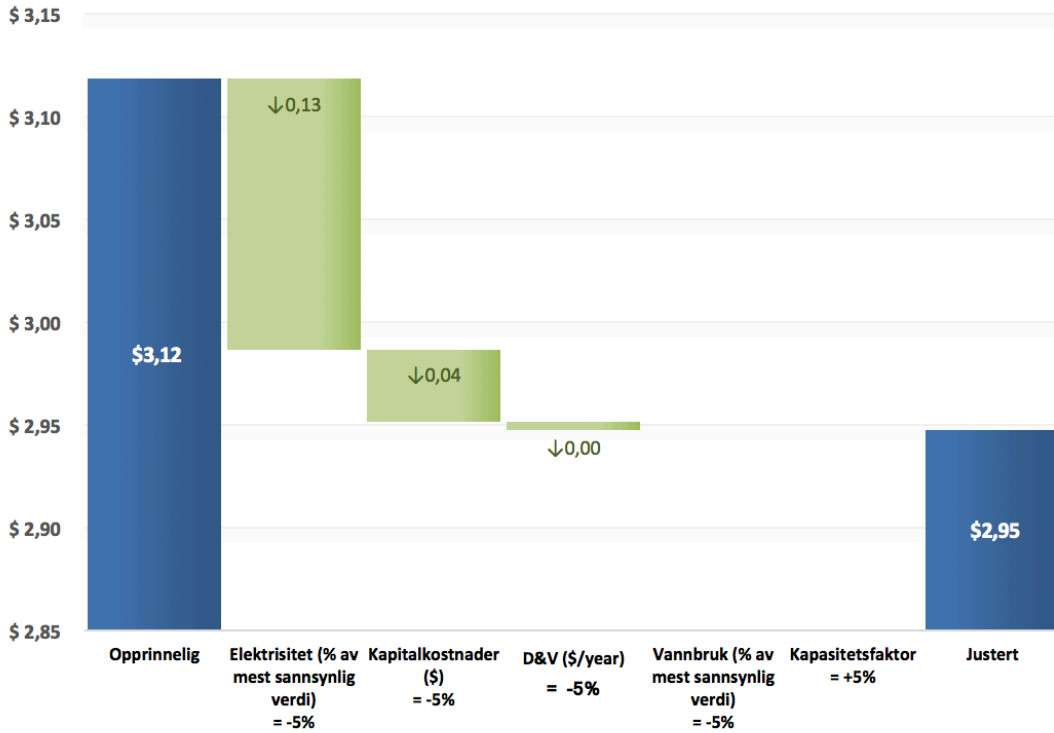
følsomhetsanalysene inkludert i resultatdelen. Det skyldes en feil som gjør at både sensitivitets- og tornadoanalysene ikke tar hensyn til endrede norske naturgasspriser. Tabell 13 forteller imidlertid at den største usikkerheten knyttes til naturgassbruk for dette anlegget. Naturgassprisen har variert mye de siste årene jf. Figur 11, der utfallsrommet på 17-30 \$/MWh. En analyse med konstant naturgasspris på 17 \$/MW og 30 \$/MWh endrer LCOH til henholdsvis 1,20 \$/MWh og 1,84 \$/MWh. Det er betydelige utslag, men hvilket ikke forandrer resultatet at SMR er den rimeligste teknologien i dag.

Følsomhetsanalysen til AEL i Figur 15 tar utgangspunkt i den laveste salgspisen til hydrogenet, som betyr salgspisen med varmegjenvinning. De samme trendene vil gjelde for prisen uten varmegjenvinning. Figuren viser at LCOH endres med 0,13 \$/kgH<sub>2</sub> når elektrisitetsbruken justeres. Etterfulgt av kapitalkostnadene, som utgjør 30% av LCOH, samt produksjonskapasiteten som endrer LCOH med 0,3 \$/kgH<sub>2</sub> ved en justering av disse parameterne. Økt produksjonskapasitet er riktignok ikke mulig på grunn av forutsetning om 100% pådrag.



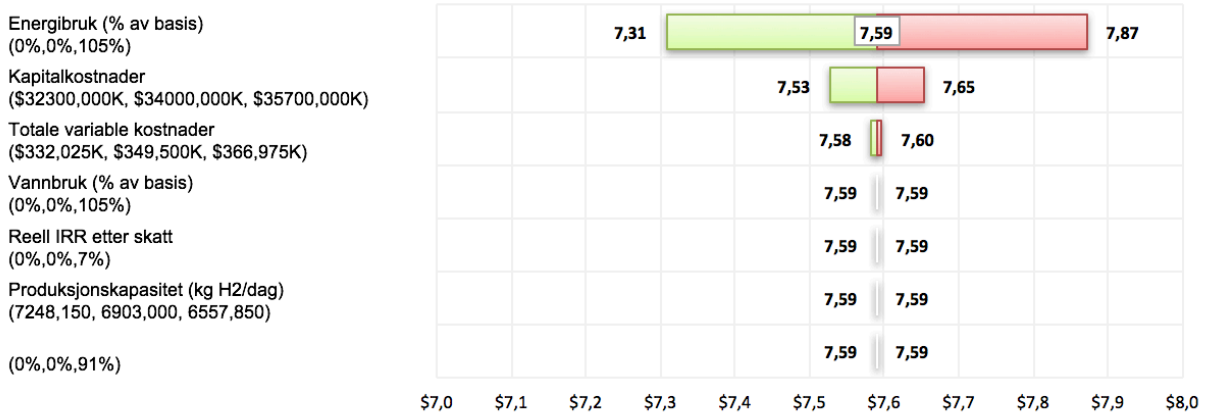
Figur 15 Sensitivitetsanalyse for AEL.

I tornadoanalysen nedenfor blir de mest følsomme parameterne redusert med 5% samtidig, som vil gi den laveste salgspisen til hydrogenet når usikkerheten inkluderes på 2,95 \$/kgH<sub>2</sub> som vist i Figur 16. Prisen etter reduisering er likevel det dobbelte av LCOH for SMR.



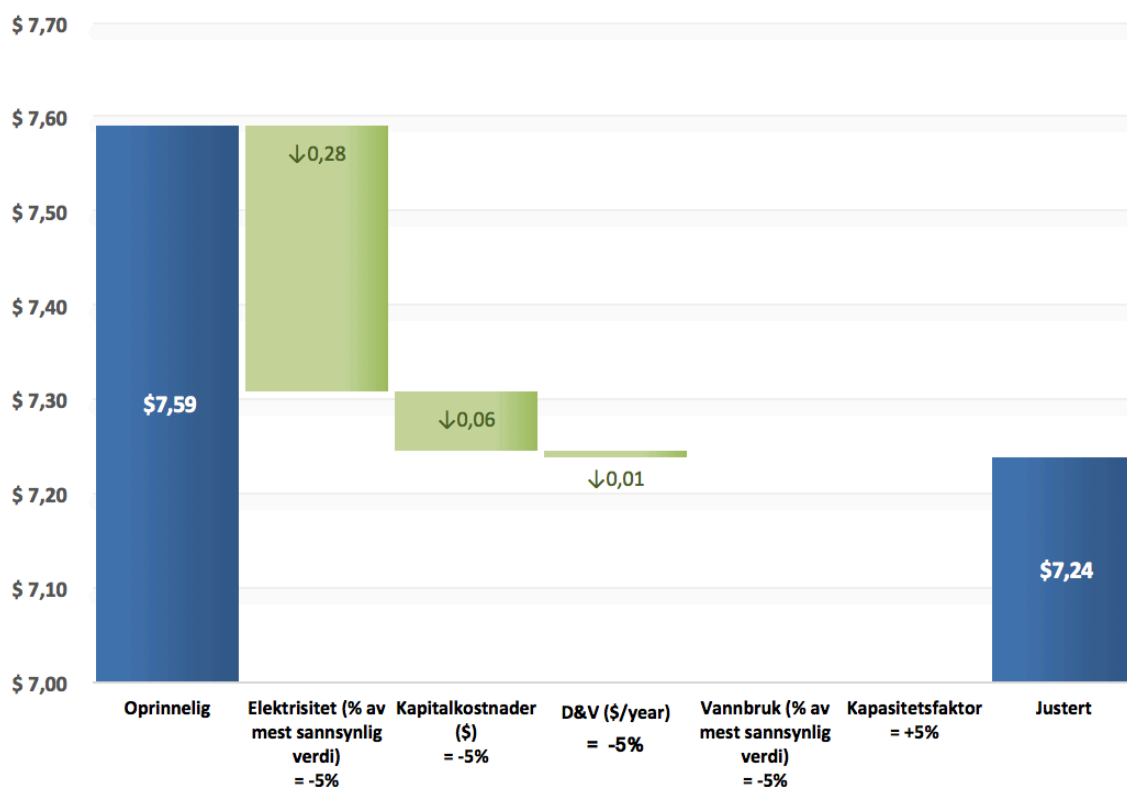
Figur 16 Tornadoanalyse for AEL.

Inntektsprisen til PEM-anlegget er mer følsom for endring i energibruk enn AEL på grunn av et høyere behov for systemenergi. LCOH endres her med 0,28 \$/kgH<sub>2</sub> når energibruket justeres som vist i Figur 17. Endring i kapitalkostnadene fører til en endring av LCOH på 0,7 \$/kgH<sub>2</sub>.



Figur 17 Sensitivitetsanalyse for PEM.

Dersom elektrisitetsforbruk, kapitalkostnader og drift- og vedlikeholdskostnadene reduseres med 5% samtidig, vil salgsprisen for hydrogenet fra PEM være 7,0 \$/kgH<sub>2</sub> som vist i Figur 18. Salgsprisen er fortsatt svært høy i forhold til både AEL og SMR.



Figur 18 Tornadoanalyse for PEM.

## 3.2 Scenarier for lønnsomhet for elektrolyse

Følsomhetsanalysene for elektrolyseteknologiene og Tabell 13 viser at de største usikkerhetsmomentene i resultatet av analysene i H2A-modellen er energibruk og kapitalkostnader. Derfor er tilleggsundersøkelser utført.

### 3.2.1 Med dagens rammevilkår

Resultatet av de fem scenarioanalysene er presentert i Tabell 15. Tabellen viser at kraftprisen (inkludert nettleie) må reduseres til 6 øre/kWh for at AEL skal ha samme salgspris som SMR. Det skyldes at både SMR-anlegget og elektrolyseteknologiene forbedrer LCOH med redusert strømpris. For PEM utgjør de andre parameterne enn kraftprisen mer enn total LCOH for SMR og slik at PEM-anlegget ikke blir lønnsomt med en justering kraftprisen alene. Videre er SMR den eneste teknologien som påvirkes av endring i naturgassprisen. Resultatet viser at gassprisen må økes til 60-70 \$/MWh for at

SMR har samme salgspris som AEL. Tilsvarende må prisen være 145 \$/MWh for at SMR skal ha høyere LCOH enn PEM. Dersom LNG kommer fra USA vil vi oppleve at svært lavere produksjonskostnader for SMR. Ettersom karbonkvotene ikke påvirker lønnsomheten til SMR-anlegget særlig stor grad i dag, måtte karbonkvoten økes til 850 \$/tonnCO<sub>2</sub> for at SMR skal ha samme produksjonskostnader som den opprinnelige produksjonskostnaden til AEL. Ettersom økningen karbonprisen medfører økning i kraftprisen, er det ikke mulig å øke karbonkvotene alene for at elektrolyseteknologiene skal være lønnsomme i dag. Det samme gjelder for kapitalkostnadene som utgjør en lav del av den totale LCOH.

Tabell 14 Scenario 1-5 for lønnsomhet av elektrolyse.

Justert variabel	Scenario	Verdi som gir lønnsomhet	SMR LCOH	AEL LCOH	PEM LCOH
<b>Kraftpris</b>	1 AEL	6 (8) øre/kWh	<b>1,44</b>	1,43	-
	1 PEM	Ikke mulig	-	x	x
<b>Naturgasspris</b>	2 AEL	70 \$/MWh (60 \$/MWh)	3,64 (3,11)	<b>3,62</b> <b>(3,12)</b>	-
	2 PEM	145 \$/MWh	7,42	-	<b>7,41</b>
<b>LNG fra USA</b>	3 AEL	9,2 \$/MWh	0,84	<b>3,62</b> <b>(3,12)</b>	<b>7,41</b>
<b>Kvotepriiser</b>	4	Ikke mulig	1,44	x	x
<b>Reduksjon av kapitalkostnader</b>	5	Ikke mulig	<b>1,43</b>	x	x

### 3.2.2 Med fremtidens elektrolysepriser

Når det investeres i elektrolyseanlegg 11 år fram i tid (2030) vil SMR-anlegg trolig ha den samme verdien for LCOH på grunn av modenheten til teknologien. Tabell 15 viser at både LCOH for AEL og PEM reduseres, men ikke ned til samme verdi som SMR. Derfor må en omlegging av energisystemet og en samtidig bedring av rammevilkårene for elektrolyseteknologiene til før elektrolyseproduksjon er lønnsomt sammenlignet med storskala SMR i Norge.



Tabell 15 Resultat av beregning av LCOH i 2030.

	<b>SMR</b>	<b>AEL</b>	<b>PEM</b>
<b>LCOH (\$/kgH<sub>2</sub>)</b>	1,41 (Dagens verdi)	2,8 (2,3)	5,5

## 4 Diskusjon og konklusjon

I dette kapitlet presenteres hovedfunn som besvarer oppgavens problemstillinger beskrevet. Videre er det utført en evaluering av analysenes forutsetninger, før muligheter og barrierer med utnyttelse av spillvarme til fjernvarmeformål drøftes. Deretter vil en vurdering av fremtidens rammevilkår for elektrolyse i Norge vurderes. Tilslutt kommer anbefaling til videre arbeid.

### 4.1 Hovedfunn

De tekno-økonomiske analysene viser at produksjonskostnadene for hydrogenanlegg på omtrent 20 MW ved fjernvarmeinfrastruktur i Norge er 3,12 \$/kgH<sub>2</sub> for et AEL-anlegg og 7,41 \$/kgH<sub>2</sub> for et PEM-anlegg. Høyere pris for PEM skyldes lavere produksjonskapasitet og energieffektivitet, i tillegg til ingen mulighet til varmegjenvinning i anlegget som analyseres. På en annen side er PEM mindre plasskrevende. Det er fordelaktig når beliggenheten til et elektrolyseanlegg skal velges. AEL vurderes likevel som den foretrukne elektrolyseteknologien i dag ved fjernvarmeanlegg. Analysene bekrefter at SMR (grå hydrogen) setter markedsprisen for hydrogen. Denne prisen er 3-5 ganger lavere enn elektrolyseteknologiene. Det gjelder på tross av økte kostnader for karbonkvoter og bruk av CCS (blå hydrogen).

Følsomhetsanalysene viser at energikostnadene utgjør den største usikkerheten i beregning av hydrogenprisen til de tre teknologiene. Imidlertid viser scenarioundersøkelsene at en helhetlig og omfattende omlegging av energisystemet må til før hydrogenproduksjon ved elektrolyse blir rimeligere enn storskala SMR. Elektrolyse må derfor velges som følge av miljøpolitiske prioriteringer eller der det er lav etterspørsel (uøkonomisk) med et storskala SMR-anlegg i dag. Modulariteten til elektrolysemodulene gjør at elektrolyseanlegg kan bygges hvor som helst der det er tilgang på strøm og vann. Det betyr at elektrolyse vil være den mest hensiktsmessige teknologien for småskalaanlegg til lokal bruk ettersom SMR er avhengig av skalafordeler. I tillegg må faktorer som hydrogenrenhet og bruk av tilleggsproduktene oksygen og varme tas i betraktning på inntektssiden.

Avsetningsmuligheter for spillvarme til fjernvarmeformål ble vurdert til 18% for AEL. Det gir 4 GWh årlig som tilsvarer oppvarming av omtrent 160 eneboliger. I virkeligheten er varmeuttaket noe lavere og kan være vanskelig å hente ut som forklares nærmere nedenfor. Salg eller bruk av oksygen er ikke tatt i betraktning. Samlokalisering med

fjernvarmeinfrastruktur gir redusert sats på nettleie og fritak fra avgifter hvilket fører til en betydelig reduksjon av LCOH for elektrolyseteknologiene. Utbygging av elektrolyseanlegg i dag føre til viktige markedserfaringer som på sikt vil gi kostnadsreduksjoner. Det fører til investeringsstøtte fra Enova som reduserer salgsprisene til teknologiene med 5%. Etterhvert som markedet for hydrogen utvikler seg kan produksjonskapasiteten økes trinnvis på grunn av modulariteten til elektrolysesystemene. På bakgrunn av dette anses elektrolyseproduksjon ved fjernvarmeanlegg som hensiktsmessig i dag, fortrinnsvis med bruk av AEL.

## 4.2 Usikkerheter i analysens forutsetninger

Utover usikkerhetene som illustreres i følsomhetsanalysene er det noen sentrale usikkerheter i analysenes datagrunnlag som presenteres nærmere i dette kapittelet.

Et viktig mål med oppgaven er at analysene gir et riktig bilde av virkeligheten. Ettersom lønnsomheten til SMR-anlegg er svært avhengig av størrelsen på anlegget, utgjør produksjonskapasiteten en sentral usikkerhet i sammenligningen med elektrolyse. Faktiske størrelser på SMR-anlegg i Norge ikke er studert, og dermed kan markedsprisen her være annerledes. Standardstørrelsen betraktes i oppgaven fordi den brukes i de fleste andre tekno-økonomiske analyser og bygger på datagrunnlag av sammenligninger av to eller flere studier. Det reduserer usikkerheten i forutsetningene, men likevel ville analysegrunnlag fra et virkelig SMR-anlegg gitt en mer presis beregning av LCOH. Dersom lagring og frakt av hydrogen til forbruker hadde blitt inkludert i analysen, ville antageligvis LCOH for SMR-anlegget økes mer enn LCOH for elektrolyseanleggene. Det samme vil gjelde ved å ta med leiekostnader for eiendom.

Datagrunnlaget til elektrolyseanleggene er derimot basert på verdier fra reelle elektrolysemoduler, der produksjonsstørrelse, vann- og energibruk er innhentet fra NEL Hydrogen sine anlegg. Investeringskostnadene er gjennomsnittverdier fra litteratur og læringsraten til AEL ettersom estimer fra NEL er usikre. Det er vanskelig å forutsi fremtidige priser på teknologi og derfor var det et stort sprik mellom estimerte priser for AEL og PEM i 2030. Derfor knyttes det usikkerhet til reinvesteringskostnaden og analysen av teknologiene for investering i 2030. Forutsetningen om en høy årlig belastning av elektrolysørene gjør strømprisen til den viktigste faktoren for å bestemme LCOH. Derfor

blir betydningen av investeringskostnader (som er en del av kapitalkostnadene) lavere, noe følsomhets- og scenarioanalysene viser. En endring av investeringsbeløpene vil dermed trolig ikke påvirke lønnsomheten til elektrolyseanleggene betydelig. I tilfeller der elektrolysøren kun kjører når det er lav kraftpris, for eksempel i kombinasjon med vind eller sol, ville kapitalkostnadene derimot være mer avgjørende for bestemmelse av hydrogenprisen. Videre er energieffektiviteten til elektrolyseprosesser generelt 50-60% og derfor kan et anlegg fra en annen leverandør med høyere virkningsgrad, gi et lavere resultat for beregning av LCOH for AEL og PEM.

Størrelsen på elektrolyseanleggene velges fordi det gir en betydelig mengde avgitt varme til fjernvarmenettet. En dobbel så stor produksjon ville gitt omtrent samme LCOH, men på grunn av foreløpig lav etterspørsel etter hydrogen utenfor industri i Norge, velges ikke en høyere produksjonskapasitet. Det forutsettes konstant produksjon gjennom hele levetiden, men i virkeligheten vil produksjonen variere. Videre er ikke degraderingsraten til anleggene med i analysene. En vurdering av hva hydrogenet kan brukes til eller om det er et marked for hydrogenet fra elektrolyseanleggene betraktes ikke i denne oppgaven. Det er heller ikke tatt hensyn til økende etterspørsel av hydrogen gjennom levetiden til anleggene i analysene. På sikt vil trolig etterspørsel avgjøre markedsprisen mer enn hydrogen fra SMR.

Forutsetningen om redusert nettleie innebærer at elektrisitet til elektrolysører kan utkobles av kraftselskapet på kort varsel. Det ble forutsatt en årlig utkobling på 1% av tiden. En høyere utkoblingsprosent vil redusere den årlige produksjonen. Følsomhetsanalysene viser at en reduksjon av kapasitetsfaktoren på 5% ikke påvirker LCOH til elektrolyseteknologiene, dermed anses dette som et svært lite årlig tap. Naturgassprisen kan sannsynligvis kjøpes til en annen pris enn spotprisen. Dette er ikke hensyntatt i analysene.

For finansieringen av hydrogenanleggene forutsettes samme avkastningskrav for elektrolyse og SMR. På grunn av lavere risiko i et SMR-prosjekt vil avkastningskravet antageligvis være lavere for dette anlegget. Ved å redusere intern realrente med 2% i H2A-modellen blir resultatet produksjonskostnadene redusert med 6% for SMR. Derfor er dette en usikkerhet i beregning av LCOH for SMR. Det forutsettes videre 100% egenkapitalfinansiering. En endring av kapitalstrukturen vil endre verdiene for LCOH, men dog ikke forholdet mellom LCOH for de tre anleggene. Det samme vil gjelde for de andre finansieringsparameterne.

I scenarioundersøkelsene var målet å finne ut av hva som skal til før elektrolyse er lønnsomt i Norge. Det ble gjort ved å endre én parameter av gangen. Dette gir et feil bilde av virkeligheten fordi en endring i pris på en energivare påvirker prisene til de andre energivarene. En sentral usikkerhet i den forbindelse er kvoteprisens påvirkning på strømprisen i fremtiden som er vanskelig å avgjøre med store endringer av kraftsystemet.

### **4.3 Fremtidens rammevilkår for elektrolyse**

Det er usikkert hvordan politikk påvirker utbredelsen av hydrogenbruk i Norge på sikt. Etterspørselen etter hydrogen i 2030 vil antagelig være høyere enn i dag. Sintef sitt studie (Holst et al., 2016) mener at det vil være et stort marked for hydrogenbiler i Norge, samt en høy etterspørsel etter hydrogen til bruk av oppvarming i 2030. Da vil elektrolyse være en lovende teknologi for å produsere hydrogen til fyllestasjoner på grunn av dens modularitet. Til oppvarming av bygg kreves sannsynligvis et storskala sentralisert anlegg som trolig fortrinnsvis vil være hydrogen fra SMR med CCS. Hydrogenprisen og lønnsomheten til elektrolyseanleggene vil da avhenge av prisen på substitutter som bensin og diesel. Sintef vurderte at drivstoffprisen til hydrogen i 2016 var 72 kr/kg. Ved å sammenligne denne prisen med salgssinntektene i 2030 for elektrolyseteknologiene, vil AEL kunne selge hydrogen for over dobbel pris av produksjonskostnadene. Da vil PEM også være lønnsomt i 2030. En annen sentral fordel med modulariteten til elektrolysesystemet er at etterhvert som markedet for hydrogen utvikler seg, kan antall elektrolysemoduler i systemet økes i takt med markedet. Samtidig vil teknologiutvikling gi bedre skalaløsninger, høyere virkningsgrad som følge av lavere strømtetthet og lavere totale kapitalkostnader. Masseoverføringsmotstanden reduseres med lavere strømtetthet, som betyr at teknologiutviklingen vil gi en lavere varmegenerering og mindre varme kan utnyttes til fjernvarmeformål i fremtiden. Dersom LNG kommer til Europa fra USA kan det halvere naturgassprisene her i Norge. Det kan føre til utvikling og høyere utbredelse av SMR med CCS og kan bremse utviklingen til elektrolyse.

### **4.4 Muligheter og barrierer ved utnyttelse av spillvarme**

Innledningsvis ble påstanden om at elektrolyse er en energikrevende prosess presentert (Energi21, 2017). Varmetapet kan likevel utnyttes til andre formål for å unngå et stort energitap. De tekniske beskrivelsene av elektrolyseanleggene er utgangspunktet for å drøfte aspekter ved det å bruke returvannet til fjernvarmenettet til kjøling av elektrolyseanlegget.

Fjernvarmeforeningen anslår at varmetapet som kan hentes ut utgjør 25% av energiforbruket i elektrolyseprosessen (Norsk Fjernvarme, 2019), mens studien til NVE om elektrolyseproduksjon i Nordland vurderte spillvarmen til å være omtrent 30% (Sundseth et al., 2017). Den tekniske vurderingen av varmeutnyttelse i denne oppgaven viser imidlertid at utnyttbar varme er 18% med eksisterende AEL-moduler fra NEL Hydrogen. Det skyldes at lutkjøleren er den eneste komponenten som kan ha så lav temperaturdifferanse (80-50K) på grunn av integrerte varmevekslere som tolererer en bestemt vannmengde.

Reduksjon av salgsinntektene for AEL som følge av varmeutnyttelsen, skyldes ”spart” energi ved å få gratis oppvarming av returvannet fra 50 til 80 grader. Reduseringen av salgsinntektene er derfor ikke direkte sparte salgsinntekter for hydrogenet. Normalt holder returvannet 50-60 grader og det vil trolig være nødvendig å avkjøle vannet noe før det kan brukes til å avkjøle modulen. Det fordyrer avkjølingsprosessen som ikke er hensyntatt i analysen av AEL. Fjernvarmevannet i Oslo må på grunn av lange avstander mellom produksjon og forbruker ha en tur-temperatur på 120 grader under fyringssesongen, slik at spillvarmen fra hydrogenproduksjonen må ettervarmes. For fjernvarmeanlegg utenfor Oslo er tur-temperaturen lavere og ettervarming vil ikke være nødvendig.

Videre er kjøleeffekten til de ulike komponentene i AEL-anlegget kun en størrelse for å dimensjonere varmevekslerne. Derfor vil det faktiske varmeuttaket være lavere. Integrerte varmevekslere kan byttes ut med vekslere som tåler større vannmengder. Da kan kjølingen forgå med en lavere delta T. Én lutkjøler i hver cellestakk gir riktignok fleksibilitet til å kjøre noen elektrolysører om gangen, men det vil føre til tekniske utfordringer ved å hente ut varmen. En felles varmeveksler for alle cellestakkene vil fordyre det totale anlegget og er ikke betraktet som en mulighet i denne oppgaven. Et anlegg med nevnt fleksibilitet vil ved lav produksjon generere tilsvarende lav spillvarme og dermed vil fordelene med spillvarme reduseres.

## **4.5 Videre forskning**

Forlag til videre arbeid er å undersøke hvor lav produksjonskapasitet et SMR-anlegg må ha for å ha like produksjonskostnader som elektrolyse i dag og i fremtiden. Det vil gi informasjon om elektrolyseproduksjon skal prioriteres foran for eksempel blå hydrogen når fyllestasjoner for hydrogendrivstoff skal settes opp. Det vil også være interessant å se på

hvordan transportkostnader og lagring påvirker resultatet av en tilsvarende analyse som er gjort i denne oppgaven. For å undersøke hvor mye varme som kan hentes ut med et nytt kjøleanlegg der varmen fra alle deler av prosessen utnyttes, kan en utføre estimer og beregninger av praktisk utnyttbar spillvarme med de nye forutsetningene til et slikt anlegg. Tilslutt vil jeg foreslå en markedsanalyse som utreder hva dagsproduksjonen for elektrolyseanleggene kan brukes til i dag.

# Litteraturliste

- Balzer, C. H., Louis, J., Schabla, U., Fishedick, M., Arnold, K., Pastowski, A., Schüwer, D. & Adolf, J. (2017). Energy of the future?: Sustainable mobility through fuel cells and H<sub>2</sub>; Shell hydrogen study.
- Bartnes, G., Amundsen, J. S. & Holm, I. B. (2018). *Kraftmarkedanalyse 2018-2030: MER VINDKRAFT BIDRAR TIL ØKT NORDISK KRAFTOVERSKUDD*, Rapport nr 84/2018. Oslo: NVE.
- Bertuccioli, L., Chan, A., Hart, D., Lehner, F., Madden, B. & Standen, E. (2014). Development of water electrolysis in the European Union. *Fuel cells and hydrogen joint undertaking*, 83.
- Bhandari, R., Trudewind, C. A. & Zapp, P. (2014). Life cycle assessment of hydrogen production via electrolysis—a review. *Journal of cleaner production*, 85: 151-163.
- Boardman, R. D. (2017). *Figures of Merit for Technical and Economic Assessment of Nuclear Hydrogen Hybrid Energy Systems*: Idaho National Lab.(INL), Idaho Falls, ID (United States).
- Bøhnsdalen, E., Døskeland, I., VÅSTERMAR, K., Holmefjord, V. & Aarstad, J. (2016). Langsiktig markedsanalyse: Norden og Europa 2016–2040. *Oslo: Statnett*.
- Bøhren, Ø. & Gjærum, P. I. (2016). *Finans: innføring i investering og finansiering*: Fagbokforl.
- Chapter, C. C. (2011). OECD Environmental Outlook to 2050.
- Chen, B., Liao, Z., Wang, J., Yu, H. & Yang, Y. (2012). Exergy analysis and CO<sub>2</sub> emission evaluation for steam methane reforming. *International journal of hydrogen energy*, 37 (4): 3191-3200.
- Colella, W. G., James, B. D., Moton, J. M., Saur, G. & Ramsden, T. (2014). *Techno-economic analysis of PEM electrolysis for hydrogen production*. Electrolytic hydrogen production workshop, NREL, Golden, Colorado.
- Collodi, G., Azzaro, G., Ferrari, N. & Santos, S. (2017). Techno-economic Evaluation of Deploying CCS in SMR Based Merchant H<sub>2</sub> Production with NG as Feedstock and Fuel. *Energy Procedia*, 114: 2690-2712.
- Comstat. (2019). *Natural Gas Prices Forecast: Long Term 2018 to 2030* Tilgjengelig fra: <http://comstat.comesa.int/ncszerf/natural-gas-prices-forecast-long-term-2018-to-2030-data-and-charts> (lest 13.03.19).
- DNV GL. (2019). *SYNTESERAPPORT OM PRODUKSJON OG BRUK AV HYDROGEN I NORGE: PRODUKSJON OG BRUK AV HYDROGEN I NORGE*. I: Klima- og miljødepartementet, O.-o. e. (red.), 2019-0039, Rev 1. Regjeringen: DNV GL Energy Markeds & Technology N&MEA.
- Duić, N., Štefanić, N., Lulić, Z., Krajačić, G., Pukšec, T. & Novosel, T. (2017). EU28 fuel prices for 2015, 2030 and 2050. *Heat Roadmap Europe 2050: A low-carbon heating and cooling strategy* (695989).
- Edenhofer, O., Madrugá, R. P., Sokona, Y., Seyboth, K., Matschoss, P. & Kadner, S. (2012). Renewable energy sources and climate change mitigation. *SRREN\_FD\_SPN\_Final Report*, <http://www.ipcc.ch/report/srren>.
- Energi21. (2017). *Hydrogen: Innspill fra næringsliv, forskningsmiljøer og akademika til Energi21*. Oppsummering fr strategisk arbeidsmøte om Hydrogen i regi av Energi21 9. mai 2017: THEMA: colsutling group.



- FCH JU. (2017). Fuel cell and hydrogen technology: Europe's journey to a greener world.
- Ferrero, D., Gamba, M., Lanzini, A. & Santarelli, M. (2016). Power-to-Gas Hydrogen: techno-economic assessment of processes towards a multi-purpose energy carrier. *Energy Procedia*, 101: 50-57.
- Fickett, A. & Kalhammer, F. R. (2018). Water electrolysis. *Hydrogen: its technology and implications*, 1.
- Finansdepartementet. (2018). *Ny forskrift for pengepolitikken*.
- Finansdepartementet. (2019). *Skattesatser 2019: Regjeringen*. Tilgjengelig fra: <https://www.regjeringen.no/no/tema/okonomi-og-budsjett/skatter-og-avgifter/skattesatser-2019/id2614444/>.
- Gjølberg, O. & Johnsen, T. (2007). Investeringer i produksjon av fornybar energi: Hvilket avkastningskrav bør Enova SF legge til grunn. *Report for Enova SF*.
- Hafslund Nett. (2018). *Nettleiepris for utkopplbar overføring - 2019*. Tilgjengelig fra: <https://www.hafslundnett.no/artikler/nett-og-nettleie/utkopplbar-overføring/2cRvMfUtwkOICAeaagEKos> (lest 1. jan 2019).
- Hirth, M. L. (2019). *Hydrogen til tungtransport i Gloppen*, Greensight rapport 30021: Greensight.
- Holst, S. M., Thomassen, M., Nekså, P., Tomasgard, A., Tangen, G., Munkejord, S. T., Jordal, K., Henriksen, P. P., Konkurranseskraft, G. & Sandberg, P. (2016). Hydrogen verdikjeder og potensial. *Grønn konkurransekraft. SINTEF notat*.
- IEA. (2015). *Technology Roadmap for Hydrogen and Fuel Cells*. Paris, France: OECD/IEA.
- IEA. (2017). *Technical Review: Reference data and Supporting Literature Reviews for SMR Based Hydrogen Production with CCS, 2017-TR3*. Cheltenham, UK: IEAGHG
- IEA. (2018). *Gas Market Report 2018*: International Energy Agency.
- IHS Markit. (2019). *Hydrogen: The missing piece of the zero-carbon puzzle: An IHS Markit study considering the potential role of hydrogen in a net-zero carbon Europe*, Final report.
- Jacobsson, T. J., Fjällström, V., Edoff, M. & Edvinsson, T. (2014). Sustainable solar hydrogen production: from photoelectrochemical cells to PV-electrolyzers and back again. *Energy & Environmental Science*, 7 (7): 2056-2070.
- Keipi, T., Tolvanen, H. & Konttinen, J. (2018). Economic analysis of hydrogen production by methane thermal decomposition: Comparison to competing technologies. *Energy Conversion and Management*, 159: 264-273.
- Mayyas, A. (2015). *Insights from Hydrogen Refueling Station Manufacturing Competitiveness Analysis*: National Renewable Energy Lab.(NREL), Golden, CO (United States).
- Mehmeti, A., Angelis-Dimakis, A., Arampatzis, G., McPhail, S. & Ulgiati, S. (2018). Life cycle assessment and water footprint of hydrogen production methods: from conventional to emerging technologies. *Environments*, 5 (2): 24.
- NEL Hydrogen. (2019). *Atmospheric Alkaline Electrolyser*. Tilgjengelig fra: <https://nelhydrogen.com/product/atmospheric-alkaline-electrolyser-a-series/> (lest 22.03.2019).
- Norsk Fjernvarme. (2019). *Innspill til hydrogenstrategi. OED og KLD*.
- Olateju, B., Kumar, A. & Secanell, M. (2016). A techno-economic assessment of large scale wind-hydrogen production with energy storage in Western Canada. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41 (21): 8755-8776.

- Oslo Kommune. (2019). *Vann- og avløpsgebyrer*. Tilgjengelig fra: <https://www.oslo.kommune.no/vann-og-avlop/priser-beregninger-og-vannmaler/vann-og-avlopsgebyrer/> - gref (lest 20.04.19).
- Parkinson, B., Tabatabaei, M., Upham, D. C., Ballinger, B., Greig, C., Smart, S. & McFarland, E. (2018). Hydrogen production using methane: Techno-economics of decarbonizing fuels and chemicals. *International Journal of Hydrogen Energy*, 43 (5): 2540-2555.
- Parra, D. & Patel, M. K. (2016). Techno-economic implications of the electrolyser technology and size for power-to-gas systems. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41 (6): 3748-3761.
- Proton Onsite. (2017). *M Series: Hydrogen Generation Systems, Technical Specifications*. Portononside.com.
- Ramsden, T. (2010). *Current (2005) Hydrogen Production from Central Grid Electrolysis*. DOE/NETL.
- Rutkowski, M. (2015a). *Current Central Hydrogen from Natural Gas With CO<sub>2</sub> Capture and Sequestration* DOE/NETL, U. (red.).
- Rutkowski, M. (2015b). *Current Central Hydrogen from Natural Gas Without CO<sub>2</sub> Capture and Sequestration*. NREL, USA: US DOE/NETL.
- Sadler, D. (2016). Leeds City Gate, h21. *Northern Gas Networks: Leeds, UK*.
- Salkuyeh, Y. K., Saville, B. A. & MacLean, H. L. (2017). Techno-economic analysis and life cycle assessment of hydrogen production from natural gas using current and emerging technologies. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42 (30): 18894-18909.
- Santos, D. M., Sequeira, C. A. & Figueiredo, J. L. (2013). Hydrogen production by alkaline water electrolysis. *Química Nova*, 36 (8): 1176-1193.
- Saur, G., Ramsden, T., James, B. & Colella, W. (2017). *Current Central Hydrogen Production from Grid PEM Electrolysis*. USA: NREL.
- Schmidt, O., Gambhir, A., Staffell, I., Hawkes, A., Nelson, J. & Few, S. (2017). Future cost and performance of water electrolysis: An expert elicitation study. *International journal of hydrogen energy*, 42 (52): 30470-30492.
- Sopian, K., Ibrahim, M. Z., Daud, W. R. W., Othman, M. Y., Yatim, B. & Amin, N. (2009). Performance of a PV-wind hybrid system for hydrogen production. *Renewable Energy*, 34 (8): 1973-1978.
- Steward, D., Ramsden, T. & Zuboy, J. (2012). H<sub>2</sub>A Central Hydrogen Production Model, Version 3 User Guide (DRAFT). *National Renewable Energy Laboratory*.
- Sundseth, K., Møller-Holst, S. & Midthun, K. (2017). *Hydrogenproduksjon ved småkraftverk, Delprosjekt 2: Flerbruk av hydrogen, oksygen og varme ved Smolten settefiskanlegg, 2017:00231*. Trondheim: SINTEF.
- Sundseth, K., Møller-Holst, S., Mithun, K. T. & Nørstebø, V. S. (2019). *Hydrogenproduksjon ved småkraftverk Delprosjekt 3: Potensial for lønnsom utbygging av vassdrag i Rullestad*. Hydrogenproduksjon ved småkraftverk Nr 10/2019. Oslo.
- Tebibel, H., Khellaf, A., Menia, S. & Nouicer, I. (2017). Design, modelling and optimal power and hydrogen management strategy of an off grid PV system for hydrogen production using methanol electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42 (22): 14950-14967.
- Ulleberg, Ø., Nakken, T. & Eté, A. (2010). The wind/hydrogen demonstration system at Utsira in Norway: Evaluation of system performance using operational data and updated hydrogen energy system modeling tools. *International Journal of*

- Hydrogen Energy*, 35 (5): 1841-1852. doi:  
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2009.10.077>.
- Ulleberg, Ø. & Gjerløw, J. C. (2017). Hydrogenproduksjon ved småkraftverk.
- US DOE. (2015). *Levelized Cost of ENergy (LCOE)*. Tilgjengelig fra:  
<https://www.energy.gov/sites/prod/files/2015/08/f25/LCOE.pdf> (lest 19.04.2019).
- Weir, D. E. (2015). *Kostader i energisektoren: Kraft varme og effektivitet*, Rapport nr 2/2015. Oslo: NVE.
- Winje, P., Naug, B. E., Stavseng, A. & Pengepolitikk, N. B. (2011). Økt gass eksport, men hva med prisen? (4): 13 s.
- Zeng, K. & Zhang, D. (2010). Recent progress in alkaline water electrolysis for hydrogen production and applications. *Progress in Energy and Combustion Science: an international review journal*, 36: 307-326. doi:  
10.1016/j.pecs.2009.11.002.



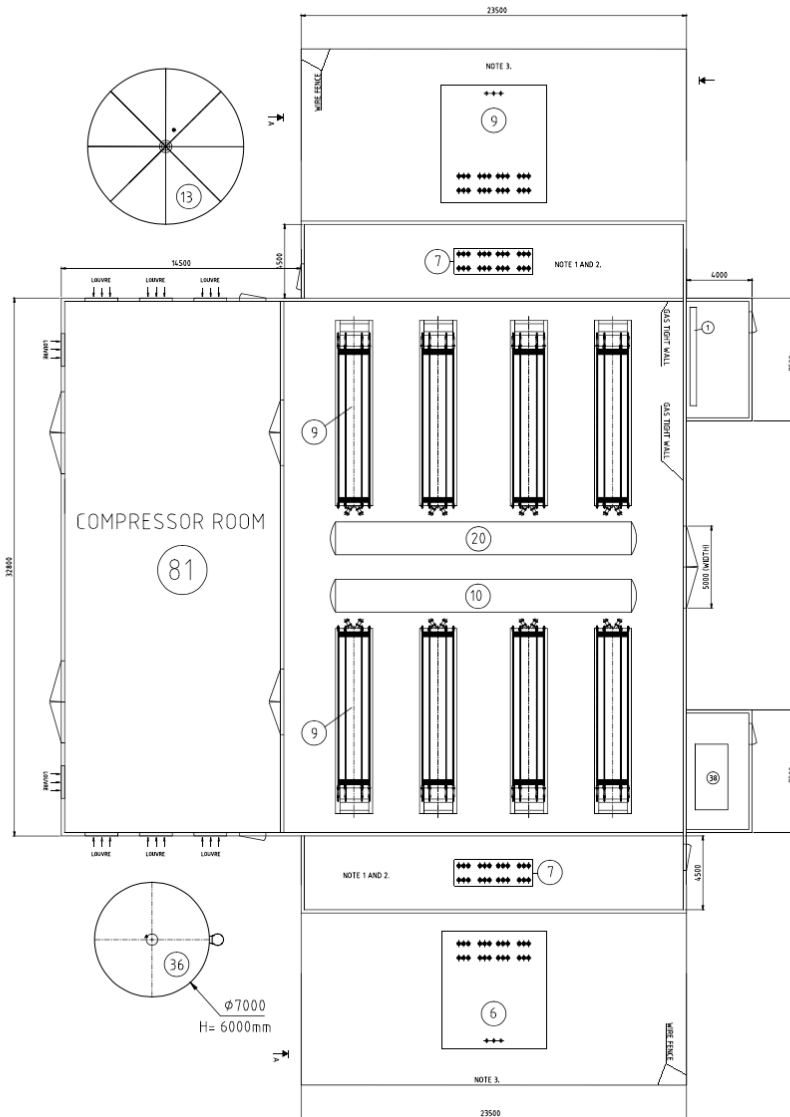
# Vedlegg

## Vedlegg A

<b>SPECIFICATIONS</b>	<u>Nel A-150</u>	<u>Nel A-300</u>	<u>Nel A-485</u>
Capacity range per unit (Nm <sup>3</sup> H <sub>2</sub> /hr)	50-150	150-300	300-485
Production capacity dynamic range	15 - 100% of flow range		
DC power consumption	3.8 - 4.4 kWh/Nm <sup>3</sup>		
H <sub>2</sub> purity (%)	99.9 ± 0.1		
<i>After purification</i>			
O <sub>2</sub> -content in H <sub>2</sub>	< 2 ppm v		
H <sub>2</sub> O-content in H <sub>2</sub>	< 2 ppm v		
O <sub>2</sub> purity (%)	99.5 ± 0.2		
H <sub>2</sub> outlet pressure electrolyser	200 mm WG		
H <sub>2</sub> outlet pressure after compressor	Flexible range; 1 bar g - 200 bar g		
Dimensions/footprint	Flexible/ ~150m <sup>2</sup>	Flexible/ ~200m <sup>2</sup>	Flexible/ ~225m <sup>2</sup>
Operating temperature	80°C		
Electrolyte	25% KOH aqueous solution		
Feed water consumption	0.9 litre / Nm <sup>3</sup> H <sub>2</sub>		

Vedlegg A Produktbeskrivelse NEL-A485 (NEL Hydrogen, 2019).

# Vedlegg B



Vedlegg B Layout AEL tilsendt av teknisk spesialist i NEL Hydrogen, Bjørn Gregert Halvorsen.

## Vedlegg C

MODEL	M100	M200	M400
	Fully-automated MW-class on-site hydrogen generator utilizing a modular skid-based design. Tri-mode operation (selectable):		
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Command-following mode allows operation based on available input power.</li> <li>• Load Following mode automatically adjusts output 0-100% to match demand.</li> <li>• Tank Filling mode operates with power-conservation mode during standby.</li> </ul>		
<b>ELECTROLYTE</b>			
	Proton Exchange Membrane (PEM) - caustic-free		
<b>HYDROGEN PRODUCTION</b>			
Net Production Rate			
Nm <sup>3</sup> /hr @ 0°C, 1 bar	104 Nm <sup>3</sup> /hr	209 Nm <sup>3</sup> /hr	417 Nm <sup>3</sup> /hr
SCF/hr @ 70°F, 1 atm	3970 SCF/hr	7970 SCF/hr	15882 SCF/hr
SLPM @ 70°F, 1 atm	1874 SLPM	3762 SLPM	7495 SLPM
kg per 24 hours	225 kg/24hr	452 kg/24hr	902 kg/24hr
Delivery Pressure - Nominal	30 barg / 435 psig; Full Differential Pressure H <sub>2</sub> Over O <sub>2</sub>		
Hydrogen Purity	> 99.9% Water Vapor < 500 ppm, N <sub>2</sub> < 2 ppm, O <sub>2</sub> < 1 ppm, All others undetectable		
With Optional High Purity Dryer	ISO 14687-1:1999 Type 1 Grade C / ISO 14687-2:2012 Type 1 grade D > 99.9995% Water Vapor < 2 ppm, N <sub>2</sub> < 2 ppm, O <sub>2</sub> < 1 ppm, All others undetectable		
<b>ELECTRICAL POWER CONSUMPTION</b>			
MW's @ Cell Stack(s)	0.51	1.0	2.1
MW's @ System	0.55	1.1	2.2
Power Consumed per Volume of Mass H <sub>2</sub> Gas Produced <sup>1</sup>	5.3 kWh/Nm <sup>3</sup> 59 kWh/kg		
<b>SYSTEM OPERATION</b>			
Start-Up Time (from Off State)	<5 min		
Turndown Range	10 to 100% (Input Power Mode); 0 to 100% (H <sub>2</sub> Demand Mode)		
Ramp-Up Time (Minimum to Full Load)	<10 Sec		
Ramp Rate (% of Full-Scale)	≥ 15% per sec ( Power Input Mode)		
Upgradeability	Upgradeable in 250 kW (52 Nm <sup>3</sup> /hr) Increments		
<b>DI WATER REQUIREMENT</b>			
Consumption Rate at Maximum Production	93 L/hr 25 gal/hr	187 L/hr 49 gal/hr	373 L/hr 99 gal/hr
Maximum Inlet Flowrate	187 L/hr 49 gal/hr	373 L/hr 99 gal/hr	747 L/hr 197 gal/hr
Temperature	5°C to 40°C / 41°F to 104°F		
Input Water Quality	ISO 3696 Grade 2 Deionized Water required, < 1 micro Siemen/cm (> 1 MegOhm-cm) ISO 3696 Grade 1 Deionized Water recommended, < 0.1 micro Siemen/cm (> 10 MegOhm-cm)		

Vedlegg C Produktbeskrivelse M400 (Proton Onsite, 2017)

## Vedlegg D

<b>Year</b>	<b>2016</b>	<b>2017</b>	<b>2018</b>	<b>2019</b>	<b>2020</b>	
Feedstock Type						
Residential Natural Gas	9,390001	10,023	10,03371	10,15895	10,28963	1
Commercial Natural Gas	6,813801	7,473105	7,984311	8,565078	9,147757	9
Industrial Natural Gas	3,31684	3,868657	4,230425	4,63749	5,039878	5
Electric Utility Natural Gas	3,755554	3,346821	3,607801	3,959587	4,299224	4
Woody Biomass	5,096785	5,096785	5,096785	5,096785	5,096785	5
Electric Utility Steam Coal	1,970669	2,0676	2,114278	2,157396	2,190036	2
Commercial Electricity	28,97221	29,12823	28,99569	29,39475	29,88596	3
Industrial Electricity	7,894223	8,808223	13,63843	13,6612	13,98647	1
Residential Electricity	35,16314	35,51916	35,9133	36,17823	36,14689	3

Vedlegg D Tabell over energivarer som kan velges i modellen.

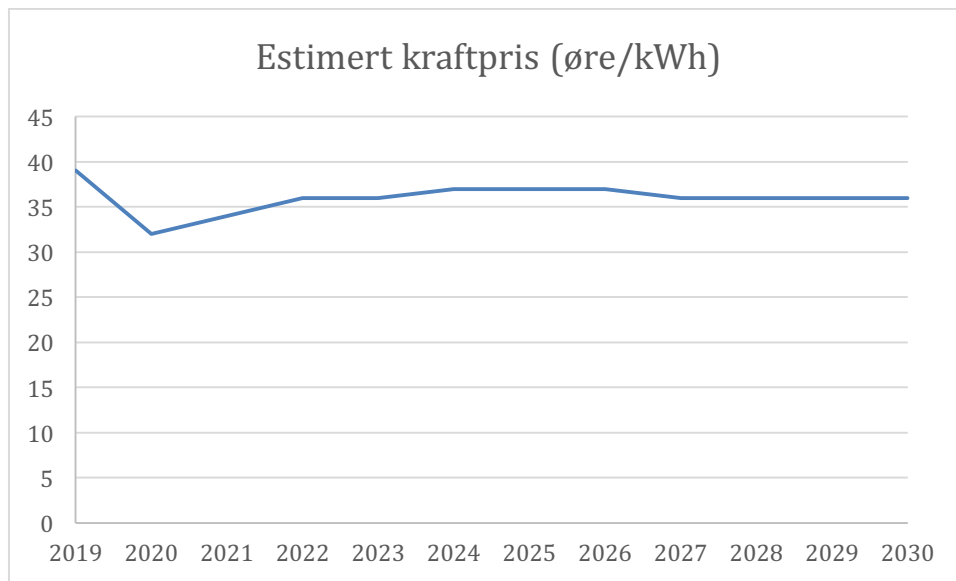


## Vedlegg E

Reference year	2016
Assumed start-up year	2023
Basis year	2016
Length of Construction Period (years)	3
% of Capital Spent in 1st Year of Construction	8 %
% of Capital Spent in 2nd Year of Construction	60 %
% of Capital Spent in 3rd Year of Construction	32 %
% of Capital Spent in 4th Year of Construction	
Start-up Time (years)	1
Plant life (years)	30
Analysis period (years)	30
Depreciation Schedule Length (years)	20
Depreciation Type	Straight Line
% Equity Financing	100 %
Interest rate on debt, if applicable (%)	6,00 %
Debt period (years)	Constant debt
% of Fixed Operating Costs During Start-up (%)	75 %
% of Revenues During Start-up (%)	50 %
% of Variable Operating Costs During Start-up (%)	75 %
Decommissioning costs (% of depreciable capital investment)	10 %
Salvage value (% of total capital investment)	10 %
Inflation rate (%)	2,0%
After-tax Real IRR (%)	6,2%
State Taxes (%)	0,0%
Federal Taxes (%)	0,0%
Total Tax Rate (%)	22,00 %

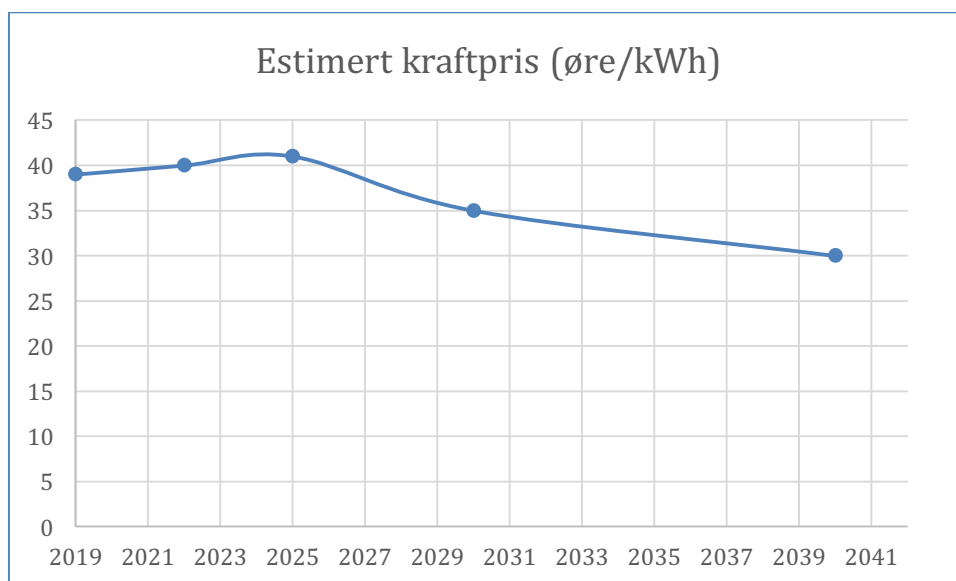
Vedlegg E Finansieringsdel for case 3.

## Vedlegg F



Vedlegg F NVE kraftprisestimeringer (Bartnes et al., 2018).

## Vedlegg G



Vedlegg G Statnett sine kraftprisestimeringer (Bøhnsdalen et al., 2016).

## Vedlegg H

To Convert From	To	Multiply by:		
<b>General</b>				
miles	km	1,6093	km/mile	
gallons	liters	3,785	L/gal	
MPG	kWh/km	0,018263969	(kWh/km)/MPG	
scf	Nm3	0,026853	Nm3/scf	60 degrees F, 1 atm
lb	kg	0,453514739	kg/lb	
ncf	Nm3	0,028317	Nm3/ncf	0 degrees C (32 F), 1 atm
MPa	psi	145,038	psi/MPa	
<b>Energy</b>				
MJ	kWh	0,277777778		
gallon of gasoline eq (GGE) -conventional g	kWh	34,02262529		
kg H2 (LHV)	GGE	0,979331964		
kg H2 (LHV)	kWh	33,39212175		
kg H2 (LHV)	GJ	0,120211638		
btu	kWh	0,000293083		
mmBTU	GJ	1,055		
<b>Greenhouse Gas Emissions Factors</b>				
CO2		1		
CH4		25		
N2O		298		
<b>Energy Feedstock Conversions</b>				
Usage unit	Conversion from \$/GJ			
mmBtu		1,055		
kWh		0,0036		
GJ		1		

Vedlegg H Konstanter og konverteringer i H2A-modellen.



**Norges miljø- og biovitenskapelige universitet**  
Noregs miljø- og biovitenskapelige universitet  
Norwegian University of Life Sciences

Postboks 5003  
NO-1432 Ås  
Norway