



VIRTUELLES INSTITUT NRW

STROM ZU
GAS UND WÄRME

VIRTUELLES INSTITUT „STROM ZU GAS UND WÄRME“

BAND IV

OPTIMIERUNG, MODELLIERUNG UND SCALE-UP

VON PTX - FLEXIBILITÄTSOPTIONEN

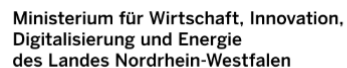
GEMEINSAMER ABSCHLUSSBERICHT DES KOMPETENZZENTRUMS (2018 – 2022)

Der gemeinsame Abschlussbericht des Kompetenzzentrums „Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme“ umfasst insgesamt sechs Bände:

- Band I: Systemmodellierung zur Identifikation von innovativen PtX-Anwendungen*
- Band II: Lebenszyklusorientierte Analysen und Kritikalitätsanalyse von Power-to-X-Optionen*
- Band III: Bewertung des Einsatzes und der Auswirkungen alternativer Kraftstoffe für die Entwicklung der zukünftigen regionalen Infrastruktur*
- Band IV: Optimierung, Modellierung und Scale-up von PtX - Flexibilitätsoptionen*
- Band V: Smart Heating - Bivalente Power-to-Heat-Systeme in Wohngebäuden*
- Band VI: Power2C4*

Fördermittelgeber:

Das Kompetenzzentrum „Virtuelles Institut - Strom zu Gas und Wärme“ wird gefördert durch das „Operationelle Programm zur Förderung von Investitionen in Wachstum und Beschäftigung für Nordrhein-Westfalen aus dem Europäischen Fonds für regionale Entwicklung“ (OP EFRE NRW) sowie durch das Ministerium für Wirtschaft, Innovation, Digitalisierung und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen.



Empfohlene Zitierweise:

Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme NRW, Abschlussbericht Kompetenzzentrum Virtuelles Institut – Strom zu Gas und Wärme, Band IV - Optimierung, Modellierung und Scale-up von PtX - Flexibilitätsoptionen, September 2022

Titelbild: © Gina Sanders / Fotolia

Datum: 30.09.2022

Website: <http://strom-zu-gas-und-waerme.de/>

Autoren:



**Forschungszentrum Jülich,
Institut für Energie- und Klimaforschung
Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14)**

Dr. Bernd Emonts, Dr. Roger Keller, Dr. Martin Müller, Michael Hehemann, Edward Rauls



Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI)

Janina Senner, Christoph Redicker, Caroline Imberg



Ruhr-Universität Bochum, Fluidverfahrenstechnik (RUB)

Felix Herrmann, Dr. Julia Riese



Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie gGmbH (WI)

Dietmar Schüwer, Clemens Schneider, Frank Merten



ZBT GmbH - Zentrum für BrennstoffzellenTechnik (ZBT)

Tobias Meijer, Dr. Ulrich Gardemann, Lothar Theves, Michael Steffen

INHALTSVERZEICHNIS

Abkürzungen	VI
Management Summary	8
1. Zielsetzung und Motivation	14
2. Betrieb der Technologiekomponenten Auf der Versuchsplattform	16
2.1. Elektrolyse.....	16
2.1.1. Kennfelder zu Überlast, Teillast und Standby-Betriebsszenarien	20
2.1.2. Betriebsoptimierung Elektrolyseur bei 30 kW elektrischer Eingangsleistung	27
2.1.3. Zusammenfassung und Ausblick.....	34
2.2. Methanisierung	35
2.2.1. Methanisierungsanlage im Labormaßstab.....	35
2.2.2. Ermittlung der Anlagenperformance und Betriebsgrenzen.....	38
2.2.3. 3D-CFD-Modellierung Stufe 1	39
2.2.4. Modifikationen zur Anlagenoptimierung.....	44
2.2.5. Ermittlung der Anlagenperformance nach Modifikation	48
2.3. Betriebsergebnisse der KWK-Anlage zur Rückverstromung	51
2.4. Betrieb der Gesamtanlage	57
2.4.1. Aufbau der Laboranlage	57
2.4.2. Versuchsprofile	59
2.4.3. Auswertung der Verbundversuche	61
2.4.4. Wirkungsgradbetrachtung.....	64
2.4.5. Virtuelle Kopplung.....	69
3. Verfahrenstechnische Modellierung des PtG-Prozesses	72
3.1. Modellentwicklung und Modellvalidierung	72
3.1.1. Modellentwicklung und Validierung PEM-Elektrolyse	72
3.1.2. Modellentwicklung und Validierung Methanisierung	78
3.2. Charakterisierung stationärer Anlagenzustände.....	86
3.2.1. PEM-Elektrolyse: Modellbasierte Charakterisierung des Betriebsbereichs	86
3.2.2. Methanisierung: Charakterisierung des Betriebsbereichs.....	90
3.3. Ermittlung optimaler Anlagenkonfigurationen	95
3.3.1. PEM-Elektrolyse: Dynamik und Betriebsoptimierung	95
3.3.2. Methanisierung: Untersuchung dynamischer Anlagenzustände	100
4. Scale-up der PtG Komponenten.....	104
4.1. Modellbasierte Untersuchungen zum Scale-up	105
4.1.1. Designoptimierung der PEM-Elektrolyse	105
4.1.2. Modellbasiertes Scale-up der Methanisierung	109
4.2. Scale-up technische Komponenten: Elektrolyse	115
4.2.1. Skalierungsansätze Elektrolyse-Stack	115
4.2.2. Betrieb eines Elektrolysesystems mit 100 kW Anschlussleistung.....	118
4.2.3. Scale-up Gesamtanlage (Elektrolyseur, Methanisierung und Speicher)	127

4.2.4. Konzeptstudie Scale-up	127
4.2.5. Anlagenplanung auf Basis der Konzeptstudie	131
4.2.6. Sicherheitstechnik und Gefahrenanalyse.....	136
4.2.7. Erstellung eines Lastenheftes für die integrierte Steuerung des Gesamtsystems.....	139
4.2.8. Technische und wirtschaftliche Bewertung	146
4.3. Scale-up technische Komponenten: Methanisierung.....	149
4.3.1. Katalysatoruntersuchungen	149
4.3.2. Anlagenplanung	159
4.3.3. Sicherheitskonzept	163
4.3.4. Steuerungskonzept.....	167
4.3.5. Technische und wirtschaftliche Bewertung	169
4.4. Zusammenfassung und Ausblick.....	170
5. Optimierungs- und Betriebsstrategie der PtX – Gesamtanlage	172
5.1. Aufbau eines Anlagenmodells mit Modelica.....	172
5.1.1. Modell.....	175
5.1.2. Modellvalidierung	179
5.2. Aufbau eines Multi-Energy-Hub in unterschiedlichen Regionen	191
5.2.1. Regionalisiertes Modell	191
5.2.2. Regionale Energiedaten.....	196
5.2.3. Simulationsergebnisse.....	210
6. PtH als Flexibilitätsoption.....	224
6.1. Multikriterieller Vergleich von PtH mit anderen Wärmeversorgungsoptionen	224
6.1.1. Ziele und Methodik	224
6.1.2. Definition von Power-to-Heat und Auswahl der Vergleichstechnologien	228
6.1.3. Definition von Bewertungskriterien	231
6.1.4. Ergebnisse der multikriteriellen Bewertung	234
6.2. Aktuelle und potentielle Wärmequellen.....	240
6.3. Aktuelle Wärmesenken und Infrastruktur	244
6.4. PtH in der Power-to-X Demonstrationsplattform	250
6.5. Power-to-Heat als Flexibilitätsoption	258
Literaturangaben.....	262
Abbildungsverzeichnis	272
Tabellenverzeichnis	280

ABKÜRZUNGEN

AAS	Atomabsorptionsspektroskopie (atom absorption spectroscopy)
AEL	Alkalischer Elektrolyseur
AGFW	Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V.
AGS	Amtlicher Gemeindeschlüssel
AHP	Analytische Hierarchieprozesse (Analytical-Hierarchy-Processes)
ARA	Amsterdam, Rotterdam und Antwerpen
BAFA	Bundesamt für Wirtschaft und Ausfuhrkontrolle
BDEW	Bundesverband der Energie- und Wasserwirtschaft e.V.
BDH	Bundesverband der Deutschen Heizungsindustrie
BEV	Batteriebetriebenes Elektrofahrzeug (Battery Electric Vehicle)
BHKW	Blockheizkraftwerk
CAPEX	Capital Expenditures
CCM	Catalyst Transport Layer
CFD	Computational Fluid Dynamics
CM	Climate Monitoring
COP	Coefficient of Performance
DAC	Direct Air Capture
DGRL	Druckgeräterichtlinie
DVGW	Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches
DWD	Deutscher Wetterdienst
EE	Erneuerbare Energien
GCV	Gross Calorific Value (Brennwert)
GEODE	Europäischer Verband der unabhängigen Strom- und Gasunternehmen (französisch)
GHD	Gewerbe, Handel und Dienstleistung
GHSV	Gas Hourly Space Velocity, Raumgeschwindigkeit
GUI	Graphical User Interface, Benutzeroberfläche
GW	Gas- und Wärme Institut Essen e.V.
GIS	Geoinformationssystem
IRMA	Innengekühlter Reaktor für Methanisierungsanlagen
KMU	kleines und mittleres Unternehmen
KWK	Kraft-Wärme-Kopplung
LCC	Life Cycle Costing
MEA	Membran Elektroden-Einheit
MFC	Mass Flow Controller
NCV	Net Calorific Value (Heizwert)
NRW	Nordrhein-Westfalen
NUTS	Klassifizierungssystem räumlicher Bezugseinheiten (französisch)
OPEX	Operational Expenditures
PEM	Polymer Elektrolyt Membrane
PID	Proportional Interl Differential
PRT	Pollutant Release and Transfer
PSA	Pressure Swing Adsorption
PtG	Power-to-Gas
PtH	Power-to-Heat
PTL	Porous Transport Layer
PtX	Power-to-X
PV	Photovoltaic
RB	Randbedingung
RL	Rücklauf
RLT	Raumlufttechnische Anlage

SAF	Satellite Application Facility
SNG	Synthetic Natural Gas
SPS	Speicherprogrammierbare Steuerung
VDEW	Verband der Elektrizitätswirtschaft
VE	vollentsalzt
VKU	Verband kommunaler Unternehmen
VL	Vorlauf

MANAGEMENT SUMMARY

Mit dem Energiekonzept der Bundesregierung und dem nachfolgenden Bundes-Klimaschutzgesetz (KSG) sind verbindliche Treibhausgas-minderungsziele in den verschiedenen Sektoren als zulässige Jahresemissionsmengen festgelegt worden. Die Einhaltung dieser Klimaschutzziele erfordern einen schnellen und weitumfassenden Ausbau von PtX-Technologien, um die fluktuierenden erneuerbaren Energien zu speichern und einer bedarfsgerechten Nutzung zuführen zu können sowie einer sektorenübergreifenden Integration von unterschiedlichen Energiesystemen.

In diesem Band arbeiten die Institute, Forschungszentrum Jülich Institut für Energie- und Klimaforschung Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14), das Gas- und Wärme-Institut Essen (GWI), die Ruhr-Universität Bochum Lehrstuhl für Fluid Verfahrenstechnik (RUB), das Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie (WI) sowie das Zentrum für Brennstoffzellen-Technik (ZBT) an der technischen Umsetzung und technologischen Weiterentwicklung von PtX-Technologien. Hierzu werden die im vorangegangenen Hauptprojekt des Virtuellen Instituts Strom zu Gas und Wärme errichtete Demonstrationsanlage und begleitende Modelle weiter genutzt. Im Fokus stehen der Betrieb der Systemkomponenten, die Modellierung der Prozessschritte zur Charakterisierung der Einzeltechnologien, Betrachtung zum Scale-up von PtG-Technologien, PtH als Flexibilitätsoption sowie insgesamt der Einsatz von Flexibilitätsoptionen aus dem Blickwinkel der Sektorenkopplung.

Ansätze zur Weiterentwicklung und Optimierung von Technologien (auf der Demonstrationsplattform) als notwendige Bedingung für den Ausbau von Power-to-Gas

Die im Projekt „Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme - Flexibilisierungsoptionen im Strom-Gas-Wärme-System“ erstellte Demonstrationsanlage wurde innerhalb dieses Vorhabens weiter betrieben und mit dem Ziel optimiert, Ansätze zur Steigerung der Flexibilität derartiger Anlagen und Prozessketten zu ermitteln [1]. Sowohl die Einzelanlagen Elektrolyseur, Methanisierung, KWK-Anlage als auch die gesamte Demonstrationsanlage als Prozesskette wurden dabei hinsichtlich des dynamischen Betriebsverhaltens unter realitätsnahen Lastprofilen mit dem Ziel hoher Flexibilisierung charakterisiert, modifiziert und unter Berücksichtigung der Anforderungen des Anlagenverbundes weiterentwickelt.

Für die technischen Anforderungen wurden dynamische Versuchsprofile aus der erneuerbaren Stromerzeugung aus Wind- und PV genutzt und seitens der Elektrolyse PEM-Technologien experimentell eingesetzt. Dies entspricht der Mehrheit der aktuellen im Markt befindlichen PtG-Technologien im Energiesektor (siehe Abbildung 1).

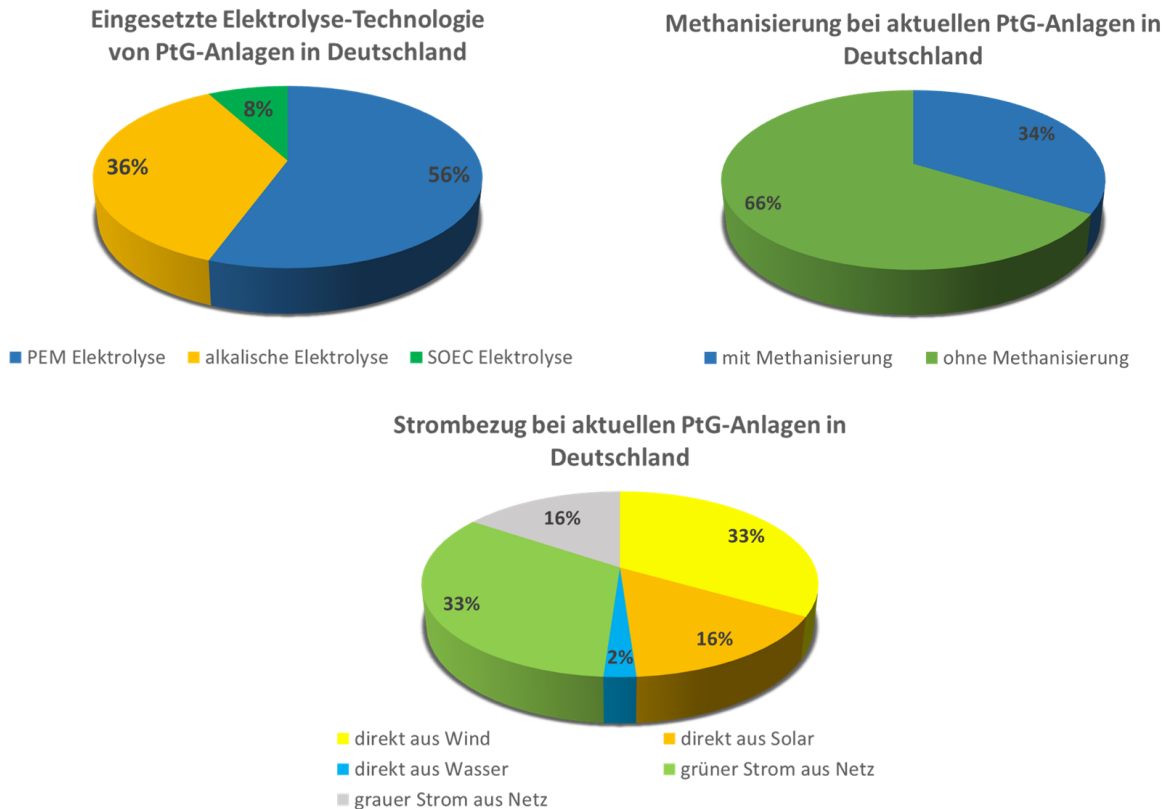


Abbildung 1: Erhebung aus eigener Literaturrecherche von in Betrieb / in Planung befindlichen sowie außer Kraft gesetzter Power-to-Gas Anlagen im Energiesektor von 6 kW bis 100 MW, Stand 06/2021 (GWI)

Die dynamischen Profile von PV und Windkraft zeigten bei der Betriebsoptimierung durch Anpassung der Regelungsstrategie bei den untersuchten 1,5 und 30 kW PEM Elektrolyseur-Systemen, dass Elektrolyseure bis in die 30 kW Klasse dieser Dynamik gewachsen sind. Die vorgegebenen Versuchsprofile könnten sekundengenau nachgefahren werden und wirkten sich mit weniger als 2 °C Differenz durch den entwickelten Regelalgorithmus auf die Stack-Temperatur aus. Diese für die Anlage entwickelten Regelalgorithmen lassen sich durch entsprechende Auslegung auch auf höhere Leistungsklassen adaptieren.

Durch die im Projekt durchgeführten Untersuchungen und Modifikationen wurde die Methanisierungsanlage optimiert. Hierdurch konnte sowohl eine Leistungssteigerung auf 11,5 kW, eine Verbesserung der Produktgasqualität auf > 98 Vol.-% Methan sowie eine Reduktion der Aufheizzeit auf weniger als 15 Minuten



Abbildung 2: PtX-Demonstrationsplattform des Virtuellen Instituts - Strom zu Gas und Wärme

erreicht werden. Des Weiteren konnte eine Reaktoroptimierung durch 3D-CFD Modellierung sowie eine neue Konfiguration der Katalysatorschüttung erfolgreich umgesetzt werden.

Durch die durchgeführten Versuche konnte eine erfolgreiche Integration der Technologie-Komponenten Elektrolyse, Methanisierung, Speicher sowie KWK zu einer beispielhaften Power-to-Gas Prozesskette demonstriert werden. Die gesammelten Daten wurden zur Erstellung und Validierung von verfahrenstechnischen und energiesystemischen Modellen genutzt.

Scale-up von Power-to-Gas Anlagen

Um Elektrolyse und Methanisierung realistisch und nachhaltig für großtechnische Anlagen zur Speicherung von erneuerbaren Energien einsetzen zu können, sind ein Scale-up sowie weitere grundlegende Technologieentwicklungen erforderlich. Die Schwerpunkte der Forschungsarbeiten lagen in der vertieften Prozessgestaltung und Dimensionierung von Elektrolyse und Methanisierung für ausgewählte Maßstäbe. Sowohl für die Elektrolyse als auch für die Methanisierung wurden im Projekt hierzu, durch experimentelle Daten validierte, verfahrenstechnische Modelle aufgebaut, die eine Prognose von Betriebsdaten und Anlagendynamiken bei flexibler Betriebsweise ermöglichen und darüber hinaus die Detailauslegung der Kernkomponenten Elektrolysestack sowie Methanisierungsreaktoren ermöglichen.

Bei der Elektrolyse richtete sich der Fokus auf eine Steigerung der Betriebsdynamik und Langzeitstabilität sowie einer Erhöhung der Effizienz bei einer gleichzeitigen Reduzierung der noch zu hohen Kosten. Das Scale-up der Elektrolyse erfolgte im ersten Schritt durch den Aufbau und Betrieb eines 100 kW Elektrolyseurs. Durch die anschließende Konzeptstudie erfolgte ein an die Eingangsleistung der Methanisierung angepasster Entwurf eines 200 kW Elektrolyseurs. In dieser Konzeptstudie fand die Auslegung der Anlagenkomponenten, der Steuerung und der Sicherheitsbetrachtung statt. Neben der Auslegung wurden auch diverse Betriebsszenarien betrachtet, die zur Anlagenoptimierung und Wirkungsgradsteigerung beitragen können. Mit Stromlastprofilen aus Windkraft und Photovoltaik konnte nicht nur die Betriebsweise optimiert, sondern auch die Verfahrenstechnik in höhere Leistungsklassen abgeleitet werden.

Das Ziel für die Methanisierung war die Auslegung und Gestaltung einer Anlage der Größe 100 kW unter Berücksichtigung einer Anlagenmodularisierung für höhere Leistungen. Für die Methanisierungsanlage wurde ein entsprechender Scale-up-Entwurf für ein 100 kW-Anlagenkonzept erstellt. Für das Konzept wurden die Reaktoren modelliert und entworfen, das Kühlkonzept definiert, sowie die Katalysatoren und wesentlichen Anlagenkomponenten vorausgewählt. Es liegen ein Entwurf zur Anlagensteuerung sowie eine umfassende Sicherheitsanalyse zum sicheren Betrieb derartiger Anlagen vor. Der Anlagenaufbau ist modulweise in einem 20'-Standard-Seecontainer umsetzbar, sodass durch Kopplung mehrerer Module eine Erhöhung der Kapazität der SNG-Produktion möglich ist. Wirkungsgradoptimierungen können durch Wärme- sowie Prozessintegration der vorgestellten Anlagenkonzepte an realen Standorten erzielt werden.

Nicht jede Flexibilitätsoption ist für jede Region gleichermaßen geeignet.

Im Rahmen des Projekts wurde die gesamte PtX-Demonstrationsplattform als digitaler Zwilling (*Digital Twin*) im Modell entwickelt, um verschiedene Betriebsszenarien auch im Modell simulieren zu können. Ausgehend vom *Digital Twin* wird ein *Scale-up* durchgeführt. Mit der Auswertung der Simulationsergebnisse und der

Integration von realen regionalen Daten wurde untersucht, inwiefern negative Residuallasten regional in NRW speicherbar gemacht bzw. genutzt werden können.

Dabei zeigten sich bei der Platzierung des Scale-ups in den einzelnen NUTS-3-Gebieten für alle verwendeten Technologien (Power-to-Heat, Elektrolyse und Methanisierung) Potentiale in verschiedenen Gebieten. Bei der Gesamtbetrachtung der NUTS-3-Gebiete lässt sich eine Korrelation zwischen der vorherrschenden Stadt/Land Typologie und der negativen Residuallast der Gebiete ableiten. In weniger dicht besiedelten ländlichen Regionen ohne viel Industrie- und Gewerbeanteil ist eine hohe negative Residuallast zu verzeichnen, während dichtbesiedelte urbane Regionen mit viel Industrie eher Lastzentren darstellen.

Die Untersuchung der Höhe der aufgenommenen Leistungen der einzelnen Anlagenteile zeigt, dass die PtH-Anlagen in den betrachteten Gebieten insbesondere mit Leistungen zwischen 20 MW und 100 MW betrieben werden [2]. Anlagen in dieser Größenordnung sind technisch realisierbar und sind teilweise bereits umgesetzt worden. Auch für die Technologieoptionen der Elektrolyse und Methanisierung lässt sich feststellen, dass es einen Bedarf an leistungstärkeren Anlagen gibt. Außerdem zeigt sich, dass die meisten Betriebsstunden der einzelnen Technologien in den Mittagsstunden vorliegen, da besonders durch die PV Stromerzeugung hier die höchsten Peaks zu erwarten sind.

Einordnung von PtH-Technologien im Vergleich zu anderen zukunftsfähigen leitungsgebundenen Wärmeversorgungstechnologien

Im Fokus steht die Forschungsfrage „Wie ordnen sich PtH-Technologien im Vergleich zu anderen zukunftsfähigen leitungsgebundenen Wärmeversorgungstechnologien ein?“. Dabei wurden wichtige Bedingungen für einen ökologisch und ökonomisch sinnvollen Einsatz von PtH-Optionen in Wärmenetzen aus Systemsicht sowie Vorteile und Synergieeffekte, die sich durch eine kombinierte Wärmeversorgungsstrategie ergeben können, im Projekt aufgezeigt. Mit Hilfe der durchgeführten multikriteriellen Bewertung (Tabelle 1) wurden u.a. anhand ausgewählter Kriterien die Stärken und Schwächen sowie Chancen und Risiken von PtH-Optionen untereinander und im Vergleich zu anderen zukunftsfähigen Wärmeerzeugern beleuchtet.

Tabelle 1: Auszug - Multikriterielle Bewertung von PtH im Vergleich zu anderen innovativen Wärmeversorgungsoptionen

KRITERIUM	0 PtH		1 KWK	2 Geothermie	3 Bioenergie	4 Abwärme	5 Solarthermie
	Direktelektrisch (Kessel/Heizstab)	Wärmepumpe	Motor-BHwK / GuD/GT/DT/BZ	tief (> 400 m, i.d.R. ohne WP)	Biomasse / Biogas	industriell / kommunal	Gebäude / Freifläche
7 Dekarbonisierungspotenzial	+	++	++ bis o	++	++ bis o	++ bis o	++ bis o
8 Lokale Verfügbarkeit und Flächenbedarf (nur Erneuerbare Energien)	++ bis -	+	--	++ bis o	++ bis -	++	++ bis o
9 Pfadabhängigkeiten (Lock-in-Risiko) im Sinne des Klimaschutzes bzw. der THG-Neutralität	+ bis -	+ bis o	+ bis -	++	o	o	++
10 Beitrag zur Energie-/Exergie-Effizienz	+ bis -	++ bis +	++ bis +	++	++ bis -	++	++
11 Regelbarkeit und Flexibilisierungspotenzial	++	+	++ bis +	o	+ bis o	o	-
12 Infrastrukturbedarf (Netze)	o	o bis -	+ bis -	-	+ bis -	o	+ bis -
13 Akzeptanz a) gesellschaftlich b) Markt	+ bis o	++ bis o	++ bis o	+ bis -	+ bis -	++ bis +	++ bis o

INTERN	<ul style="list-style-type: none"> › Erprobte, lokal emissionsfreie und leise Technologie › Wartungsarm › Skaleneffekte bei großen WP-Aggregaten › Mit WP hocheffiziente Nutzung erneuerbarer Wärme (Umgebungswärme, Geothermie, Abwärme, Solarwärme) mittels erneuerbaren Stroms › Instrument zur Lastverschiebung › Erfüllt Voraussetzungen zur Teilnahme am Regelleistungsmarkt (nur direktelektrische PtH) 	Stärken	<ul style="list-style-type: none"> › Bei WP Erschließung von Wärmequellen mit ausreichender Leistung und Temperaturniveau erforderlich (-> Potenziale, Platzbedarf, Kosten) › Abnehmende Energieeffizienz bei höheren Vorlauftemperaturen (WP) › Fertigung von Großwärmepumpen (noch) kein Massenmarkt › Teils Verwendung problematischer Kältemittel in Groß-WP: klimaschädlich → GWP, ozonschädlich → ODP, brennbar (Butan, Propan) oder giftig (z.B. Ammoniak) 	Schwächen
	EXTERN	<ul style="list-style-type: none"> › Potenzial zur vollständigen Dekarbonisierung (bei 100% EE) › Potenziale bei WP für Kostensenkung, Effizienzerhöhung und Nutzung in kalten Nahwärmenetzen (LowEx) › Nutzung von fEE-Angebotsspitzen im Stromnetz bei Integration von Wärmespeichern (stabilisiert Stromnetz) › Synergien mit KWK-Anlagen (iKWK): Hohe Freiheitsgrade für netzdienliche und/oder kostenoptimierte flexibilisierte Fahrweise › Synergien zur Solarnutzung bei WP mit Wärmespeicher: Erhöhung Speicherkapazität und Solarertrag 	Chancen	<ul style="list-style-type: none"> › Abhängigkeit von übergeordnetem Stromnetz(ausbau) › Grad der Dekarbonisierung abhängig vom EE-Ausbau (Wind und PV) › Wärmepreis abhängig vom Strompreis sowie Entwicklung von Umlagen, Abgaben und Steuern › Monovalenter Einsatz erhöht elektrische Last (Thermosensibilität), insbesondere im Winter und in Dunkelflauten problematisch

Abbildung 3: SWOT-Analyse für Power-to-Heat-Anwendungen (direktelektrisch und Wärmepumpen), WUPPERTAL INSTITUT

Erkenntnisse aus der Praxis

Mit den gemeinsamen Arbeiten am Virtuellen Institut Strom zu Gas und Wärme wurden das Verständnis für die beteiligten Technologien und Prozesse vertieft sowie auch wertvolle Erkenntnisse für die Optimierung

und das Scale-up der Prozesse zusammengetragen. Die Anlagen stehen auch über das Projekt hinaus als flexible Demonstrationsplattform für Interessierte und Besucher zur Verfügung. Es besteht die Möglichkeit, weitere Technologien im kleintechnischen Maßstab zu ergänzen, experimentell zu erproben und hinsichtlich möglicher Systemintegrationen zu bewerten. Die steigende Diversifikation der Energieerzeugungs- und Wandlungstechnologien durch PtG und Sektorenkopplung wird in Zukunft noch höhere Anforderungen an Systemintegration und Systemsteuerung stellen. Nur gut abgestimmte Gesamtanlagen können den vollen Vorteil ausspielen.

1. ZIELSETZUNG UND MOTIVATION

Bearbeitet durch: Forschungszentrum Jülich, Institut für Energie- und Klimaforschung, Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14), Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI), Ruhr-Universität Bochum, Fluid Verfahrenstechnik (RUB), Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH (ZBT)

Die Bundesregierung hat 2010 ein Energiekonzept für eine umweltschonende, zuverlässige und bezahlbare Energieversorgung vorgelegt. Kernelemente dieses Energiekonzeptes sind die Reduktion der Treibhausgasemissionen um mindestens 80 % gegenüber dem Wert des Jahres 1990 (2020: 40 %), der Ausbau der erneuerbaren Energien auf einen Anteil von 60 % am Bruttoendenergieverbrauch bzw. 80 % am Bruttostromverbrauch (2020: 18 % bzw. 35 %) sowie eine Verminderung des Primärenergieverbrauchs bis zum Jahr 2050 um 50 % gegenüber dem Jahr 2008 (2020: 20 %).

Mit dem im Dezember 2019 verabschiedeten Bundes-Klimaschutzgesetz (KSG) sind verbindliche Treibhausgasemissionsziele für die Jahre 2020 bis 2030 in den verschiedenen Sektoren als zulässige Jahresemissionsmengen festgelegt worden. Mit der Änderung des Klimaschutzgesetzes im August 2021 hat die Bundesregierung die Klimaschutzvorgaben nochmals verschärft und das Ziel der Treibhausgasneutralität bis 2045 verankert. Bereits bis 2030 sollen die Emissionen um 65 Prozent gegenüber 1990 sinken. [3]

Diese Ziele sind nur mit einer hocheffizienten und überwiegend auf erneuerbaren Energieträgern basierenden Energieversorgung zu erreichen. Der damit verbundene zunehmende Ausbau der erneuerbaren Energien in Deutschland führt zu einem rapiden Anstieg fluktuierender Energie aus Wind und Sonne im Stromversorgungssystem. Dies erfordert die Lösung neuer Herausforderungen im energiewirtschaftlich relevanten Maßstab hinsichtlich deutlich flexiblerer Regelung des Stromnetzes, des Transports und vor allem aber auch der Speicherung großer Energiemengen.

Dieser Band beinhaltet Themen rund um die technische Umsetzung und technologische Weiterentwicklung von PtX Technologien, insbesondere den Betrieb der Systemkomponenten, Modellierung der Prozessschritte zur Charakterisierung der Einzeltechnologien, Herausforderungen beim Scale-up von PtG-Technologien, PtH als Flexibilitätsoption sowie Einsatz von Flexibilitätsoptionen aus dem Blickwinkel der Sektorenkopplung.

PtX - Charakterisierung und Modellierung in einer Demonstrationsanlage

Ausgangslage ist eine gemeinsam errichtete PtX-Versuchsplattform, in welcher unterschiedliche PtX-Technologien aufgebaut und demonstriert werden, mit dem Ziel sowohl die verfahrenstechnischen Einzelprozesse zu optimieren als auch die Gesamtanlage abgestimmt zu betreiben.

Parallel zu den experimentellen Arbeiten wird es zwei Modellierungen geben, die Erste dient der detaillierten Prozessabbildung der PtG-Komponenten, die Zweite bildet einen digitalen Zwilling der Gesamtanlage und setzt die Flexibilitätsoptionen ins Verhältnis zu regionalen Datensätzen an unterschiedlichen Aufstellorten.

PtG Scale-up in einen energiewirtschaftlich relevanten Maßstab

Den o.g. Herausforderungen muss auch hinsichtlich einer geeigneten Anlagendimension begegnet werden. Große Anlagen bieten das Potenzial auch größere Kostensenkungsoptionen zu erschließen. Um Elektrolyse und Methanisierung realistisch und nachhaltig für großtechnische Anlagen zur Speicherung von erneuerbaren Energien nach dem Jahr 2022 einsetzen zu können, sind jedoch ausgehend vom Stand der Technik neben einem Scale-up der Anlagengrößen in den MW-Bereich weitere grundlegende Technologieentwicklungen erforderlich. Dabei richtet sich der Fokus auf eine Steigerung der Betriebsdynamik und Langzeitstabilität sowie einer Erhöhung der Effizienz bei einer gleichzeitigen Reduzierung der Kosten. Die Schwerpunkte der Forschungsarbeiten liegen in der sinnvollen Prozessgestaltung und Dimensionierung einer solchen Anlage. Ein wichtiger Parameter ist die Charakterisierung eines Elektrolyseurs im 100 kW Maßstab, der eine relativ unproblematische Übertragung der Ergebnisse in den MW-Maßstab erlaubt.

PtH im zukünftigen Energiesystem

Im Fokus steht die Forschungsfrage „Wie ordnen sich PtH-Technologien im Vergleich zu anderen zukunftsfähigen leitungsgebundenen Wärmeversorgungstechnologien ein?“. Dabei werden wichtige Bedingungen für einen ökologisch und ökonomisch sinnvollen Einsatz von PtH-Optionen in Wärmenetzen aus Systemsicht (z.B. Pfadabhängigkeiten, Transformationspfade, Systemkompatibilität, Temperaturniveau) qualitativ beschrieben. Ebenso werden Vorteile und Synergieeffekte, die sich durch eine kombinierte Wärmeversorgungsstrategie ergeben können, aufgezeigt. Dazu wird eine Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile bzw. Stärken und Schwächen von PtH-Technologien im Vergleich zu anderen effizienten bzw. erneuerbaren leitungsgebundenen Wärmeversorgungstechnologien (KWK, Solarthermie, Bioenergie, Power-to-Gas, Geothermie, Abwärme...) erarbeitet.

2. BETRIEB DER TECHNOLOGIEKOMPONENTEN AUF DER VERSUCHSPLATTFORM

Bearbeitet durch: Forschungszentrum Jülich, Institut für Energie- und Klimaforschung, Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14), Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI), Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH (ZBT)

Die im Projekt „Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme - Flexibilisierungsoptionen im Strom-Gas-Wärme-System“ [1] erstellte Demonstrationsanlage wurde innerhalb dieses Vorhabens von den Partnern weiter betrieben und mit dem Ziel optimiert, Ansätze zur Steigerung der Flexibilität derartiger Anlagen und Prozessketten zu ermitteln. Die Arbeiten erfolgten vor dem Hintergrund einer hohen Anwendungs- und Umsetzungsorientierung. Sowohl die Einzelanlagen Elektrolyseur, Methanisierung, Einspeisung, Gasendanwendungen, als auch die gesamte Demonstrationsanlage als Prozesskette wurden hinsichtlich des dynamischen Betriebsverhaltens unter realitätsnahen Lastprofilen mit dem Ziel hoher Flexibilisierung charakterisiert, modifiziert und unter Berücksichtigung der Anforderungen des Anlagenverbundes weiterentwickelt.

In den folgenden Kapiteln werden die Aktivitäten und Ergebnisse zu den Einzeltechnologien erläutert sowie der Betrieb der Gesamtanlage dargestellt. Die erzielten Ergebnisse werden diskutiert und mögliche Potenziale für zukünftige Anwendungen werden beschrieben. Darüber hinaus stellen die Ergebnisse die Datenbasis für die verfahrenstechnische Modellierung und Validierung von PtG-Prozessen dar (siehe Kapitel 3). Abschließend erfolgt in diesem Kapitel eine Einordnung erzielbarer Gesamtwirkungsgrade für eine ausgewählte Prozesskette.

2.1. ELEKTROLYSE

Bearbeitet durch: Forschungszentrum Jülich, Institut für Energie- und Klimaforschung, Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14)

In der zukünftigen Energielandschaft Deutschlands wird Wasserstoff als Energieträger eine zentrale Rolle darstellen und von großer Bedeutung sein. Die wesentlichen Vorteile von Wasserstoff liegen auf der Hand: Er hat bezogen auf seine Masse eine hohe Energiedichte und kann bei Nutzung von Strom aus erneuerbaren Quellen emissionsfrei mittels Elektrolyse gewonnen werden. Neben der alkalischen Elektrolyse gewinnt die **P**olymer **E**lektrolyt **M**embrane (PEM)-Elektrolyse in jüngster Zeit bei sogenannten "Power-to-Gas"-Anwendungen zunehmend an Bedeutung. Die PEM-Elektrolyse kann auf schnelle Lastwechsel reagieren und den wachsenden H₂-Bedarf in hochdynamischen Energiesystemen decken, die von erneuerbaren Energiequellen wie Windkraft und Photovoltaik dominiert werden. PEM-Elektrolyseure erreichen hohe Leistungsdichten, wobei die Systeme kompakt sind und geringe thermische Massen aufweisen. Daher sind sie eine günstige Technologie für den dynamischen Betrieb. Neben hohen Wirkungsgraden sind eine gute Langzeitstabilität und Zuverlässigkeit wichtige Kriterien für den späteren wirtschaftlichen Einsatz dieser

Technologie. Hinsichtlich der Langzeitstabilität spielen Alterungsphänomene in der Elektrochemie eine große Rolle. Hohe Temperaturen und Stromdichten innerhalb von PEM-Zellen sorgen für eine starke elektrochemische Dynamik und können daher beschleunigte Alterungserscheinungen verursachen. Im Kontext Optimale Betriebsführung und dynamischer Lastwechsel stellt sich in diesem Kapitel die Frage nach einer geeigneten, robusten und zuverlässigen Betriebsweise des Elektrolyseurs. Das Ziel dieses Kapitels ist somit die detaillierte Analyse und Optimierung eines PEM-Elektrolyseurs. Untersuchung unterschiedlicher Ansätze hinsichtlich Wirtschaftlichkeit, Dynamik und Effizienz spielen damit eine große Rolle und stehen im Vordergrund. Die Arbeiten dazu erfolgten auf Basis der Parameterermittlung für verschiedene Betriebsweisen des Elektrolyseurs. Dabei wurden relevante Parameter hinsichtlich Anlagenflexibilisierung, robustem Anlagenbetrieb und hoher Anlagenlebensdauer ermittelt. Des Weiteren wurden relevante Parameter unter hochdynamischen Bedingungen als Datenbasis für die dynamischen Simulationen des Projektpartners Ruhr Universität Bochum gefunden.

Zuerst wird der Aufbau des PEM-Elektrolyseurs erläutert. Anschließend wird auf die durchgeführten Versuche hinsichtlich diverser Betriebsszenarien eingegangen. Die Untersuchungen erfolgten dabei zuerst an einem kleinen 1,5 kW PEM-Elektrolyseur, den das IEK-14 am **Gas Wärme Institut** in Essen aufgebaut hat. Die 1,5 kW beziehen sich dabei auf die elektrische Eingangsleistung am Elektrolyse Stack mit 12,5 VDC bei 120 ADC. Am GWI befindet sich auch der komplette Anlagenverbund aus Elektrolyseur, Methanisierung, **Power to Heat** und Kraft-Wärme-Kopplung. Alle durchgeführten Experimente hinsichtlich der Kopplung zwischen Elektrolyse, Methanisierung und den anderen Anlagen wurden dort im Anlagenverbund durchgeführt. Zur Kopplung an die Methanisierung wurden zusätzlich Versuche mit einem größeren Elektrolyseur, der eine elektrischen Eingangsleistung von 30 kW besitzt, durchgeführt. Diese Versuche fanden jedoch am IEK-14 im FZJ statt, da die Hardware-Modifikationen zur Erhöhung der Eingangsleistung des Elektrolyseurs am GWI in Essen nicht durchführbar waren. Es erfolgte dabei eine virtuelle Kopplung zur Methanisierung, auf die im Folgenden genau eingegangen wird. Am Ende des Kapitels erfolgen eine Zusammenfassung der Ergebnisse und ein Ausblick.

Aufbau PEM-Elektrolyseur

Der schematische Aufbau des Elektrolyseurs mit den zum Betrieb benötigten Aggregaten kann der Abbildung 4 entnommen werden.

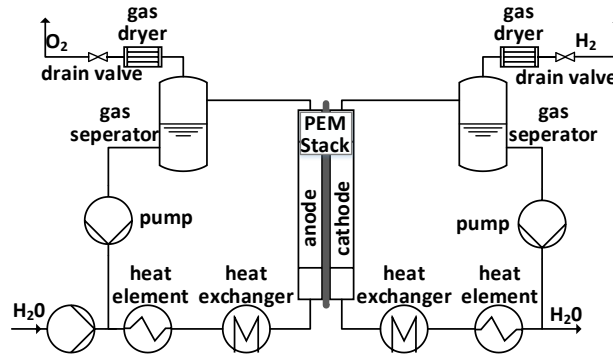


Abbildung 4: Schematisches Fließbild 1,5 kW PEM Elektrolyseur

Das Grundprinzip der PEM Elektrolyse basiert auf der Spaltung von Wasser in die Grundbausteine Wasserstoff (H_2) und Sauerstoff (O_2). Das Kernstück des Elektrolyseurs ist der Elektrolyse-Stack, der auf einer Polymer Elektrolyt Membran basiert. Dieser Elektrolyse-Stack besteht aus mehreren Einzelzellen. Diese Einzelzellen werden elektrisch in Reihe geschaltet, was durch Aufeinanderstapeln erfolgt. So entsteht ein Stack. Abbildung 5 zeigt die Verschaltung von 5 Zellen zu einem solchen Stack. Dieser Stack hat den wesentlichen Vorteil, dass sich die Spannungen der einzelnen Elektrolysezellen addieren und somit die Betriebsspannung steigt. Dies ist für die Eingangsseite von essentieller Bedeutung, da die Betriebsspannung hochgehalten werden kann, während der aus der Gesamtleistung resultierende Strom damit signifikant geringer ausfällt. Bei gleicher Wasserstoffproduktion kann so der elektrische Strom reduziert werden, was nicht nur den Vorteil hat die Querschnitte der Zuleitungen zu verjüngen, sondern auch die benötigten Netzteile dementsprechend zu dimensionieren. Auf diesen Kontext wird im weiteren Verlauf noch genauer eingegangen. Zum Betrieb wird auf der Anoden- und Kathodenseite Wasser mittels zweier Pumpen zirkuliert. Dies hat zu einem das Ziel, das benötigte Edukt Wasser auf der Anodenseite zur Verfügung zu stellen, zum anderen besteht mittels beider Wasserkreisläufe die Möglichkeit dem Stack Wärme zu- oder abzuführen. Abbildung 4 zeigt neben den beiden Wasserkreisläufen auf der Anoden- und Kathodenseite die Heizelemente für die Wärmezufuhr und die Wärmetauscher für die Wärmeabfuhr. Dies ist für eine Temperaturregelung von essentieller Bedeutung. Ergänzend werden die Gasabscheider der Reaktionsgase bzw. Ausgleichsbehälter von An- und Kathode in Abbildung 4 dargestellt. Eine zusätzliche Pumpe auf der Anodenseite sorgt dafür, dass durch die Reaktion aufgespaltenes Wasser nachdosiert wird. Kathodenseitig kommt es aufgrund von Wasserpermeation durch die Zellmembran zu einem Wasserüberschuss, der über ein Ablassventil aus dem System ausgetragen wird. Das einzige Edukt das verwendet wird, ist Wasser. Somit braucht die PEM-Elektrolyse im Gegensatz zur alkalischen Elektrolyse, bei der Kalilauge zum Einsatz kommt, keine Stoffe die das Personal oder dem Bediener bei Berührung in Gefahr bringen würden. Ein weiterer wesentlicherer Vorteil der PEM Technologie ist, dass sie dynamischen Lasten weitaus besser folgen kann, als alkalische Elektrolyseure. Dies ist gerade in der heutigen Zeit von essentieller Bedeutung. Windkraft und Photovoltaik stehen als bedeutendste Energiequellen für grünen Wasserstoff zur Verfügung. Die durch Wolken erzeugte Dynamik in der Stromerzeugung der Photovoltaik muss dabei durch einen Elektrolyseur handelbar sein. Genauso verhält es sich bei böigen Tagen in der Windkraft. Auch hier ist eine hohe Dynamik

vorhanden, die bei der Wasserstoffproduktion am Eingang des Elektrolyseurs auftritt und ebenfalls gehandelt werden muss. Im weiteren Verlauf wird genau auf diese Dynamik eingegangen und verschiedene Betriebsszenarien durchgespielt. Dabei wurde nicht nur die Elektrolyse gefordert, sondern der ganze Anlagenverbund in sich auf Herz und Nieren geprüft.

Der verwendete Elektrolyse-Stack besteht aus 5 Zellen mit einer Fläche von 100 cm^2 . Innerhalb dieses Projekts wurde dieser Stack am IEK-14 des Forschungszentrums Jülich entwickelt und aufgebaut. Für die in der Zelle befindliche Elektrolytmembran wurde eine $0,187 \text{ mm}$ dicke Nafion™-117-Membran der Firma DuPont verwendet. Als Katalysator wurde auf Seiten der Anode Iridiumoxid genutzt, das für die Sauerstoffbildungsreaktion verantwortlich ist. Kathodenseite kam ein Katalysator basierend auf Platin zum Einsatz. Zur Medientrennung und elektrischen Kontaktierung der Einzelzellen untereinander kommen Bipolarplatten zum Einsatz. Auf der Anodenseite waren dies angefertigte Titanbleche mit Mäanderstrukturen und auf Seiten der Kathode Lochbleche. Um den Transport der Produktgase vom Katalysator weg und von neuem Edukt zum Katalysator hin zu realisieren, wurden poröse Transportschichten eingebracht. Anodenseitig wurden Sinterkörper aus Titan genutzt, während auf der Kathodenseite Kohlenstoffpapier verwendet wurde.

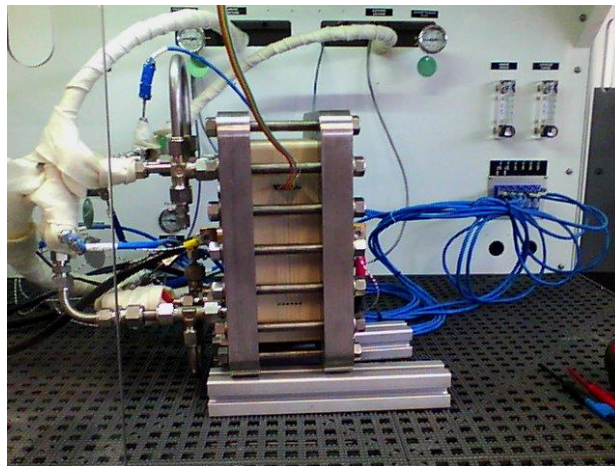


Abbildung 5: 1,5 kW 5 Zellen PEM-Stack am GWI in Essen

Der Stack wurde auf einen nominalen Betriebspunkt mit der Stromdichte von $j_{el} = 1,5 \text{ A/cm}^2$ und der Zellspannung $U_{Zelle} = 2 \text{ V}$ ausgelegt. Damit ergibt sich eine elektrische Nennleistung des PEM-Elektrolyseurs von $1,5 \text{ kW}$. Ein Überlastbetrieb ist zu jedem Zeitpunkt möglich, wobei eine Zellspannung $U_{Zelle-max} = 2,2 \text{ V}$ nicht überschritten werden darf.

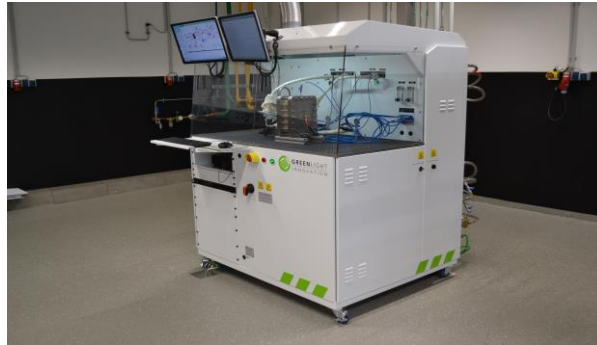


Abbildung 6: 1,5 kW PEM Elektrolyseur im Anlagenverbund am GWI in Essen

Abbildung 5 zeigt den verwendeten 5 Zellen Elektrolyse-Stack. Der 1,5 kW Elektrolyseur am GWI in Essen wurde von der Firma „Greenlight Innovation“ entwickelt und besitzt verschiedene Abschaltkriterien, die durch den Nutzer an die jeweiligen Betriebsbedingungen angepasst werden können. Abbildung 6 zeigt den 1,5 kW PEM-Elektrolyseur im Anlagenverbund am GWI in Essen.

2.1.1. KENNFELDER ZU ÜBERLAST, TEILLAST UND STANDBY-BETRIEBSSZENARIEN

In diesem Kapitel werden die durchgeführten „Untersuchungen verschiedener Betriebsweisen“ des 1,5 kW Elektrolyseurs am GWI vorgestellt. Dabei stand die Untersuchung unterschiedlicher Ansätze hinsichtlich Wirtschaftlichkeit, Dynamik und Effizienz im Vordergrund. Es konnte gezeigt werden, dass vorhandene elektrische Überschussleistung des Stromnetzes innerhalb der Betriebsgrenzen des Elektrolyseurs umgesetzt werden kann. Die Lastprofile orientierten sich dabei an der Messperiodendauer 5 Minuten. Dabei wurde sich eines Lastprofils bedient, das eine starke Dynamik im Stromnetz simuliert, wie es bei Windkraft- und Photovoltaikanlagen vorkommt. In diesem Zusammenhang bildete das Lastprofil nur qualitativ und nicht quantitativ die Dynamik solcher Anlagen ab. Das gewählte Lastprofil erzeugt damit aber eine gute Basis zur Abschätzung des dynamischen Verhaltens des 1,5 kW PEM-Elektrolyseurs. Auf die genauen Auswirkungen von Lastprofilen von Windkraft- und Photovoltaikanlagen wird im Kapitel 4.2 hinsichtlich Skalierung in die MW-Klasse genau eingegangen. Abbildung 7 zeigt das dynamische Lastprofil. Die eingangsseitige elektrische Sollleistung des 1,5 kW PEM-Elektrolyseurs wird dabei alle 5 Minuten um 10 % der nominalen Leistung erhöht und jeweils nach weiteren 5 Minuten komplett abgeschaltet. Das Ganze wiederholt sich, bis ein Sollwert der Eingangsleistung von 110 % erreicht ist. Die Betriebswerte für Stacktemperatur und -drucks wurden dabei auf $T_{Stack} = 75 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_{Anode} = 4 \text{ bar}$ und $P_{Kathode} = 5 \text{ bar}$ konstant gehalten. Die Werte hierfür wurden im Vorfeld am IEK-14 des Forschungszentrum Jülichs definiert. Die Temperatur spiegelt dabei einen geläufigen Wert wider, wie er oft in der Praxis genutzt wird. Die Betriebsdrücke wurden an die praktischen Versuchsreihen des 100 kW-Elektrolyseurs am IEK-14 angepasst, um gewonnene Ergebnisse unmittelbar vergleichen zu können. Durch ein neues Stackdesign am 100 kW-Elektrolyseur wurden die Drücke relativ klein gewählt, um erstens die Dichtigkeit des Stacks zu gewährleisten und zweitens die vorhandene Membran in

der PEM-Zelle nicht zu zerstören. Im weiteren Verlauf des Projektberichts wird auf das Stackdesign in der MW-Klasse noch genauer eingegangen.

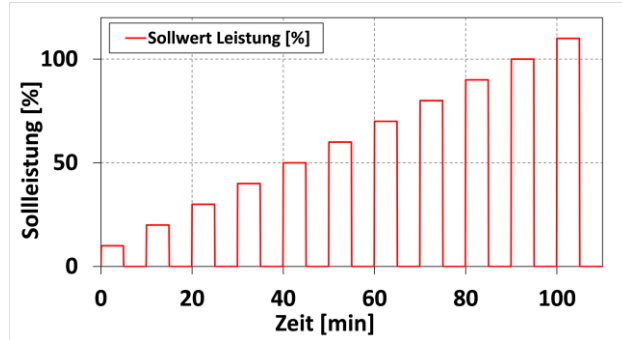


Abbildung 7: Sollwert Eingangsleistung 1,5 kW PEM-Elektrolyseur

Die durch die Versuchsreihen, mit dem in Abbildung 7 aufgeprägten Lastprofil, gewonnenen elektrischen Größen, lassen sich Abbildung 8 entnehmen.

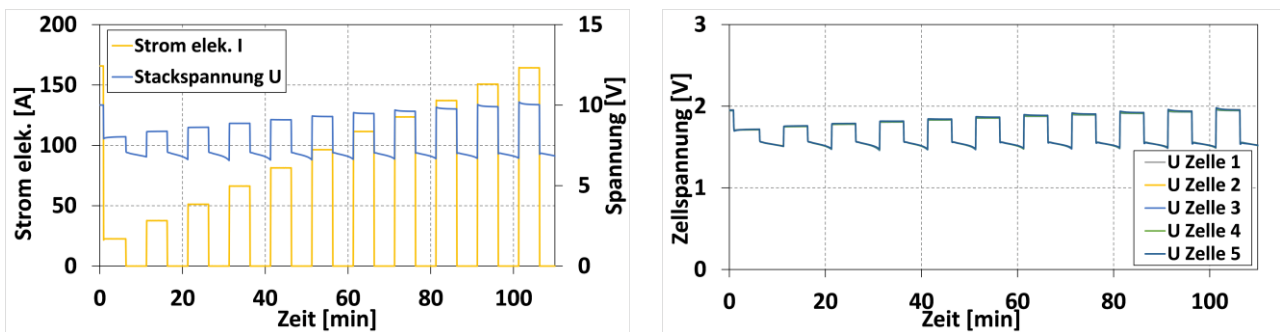


Abbildung 8: Elektrische Größen 1,5 kW PEM-Elektrolyseur

Die geforderte Eingangsleistung wurde bei jedem dynamischen Betriebspunkt bis 110 % bereitgestellt und die Einzelzellspannung lag mit $U_{Zelle} = 1,95 \text{ V}$ noch etwas unterhalb des definierten Betriebspunkts von $U_{Zelle} = 2 \text{ V}$. Damit könnte die elektrische Eingangsleistung noch erhöht werden, um zusätzlichen Wasserstoff zu erzeugen. Weiterhin zeigte sich ein elektrochemisches kapazitives Verhalten der Zellen, da die Zellspannung in Perioden von jeweils 5 Minuten, in denen keine elektrische Eingangsleistung existiert, nicht unter $U_{Zelle} = 1,3 \text{ V}$ fiel. Während dieser Periodendauer konnte des Weiteren beobachtet werden, dass die Betriebsdrücke ihre geforderten Sollwerte nur bedingt einregeln bzw. halten konnten. Durch die aufgeprägte Dynamik lässt sich damit eine maximale Abweichung des Drucks von 8 % relativ zum Sollwert erkennen. Dies resultiert aus dem gewählten hochdynamischen Lastprofil. In den Perioden, in denen keine elektrische Eingangsleistung existiert, wird auch kein Produktgas mehr produziert, das den Druck aufrechterhalten könnte. Um den Betriebsdruck aufrecht zu erhalten, schließen beide Ausgangsventile, wodurch der Fluss von H_2 und O_2 zum Erliegen kommt. Die gewählte elektrische Eingangsleistung hat dadurch einen direkten Einfluss auf die Druckregelung und ist somit als Störgröße dieser zu bezeichnen.

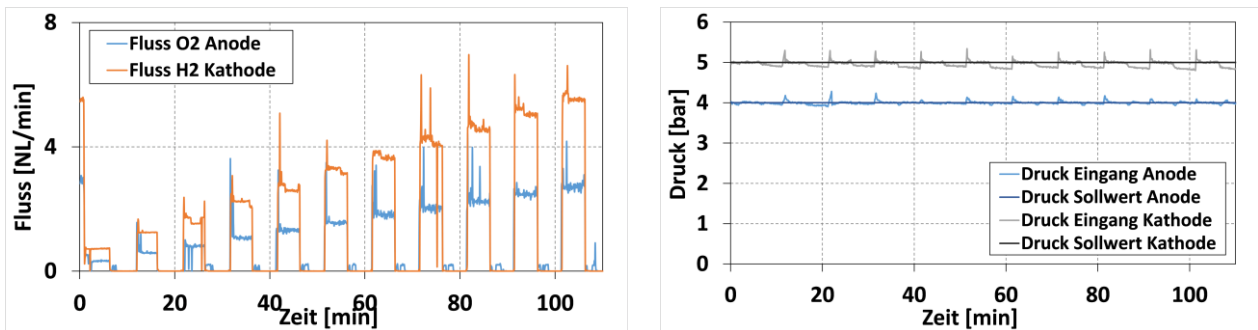


Abbildung 9: H₂-/O₂-Fluss & Druck Anode und Kathode 1,5 kW PEM-Elektrolyseur

Dies ist als kritisch zu betrachten, da gerade bei einer nachfolgenden Kopplung zur Methanisierung der benötigte Eingangsdruck dieser gegeben sein muss. Daraus resultiert, dass für eine Kopplung zur Methanisierung die elektrische Eingangsleistung am Elektrolyseur oder ein Zwischenspeicher immer vorhanden sein muss. Die Möglichkeit der Zwischenspeicherung wurde am GWI jedoch nur zwischen der Methanisierung und der KWK realisiert. Mögliche Zwischenspeicherkonzepte werden aber in Kapitel 3 Modellierung und Simulation zur Charakterisierung von Power to Gas Anlagen nochmal aufgegriffen.

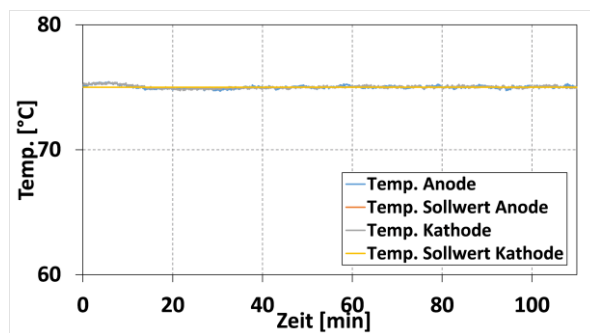


Abbildung 10: Stacktemperatur 1,5 kW PEM-Elektrolyseur

Abbildung 10 zeigt den Soll- und Istwert der Stacktemperatur. Die kleinen thermischen Kapazitäten führen dazu, dass der gewünschte Wert der Stacktemperatur von $T_{Stack} = 75 \text{ °C}$ auch bei starker Dynamik kaum Schwankungen unterliegt. Beim Vordringen in höhere Leistungsklassen ändert sich diese Bedingung jedoch grundlegend. Auf den genauen Zusammenhang wird in Kapitel 4.2 hinsichtlich Skalierung in den MW-Bereich eingegangen.

Für den direkten realen Koppelbetrieb wurde ein zusätzliches elektrisches Lastprofil generiert, das die Betriebsbereichsgrenzen zwischen Methanisierung und Elektrolyse aufzeigte und mindestens 10 % der maximalen Eingangsleistung nicht unterschreitet. Damit wird gewährleistet, dass zu jedem Zeitpunkt auf der Anodenseite O₂ und auf der Kathodenseite H₂ generiert wird und dadurch die Drücke aufrecht gehalten werden. Im weiteren Verlauf wird auf die Kopplung im Anlagenverbund genau eingegangen. Der Abbildung 11 lässt sich dieses Lastprofil rein für die Elektrolyse entnehmen. Zur betriebsbereiten Kopplung zwischen Methanisierung und Elektrolyse wurde seitens der Methanisierung ein Betriebsdruck von $P_{Betrieb} = 18 \text{ bar}$ gefordert. Auch hier lässt sich im Lastprofil eine hohe Dynamik erkennen, wie sie bei regenerativen Energiequellen, wie Photovoltaik und Windkraft, zu finden ist.

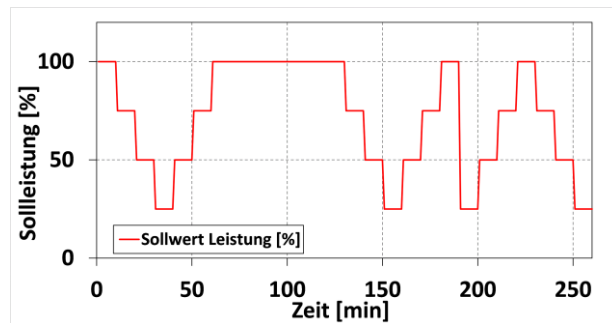


Abbildung 11: Lastprofil 1,5 kW Elektrolyseur

Der 1,5 kW Elektrolyseur konnte auch bei diesem Versuch dem geforderten Lastprofil und somit einer hohen eingangsseitigen Dynamik problemlos folgen. Abbildung 12 zeigt die resultierenden elektrischen Größen Zellspannung, Stackspannung und Stromstärke. Anders als beim Lastprofil aus Abbildung 7, bei dem der Sollwert der Eingangsleistung zu verschiedenen Zeitpunkten $P_{IN} = 0\%$ war, ist beim Lastprofil aus Abbildung 11 die Eingangsleistung zu jedem Zeitpunkt $P_{IN} > 10\%$. Daraus resultiert, dass der Ausgangsdruck des Produktgases H_2 den gewünschten Wert von $P_{Betrieb} = 18\text{ bar}$ einregelt. Abbildung 13 illustriert diesen Sachverhalt. Zusätzlich lässt sich erkennen, dass die ausgangsseitigen Flüsse der Produktgase H_2 und O_2 in einem Intervall von 5 min fluktuieren.

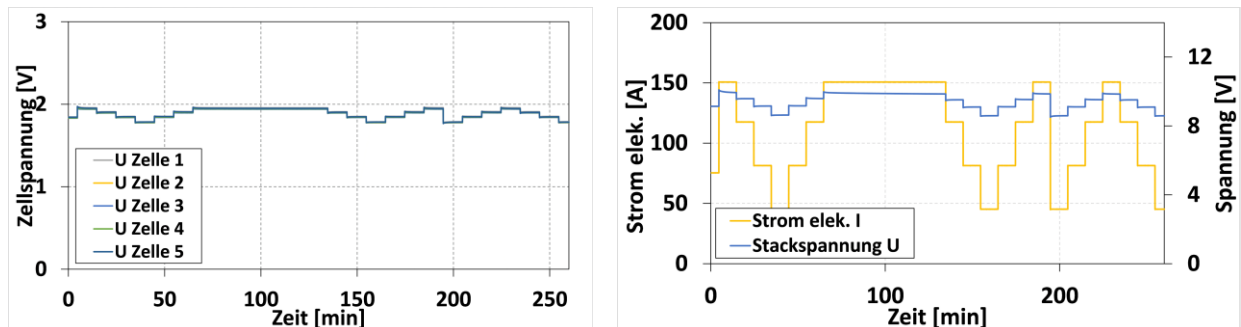


Abbildung 12: Elektrische Größen 1,5 kW PEM-Elektrolyseur

Dieses Verhalten ist der internen Druckregelung des Elektrolyseurs geschuldet. Die Druckregelung erfolgt über einen Membrandruckregler der sekundärseitig mit einem Gegendruck durch Stickstoff gesteuert wird. Durch den Membrandruckregler wird der Fluss variiert, um den Druck konstant zu halten. Arbeitet die Druckregelung, so ändert sich der Fluss, der Druckwert bleibt aber konstant.

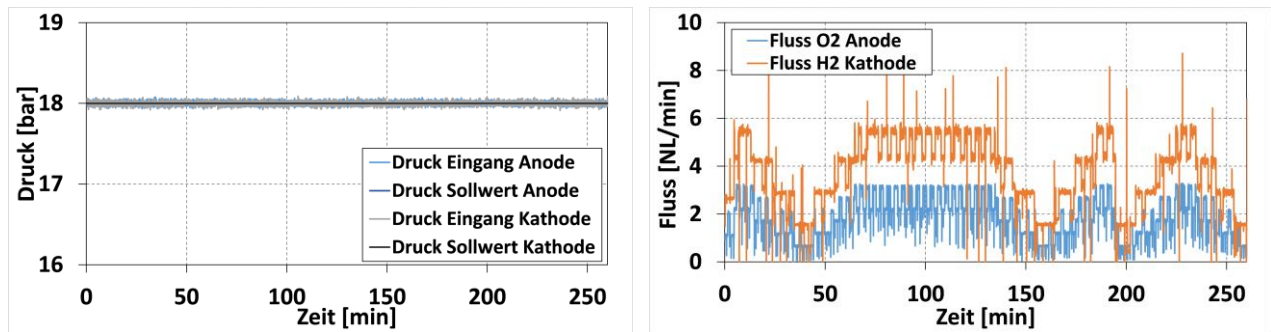


Abbildung 13: Druck und Flüsse 1,3 kW PEM-Elektrolyseur

Neben dem Druck $P_{Betrieb}$ konnte auch die Temperatur mit einem Sollwert von $T_{Stack} = 75 \text{ °C}$ ohne große Schwankungen eingeregelt und gehalten werden, was durch Abbildung 14 eindrucksvoll gezeigt wird.

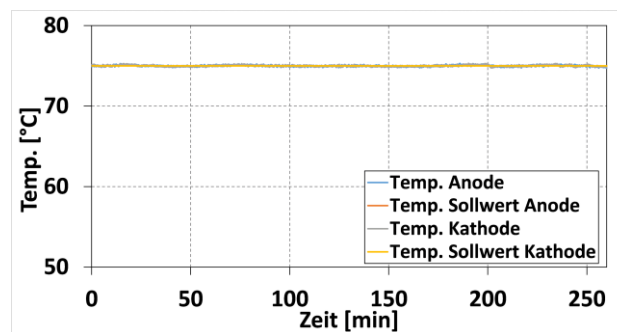


Abbildung 14: Stacktemperatur 1,5 kW PEM-Elektrolyseur bei starker Dynamik Eingangsleistung

Wie sich der schwankende Fluss des Produktgases H_2 auf die nachfolgende Methanisierung auswirkt ist nicht Gegenstand dieses Kapitels, wird jedoch in Kapitel 3 genau erörtert. Dem dynamischen Lastprofil konnte der Elektrolyseur jedoch ohne Probleme folgen.

Relevante Parameter hinsichtlich Anlagenflexibilisierung, robustem Anlagenbetrieb und hoher Anlagenlebensdauer konnten ebenfalls durch die Untersuchung verschiedener Betriebsweisen ermittelt werden. Dabei wurden Stillstandsversuche am 1,5 kW PEM-Elektrolyseur durchgeführt und die Anlage über längere Zeiträume nicht betrieben. Diese Stillstandsphasen zogen sich über den kompletten Projektzeitraum.

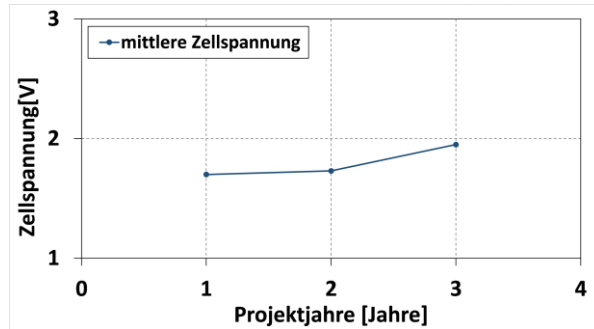


Abbildung 15: Stromdichte und Zellspannung vor und nach einem Jahr

Es zeigte sich, dass die geforderten Sollwerte der Eingangsleistung auch bei langem Stillstand und erneutem Betrieb erreicht wurden. Die zur Stromdichte korrespondierende Zellspannung lag beim letzten Anlagenbetrieb am 26.05.21 bei einer Eingangsleistung von 100 % bei $U_{Zelle} = 1,95 \text{ V}$ und erreichte somit nicht den nominalen Betriebswert von $U_{Zelle} = 2 \text{ V}$. Abbildung 15 zeigt die jeweilige Degradation der Zellspannungen bei konstanter Eingangsleistung von 100 % über einen Zeitraum von 2 Jahren. Längere Stillstandszeiten konnten im Zusammenhang des durchgeführten Projekts nicht realisiert werden. Nachteilig hat sich diese Stillstandsphase auf den Leitwert des zirkulierenden Wassers der Anode und Kathode ausgewirkt. Hier wurde nach der Stillstandsphase ein erhöhter Leitwert mit bis zu $S = 5 \mu\text{S/cm}$ festgestellt. Mögliche Ansätze einer Erklärung liegen hier bei dem Herauswaschen von Metallionen an den Bipolarplatten und der porösen Transportschicht. Eine genaue Analyse hat jedoch nicht stattgefunden, da die geforderte Performance über die Stillstandsphase nicht den Grenzwert von $U_{Zelle-max} := 2,2 \text{ V}$ überstieg.

Neben dem eigentlichen Betrieb des Elektrolyseurs mit dynamischen Lastprofilen wurden zusätzlich Referenz-Betriebspunkte, sowie Parameter für Kaltstart, Teillast- und Vollastbetrieb ermittelt, um auf dieser Basis Optimierungspotentiale zu identifizieren. Hier standen vor allem Aufheizversuche aus Umgebungstemperatur – im folgenden Kaltstart genannt - auf dem Plan. Um den Kaltstart zu optimieren, wurde ein Szenario entwickelt und validiert, bei dem eine minimale Aufheizzeit im Fokus lag. Ziel war es, den Elektrolyseur mit steigenden, moderaten Stromdichten bei steigender Betriebstemperatur zu beaufschlagen und somit das Einbringen einer zusätzlichen Wärmemenge durch die Ohm'schen Verluste des Elektrolyse-Stacks zu generieren. Dabei wurden zwei unterschiedliche Stromdichteverläufe dem Elektrolyse-Stack aufgeprägt. Tabelle 2 veranschaulicht die beiden Szenarien. Mit steigendem T_{Stack} wurde j_{el} nach Tabelle 2 bis maximal $j_{el} = 1 \text{ A/cm}^2$ erhöht.

Tabelle 2: Aufgeprägte Stromdichte in Abhängigkeit der Stacktemperatur

Stacktemperatur	Szenario 1	Szenario 2
$T_{Stack} < 40 \text{ }^\circ\text{C}$	$j_{el} = 0 \text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0 \text{ A/cm}^2$
$T_{Stack} \geq 40 \text{ }^\circ\text{C}$	$j_{el} = 0,33 \text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0 \text{ A/cm}^2$
$T_{Stack} \geq 50 \text{ }^\circ\text{C}$	$j_{el} = 0,67 \text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0,67 \text{ A/cm}^2$
$T_{Stack} \geq 60 \text{ }^\circ\text{C}$	$j_{el} = 1 \text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 1 \text{ A/cm}^2$

Abbildung 16 zeigt jeweils zwei Szenarien von moderaten Stromdichten in Abhängigkeit der Stacktemperatur. Dabei wurde der Sollwert der Stacktemperatur bei einem vollkommen abgekühlten PEM-Elektrolyseur auf $T_{Stack} = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ gesetzt. Unterschied der beiden dargestellten Szenarien ist, dass bei **Szenario 1** schon eine moderate Stromdichte von $j_{el} = 0,33 \text{ A/cm}^2$ ab $T_{Stack} \geq 40 \text{ }^\circ\text{C}$ aufgeprägt wird.

Szenario 2 beaufschlagt den Elektrolyse-Stack erst bei $T_{Stack} \geq 50 \text{ °C}$ mit einer Stromdichte von $j_{el} = 0,67 \text{ A/cm}^2$.

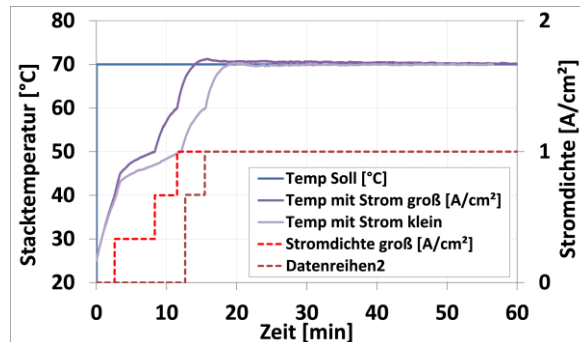


Abbildung 16: Stacktemperatur in Abhängigkeit der Stromdichte / Druck & Volumenstrom Kathode

Abbildung 16 zeigt die Temperaturverläufe der beiden unterschiedlichen Szenarien. Da die thermischen Kapazitäten beim Aufheizvorgang eine wesentliche Rolle spielen und Elektrolyse-Stack, Verrohrungen und Behälter der Gasabscheider des 1,5 kW Elektrolyseurs ein relativ geringes Volumen aufweisen, lässt sich schnell erklären, dass die Betriebstemperatur von 70 °C in Szenario 1 schon nach 12 Minuten erreicht wird. In Szenario 2, bei dem eine moderatere Stromdichte gewählt wurde, erreicht die Betriebstemperatur ihren Sollwert erst nach 18 Minuten. Die Aufheizzeit konnte somit um 5 Minuten verkürzt werden. Weiterhin lässt sich bei $T_{Stack} = 45 \text{ °C}$ eine Abflachung der Temperaturverläufe erkennen. Diese ist nicht den Vorgaben der Aufheizversuche geschuldet, sondern der internen Temperaturregelung des Teststands. Es ist davon auszugehen, dass dort eine Anpassung der internen Regelparameter der Temperaturregelung stattfindet, um bei schnellem Aufheizen ein starkes Überschwingen zu vermeiden.

Hauptaugenmerk galt beim Aufheizvorgang, neben der minimalen Aufheizzeit, der Kopplung zwischen Elektrolyse und Methanisierung. Hier war es wichtig nicht nur die gewünschte Betriebstemperatur zu erreichen, sondern zusätzlich den Betriebsdruck des Produktgases H_2 der Methanisierung bereitzustellen. Durch die moderaten Stromdichten in beiden Szenarien konnte zusätzlich Produktgas erzeugt werden, so dass sich der gewünschte Betriebsdruck von $P_{Betrieb} = 18 \text{ bar}$ einstellen konnte. Da die Behälter der Gasabscheider des 1,5 kW Elektrolyseurs ein relativ geringes Volumen zeigen, konnte der PEM-Elektrolyseur in beiden Szenarien den Betriebsdruck schon nach 15 min erreichen.

Die Zeit zum Erreichen der Betriebsbereitschaft konnte durch die beiden Szenarien signifikant verringert werden. Durch den entwickelten Algorithmus zeigte sich, dass der 1,5 kW Elektrolyseur aus einem kalten Betriebszustand innerhalb von 15 min die Betriebstemperatur erreicht hat. Für den späteren hochskalierten Anwendungsfall ändern sich jedoch bauliche Parameter, so dass eine neue Validierung stattfinden muss. Nach 15 min ist der Betriebsdruck zur Kopplung der Methanisierung vorhanden. Limitierender Faktor spielte hierbei die Wechselwirkung der vorhandenen Methanisierung zur Elektrolyse, da diese einen wesentlich größeren Zeitraum zur Aufheizung in Anspruch nimmt. Da Stromdichten bei geringen Stacktemperaturen des Elektrolyseurs zu einer beschleunigten Alterung führen können, wurde eine Aufheizzeit von 20 min vereinbart. In diesem Kontext werden hohe Stromdichten bei niedrigen Betriebstemperaturen vermieden, reichen jedoch trotzdem aus um eine Betriebsbereitschaft ausreichend zu Methanisierung zu realisieren.

Wie am realen Beispiel des 1,5 kW Elektrolyseurs zu erkennen, ist der Druck stark abhängig von der Größe des Gasabscheiders. Je größer dieser ist, desto länger dauert es, bis der gewünschte Druck vorhanden ist. Wird dieser jedoch als Zwischenspeicher ausgelegt und das Volumen relativ groß gewählt, besteht die

Möglichkeit die Anfahrzeit zu optimieren. Mögliche Zwischenspeicherkonzepte werden jedoch in Kapitel 3 Modellierung und Simulation zur Charakterisierung von PtG Anlagen nochmal aufgegriffen.

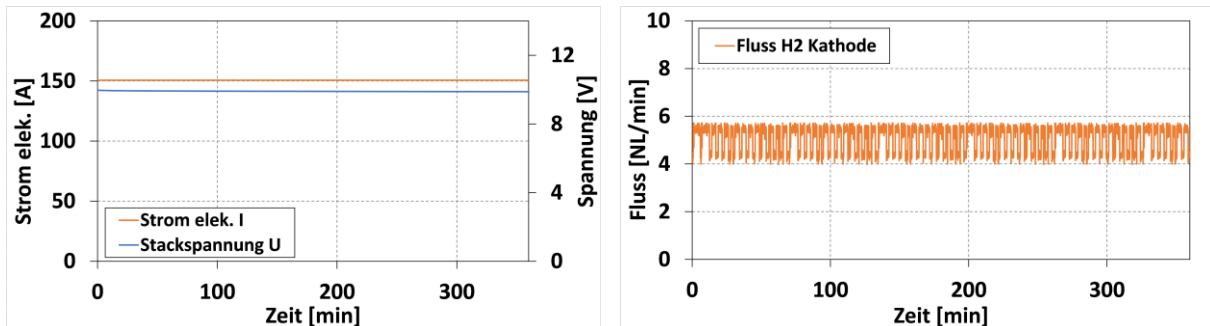


Abbildung 17: Dauerbetrieb mit hoher Anlagenauslastung

Neben der Kopplung zur Methanisierung wurde ein konstanter Betrieb mit dem Ziel hoher Anlagenauslastung durchgeführt. In diesem Zusammenhang wurden eine hohe Betriebstemperatur $T_{Stack} = 75 \text{ °C}$ und eine hohe elektrische Eingangsleistung $P_{IN} = 100 \%$ gewählt, so dass der Grenzwert der Einzelzellspannung gerade nicht erreicht wurde. Der konstante Betrieb mit hoher Anlagenauslastung lief über einen Zeitraum von 6 Stunden erfolgreich durch, ohne dass eine Kopplung zur Methanisierung stattfand. Das erzeugte Produktgas wurde verworfen. In Abbildung 17 ist der Volumenstrom des erzeugten Produktgases H_2 zu sehen. Durch die Druckregelung kommt es auch hier zu Schwankungen im Volumenstrom. Die elektrischen Prozessgrößen Strom und Stackspannung hingegen verhalten sich über den gesamten Zeitraum konstant.

2.1.2. BETRIEBSOPTIMIERUNG ELEKTROLYSEUR BEI 30 kW ELEKTRISCHER EINGANGSLEISTUNG

Mit dem erfolgreichen Betrieb des 1,5 kW Elektrolyseurs sollte innerhalb des Virtuellen Instituts eine Hardware-Modifikation zur Installation eines Elektrolyseestacks mit einer 10-fachen Wasserstoffleistung für vollständig integrierten Betrieb des Elektrolyseurs mit der Methanisierungsanlage am GWI stattfinden. Grundgedanke war, die nominal geforderte Eingangsleistung der Methanisierung zu erzeugen und eine leistungstechnisch realistische Kopplung zu erhalten. Leider konnte dieses Konzept nicht vollständig umgesetzt werden. Nachdem aus technischen Gründen die Erweiterung des in Essen vorhandenen Elektrolyseurs durch den Hersteller nicht möglich war, wurde geplant einen vorhandenen Teststand in Jülich so umzubauen, um diesen dann nach Fertigstellung gegen den Elektrolyseur in Essen zu tauschen. Der neue Teststand sollte nach Abschluss des Umbaus über eine elektrische Anschlussleistung von 15 kW verfügen (der am GWI vorhandene Teststand liegt bei rund 1,5 kW Leistung) und damit in der Spitze rund $3,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ Wasserstoff für die Methanisierung bereitstellen.

Leider standen Mittel zur Umwidmung der Infrastruktur zu Aufnahme eines anderen Teststandes in nicht ausreichender Höhe zur Verfügung. Nach Abstimmung mit den Projektpartnern wurde der umzubauende 15 kW Teststand in Jülich belassen und eine virtuelle Kopplung vorgesehen. Des Weiteren wurde dort die elektrische Eingangsleistung nach dem Umbau von 15 kW auf 30 kW erhöht.



Abbildung 18: 30 kW PEM Elektrolyseur in der Teststandumgebung am IEK 14

Der 30 kW Elektrolyseur am IEK-14 wurde ebenfalls von der Firma „Greenlight Innovation“ entwickelt. Vor der durchgeführten Hardware-Modifikation konnte der PEM-Elektrolyseur nur atmosphärisch betrieben werden. Nach dem Umbau ist ein Betriebsdruck von bis zu 30 bar auf Anoden- und Kathodenseitig möglich. Zusätzlich wurde ein größeres Netzteil verbaut, das die höhere elektrische Eingangsleistung bereitstellt. Abbildung 18 zeigt den 30 kW PEM-Elektrolyseur in der Teststandumgebung am IEK-14.

Der verwendete Elektrolyse-Stack besteht aus 27 Zellen mit einer Fläche von 300 cm². Die intern verbauten Komponenten sind dieselben wie bei dem 1,5 kW Stack am Elektrolyseteststand am GWI. Der einzige Unterschied besteht in der höheren Zellanzahl und Zellfläche, die ein Anheben der elektrischen Eingangsleistung ermöglicht. Der Stack wurde auf einen nominalen Betriebspunkt der Stromdichte von $j_{el} = 3 \text{ A/cm}^2$ und einer Zellspannung $U_{Zelle} = 2 \text{ V}$ ausgelegt. Damit ergibt sich eine elektrische Nennleistung des PEM-Elektrolyseurs von 30 kW. Ein Überlastbetrieb ist zu jedem Zeitpunkt möglich, wobei eine Zellspannung $U_{Zelle-max} = 2,2 \text{ V}$ nicht überschritten werden darf. Abbildung 19 zeigt den verwendeten 27 Zellen Elektrolyse-Stack.

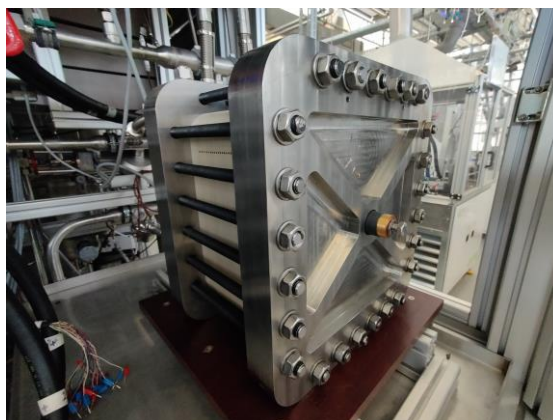


Abbildung 19: 30 kW 27 Zellen Elektrolyse-Stack am GWI in Essen

Nach der Hardware-Modifikation wurden dann diverse Betriebsszenarien am IEK-14 im FZJ durchgeführt. Auch hier standen Untersuchungen unterschiedlicher Ansätze hinsichtlich Wirtschaftlichkeit, Dynamik und Effizienz im Vordergrund. Dabei wurde in der ersten Phase das gleiche dynamische Lastprofil (Abbildung 7)

gewählt, welches auch bei dem 1,5 kW PEM-Elektrolyseur am GWI in Essen genutzt wurde. Die Betriebswerte der Stacktemperatur und des -drucks wurden dabei auf $T_{Stack} = 75 \text{ °C}$, $P_{Anode} = 4 \text{ bar}$ und $P_{Kathode} = 5 \text{ bar}$ konstant gehalten.

Zu jedem dynamischen Betriebspunkt bis 110 % konnte die geforderte Eingangsleistung bereitgestellt werden. Die Einzelzellspannung lag mit $U_{Zelle} = 1,8 \text{ V}$ ebenfalls unterhalb des definierten Betriebspunkts von $U_{Zelle} = 2 \text{ V}$. Abbildung 20 zeigt die resultierenden elektrischen Größen. Es lässt direkt erkennen, dass durch die 20-fache Skalierung die elektrischen Eingangsgrößen sich vergleichbar zum 1,5 kW Elektrolyseur verhalten, aber wesentlich größer sind. Was direkt auffällt ist, dass die einzelnen Zellspannungen und auch die Gesamtspannung des Stacks in Bereichen, in der keine Eingangsleistung vorhanden ist, stärker absinken. Durch das elektrochemische kapazitive Verhalten der Zellen sinken die Zellspannungen auf $U_{Zelle} > 0,5 \text{ V}$ ab. Ein Erklärungsansatz liegt dabei in der höheren Umwälzrate auf der Anoden- und Kathodenseite. Bei der Elektrolyse entstehendes Produktgas wird somit schneller aus der Gasdiffusionsschicht abgetragen und fungiert innerhalb der Stillstandsphase nicht als elektrochemisch treibende Kraft, die die Zellspannung aufrechterhalten kann. Dieses Verhalten ist jedoch von Seiten der Betriebsführung nicht als kritisch zu verstehen, da es auf die Erzeugung der Produktgase keinen Einfluss besitzt. Langzeitfolgen und Alterungserscheinung konnten in der gesamten Projektlaufzeit ebenfalls durch dieses Verhalten nicht beobachtet werden.

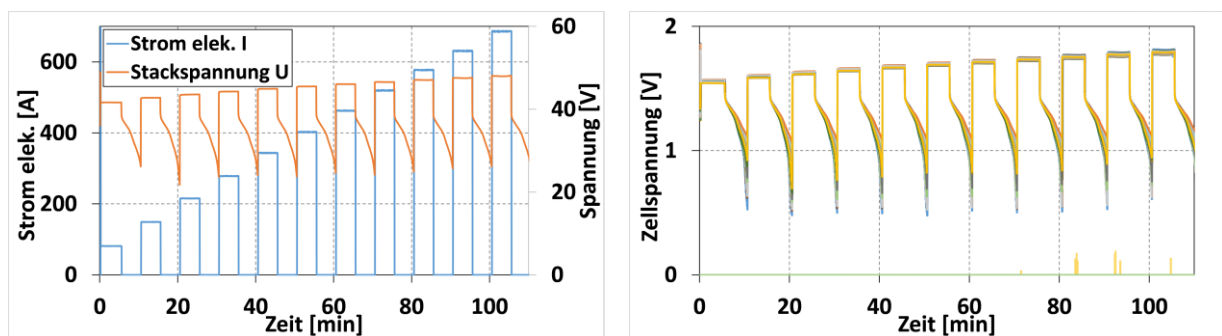


Abbildung 20: Elektrische Größen 30 kW PEM-Elektrolyseur

Durch die aufgeprägte Dynamik lässt sich beim 30 kW Elektrolyseur auch ein größerer Einfluss auf die maximale Abweichung des Drucks auf der Kathodenseite von über 15 % relativ zum Sollwert erkennen. Der Druck fällt damit signifikant stärker ab als beim 1,5 kW Elektrolyseur. Hier liefert die ausgewählte Methode der Druckregelung eine Antwort.

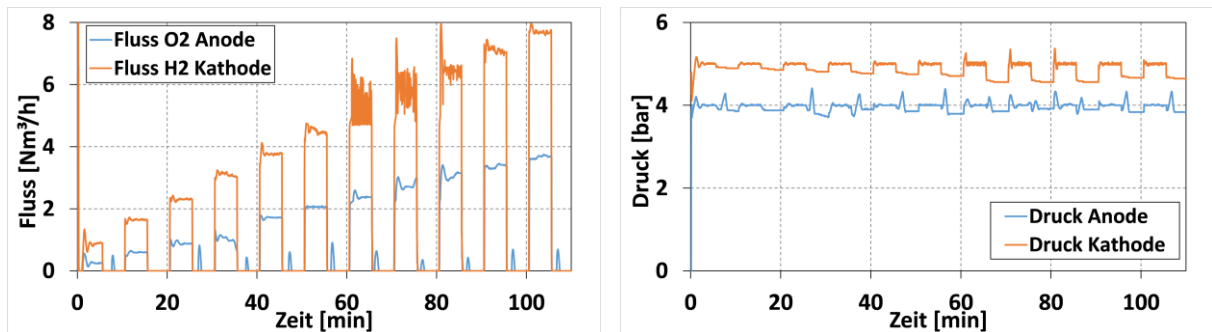


Abbildung 21: Fluss und Druck kW PEM-Elektrolyseur

Wurde die Druckregelung im 1,5 kW Elektrolyseur am GWI durch einen Membrandruckregler realisiert, so wird sie beim 30 kW Elektrolyseur am FZJ durch Nadelventile verwirklicht, die elektro-pneumatisch angesteuert werden. Diese haben eine höhere Ansprechzeit und reagieren bei starker Dynamik träger, wodurch es zu einem Druckverlust kommt und der geforderte Sollwert nicht gehalten werden kann. Neben der Abweichung des Drucks sinkt die Stacktemperatur bei höherer Dynamik ab. Die Abweichung zum Sollwert beträgt $\Delta T_{Stack} < 5 \text{ }^\circ\text{C}$. Abbildung 22 zeigt den Sachverhalt auf.

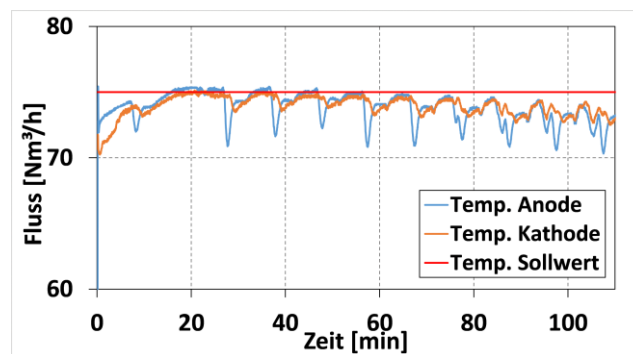


Abbildung 22: Temperatur 30 kW PEM-Elektrolyseur

Dieses Absinken der Temperatur markiert dabei einen Punkt in der Systemdynamik, in der die vorhandenen Heizelemente der Temperaturregelung nicht mehr genug Wärmemenge erzeugen können, um der schnellen Dynamik des Lastprofils zu folgen. Spielten beim kleinen 1,5 kW Elektrolyseur thermische Kapazitäten noch keine Rolle, so kommt es bei immer höheren Leistungsklassen zum Einfluss dieser. Wie schon beim 1,5 kW Elektrolyseur gesehen wirkt sich der Einfluss von längeren Stillstandsphasen auf die Stabilität des Elektrolyseurs aus. Steigt die Leistungsklasse an, so steht schnell die Frage einer geeigneten Betriebsführung im Raum. Um dem Einfluss der hohen Dynamik hinsichtlich der Stacktemperatur und des Betriebsdrucks zu begegnen, wurde in diesem Zusammenhang die Eingangsleistung auf 10 % und nicht auf 0 % gesenkt. Beide Varianten wurden verglichen, um den vorteilhaften Betrieb zu bestimmen. Wie schon bei den Aufheizversuchen gezeigt, erzeugen moderate Stromdichten eine zusätzliche Wärmemenge durch die Ohm'schen Verluste des Elektrolyse-Stacks. Diese zusätzliche Wärmemenge soll verhindern, dass die Stacktemperatur ihren Sollwert nicht mehr erreicht. Ergänzend soll durch die gering aufgeprägte Stromdichte weiterhin Produktgas erzeugt werden, um somit auch den gewünschten Betriebsdruck aufrecht zu erhalten. Abbildung 23 zeigt das so generierte Lastprofil der Eingangsleistung in der keine Stillstandsphasen vorhanden sind.

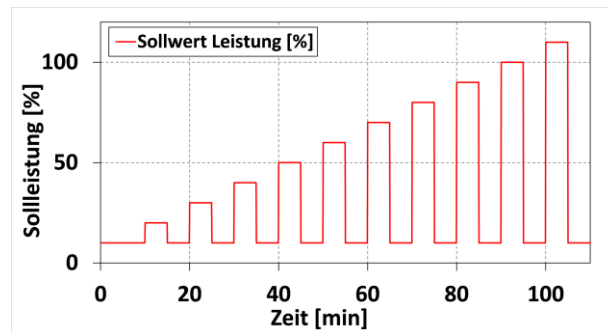


Abbildung 23: Sollwert Eingangsleistung 30 kW PEM-Elektrolyseur

Wie erwartet war die Druckregelungen in der Lage, den gewünschten Betriebsdruck konstant zu halten. Die Betriebsdrücke weichen nicht mehr kontinuierlich vom Sollwert ab, sondern zeigen lediglich kleine Ausreißer, die aufgrund des Einregelvorgangs entstehen.

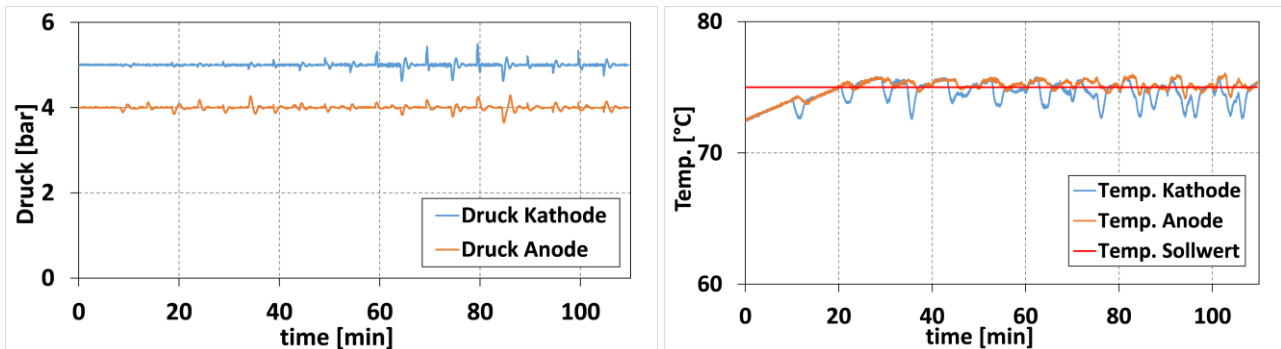


Abbildung 24: Temperatur und Druck 30 kW PEM-Elektrolyseur

Die Stacktemperatur zeigt ein ähnliches Verhalten. Auch hier kommt es durch die Störgröße Stromdichte zu kleinen Ausreißern um den Betriebspunkt von $T_{Stack} = 75 \text{ °C}$. Wichtig ist aber der Zugewinn an Stabilität, da es zu keinem Absinken mehr kommt, auch bei hoher Eingangsleistung und Dynamik nicht. Um authentische Betriebsbedingungen hinsichtlich der Elektrolyse im praktischen Einsatz zu schaffen, wurden neben künstlich generierten Lastprofilen zusätzlich Lastprofile von Windkraft- und Photovoltaik genutzt. Die Daten dieser Profile wurden durch die HTW Berlin bereitgestellt und besitzen eine Auflösung von 1 Minute. Dabei wurden die Daten von böigen bzw. wolkigen Tagen genutzt, um eine hohe Dynamik zu erzeugen. Zusätzlich fand eine Skalierung der bereitgestellten Daten auf die Eingangsleistung des 30 kW Elektrolyseurs statt. Auf eine Darstellung der generierten Leistungen der Produktgase und elektrischen Größen soll an dieser Stelle verzichtet werden, da die Vorversuche gezeigt haben, dass sich das Lastprofil hauptsächlich als Störgröße auf die Druck- und Temperaturregelung auswirkt und diese sich als das kritische Betriebsparameter der Elektrolyse herauskristalisieren.

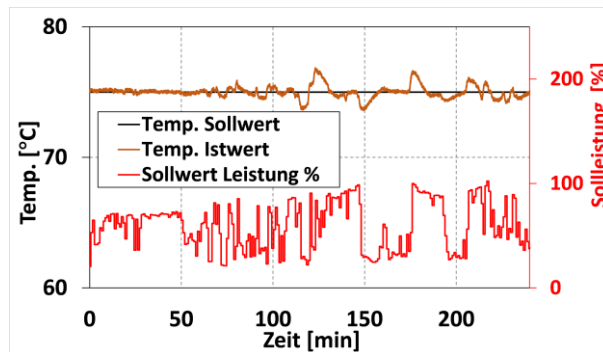


Abbildung 25: PV-Profil 30 kW PEM-Elektrolyseur

Abbildung 25 zeigt das Lastprofil einer PV-Anlage zur Mittagszeit. Es lässt sich erkennen, dass trotz Wolkendurchzug immer eine gewisse Grundeinstrahlung und somit eine gewisse Eingangsleistung vorhanden ist. Die dazugehörige Dynamik der Stacktemperatur kann ebenfalls Abbildung 25 entnommen werden. Es prägt sich auch hier durch die Störgröße der Eingangsleistung eine gewisse Abweichung der Stacktemperatur um den Betriebspunkt von 75 °C aus. Diese Abweichungen $\Delta T_{Stack} < 2$ °C sind allerdings im Verhältnis zum Sollwert gering und in Anbetracht der hohen Dynamik tolerierbar.

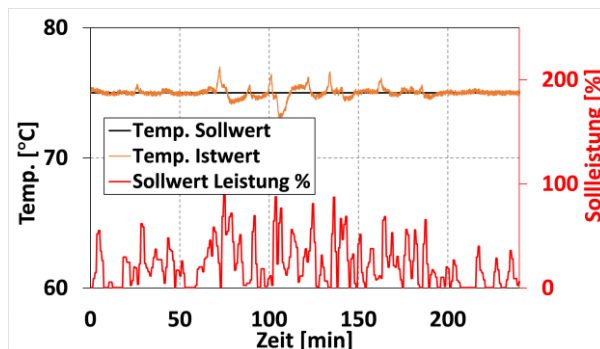


Abbildung 26: Windprofil 30 kW PEM-Elektrolyseur

Neben einem PV-Profil wurde der 30 kW Elektrolyseur zusätzlich mit einem Lastprofil eines Windkrafttrads beaufschlagt. Abbildung 26 zeigt das Lastprofil eines windigen Tags, bei dem direkt auffällt, dass die Grundlast wesentlich stärker absinkt als es noch bei dem PV-Profil der Fall war. Anders als beim PV-Profil lässt sich im Windprofil eine höhere Dynamik erkennen. Da die hier aufgeführten Beispiele der Lastprofile wahllos getroffen wurden, muss eine höhere Dynamik im Windprofil nicht immer vorhanden sein. Die dazugehörige Auswirkung auf die Stacktemperatur kann ebenfalls Abbildung 26 entnommen werden. Durch die Störgröße Eingangsleistung kommt es auch hier zu einer gewissen Abweichung der Stacktemperatur um den Betriebspunkt von 75 °C. Diese Abweichungen $\Delta T_{Stack} < 2$ °C sind allerdings im Verhältnis zum Sollwert gering und in Anbetracht der hohen Dynamik tolerierbar.

Trotzdem lässt sich beobachten, dass bei der Skalierung in höhere Leistungsklassen, die Betriebsführung bzw. die Regelung der Prozessgrößen Betriebsdruck und Stacktemperatur eine essentielle Rolle spielen und die Eingangsleistung sich als Störgröße unmittelbar auf diese auswirkt. Konnten die Stacktemperatur und der Betriebsdruck beim 1,5 kW Elektrolyseur am GWI in Essen beinahe ohne jegliche Abweichung gefahren werden, so zeigt sich bei hoher Eingangsleistung beim 30 kW Elektrolyseur am IEK-14 im FZJ doch eine nicht

vernachlässigbare Beeinflussung. Mit diesem direkten Einfluss wird insbesondere die Betriebsführung und Regelung in der MW-Klasse eine wichtige Aufgabe. Auf diesen Zusammenhang wird in Kapitel 1154.2 genau eingegangen. Dort wurde eine Temperaturregelung entworfen die sich mit dem Thema Eingangsleistung als unmittelbare Störgröße der Temperaturregelung auseinandersetzt.

Auch in mit dem 30 kW Elektrolyseurs wurden Aufheizversuche durchgeführt. Durch höhere thermische Kapazitäten, die baulich bedingt sind, werden die Aufheizzeiten wesentlich vergrößert. Um trotzdem noch adäquater Aufheizzeiten zu realisieren, wurde in diesem Zusammenhang dem 30 kW Elektrolyseur höhere Stromdichten aufgeprägt, als es noch beim 1,5 kW Elektrolyseur der Fall war. Tabelle 3 zeigt erneut zwei Szenarien mit dem der 30 kW Elektrolyseur beaufschlagt wurde. Als Sollwert der Stacktemperatur wurden hier wieder $T_{Stack} = 70\text{ °C}$ vorgegeben.

Tabelle 3: Aufgeprägte Stromdichte in Abhängigkeit der Stacktemperatur

Stacktemperatur	Szenario 1	Szenario 2
$T_{Stack} < 40\text{ °C}$	$j_{el} = 0\text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0\text{ A/cm}^2$
$T_{Stack} \geq 40\text{ °C}$	$j_{el} = 0,33\text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0,33\text{ A/cm}^2$
$T_{Stack} \geq 50\text{ °C}$	$j_{el} = 0,67\text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0,33\text{ A/cm}^2$
$T_{Stack} \geq 60\text{ °C}$	$j_{el} = 1\text{ A/cm}^2$	$j_{el} = 0,67\text{ A/cm}^2$

Auch hier wurde eine moderatere Stromdichte (Szenario 2) und eine stärkere Stromdichte (Szenario 1) gewählt.

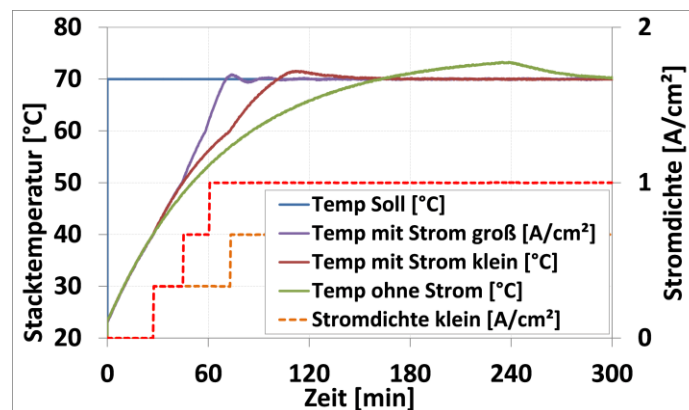


Abbildung 27: Sollwert Eingangsleistung 30 kW PEM-Elektrolyseur

Anders als bei den Aufheizversuchen beim 1,5 kW Elektrolyseur wurde hier im Vorhinein die normale Aufheizkurve ohne Beaufschlagung einer Stromdichte aufgenommen. Aus zeitlichen Gründen konnte dieser Aufheizversuch am GWI nicht durchgeführt werden. Wie in Abschnitt des 1,5 kW Elektrolyseurs schon gezeigt, verhalten sich die Aufheizversuche im Minutenbereich, wodurch es dort zu keinen großen Unterschieden kam. Anders beim 30 kW Elektrolyseur. Hier finden die Aufheizversuche im Stundenbereich statt, so dass durch moderate Stromdichten viel an Aufheizzeit eingespart werden kann. In Abbildung 27 lassen sich alle drei Aufheizkurven identifizieren. Es ist schnell erkennbar, dass die Aufheizkurven durch die moderate Stromdichte signifikant schneller die Stacktemperatur von $T_{Stack} = 70\text{ °C}$ erreichen. Ohne Stromdichte wird die gewünschte Temperatur erst nach 2,5 Stunden erreicht. Findet eine Beaufschlagung

mit moderaten Stromdichten nach Szenario 2 statt wurden die 70 °C schon nach 1,5 Stunden erreicht. In Szenario 1 mit höheren Stromdichten wird die ausgelegte Temperatur schon nach 60 Minuten erreicht. Die somit gewonnenen Ergebnisse zeigen, dass mit geringen Stromdichten die Aufheizzeit bei einer 30 kW Elektrolyse um 2 Stunden verkürzt werden kann. Dieses Ersparnis leistet einen Beitrag zum Betrieb aus dem kalten Betriebszustand zum Elektrolysebetrieb. Durch die virtuelle Kopplung zeigte sich zusätzlich, dass die Methanisierung wesentlich höhere Aufheizzeiten benötigt, um die Betriebsbereitschaft aus dem kalten Betriebszustand zu erreichen als die Elektrolyse. Zusätzlich konnte in der geringsten Aufheizzeit von 1 Stunde der Betriebsdruck des Produktgases H₂ für die Methanisierung bereitgestellt werden. Durch die moderaten Stromdichten in beiden Szenarien konnte zusätzlich Produktgas erzeugt werden, so dass sich der gewünschte Betriebsdruck von $P_{Betrieb} = 18$ bar einstellen konnte. Da die Behälter der Gasabscheider des 30 kW Elektrolyseurs ein relativ geringes Volumen aufweisen, konnte der PEM-Elektrolyseur in beiden Szenarien den Betriebsdruck schon vor 1 Stunde erreichen.

2.1.3. ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK

Hinsichtlich der Betriebsoptimierung und des Betriebes der 1,5 und 30 kW Elektrolyseure wurden Betriebsszenarien entwickelt, die für den späteren Einsatz gerade im Anlagenverbund von essentieller Bedeutung sind. Die hochdynamischen Profile von PV und Windkraft zeigten eindrucksvoll, dass Elektrolyseure bis in die 30 kW Klasse dieser Dynamik gewachsen sind. Mit weniger als $\Delta T_{Stack} < 2$ °C wirkte sich die Dynamik der Eingangsleistung als Störgröße durch den entwickelten Regelalgorithmus auf die Stacktemperatur aus. Durch die Auslegung lassen sich diese entwickelten Regelalgorithmen auch auf höhere Leistungsklassen adaptieren. Aufheizversuche in den beiden Leistungsklassen von 1,5 kW und 30 kW zeigten eine wesentliche Optimierung der Zeit, die bis zur Betriebsbereitschaft vergeht. Gerade beim Kaltstart war der zeitliche Zugewinn durch die Beaufschlagung an moderaten Stromdichten in Szenario 1 signifikant. Der betriebsbereite Zustand der Elektrolyse, bei dem das Wasserstoffgas mit dem für die Methanisierung erforderlichen Betriebsdruck bereitsteht, der konnte innerhalb 1 Stunde erreicht werden. Alle geforderten Sollwerte und die anschließende Kopplung zur Methanisierung konnten unter diesen Bedingungen nachgewiesen werden. Anhand der durchgeführten Versuche verschiedener Betriebsweisen des Elektrolyseurs wurden ebenfalls kontinuierlich Parameter als Basis für die dynamischen Simulationen erzeugt und der RUB zur Verfügung gestellt.

2.2. METHANISIERUNG

Bearbeitet durch: Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH (ZBT)

HIGHLIGHT BOX: WICHTIGSTE ERKENNTNISSE DES KAPITELS

- Die bestehende Methanisierungsanlage wurde u.a. unter Zuhilfenahme von 3D-CFD-Modellierungen und Modifikationen der Katalysatorschüttung hinsichtlich der erzielbaren Austrittsleistung und Gasqualität optimiert. Durch Absenkung von Temperaturspitzen in der ersten Reaktionsstufe kann nun eine Leistung von $P_{\text{SNG}} = 11,5 \text{ kW}$ unter Einhaltung der Einspeisefähigkeit entsprechend DVGW G260 ($x_{\text{CH}_4} > 98 \%$ bei $\text{H}_2\text{O} < 200 \text{ mg/m}^3$) erreicht werden. Die Start-Up-Dauer wurde auf ca. 15 Min. reduziert.
- Der gekoppelte Betrieb der Methanisierungsanlage innerhalb der PtG-Systemkette hat gezeigt, dass die Dynamik-Anforderungen, die durch typische Profile der Wind und PV-Stromerzeugung auf die H_2 -Erzeugung wirken, ebenso bei der SNG-Produktion erfüllt werden können.
- Schließlich konnten Betriebsdaten zur Validierung der verfahrenstechnischen dynamischen Modellierung (Kapitel 3) sowie Inputdaten für das Scale-up (Kapitel 4) wie z.B. das Anlagenkonzept, konstruktive Detaillösungen und eine Basis-Komponentenrecherche zur Verfügung gestellt werden.

2.2.1. METHANISIERUNGSANLAGE IM LABORMAßSTAB

Im Hauptprojekt des Virtuellen Instituts „Strom zu Gas und Wärme“ wurde am ZBT eine Methanisierungsanlage im Labormaßstab entwickelt, wobei sie als Teil der PtG-Prozesskette bestehend aus einem PEM-Elektrolyseur, einem Methanspeicher und einer Mikro-KWK-Anlage, konzipiert wurde (siehe [1]). Hauptanforderungen für die Entwicklung der Methanisierungsanlage waren eine Produktionsleistung von $10 \text{ kW}_{\text{SNG}}$ und eine Gasbeschaffenheit, die den Anforderungen des DVGW-Regelwerkes G260 [4] entspricht und somit als einspeisefähig eingestuft werden kann. Die Produktgaszusammensetzung hat dabei folgende Kriterien zu erfüllen: $\text{CH}_4 > 95 \%$, $\text{H}_2 < 5 \%$, $\text{CO}_2 < 5 \%$, $\text{H}_2\text{O} < 200 \text{ mg/m}^3$.

Basierend auf diesen Anforderungen wurden Anlagenkonzepte aus der Literatur bewertet. Für die verfahrenstechnische Auslegung wurden die Anzahl der Stufen (2 - 4) sowie die Art der Verschaltung, die teilweise Rezirkulation des Produktgases, die gestufte CO_2 -Dosierung und die Quenche, d.h. Kühlung durch Wasserdampfzufuhr berücksichtigt. Geeignete Konzepte wurden in Aspen Plus® als Prozesssimulationen aufgesetzt, um die mögliche Produktgaszusammensetzung zu ermitteln und Stoff- und Energiebilanzen zu erstellen. Anhand der Ergebnisse wurde schließlich die Umsetzbarkeit der Konzepte als Laboranlage

bewertet. Abbildung 28 zeigt schematisch das ausgewählte Konzept der Methanisierungsanlage im Labormaßstab.

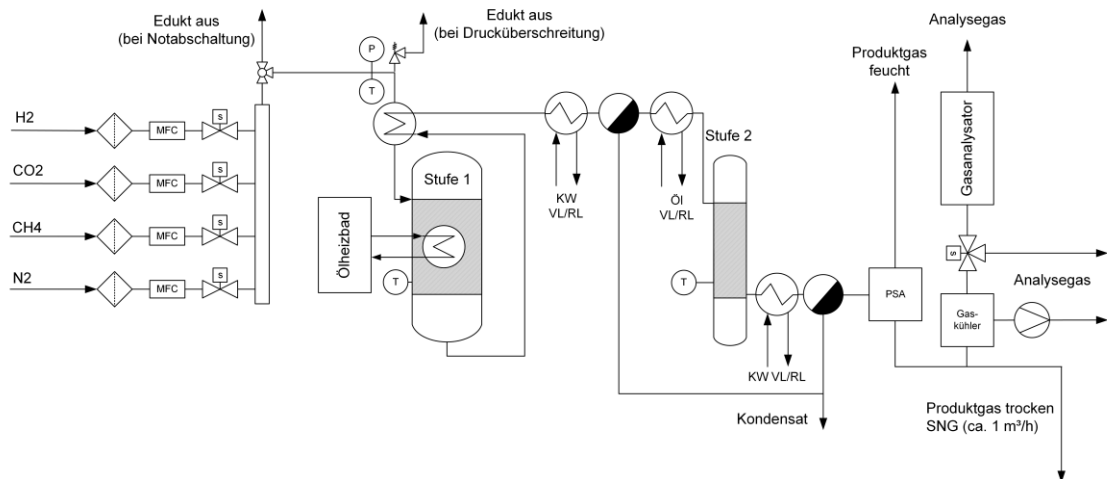
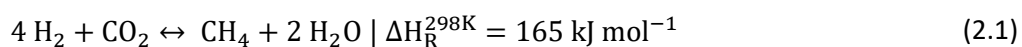


Abbildung 28: Schematisches Fließbild der zweistufigen Methanisierungsanlage

Die Methanisierungsanlage wurde für Betriebsdrücke von bis zu 16 bar ausgelegt. Die zulässige Höchsttemperatur der ersten Reaktorstufe beträgt 650 °C. Im Nennbetriebspunkt beträgt die produzierte SNG-Menge 1 m³/h, was einer Produktionsleistung von etwa 10 kW entspricht. Der Aufbau besteht aus zwei Festbettreaktoren und einer zwischengeschalteten Kondensationsstufe zur Wasserabscheidung. Die erste Reaktionsstufe, in der der Großteil des Umsatzes stattfindet, besteht aus einem isothermen, öltemperierten Rohrbündelreaktor, während die zweite Reaktionsstufe als adiabater Plug-Flow-Reaktor ausgeführt ist.

Der integrierte Ölkreislauf ermöglicht die Temperaturgesteuerte Katalysatorreduktion während der Inbetriebnahme, die Aufheizung des Systems im Kaltstart sowie die Abfuhr der Reaktionswärme zur Kontrolle der exothermen Sabatier-Reaktion (Gleichung 2.1) durch Kühlung der ersten Stufe während des stationären Betriebs.



Nach einer zweiten Kondensationsstufe wird das Produktgas mit Hilfe einer Druckwechseladsorptionsanlage (PSA) weiter getrocknet. Der Restfeuchtegehalt wird mit einem Taupunktsensor gemessen. Die Zusammensetzung des trockenen Produktgases kann über einen Online-Gasanalysator hinsichtlich des Gehaltes an CH₄, H₂, CO₂ und CO am Ausgang jeder Reaktorstufe bestimmt werden. Die wesentlichen Betriebsdaten sind in der Tabelle 4 zusammengestellt, wobei die resultierenden Parameter der im weiteren Verlauf dieses Kapitels beschriebenen Modifikationen darin bereits enthalten sind.

Tabelle 4: Datenblatt der Methanisierungsanlage (inkl. Hardware-Modifikationen)

Parameter	Einheit	Wert
Druckbereich	bar(g)	8 - 16
Temperaturbereich	°C	300 - 650
Katalysator	-	Ni-basiert, zylindrische Pellets ca. 3x3 mm
Raumgeschwindigkeit (GHSV)	h ⁻¹	780 – 5.250
Vol.- Strom Edukt H ₂	l _n /min	12 - 80
Vol.- Strom Edukt CO ₂	l _n /min	3 - 20
Startup-Zeit	min	< 15
Art der Gastrocknung	-	PSA
SNG-Qualität	-	erfüllt Anforderungen nach DVGW G260
Volumenstrom SNG	V _{N,SNG} / m ³ /h	0,18 - 1,2
Austrittsleistung SNG	P _{SNG,th} / kW	1,75 - 11,5

Aufbau der Reaktoren

Der isotherme Rohrbündelreaktor besteht aus 19 Rohren, die mit dem pelletförmigen Katalysatormaterial gefüllt sind, und einem mit Leitblechen versehenen Mantel, durch den das Thermoöl im Gegenstrom fließt. Zur Messung des Temperaturprofils im Reaktor enthält das mittlere Rohr ein Stufen-Thermoelement mit sechs Messpunkten an verschiedenen Positionen entlang des Strömungsweges des Produktgases. Die adiabate Stufe besteht aus einem Einrohr-Plug-Flow-Reaktor. Auch bei diesem Reaktor ist mit einem zentralen Stufen-Thermoelement mit sechs Messpunkten ausgestattet. Weitere Informationen zu den geometrischen Verhältnissen der Reaktoren können der Tabelle 5 entnommen werden.

Tabelle 5: Geometrische Daten der Reaktoren

Parameter	Einheit	Isothermer Reaktor	Adiabater Reaktor
Länge L	m	0,46	0,382
Innendurchmesser D _i	m	0,014	0,036
Wandstärke d _w	m	0,001	0,0032
Anzahl der Rohre n	-	19	1

Abbildung 29 zeigt den Rohrbündelreaktor mit eingefüllten Katalysatorpellets. Es handelt sich um einen Katalysator auf der Basis von Nickel, der im Auslieferungszustand passiviert ist. Durch Reduktion des Ni-Oxids mit H_2 in einer festgelegten Prozedur wird der Katalysator aktiviert. Dabei wird der temperierte Reaktor mit einem H_2/N_2 -Gemisch beaufschlagt, beginnend mit einem geringen Anteil an H_2 . Dieser wird nach einem festgelegten Schema nach und nach erhöht, bis schließlich 100 % Wasserstoff zudosiert werden können.

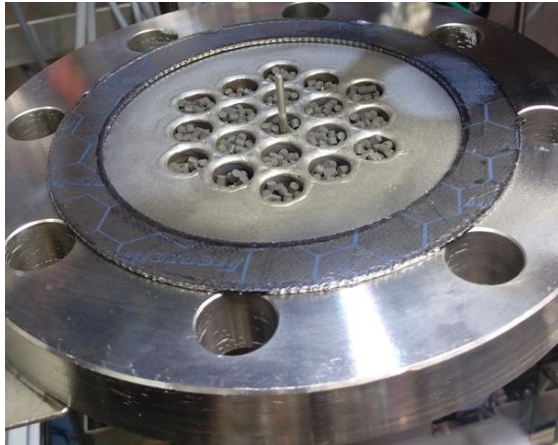


Abbildung 29: Rohrbündelreaktor mit Katalysatorpellets

2.2.2. ERMITTLUNG DER ANLAGENPERFORMANCE UND BETRIEBSGRENZEN

Zu Beginn der experimentellen Versuchsphase wurden im Einzelbetrieb unterschiedliche Betriebsweisen wie z.B. Anfahren, Abfahren, stationärer Betrieb sowie dynamische Lastwechsel der zunächst unveränderten Methanisierungsanlage untersucht. Da ein wesentlicher Teil der experimentellen Untersuchungen der Ermittlung von Messdaten und Parametern für den Aufbau und die Validierung der verfahrenstechnischen Modelle (siehe Kapitel 3.1.2) dienen sollte, wurde gemeinsam mit der RUB ein Versuchsplan entwickelt. Hauptaugenmerk bei Auswahl der Messpunkte und der Versuchsdurchführung lag hierbei insbesondere auf der ersten Reaktorstufe. Durch eine Variation von Betriebsdruck, Eduktzusammensetzung (λ) und Eduktvolumenströmen (Raumgeschwindigkeit / Laststufe) wurden Parametergrenzen ermittelt und bevorzugte Betriebsparameterbereiche vorausgewählt. Beim Ölkreislauf stand die Ermittlung der optimalen Regel-Temperatur im Fokus, um sowohl einen stabilen Dauerbetrieb zu ermöglichen als auch einen guten Umsatzgrad bei gleichzeitig hoher Produktgasqualität zu erzielen.

In einem Druckbereich zwischen 8 und 12 bar(g) konnte für unterschiedliche Laststufen durch Lambdavariation ein Betriebsfenster ermittelt werden, in dem das Produktgas eine ausreichende Qualität zur Erfüllung der DVGW-Einspeiseanforderungen aufweist. Im Rahmen der Lambdavariation wurden darüber hinaus Parameter abseits des optimalen Betriebsbereichs untersucht, da diese Ergebniswerte in besonderer Weise die Validierung des Modells ermöglichen.

Die Steigerung der thermischen Leistung wurde während der Versuche durch schrittweise Anpassung der Laststufe durchgeführt. Jedoch konnte die anvisierte Ausgangsleistung von $10 \text{ kW}_{\text{SNG}}$ zunächst nur kurzzeitig erreicht werden, da die sich dabei einstellende starke Temperaturerhöhung in der Eintrittszone des Katalysators von bis zu 650 °C eine irreversible Schädigung des Katalysators bei Dauerbetrieb hervorgerufen hätte.

Diese wesentlichen Erkenntnisse der ersten Projektphase stellten im weiteren Projektverlauf die Basis für die Hardware-Modifikationen der Anlage dar.

2.2.3. 3D-CFD-MODELLIERUNG STUFE 1

Mit der kommerziellen Software AVL FIRE™ wurde ein dreidimensionales Strömungsmodell des temperierbaren Methanisierungsreaktors (Stufe 1) erstellt, um die Verteilung der Gasströmung im Reaktionsbereich, d. h. in den 19 Reaktorrohren, und die Kühlmittelströmung um die Rohre im Kühlmantel zu berechnen. Hieraus wurden sowohl Parameter zur Bewertung der experimentellen Daten als auch zur Erstellung und Validierung der verfahrenstechnischen Modellierung, die in Kapitel 3.1.2 erfolgt, ermittelt. Darüber hinaus wurden durch die Ergebnisse der CFD-Modellierung Ansätze zur Optimierung sowie zum Scale-up des Reaktors abgeleitet.

Im ersten Schritt erfolgte hierzu eine Aufteilung des Reaktors in die in Abbildung 30 a) dargestellten drei Bereiche Gasraum (rot), Kühlmittelraum (blau) und Feststoffvolumen (gelb) sowie eine Diskretisierung dieser Bereiche mithilfe von Polyeder- und Hexaedergittern für die anschließende Simulation mithilfe der Finite Volumen Methode. Eine detaillierte Schnittansicht des Querschnitts der zentralen Reaktordomänen ist in Abbildung 30 b) zu sehen.

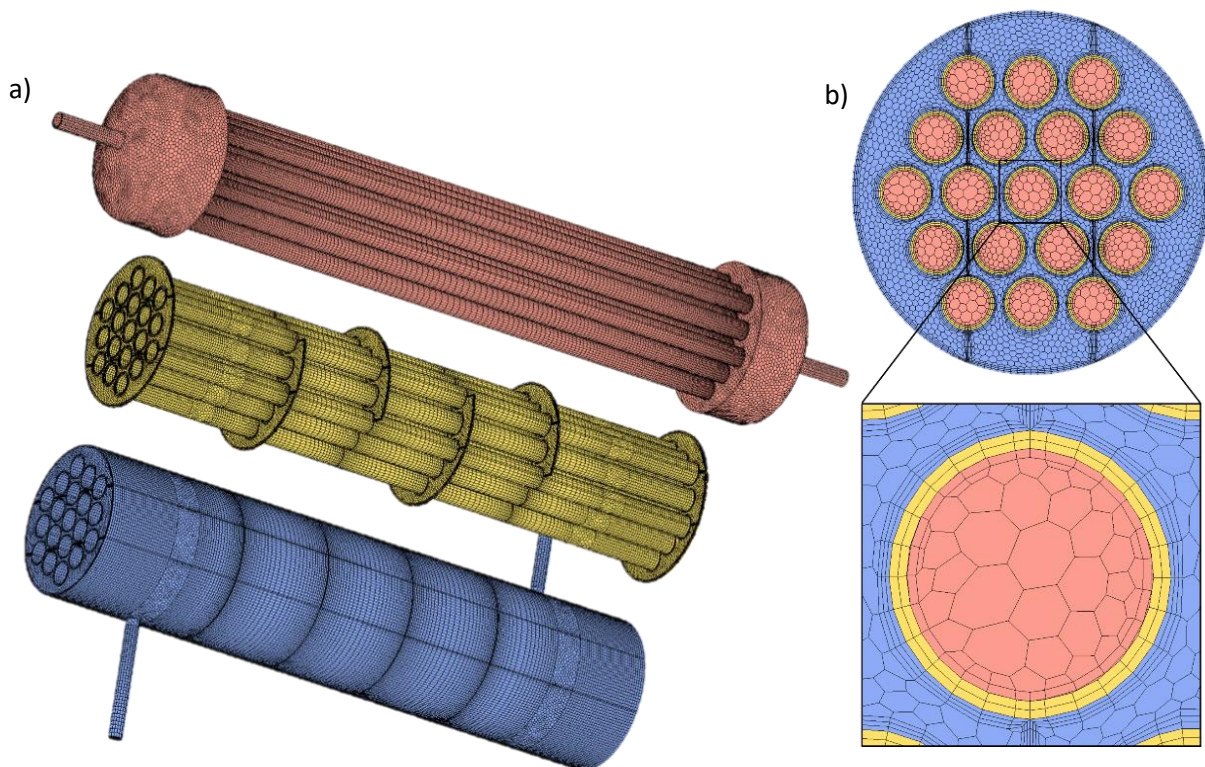


Abbildung 30: Geometrische Bereiche und ihre rechnerische Darstellung für die gekoppelten 3D-CFD-Simulationen: Gasbereich (rot), feste Rohrwände und Leitbleche (gelb) und Kühlmittelbereich (blau)

Die allgemeinen Gleichungen zur Modellierung des dreidimensionalen Impuls-, Wärme- und Stofftransports, die angewandte Diskretisierung und die numerischen Lösungsschemata sind der Dokumentation der Software zu entnehmen [5]. Für die turbulente Strömung wird das $k-\zeta-f$ -Modell nach [6] mit einer hybriden Wandbehandlung verwendet.

Die physikalischen Eigenschaften des Gasgemisches werden durch die resultierende Zusammensetzung und die Berechnungen unter Verwendung der internen Datenbank von AVL FIRE™ bestimmt. Für den Festkörperbereich wird ein Edelstahl mit konstanten Eigenschaften angenommen. Für die Wärmeträgerflüssigkeit auf Basis von Dibenzyltoluol werden aufgrund der geringen Temperaturspanne ebenfalls konstante Eigenschaften angenommen. Weitere Details zu den Materialeigenschaften sind der [7] zu entnehmen.

Zur Abschätzung der Strömungsverteilung innerhalb des Rohrbündels ist es entscheidend, den Druckwiderstand des Katalysatorbetts so genau wie möglich wiederzugeben. Zur Modellierung des Druckabfalls entlang der Rohrachse wurde die Forchheimer-Gleichung [8] verwendet. Die Parameter für das Forchheimer-Modell wurden mithilfe von einer Druckmessung am Reaktor bei reiner Stickstoffdurchströmung ermittelt, wie in Abbildung 31 dargestellt ist. Da die Parameterwerte allein durch die geometrische Konfiguration bestimmt sind, wird davon ausgegangen, dass diese auch für die Gasgemischströmung bei erhöhter Temperatur anwendbar sind.

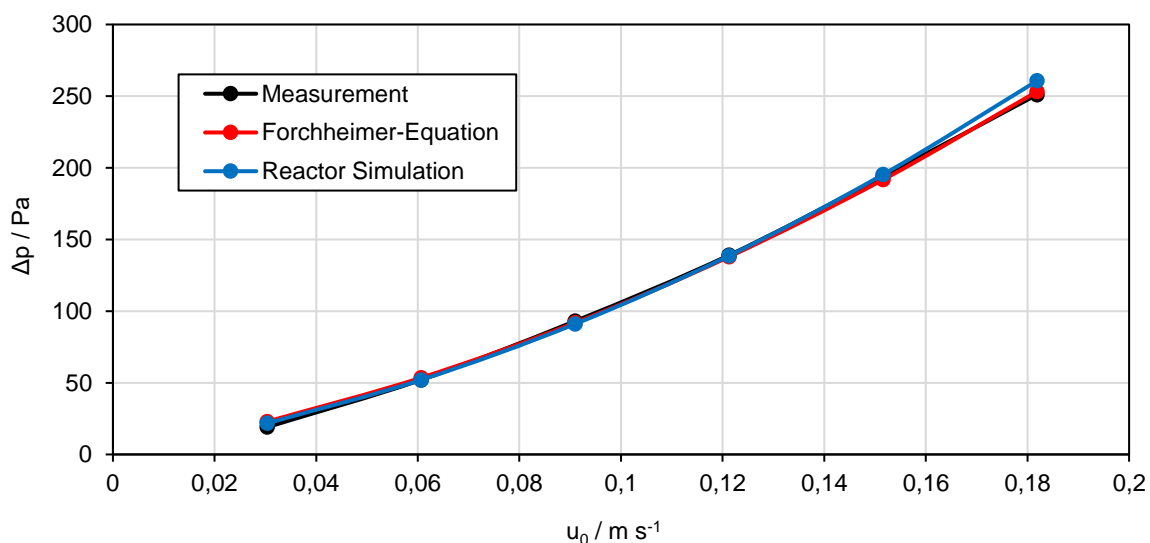


Abbildung 31: Abschätzung des Druckabfalls auf der Grundlage von Messungen (schwarz), rein analytischen Berechnungen (rot) und 3D-CFD-Simulationen unter Anwendung der Forchheimer-Gleichung für die porösen Rohrabchnitte (blau) für die Stickstoffströmung durch den Reaktorgasbereich bei 18,5 °C und atmosphärischem Ausgangsdruck

Um die Strömungsverteilung innerhalb des Rohrbündels zu modellieren und die durch lokal variierende Temperaturen und Zusammensetzungen verursachten Dichteschwankungen zu berücksichtigen, wird vereinfachend ein allgemeiner Arrhenius-Ansatz angewendet. Dieser beschreibt die Oberflächenreaktionsrate innerhalb des porösen Bettes für das 3D-Reaktormodell. Alle Simulationseinstellungen und Randbedingungen sind detailliert in [7] beschrieben.

Die kinetischen Parameter im 3D-Modell wurden so abgeschätzt, dass die Temperatur- und Konzentrationsverläufe annähernd vergleichbar mit den Ergebnissen der 1D-Modellierung sind, siehe Abbildung 32. Abweichungen sind hauptsächlich mithilfe der Unterschiede in den Dimensionen und Detaillierungsgraden zwischen den Modellen zu erklären. Es wird jedoch davon ausgegangen, dass die sich daraus ergebende Temperaturentwicklung und Speziesumwandlung für die vollständige 3D-Simulation des Reaktors hinreichend genau sind, da ihr Hauptzweck in der Abschätzung der Strömungsverteilung besteht.

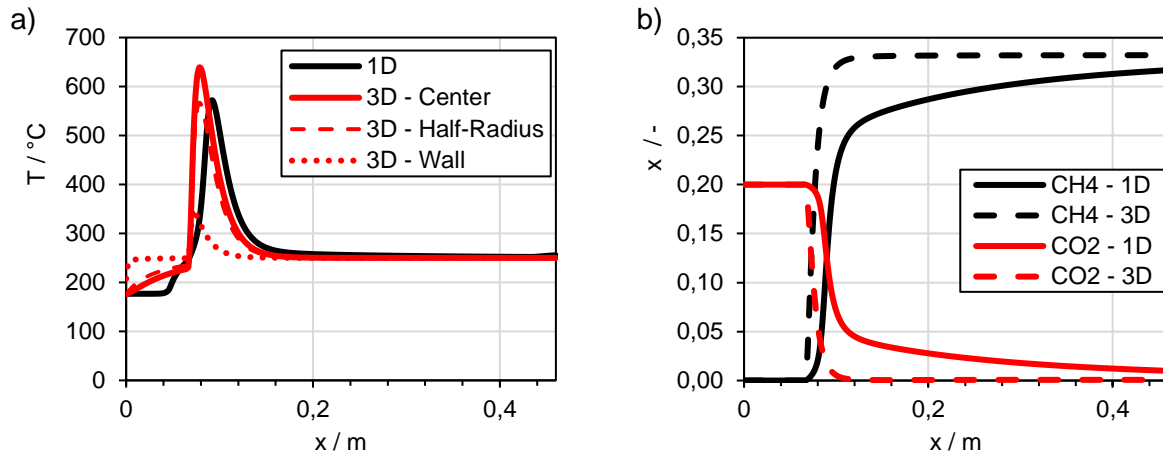


Abbildung 32: Vergleich von 3D- und 1D-Simulationen für ein einzelnes Reaktorrohr: a) Temperaturprofile in der Rohrmittelpunkt (durchgezogen), auf halbem Rohrradius (gestrichelt) und an der Rohrwand (gepunktet) b) Entwicklung der Spezies entlang der Mittelachse

Das vollständig gekoppelte 3D-CFD-Modell des Methanisierungsreaktors wurde für den 100 % Lastfall simuliert. Abbildung 33 zeigt die Temperaturverteilung an den Grenzflächen zwischen den drei Bereichen.

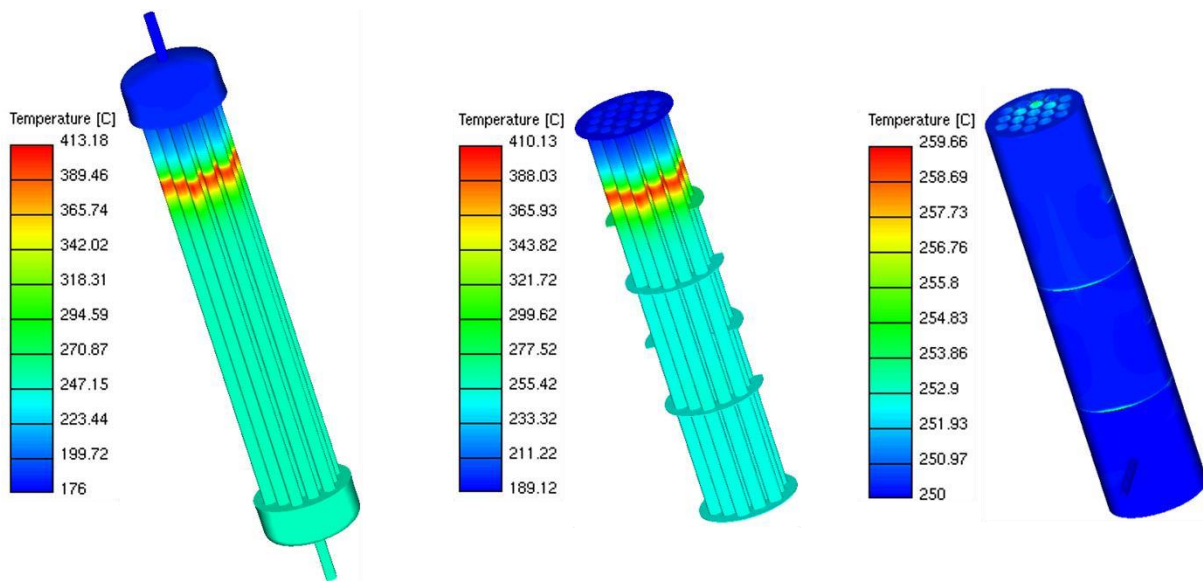


Abbildung 33: Verteilung der Oberflächentemperaturen an der Schnittstelle der drei Bereiche: Gasbereich (links), feste Rohrwände und Leitbleche (Mitte) und Kühlmittelbereich (rechts)

Es wurden die Massenströme der Reaktanden und die gemittelten Wärmeübergangskoeffizienten an den Rohrwänden für jedes der 19 Einzelrohre bestimmt. In Abbildung 34 sind die Abweichungen vom durchschnittlichen Massenstrom für jedes Rohr auf der linken Ordinate (schwarz) dargestellt, während die Abweichungen vom durchschnittlichen Wärmeübergangskoeffizienten auf der rechten Ordinate (rot) zu sehen sind. Für den Massendurchsatz wird lediglich am mittleren Rohr eine nennenswerte Abweichung festgestellt, was auf seine konzentrische Position relativ zum Haupteinlass des Reaktors zurückzuführen ist. Die Strömungsverteilung wird insgesamt als sehr homogen bewertet. Für den Wärmeübergang sind höhere Abweichungen von bis zu 20 % zu beobachten, am mittleren Rohr beträgt die Abweichung jedoch nur ca. 1 % vom globalen Mittelwert, sodass dieses Rohr als repräsentativ für den gesamten Reaktor gewertet wird. Entsprechend dieser Ergebnisse können die reduzierten Modelle (1D und 2D) für das mittlere Rohr die Gesamtleistung des Reaktors gut abbilden. Ebenso wird geschlossen, dass die Ergebnisse weiterer Sensitivitätsanalysen mit den reduzierten Modellen mit guter Annäherung auf den gesamten Reaktor übertragen werden können.

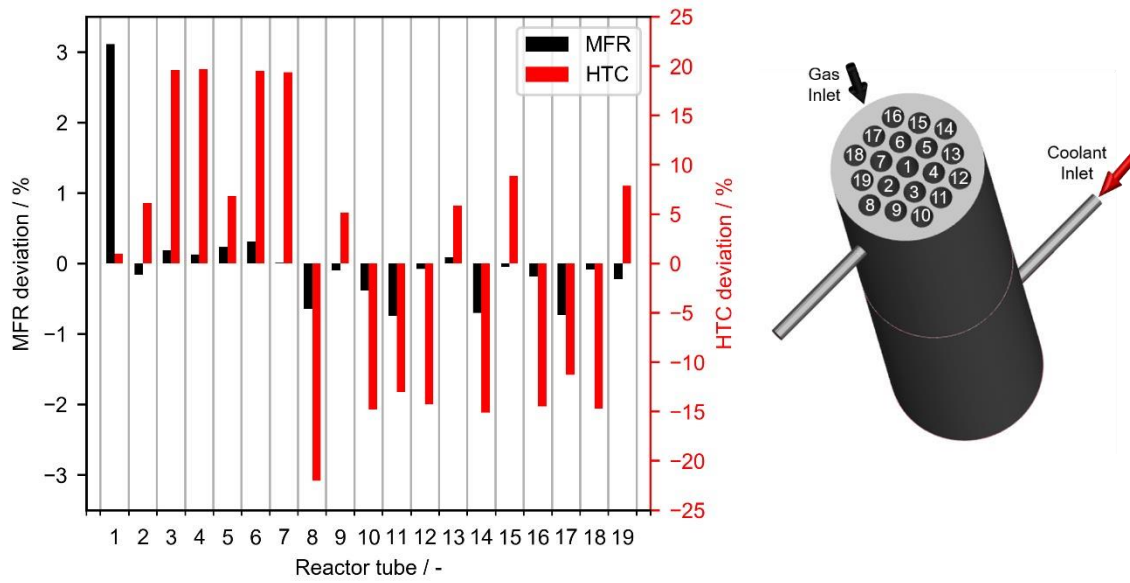


Abbildung 34: Abweichungen vom mittleren Rohrmassenstrom (links, schwarz) und vom mittleren Wärmeübergangskoeffizient (links, rot) für jedes der 19 Reaktorrohre entsprechend der rechten Abbildung

2.2.4. MODIFIKATIONEN ZUR ANLAGENOPTIMIERUNG

Mit den Erkenntnissen aus dem experimentellen Betrieb der Methanisierungsanlage sowie unter Berücksichtigung der ersten Modellierungsergebnisse (verfahrenstechnisch und CFD) wurden während der Projektlaufzeit in unterschiedlichen Anlagenteilen Modifikationen vorgenommen. Die wichtigsten Ziele hierbei waren zum einen die Absenkung der Maximaltemperaturen in der Katalysatorschüttung, um die voraussichtliche Lebensdauer des Katalysators zu verbessern, wobei die Nennleistung mindestens beibehalten werden sollte, und zum anderen die Verbesserung der Produktgasqualität durch die Maximierung des CH_4 -Gehaltes und Minimierung der Restfeuchte.

Die wesentlichen durchgeführten Modifikationen werden im Folgenden nach Anlagenteil gegliedert beschrieben.

Reaktoren

Eine frühe Erkenntnis aus der ersten Projektphase war, dass die anvisierte Zielleistung von $10 \text{ kW}_{\text{SNG}}$ unter Einhaltung einer empfohlenen Maximaltemperatur von 550 °C für das Katalysatormaterial aufgrund der starken exothermen Reaktion lokal nicht erreicht werden konnte. Daher wurde zunächst die erlaubte Maximaltemperatur innerhalb der Katalysatorschüttung der ersten Stufe auf die zulässige Auslegungstemperatur des Reaktorwerkstoffes $T_{\text{max}} = 650 \text{ °C}$ erhöht, um weitere Erkenntnisse zu sammeln. Eine mögliche Desaktivierung wurde in Kauf genommen. Im weiteren Projektverlauf wurden nach Abschluss der einzelnen experimentellen Versuchsphasen Modifikationen an der Katalysatorkonfiguration vorgenommen, mit dem Ziel, die Maximaltemperaturen nachhaltig zu reduzieren. Auf Basis der Voruntersuchungen am Katalysatorteststand (siehe Kapitel 4.3) erfolgte stufenweise eine Reduzierung des Anteils an aktivem Katalysatormaterial. Gleichzeitig wurde der Anteil an sog. Blindschüttung erhöht und somit die Katalysatorschüttung wurde verdünnt.

In der letzten Projektphase konnte schließlich eine Konfiguration identifiziert werden, bei der durch abschnittsweise Mischung von Blindschüttung und aktivem Katalysatormaterial in unterschiedlichen Verhältnissen der Verlust an aktivem Katalysatormaterial in der ersten Reaktionsstufe gegenüber der ursprünglichen Konfiguration in Bezug auf die Anlagenleistung kompensiert werden konnte (siehe Abbildung 35).

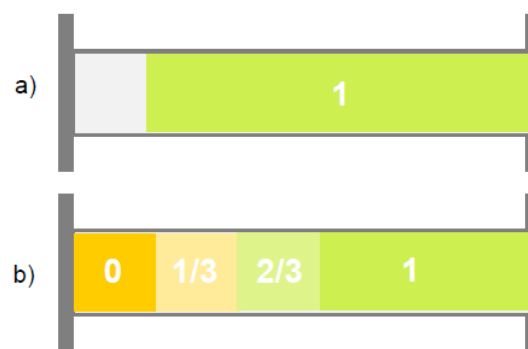


Abbildung 35: Katalysatorkonfiguration vor a) und nach Modifikation b) [9]

Der so ausgestattete Reaktor zeigte ein deutlich besseres Betriebsverhalten, insbesondere eine deutliche Reduzierung der gemessenen Maximaltemperaturen, so dass die Austrittsleistung auf über $11 \text{ kW}_{\text{SNG}}$ bei gleichzeitiger Einhaltung einer maximalen Katalysatortemperatur von 550 °C erhöht werden konnte (siehe Kapitel 2.2.5).

Die zweite Reaktionsstufe wurde um eine Möglichkeit zur elektrischen Vorheizung ergänzt, um ein schnelleres Aufheizen zu ermöglichen. Weitere Modifikationen wurden nicht vorgenommen.

CO₂-Dosierung

In der ersten Projektphase konnte beobachtet werden, dass sich die CO₂-Dosierung sehr sensitiv im Hinblick auf Schwankungen des anliegenden Vordrucks zeigte. Je nach Witterungslage und Abnahmemenge schwankte der Vordruck des aus dem Außenlager zur Verfügung gestellten CO₂ um bis zu 2 bar. Im Experiment zeigte sich, dass dies die Genauigkeit der Dosierung erheblich beeinflusste und die Stöchiometrie abhängig vom Lastzustand nur unzufriedenstellend eingestellt werden konnte. Durch den Einbau eines zusätzlichen Druckminderers und eines Drucktransmitters zur Kontrolle des Drucks in der Versorgungsleitung konnten zwar erste Verbesserungen erzielt werden, jedoch erwies sich die Genauigkeit der Dosierung und somit auch die Produktgasqualität je nach Last nach wie vor als optimierungsbedürftig.

Nachdem die Problematik durch Versuchsreihen reproduziert und genauer beschrieben werden konnte, erfolgten Diskussionen zur Lösungsfindung mit Anbietern von MFC. Es folgten Versuchsreihen mit einigen optimierten Varianten von MFC. Schließlich konnte durch die Beschaffung eines MFC nach dem Coriolis-Messprinzip eine zufriedenstellende Lösung für dieses Problem gefunden werden. Durch das andere Messprinzip wies der Coriolis-Regler gegenüber Standardgeräten eine deutlich höhere Genauigkeit über den gesamten Betriebsbereich auf und zeigte sich unempfindlich gegenüber Vordruckschwankungen.

Durch den zusätzlichen MFC konnte außerdem ein weiterer Ansatz zur besseren Temperaturkontrolle untersucht werden. Durch den Einbau des zweiten CO₂-MFC und einer Strecke zur direkten Versorgung der zweiten Reaktionsstufe an der Versuchsanlage konnte eine Verteilung der CO₂-Dosierung auf die beiden vorhandenen Reaktorstufen im praktischen Versuch durchgeführt werden (CO₂-Split). Da somit weniger CO₂ auf die erste Stufe geführt wurde, sank dort die Spitzentemperatur ab. Die direkt auf die zweite Stufe dosierbare Menge wurde hierbei durch das erlaubte Temperaturmaximum in dieser Stufe begrenzt. Da diese Stufe jedoch über keine Möglichkeit zur Kühlung verfügte, konnte nur ein kleiner Teilstrom auf diese Stufe geführt werden, ohne zu einer Überhitzung zu führen. Die dadurch erzielte Temperaturabsenkung in der ersten Stufe erwies sich leider als so gering, dass der Lösungsansatz der gestuften CO₂-Zufuhr für das ausgewählte Konzept aus der Kopplung eines Isothermen mit einem adiabaten Reaktor nicht weiterverfolgt wurde.

Gastrocknung

Aufgrund mangelnder Verfügbarkeit am Markt, konnte für die Trocknung des Produktgases nicht auf ein Produkt eines etablierten Herstellers zurückgegriffen werden. Der geringe Volumenstrom von ca. 1 m³/h und insbesondere der Einsatz von Gasen aus der Fluidgruppe 1 (entzündbare Gase) stellte ein Hindernis dar und machte auch eine Adaption von kleinen Trocknungsanlagen aus der Drucklufttechnik unmöglich.

Eine im Rahmen des Hauptprojektes durchgeführte Recherche hatte jedoch ergeben, dass die Trocknung mittels Druckwechseladsorption (englisch Pressure Swing Adsorption, PSA) eine gute Möglichkeit darstellt, die angestrebten Restfeuchten im Produktgas zu erreichen. Um dies zu untersuchen, wurde zunächst eine zweistufige PSA mit manueller Umschaltung aufgebaut. Nach ersten positiven Betriebserfahrungen wurde diese im Laufe der Projektzeit durch eine automatisierte Einheit ersetzt. Hierzu wurden die manuell zu bedienenden Bauteile wie z.B. Kugelhähne durch elektrische Komponenten wie Magnetventile ersetzt, die Sensorik um zusätzliche Druckmessstellen erweitert und die Strömungsführung modifiziert. Um die Restfeuchte des Produktgases präziser bestimmen zu können, wurde zunächst ein

zusätzlicher Taupunktfühler mit höherer Empfindlichkeit installiert. Anschließend wurde mittels LabVIEW® eine automatisierte Steuerung der Trocknungseinheit programmiert. Hierdurch und durch eine geänderte Betriebsführung der Trocknungseinheit konnte eine verbesserte Ausnutzung des Trocknungsmaterials erzielt werden und somit die Betriebsdauer bis zum Erreichen der maximalen Restfeuchte im Laufe von Einfahrversuchen und in Abhängigkeit der Anlagenleistung von wenigen Minuten auf mehrere Stunden erhöht werden.

Ölkreislauf

Da sich die Öltemperierung zu Betriebsbeginn, insbesondere hinsichtlich des Kühlvermögens des Reaktors, als nicht zufriedenstellend darstellte, wurden die eingesetzte Öltemperier- und Fördereinheit zunächst überarbeitet sowie die Kreisläufe für Thermoöl und Kühlwasser hinsichtlich der Strömungsführung verbessert. Zusätzlich wurde eine Druckmessstelle in den Ölkreislauf integriert. Damit wurde einerseits die Möglichkeit geschaffen, über die Pumpenkennlinie den Volumenstrom im Ölkreislauf abzuschätzen und andererseits konnte die Stabilität der Ölförderung bzw. auftretende Druckschwankungen beobachtet werden. Letztere konnten insbesondere bei hohen Laststufen und Öltemperaturen oberhalb von 260 °C beobachtet werden. Zusätzlich zeigte sich, dass die Einhaltung der gewünschten Regeltemperatur unter diesen Bedingungen ebenfalls nicht mehr zuverlässig funktionierte. Da mit steigender Versuchsdauer eine Zunahme der Druckschwankungen begleitet durch auffällige Geräuschbildung innerhalb der Öltemperier- und Fördereinheit beobachtet wurde, wurde von einem Langzeitbetrieb mit diesem Aggregat Abstand genommen. Stattdessen wurde eine neue Einheit mit höherer Heiz- sowie Kühlleistung sowie fortschrittlicher Regelelektronik beschafft. Nach dieser Modifikation wurden die oben genannten Probleme nicht mehr beobachtet. Eine weitere positive Folge war die erhebliche Verkürzung der Kaltstartzeit. Diese konnte durch die höhere Heizleistung um ca. 50 % auf ca. 15 Minuten verkürzt werden (siehe Abbildung 36), was eine erhebliche Verbesserung hinsichtlich der flexiblen Nutzung der Methanisierungsanlage innerhalb einer PtG-Prozesskette darstellt.

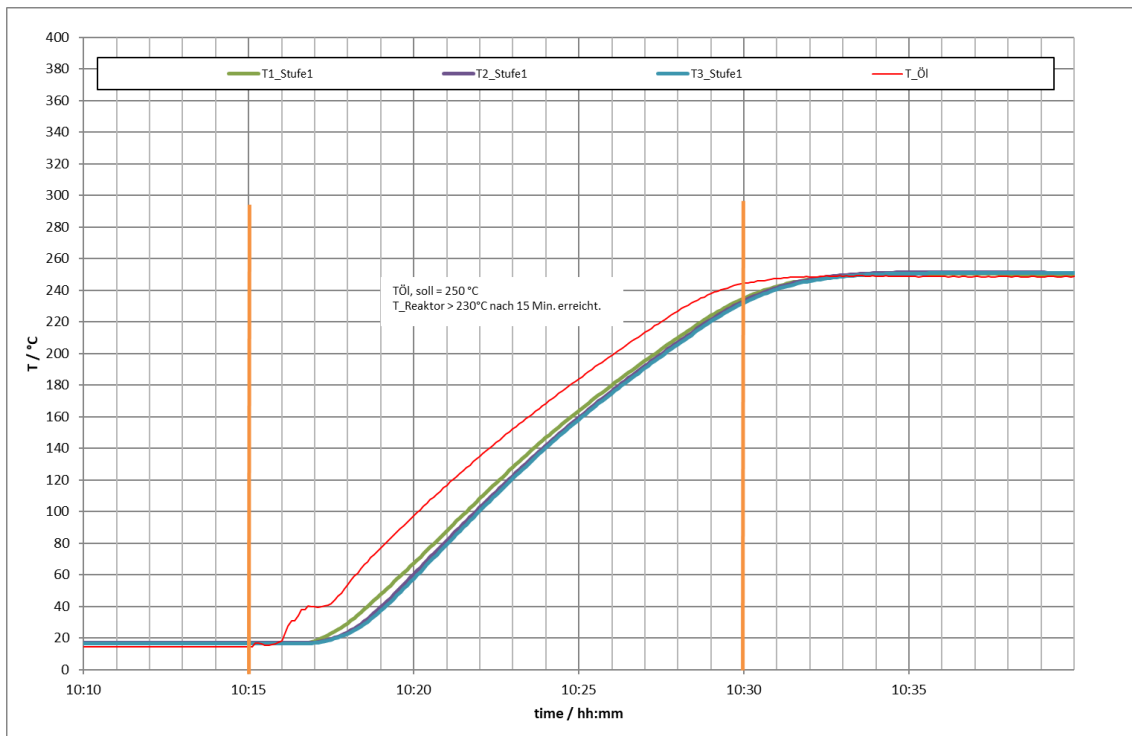


Abbildung 36: Aufheizzeit aus Kaltstart, Temperaturentwicklung im Reaktor Stufe 1

2.2.5. ERMITTLUNG DER ANLAGENPERFORMANCE NACH MODIFIKATION

Der folgende Abschnitt gibt einen Einblick in das resultierende Betriebsverhalten der Methanisierungsanlage nach Abschluss der Hardwaremodifikationen.

Auch für die modifizierte Anlage wurde in Abstimmung mit der RUB ein Messprogramm erstellt und abgefahren, dessen Versuchsergebnisse in der dortigen Modellvalidierung berücksichtigt wurde. Ein typischer zeitlicher Verlauf eines solchen Versuchs nach Abschluss der Hardwaremodifikation ist in Abbildung 37 dargestellt. Bei einem konstanten Druck von 12 bar(g) (gestrichelte schwarze Linie) wird ein Lastprofil zwischen einer GHSV von 1.000 und 5.000 h⁻¹ gefahren.

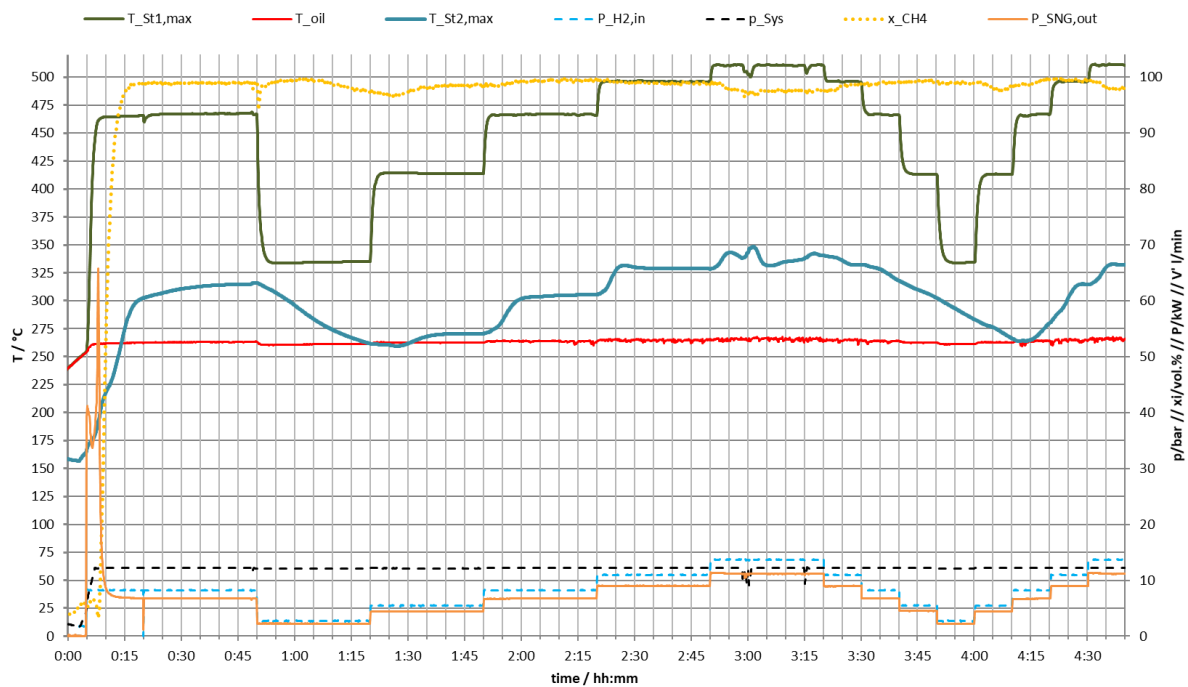


Abbildung 37: Zeitlicher Verlauf zentraler Anlagenparameter bei Variation der Laststufe nach Hardwaremodifikationen

Der CH₄-Gehalt im trockenen Produktgas (gelb) am Austritt der Methanisierungsanlage liegt während der gesamten Versuchsdauer über 95 %. Die höchsten gemessenen Temperaturen in der ersten Reaktorstufe liegen dabei zwischen 334 °C und 511 °C (grün). Dass diese Temperaturen so niedrig sind, bestätigt den Effekt der Verdünnung der Katalysatorschüttung. In der zweiten Stufe ist die gemessene Maximaltemperatur deutlich niedriger. Sie liegt in einem Bereich zwischen 245 °C und 354 °C. Die Öltemperatur am Austritt der ersten Stufe verändert sich nur geringfügig und liegt zwischen ca. 261 °C und 264 °C (rot).

Im unteren Bereich des Diagramms sind die Ein- und Austrittsleistungen dargestellt. P_{H₂,in} (hellblau) ist die thermische Leistung nach Gleichung 2.2 es eintretenden H₂-Stroms.

$$P_{H_2,e} = \dot{V}_{H_2,e} \cdot H_{i,H_2} \quad (2.2)$$

Sie liegt zwischen etwa 2,7 und 13,7 kW. Unter Mitberücksichtigung des verbleibenden H₂-Anteils beträgt die thermische Leistung des SNG-Stroms am Austritt (orange) nach Gleichung 2.3 etwa 2,2 bis 11,1 kW.

$$P_{SNG,a} = \dot{V}_{CH_4,aus} \cdot H_{i,CH_4} + \dot{V}_{H_2,a} \cdot H_{i,H_2} \quad (2.3)$$

Der Wirkungsgrad η_{th,CH_4} bezogen auf die Umwandlung von H₂ zu CH₄ kann folgendermaßen definiert werden:

$$\eta_{th,CH_4} = \frac{P_{CH_4,a}}{P_{H_2,e}} \quad (2.4)$$

Abbildung 38 verdeutlicht zusammengefasst den Leistungsbereich der Methanisierungsanlage nach Abschluss der Hardwaremodifikationen. Für jeweils stationäre Betriebszustände liegt der CH₄-Anteil im trocknen Produktgas bei einer Variation der GHSV zwischen 1.000 und 5.000 h⁻¹ stets über 97 %, während die Anteile von CO₂ und H₂ hier kleiner als 2,7 % bzw. 1 % sind. Der erzielte Wassergehalt im Produktgas konnte hierbei stets unterhalb von 200 mg/m³ gemessen werden.

Die Anforderungen aus dem DVGW-Regelwerk G260 bezüglich der Produktgasqualität konnten somit eingehalten werden. Der Wirkungsgrad nach Gleichung 2.4 liegt zwischen 81,2 und 82,1 %. Elektrische Verbräuche peripherer Komponenten sowie der Bedarf an Spül-Gas zur Regeneration der Trocknung sind hierbei nicht berücksichtigt.

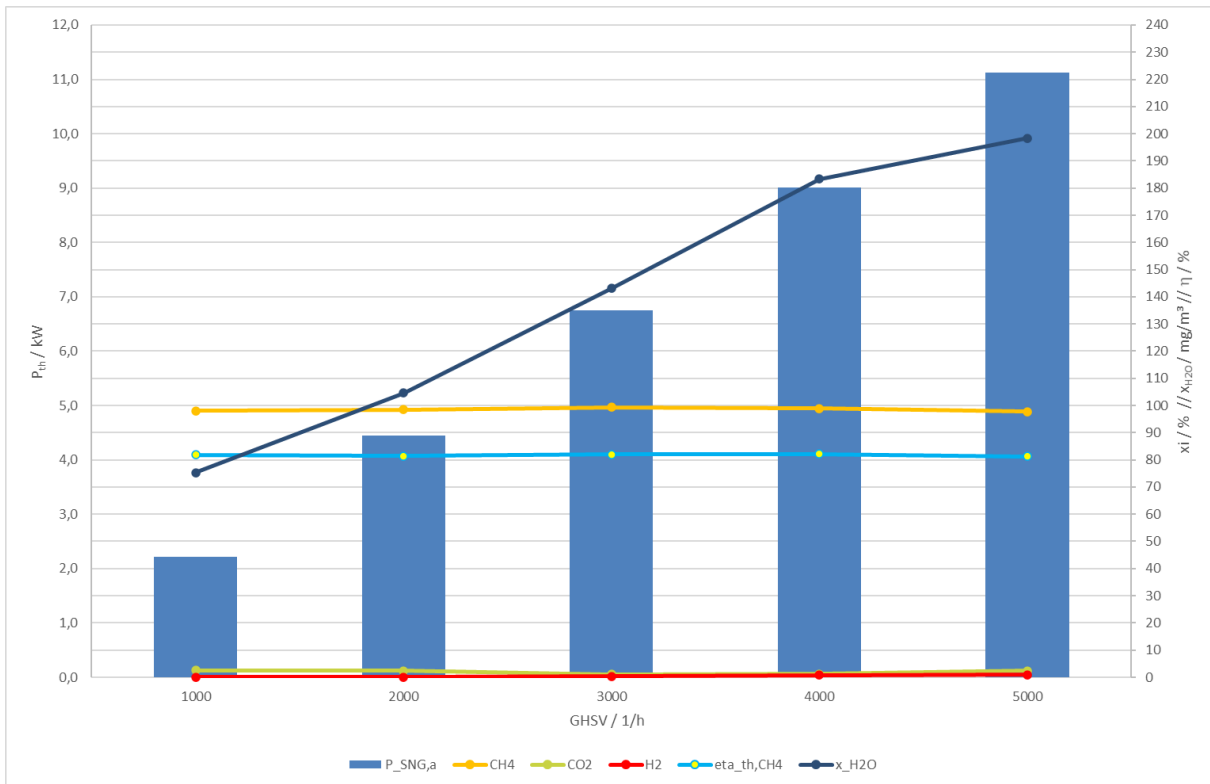


Abbildung 38: Leistungsbereich, Produktgaszusammensetzung der Methanisierungsanlage bei 12 bar (g)

Da die Maximaltemperatur noch unterhalb der Grenze von 550 °C für den Katalysator liegt (siehe Abbildung 37) und die Gasqualität die Anforderungen nach DVGW erfüllt (Abbildung 38), deutet es sich an, dass eine weitere Anhebung der Leistung mit dieser Anlagenkonfiguration möglich ist. Die in der errichteten Demonstrationsanlage installierte Medienversorgung konnte jedoch keine höhere Menge an Wasserstoff bereitstellen, so dass die GHSV nicht wesentlich weiter gesteigert werden konnte. Das Maximum der SNG-Ausgangsleistung lag für den vorhandenen Aufbau bei ca. 11,5 kW.

2.3. BETRIEBSERGEBNISSE DER KWK-ANLAGE ZUR RÜCKVERSTROMUNG

Bearbeitet durch: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI)

KWK-Anlagen machen sich das Prinzip der Kraft-Wärme-Kopplung zu Nutze und ermöglichen so die Nutzung von Abwärme bei gleichzeitiger Erzeugung von elektrischer Energie aus Brennstoffen. Innerhalb der Versuchsplattform wird zur Rückverstromung des von der Methanisierung erzeugten SNG eine KWK-Anlage genutzt. Bedingt durch die Nutzung der Abwärme und damit geringeren Wärmeverlusten können durch das Prinzip der Kraft-Wärme-Kopplung höhere Wirkungsgrade erreicht werden im Vergleich zur reinen Erzeugung von elektrischer Energie aus Brennstoffen. [10]. Dezentral genutzte KWK-Anlagen mit einer Leistung von unter $50 \text{ kW}_{\text{el}}$ können nach ihrer elektrischen Leistung eingeteilt werden. Diese Art von Anlagen werden häufig auch als Blockheizkraftwerk (BHKW) bezeichnet. Eine einheitliche Bezeichnung der Leistungsklassen existiert nicht. Häufig wird jedoch zwischen Nano-, Mikro- und Mini-KWK-Anlagen unterschieden. Die kleinsten Anlagen liegen in einem Leistungsbereich von 1 bis $2,5 \text{ kW}_{\text{el}}$ und werden als Nano-KWK-Anlagen bezeichnet. Mikro-KWK-Anlagen sind Leistungen zwischen $2,5$ und $20 \text{ kW}_{\text{el}}$ zuzuordnen. Unter dem Begriff Mini-KWK werden Anlagen mit Leistungen von 20 bis $50 \text{ kW}_{\text{el}}$ verstanden. [11]

Beim Betrieb einer KWK-Anlage wird zwischen einem wärmegeführten und einem stromgeführten Betrieb unterschieden. Die Führungsgröße beim wärmeorientierten Betrieb ist der Wärmebedarf des zu versorgenden Objekts. Wird der Wärmebedarf nicht durch die thermische Leistung der Anlage gedeckt, kann ein zusätzlicher Brenner (Spitzenlastkessel) zum Einsatz kommen. Der dabei entstehende Strom ist das Nebenprodukt. Fehlender Strom wird aus dem Stromnetz bezogen bzw. überschüssiger Strom eingespeist. Beim stromgeführten Betrieb ist die Führungsgröße der Strombedarf des zu versorgenden Objekts. Bei einem Strombedarf oberhalb der elektrischen Leistung der Anlage wird zusätzlich Strom aus dem Stromnetz bezogen, um die Differenz zwischen Stromerzeugung und Bedarf zu decken. Eine Einspeisung von Strom findet bei dieser Betriebsweise nicht statt. Die entstehende Wärme kann in einem Wärmespeicher gespeichert oder direkt genutzt werden. [10], [12].

Abbildung 39 zeigt das Funktionsprinzip einer KWK-Anlage. Die meisten KWK-Anlagen werden mit einem Verbrennungsmotor betrieben. Mithilfe des Motors wird Erdgas verbrannt. Die mechanische Leistung des Motors wird durch einen Generator in Strom umgewandelt. Dieser kann entweder direkt genutzt, in das Stromnetz eingespeist oder mithilfe eines Speichers gespeichert werden. Die bei der Verbrennung entstehende Wärme aus der Motorkühlung und dem Abgas wird über einen Kühlkreislauf abgeführt. Über einen Wärmetauscher kann die Wärme dann direkt für die Gebäudebeheizung genutzt oder mithilfe eines Wärmespeichers speicherbar gemacht werden. Als Motor können dabei klassische Ottomotoren genutzt werden. Es existieren auch Umsetzungen mit Stirlingmotoren und Mikrogasturbinen. [11, 13]

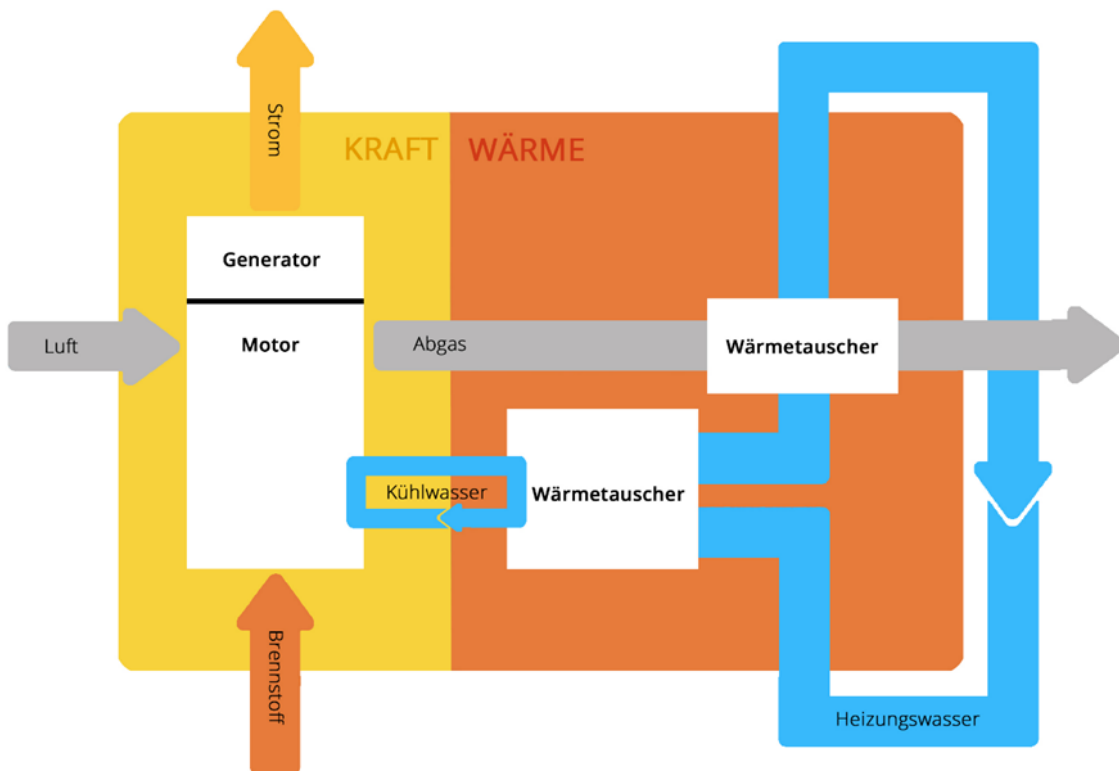


Abbildung 39: Funktionsprinzip einer KWK-Anlage mit Verbrennungsmotor. [14]

Der Gesamtwirkungsgrad einer KWK-Anlage teilt sich in einen elektrischen und einen thermischen Wirkungsgrad auf. Der thermische Wirkungsgrad beschreibt dabei das Verhältnis der thermischen Wärmeleistung zur Wärmeleistung des eingesetzten Brennstoffs. Der elektrische Wirkungsgrad beschreibt das Verhältnis der abgegebenen elektrischen Leistung zur Wärmeleistung des Brennstoffs. Der Gesamtwirkungsgrad ist die Summe aus elektrischem und thermischem Wirkungsgrad. [12]

$$\eta_{el,KWK} = \frac{P_{el,ab}}{\dot{Q}_{Brennstoff}} \quad \text{bzw.} \quad \eta_{th,KWK} = \frac{P_{th,ab}}{\dot{Q}_{Brennstoff}} \quad (2.5)$$

$$\eta_{ges,KWK} = \frac{P_{el,ab} + P_{th,ab}}{\dot{Q}_{Brennstoff}} \quad (2.6)$$

Versuchsanlage

Bei der KWK-Anlage der Versuchsanlage handelt es sich um eine Anlage der Firma Vaillant vom Typ *ecopower 3.0*. Die Anlage kann im Erdgasbetrieb Leistungen zwischen $6,9 \text{ kW}_{\text{th}}$ und $12,0 \text{ kW}_{\text{th}}$ aufnehmen. Die ausgegebene elektrische Leistung variiert dabei laut Datenblatt zwischen $1,5 \text{ kW}_{\text{el}}$ und $3,0 \text{ kW}_{\text{el}}$. Die thermische Ausgangleistung liegt im Bereich von $4,7 \text{ kW}_{\text{th}}$ bis $8,0 \text{ kW}_{\text{th}}$. Über einen Wasserkreislauf ist die KWK-Anlage mit einem Warmwasserspeicher verbunden. Die maximale Vorlauftemperatur der KWK-Anlage liegt bei $75 \text{ }^\circ\text{C}$. Der Wärmespeicher ist ein Heizwasserpufferspeicher der Firma Viessmann. Es handelt sich um einen Vitocell 340-M des Typs SVKA. Das Speichervolumen beträgt 400 Liter. Auf der Verbraucherseite des Wärmespeichers ist dieser über einen weiteren Wasserkreislauf mit einem Plattenwärmetauscher verbunden. Über den Wärmetauscher ist es möglich den Speicher zu kühlen. Dadurch wird ein Wärmeverbraucher simuliert. Das Gesamtsystem, bestehend aus KWK-Anlage, Heizwasserpufferspeicher und Wärmetauscher ist in **Abbildung 40** zu sehen.

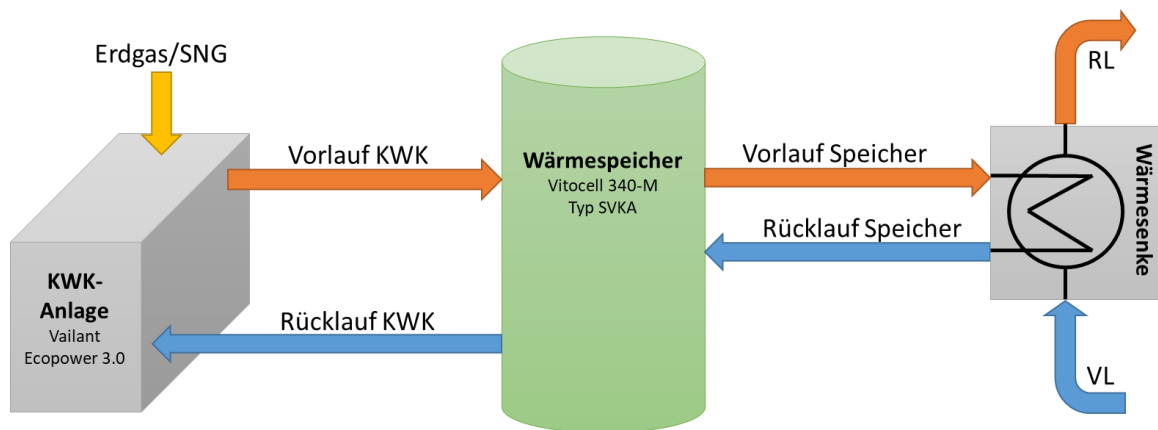


Abbildung 40: Schematische Darstellung des KWK-Systems. Vereinfachte Darstellung des Systems, bestehend aus KWK-Anlage, Wärmespeicher und Wärmesenke.

Zur Regelung des Systems sind sowohl im verbraucherseitigen Wasserkreislauf des Wärmespeichers als auch im Kühlkreislauf des Plattenwärmetauscher Volumenstromregler verbaut. Über magnetische Stellventile kann so der Volumenstrom angepasst werden. Ebenfalls sind sowohl in Vor- als auch in Rücklauf des Wärmespeichers Temperaturfühler verbaut. Mit diesen Pt100 Fühlern kann die Temperatur vor und nach dem Wärmetauscher ermittelt werden. Mithilfe der Temperaturdifferenz zwischen Vor- und Rücklauf und dem Volumenstrom im Wasserkreislauf kann die Kühlleistung des Wärmetauschers ermittelt werden. Über eine Anpassung des Durchflusses kann die Kühlleistung geregelt werden. An weiteren Stellen der Laboranlage sind Durchflussmessgeräte und Temperatursensoren verbaut. Für die Durchflussmessgeräte sind ausreichende Ein- und Ausflusslängen vorgesehen, sodass die Messungen nicht durch Verwirbelungen beeinflusst werden. Die Messdaten werden über ein Messdatenerfassungs- und Steuerungssystem kontinuierlich an einen PC übertragen. Über eine Benutzeroberfläche können auf diese Weise Messdaten ausgelesen, gespeichert und dargestellt werden. Außerdem ist es möglich Führungsgrößen zu modifizieren und auf somit die Regelung zu beeinflussen. Die Benutzeroberfläche ist in **Abbildung 41** zu sehen. In dieser sind sämtliche messbaren und veränderbaren Parameter dargestellt.

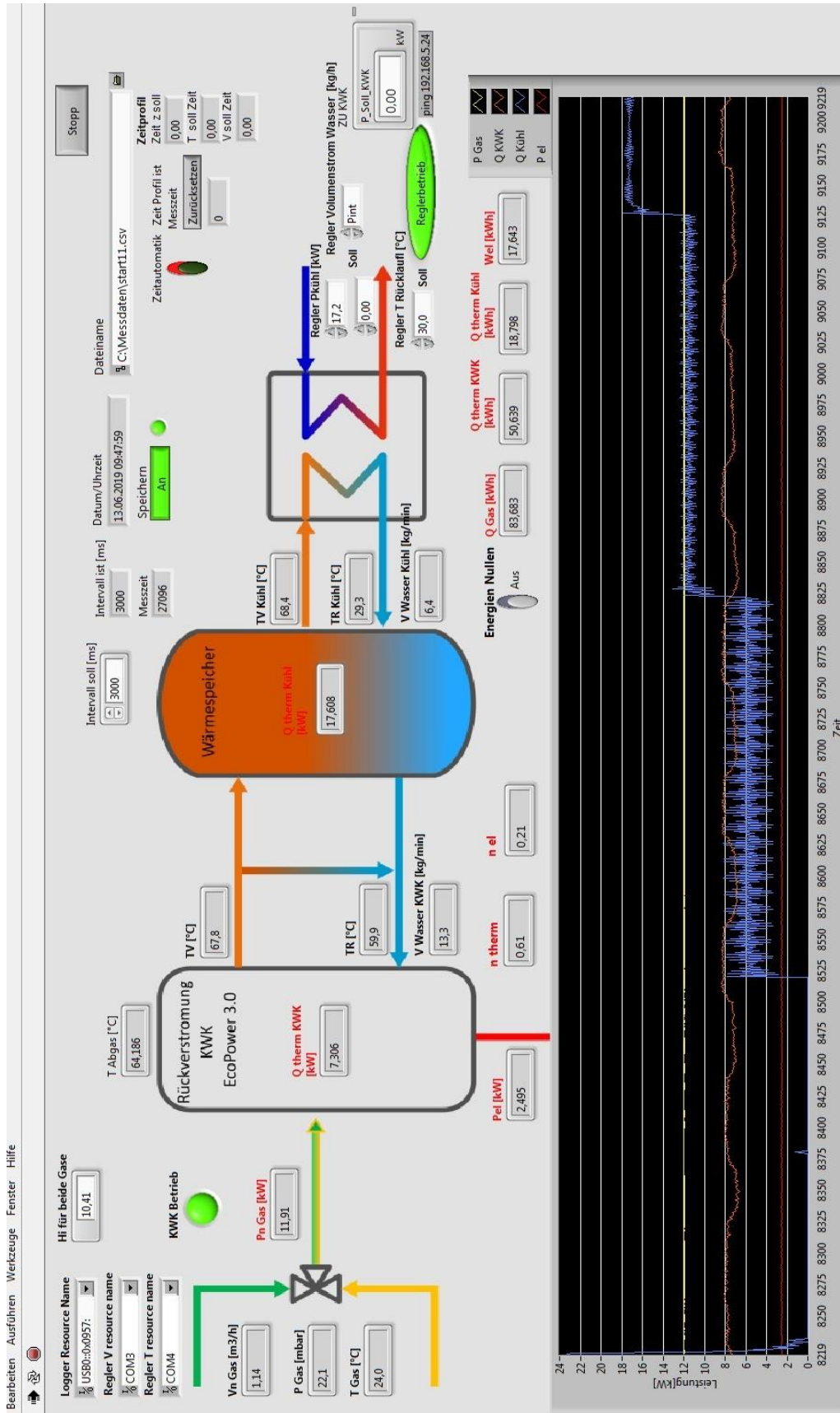


Abbildung 41: Benutzeroberfläche des Messdatenerfassungs- und Steuerungssystems

Messungen

Innerhalb von zwei Versuchsdurchläufen wird das dynamische Verhalten des Systems, bestehend aus KWK-Anlage, Wärmespeicher und Plattenwärmetauscher untersucht. Es wird insbesondere untersucht, wie die Anlage auf einen dynamisch agierenden Verbraucher reagiert. Zunächst wird dazu das Kaltstartverhalten der Anlage aufgezeichnet. In einem zweiten Versuch wird die Kühlleistung des Wärmetauschers über einen Versuchszeitraum von 110 Minuten variiert und das Verhalten der KWK-Anlage auf diese Variationen untersucht. Die Messdaten des ersten Versuches sind in Abbildung 42 zu sehen.

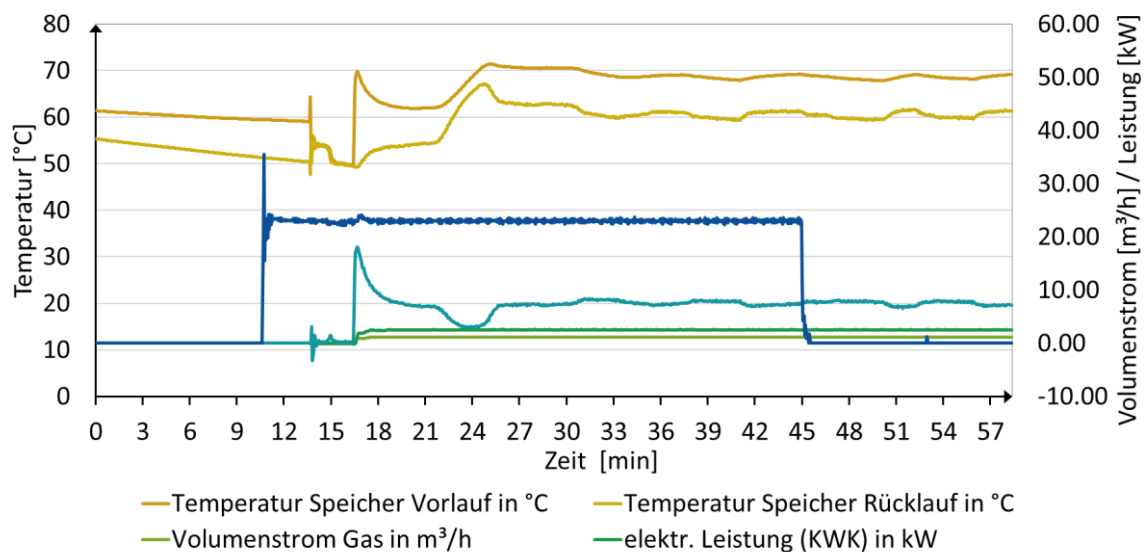


Abbildung 42: Kaltstartverhalten des KWK-Systems. Zeitlicher Verlauf ausgewählte Parameter von KWK-Anlage, Speicher und Wärmetauscher

Zu Beginn ist die KWK-Anlage ausgeschaltet. Ebenfalls findet keine Wärmeabnahme durch den Wärmetauscher aus dem Speicher statt. Dies hat zu Folge, dass die Speichertemperatur sinkt. Insbesondere zeigt sich das im Abfall der Vorlauftemperatur des Speichers. Diese bildet die Speichertemperatur in Anschlusshöhe des Vorlaufes ab. Ab Minute 11 wird der Kühlkreislauf des Wärmetauschers aktiviert. Auf diese Weise wird ein Verbraucher mit einer Leistungsaufnahme von ca. 22,5 kW imitiert. Auf das Einschalten der Kühlung folgt ein kurzes Überschwingen der aufgenommenen Kühlleistung. Anschließend wird ein konstanter Zustand der Kühlleistung bis Minute 45 erreicht. Nach einer Verzögerung von ungefähr drei Minuten wird auch die Pumpe des Speicherkreislaufes eingeschaltet. Dies hat einen Abfall und Schwingungen in der Temperatur von Vor- und Rücklauf zufolge. In Minute 14 wird anschließend die KWK-Anlage eingeschaltet. Aufgrund des Temperaturverlaufes kommt es bei der bereitgestellten thermischen Leistung der KWK-Anlage zu einem Überschwingen, gefolgt von einem Unterschwingen. Anschließend wird ab Minute 26 eine konstante Bereitstellung von 8,5 kW thermischer Energie erreicht. Der aufgenommene Volumenstrom an Gas und die elektrische Leistung der KWK-Anlage erreichen nach Start der KWK-Anlage innerhalb von ca. drei Minuten einen konstanten Zustand und halten diesen über den restlichen Versuchszeitraum. In Minute 45 wird die Wärmeabnahme über den Wärmetauscher beendet. Die

Bereitstellung von thermischer Leistung der KWK-Anlage bleibt dabei unverändert. Eine Auswirkung auf die Speichertemperatur bzw. die Vorlauf- und Rücklaufemperaturen des Speichers ist über den restlichen Versuchszeitraum nicht zu erkennen.

Im Zweiten Versuch wird das Betriebsverhalten der KWK-Anlage und des Speichers bei schwankendem Betrieb des Verbrauchers untersucht. Die zeitlichen Verläufe der untersuchten Parameter des Systems sind in Abbildung 43 zu sehen. Vor Versuchsbeginn befindet sich die KWK-Anlage in einem stationären betrieb und stellt kontinuierlich Wärme und elektrische Leistung bereit. Es wird ein ausreichender Abstand zwischen dem Start des Betriebes der KWK-Anlage und dem Versuchsbeginn berücksichtigt. Effekte eines Kaltstarts, wie sie im ersten Versuch zu sehen sind fließend somit nicht in die dargestellte Messung ein. Zu Beginn des Versuches wird keine Wärme aus dem Speicher über den Wärmetauscher entnommen. Ab der zweiten Minute wird die Kühlleistung des Wärmetauschers zunächst stufenweise auf 22,5 kW hochgefahren. Ab Minute 62 wird die Kühlleistung anschließend wieder stufenweise heruntergefahren. Die jeweiligen Stufen liegen dabei 25 % der maximalen Kühlleistung auseinander, sodass die Leistung insgesamt zu vier Zeitpunkten erhöht wird und ebenfalls zu vier Zeitpunkten reduziert wird. Es lässt sich dabei erkennen, dass insbesondere bei geringeren Leistungen die Kühlleistung um den vorgegebenen Wert schwingt. Dies bedingt sich durch die Regelung des Kühlkreislaufes. Insbesondere bei kleinen Temperaturen zwischen Vor- und Rücklauf des Wärmetauschers neigt diese zum Schwingen. Die dargestellten Parameter der KWK-Anlage bleiben während des gesamten Versuches im mittel konstant. Auch die Temperaturen des Vor- und Rücklaufes des Speichers bleiben im mittel konstant. Somit hat die Wärmeabnahme durch den Wärmetauscher nur einen sehr verzögerten Einfluss auf die Temperatur des Speichers. Der Wärmespeicher dient somit als Puffer zwischen der KWK-Anlage und dem Verbraucher.

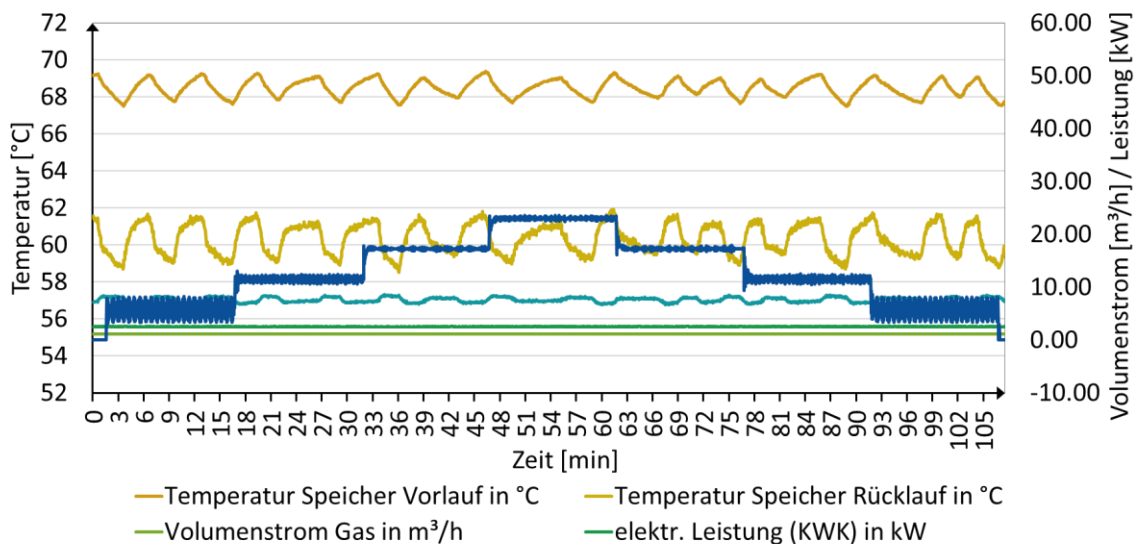


Abbildung 43: Auswirkungen von verbraucherseitigen Lastvariationen auf das KWK-System. Zeitlicher Verlauf ausgewählte Parameter von KWK-Anlage, Speicher und Wärmetauscher.

2.4. BETRIEB DER GESAMTANLAGE

Bearbeitet durch: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI), Forschungszentrum Jülich, Institut für Energie- und Klimaforschung, Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14), Zentrum für Brennstoffzellentechnik GmbH (ZBT)

2.4.1. AUFBAU DER LABORANLAGE

Der Aufbau der Gesamtanlage lässt sich in die zwei Pfade Power-to-Heat (PtH) und Power-to-Gas (PtG) unterteilen. Der PtH-Pfad besteht aus einer PtH-Anlage, die elektrische Energie direkt in Wärmeenergie umwandelt. In einem Wärmespeicher kann diese Energie anschließend zwischengespeichert werden. Eine vereinfachte Darstellung des PtG-Pfades der Laboranlage und der nachgeschalteten KWK-Anlage ist in Abbildung 44 zu sehen. Der PtG-Pfad besteht aus den zwei Hauptkomponenten Elektrolyse und Methanisierung. Außerdem sind zusätzlich ein Gasspeicher für SNG, eine Wasseraufbereitungsanlage sowie Flaschenbündel für die CO_2 -, CH_4 -, N_2 - und H_2 -Versorgung vorhanden, die nur teilweise in der Abbildung abgebildet sind. Die Elektrolyse kann elektrische Leistung aufnehmen und Wasserstoff herstellen, welcher darauffolgend in der Methanisierung zu SNG umgewandelt wird. Anschließend an den Power-to-Gas-Pfad befindet sich eine KWK-Anlage. In dieser kann das SNG nachfolgend zurückverstromt und die Abwärme genutzt werden.

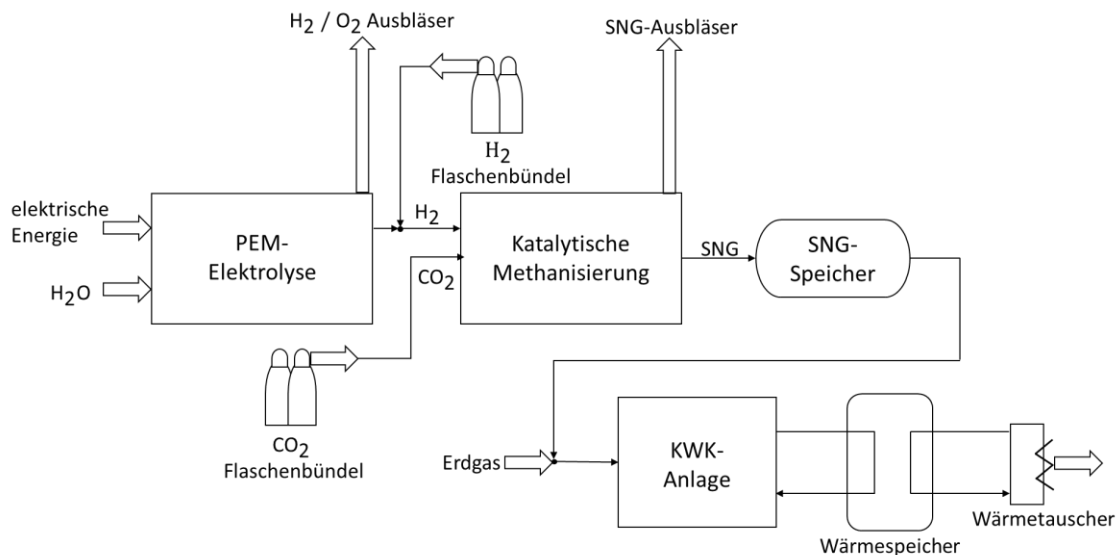


Abbildung 44: PtG-Pfad der Laboranlage und KWK-Anlage. Vereinfachte schematische Darstellung der Stoff- und Energieströme und der Anlagenteile.

Die Elektrolyse hat eine elektrische Nennleistung von 1 kW_{el} . Es handelt sich um eine PEM-Elektrolyse mit einer Zellfläche von 100 cm^2 . Der Stack besteht aus fünf Zellen. Als Elektrolyt kommt Nafion 115 zum Einsatz. Die Elektrolyse kann bei Drücken bis zu 30 bar und Temperaturen von bis zu rund $80 \text{ }^\circ\text{C}$ betrieben werden.

Der Wasserbezug der Elektrolyse geschieht über eine VE-Wasser Aufbereitungsanlage, auf die im Folgenden detailliert eingegangen wird. Die Elektrolyse kann sowohl eigenständig als auch in einem gekoppelten Betrieb mit der Methanisierung betrieben werden. Bei einer, mit der Methanisierung gekoppelten Betriebsweise wird der erzeugte Wasserstoff direkt in der Methanisierung verwendet. Für den Fall, dass die Elektrolyse eigenständig betrieben wird bzw. der Wasserstoffbedarf der Methanisierung nicht ausreichend hoch ist, kann der erzeugte Wasserstoff über das Dach der Versuchshalle abgeblasen werden. Dazu sind Lambda-Ausbläser am Dach der Nachbarhalle installiert. Für eine detailliertere technische Beschreibung der Elektrolyse wird auf das Kapitel 2.1 verwiesen.

Durch die VE-Wasseraufbereitung wird eine ausreichend gute Wasserqualität für die Elektrolyse sichergestellt. Zum Einsatz kommt eine Aufbereitungsanlage des Modells A1-RKLA-600 der LEYCO Wassertechnik GmbH. Zuerst wird dazu das Wasser über einen 5 μm Partikelfilter gegeben. Dadurch werden nicht geladene Schwebstoffe aus dem Wasser gefiltert. An zwei Edelstahl-Ionentauschern werden anschließend die im Wasser vorhandenen positiven und negativen Ionen adsorbiert. Mit diesem Verfahren erzeugt die Anlage Reinstwasser mit einer Qualität von $<1 \mu\text{S}/\text{cm}$. Das Wasser wird über die Betriebssteuerung erst bereitgestellt, wenn eine ausreichende Qualität erreicht ist. Alternativ wird das Wasser über Bodenabläufe abgeführt [1, 15].

Die Methanisierung ist eine katalytische Methanisierung mit einer Nennleistung von $10 \text{ kW}_{\text{th}}$. Der Nenndruck liegt bei 16 bar und die maximale Temperatur bei $550 \text{ }^\circ\text{C}$. Es handelt sich dabei um einen zweistufigen Prozess mit Festbettreaktoren. Beim Katalysator handelt es sich um einen Nickelkatalysator ($\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$) mit einem Massenanteil von Nickel größer 50 %. Die Größe der Pellets beträgt $3 \times 3 \text{ mm}$. Zwischen der ersten und der zweiten Stufe und nach der zweiten Stufe sind Gastrockner vorhanden. Der gesamten Methanisierung ist eine Gasanalyse nachgeschaltet. Mit Hilfe eines Bypassstroms ist es so möglich, die Qualität des Produktgases zu untersuchen und die Zusammensetzung zu bestimmen. Der Wasserstoffbezug der Methanisierung kann bei einem gekoppelten Betrieb zu Teilen direkt über die Elektrolyse erfolgen. Alternativ kann die Methanisierung eigenständig betrieben werden. Bei zu geringem Wasserstoffangebot der Elektrolyse oder einem alleinigen Betrieb der Methanisierung erfolgt der Wasserstoffbezug aus einem 300 bar Wasserstoff-Flaschenbündel. Das für die Methanisierung von Wasserstoff benötigte Kohlendioxid wird ebenfalls über ein Flaschenbündel bereitgestellt. Ebenso sind Flaschenbündel für N_2 und CH_4 vorhanden. Eine den Flaschenbündeln nachgeschaltete Entspannungsstation stellt sicher, dass eine Drucküberschreitung in den Versorgungsleitungen verhindert wird. Das produzierte SNG kann entweder in einem SNG-Speicher gespeichert werden oder analog zum produzierten Wasserstoff der Elektrolyse über das Dach abgeblasen werden. Der SNG Speicher ist außerhalb der Halle platziert und hat ein Volumen von 500 Litern. Dieser kann genutzt werden, um die nachgeschaltete KWK-Anlage mit Gas zu versorgen. Für eine detailliertere Beschreibung der Methanisierung wird auf das Kapitel 2.2 verwiesen.

Das KWK-System zur Rückverstromung des SNGs besteht aus einer KWK-Anlage der Firma Vaillant vom Typ *ecopower 3.0* und einem 500 Liter großen Warmwasserspeicher. Es handelt sich bei dem Wärmespeicher um einen Vitocell 340-M des Typs SVKA. Die KWK-Anlage nutzt einen Otto-Motor und weist eine elektrische Leistung von $1,5 \text{ kW}_{\text{el}}$ bis 3 kW_{el} und eine thermische Leistung von $4,7 \text{ kW}_{\text{th}}$ bis $8,0 \text{ kW}_{\text{th}}$ beim Betrieb mit Erdgas auf. Die aufgenommene Leistung variiert dabei zwischen $6,9 \text{ kW}_{\text{el}}$ und $12,0 \text{ kW}_{\text{el}}$ und liegt damit in dem Bereich der Nennleistung der Methanisierung. Der Bezug von Gas durch die KWK-Anlage kann zum einen über den SNG-Speicher geschehen. Die Anlage nutzt in diesem Fall das von der Methanisierung erzeugte SNG. Die Verstromung ist so durch den Speicher zeitlich von der Erzeugung zeitlich entkoppelt. Dementsprechend

kann SNG nach der Erzeugung zunächst für einen bestimmten Zeitraum gespeichert und zu einem späteren Zeitraum rückverstromt werden. Zum anderen kann die KWK-Anlage auch mit einem direkten Erdgasbezug betrieben werden.

Die KWK-Anlage ist zusammen mit dem Wärmespeicher in einen Teststand eingebunden. Speicher und KWK-Anlage sind dabei über Vor- bzw. Rücklauf verbunden. Beim Betrieb der KWK-Anlage wird somit der Speicher erhitzt. Die Vorlauftemperatur beträgt dabei ca. 69 °C. Die Rücklauftemperatur ist von der Temperatur des Speichers abhängig. Die obere Grenztemperatur des Speichers, bei der die KWK-Anlage abschaltet, liegt oberhalb der Vorlauftemperatur der KWK-Anlage. Die obere Grenztemperatur kann somit nicht erreicht werden und die KWK-Anlage läuft im Testbetrieb durch. Der Speicher wiederum ist über einen Kreislauf mit einem Wärmetauscher verbunden. Über diesen ist es möglich, den Speicher zu kühlen und einen Verbraucher zu imitieren. Der Wärmetauscher ist dazu zusätzlich an einen Kühlwasserkreislauf angeschlossen. In beiden Kreisläufen sind Volumenstromregler vorhanden. Über diese kann die Wärmemenge, die dem Speicher entzogen wird, geregelt werden. Als Führungsgrößen können dabei die Rücklauftemperatur und der Volumenstrom des Heizkreises genutzt werden. Die Temperatur wird dabei über PT100 Widerstandstemperaturfühler ermittelt. Für eine detailliertere Beschreibung der KWK-Anlage wird auf das Kapitel 2.3 verwiesen.

2.4.2. VERSUCHSPROFILE

Zur Untersuchung der Gesamtanlage werden Elektrolyse, Methanisierung und KWK-Anlage in einem Versuch gekoppelt betrieben. Mit den Daten des Versuches werden mögliche Wechselwirkungen, Engpässe oder andere Auffälligkeiten im Betrieb der Gesamtanlage untersucht. Während des gekoppelten Betriebes nimmt die Elektrolyse elektrische Leistung auf und produziert Wasserstoff. Der produzierte Wasserstoff wird direkt zur Methanisierung geleitet und dort umgesetzt. Durch die unterschiedliche Dimensionierung der Elektrolyse und der Methanisierung ist jedoch nicht ausreichend Wasserstoff vorhanden, um die Methanisierung auch auf höheren Laststufen zu betreiben. Der fehlende Wasserstoff wird während der Versuche über eine Wasserstoff-Flaschenbündel bereitgestellt. Ein Abblasen von Wasserstoff über das Dach findet in dem Versuchszeitraum nicht statt. Das von der Methanisierung erzeugte SNG wird in dem dafür vorgesehenen Gasspeicher eingespeichert. Es wird kein SNG über Dach abgeblasen. Die KWK-Anlage bietet sowohl die Möglichkeit eines Erdgasbezuges über das Erdgasnetz als auch die Möglichkeit SNG aus dem Gasspeicher zu beziehen. In Verbundversuch werden beide Möglichkeiten implementiert. Die Umstellung von einem Erdgasbezug auf einen SNG-Bezug erfolgt dabei manuell. Der produzierte Strom der KWK-Anlage wird dem Stromnetz zugeführt. Die produzierte Wärme wird an den Wärmespeicher übertragen. Der Wärmespeicher wird über einen Kühlkreislauf gekühlt. Dieser Kühlkreislauf stellt somit einen Wärmeverbraucher dar. Als Regelgröße dient dabei der Massendurchfluss des Kühlkreislaufes. Über diesen kann indirekt die Kühlleistung geregelt werden. Die KWK-Anlage selbst wird über den gesamten Versuch mit einer konstanten Leistung betrieben.

Zur Untersuchung des Verhaltens der gesamten Laboranlage werden Versuchsprofile definiert. Die Versuchsprofile bestehen aus je einem Profil für Elektrolyse, Methanisierung und Verbraucher der KWK-Anlage. Jedes dieser Profile ist stufenförmig aufgebaut und beinhaltet somit Sprünge zwischen einzelnen

Lastpunkten. Die Profile decken einen großen breiten Bereich an Lastvariationen innerhalb der einzelnen Komponenten ab. Außerdem kommt es zu Lastvariationen zwischen den einzelnen Anlagenteilen. Die Regelung der einzelnen Anlagenteile erfolgt über ihre jeweilige Führungsgröße. Die Führungsgröße der Elektrolyse ist ihre Eingangsleistung. Der Eingangsvolumenstrom der Eduktgase stellt die Führungsgröße der Methanisierung dar. Aus diesem resultiert der SNG-Outputstrom. Das System der KWK-Anlage, bestehend aus Anlage und Wärmespeicher, wird über die Kühlleistung der Verbraucherseite der KWK-Anlage geregelt. Die stufenförmigen Versuchsprofile der einzelnen Anlagenteile sind in [Abbildung 45](#) dargestellt.

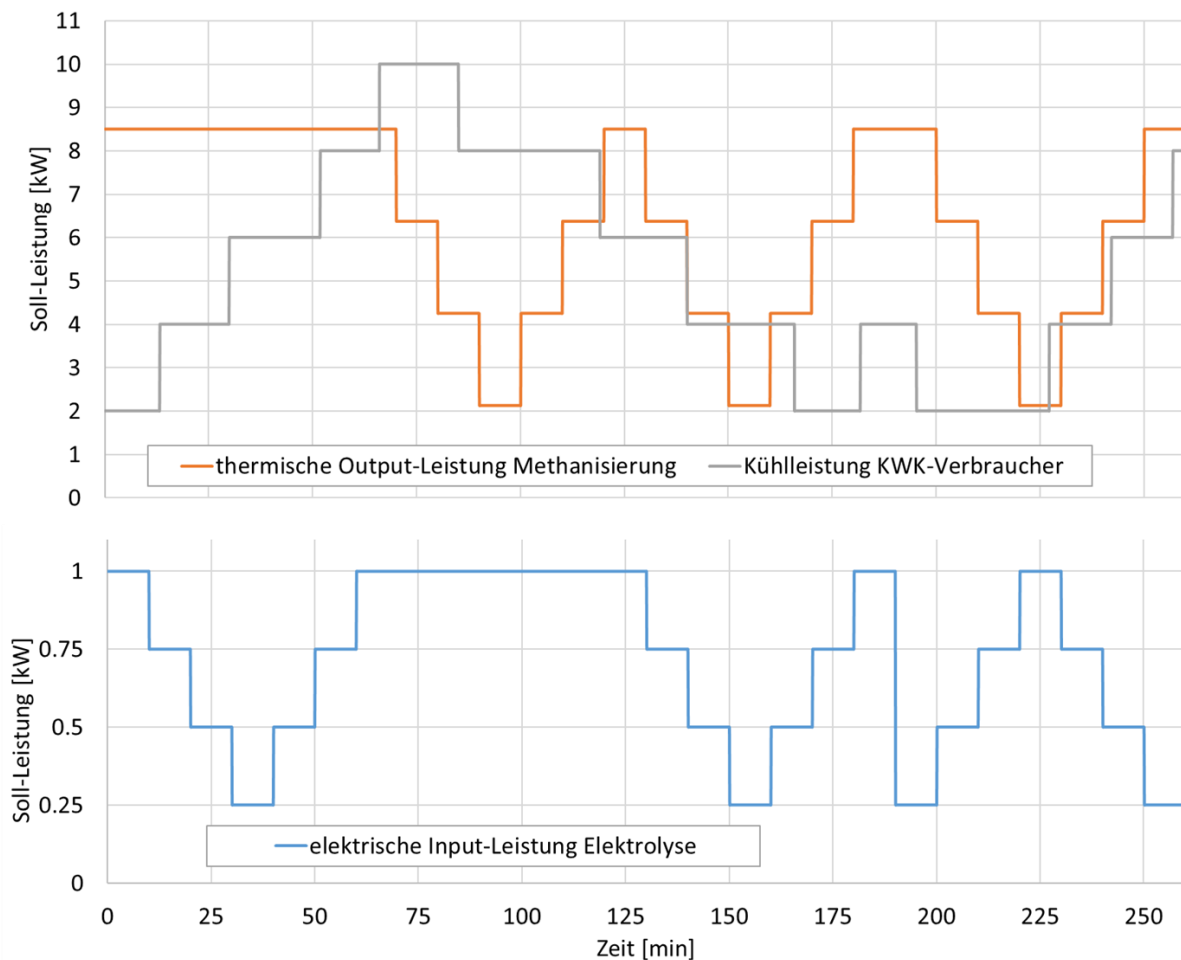


Abbildung 45: Versuchsprofile für den Verbundversuch. Soll-Leistungen der einzelnen Anlagenteile über des gesamten Versuchszeitraum.

2.4.3. AUSWERTUNG DER VERBUNDVERSUCHE

Zur Auswertung der Versuchsergebnisse des Verbundversuches werden primär die Eingangs- und Ausgangsleistungen der einzelnen Anlagenteile betrachtet. Zunächst werden die Leistungen der Elektrolyse betrachtet. Abbildung 46 zeigt den Verlauf der Input- und der Outputleistung der Elektrolyse. Die Inputleistung stellt die aufgenommene Strommenge der Elektrolyse. Bei der Outputleistung handelt es sich um die thermische Leistung des produzierten Wasserstoffs. Im Verlauf der Inputleistung zeigt sich, dass die vorgegebenen Laststufen des Versuchsprofils bis auf kleinere Abweichungen gut angefahren werden können. Die Sprünge zwischen den einzelnen Laststufen werden ebenfalls gut von der Elektrolyse abgefahren. Der Verlauf der Outputleistung ist Schwankungen unterworfen. Diese Schwankungen kommen durch die Druckreglung der Elektrolyse zustande. Innerhalb der Elektrolysezelle permeiert während des Betriebs kontinuierlich Wasserstoff von der Anodenseite zur Kathodenseite durch die Membran der Elektrolyse. Zusätzlich dazu wird auf der Anodenseite Wasser nachdosiert und auf der Kathodenseite Wasserstoff entnommen. Die Folge sind kontinuierliche Druckänderungen auf der Anoden- und Kathodenseite der Elektrolyse. Die Regelung gleicht diese Druckschwankungen aus und versucht einen konstanten Druck innerhalb der Zelle herzustellen. Die Folge daraus sind die abgebildeten Schwankungen im Wasserstoffstrom der Elektrolyse. Im Vergleich zu Einzelversuchen lassen sich im Verlauf der Leistungen keine Auffälligkeiten eines gekoppelten Betriebes feststellen.

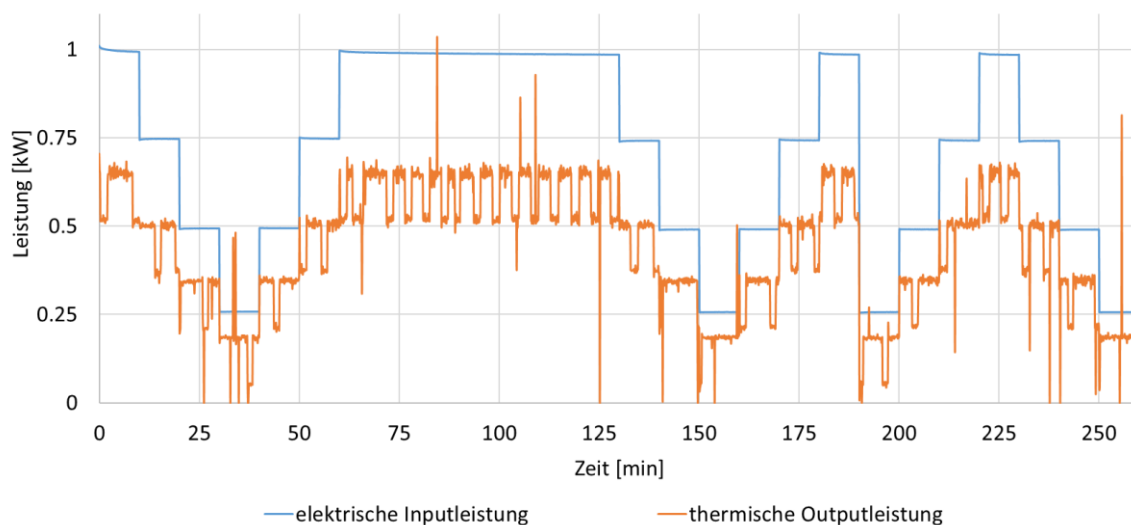


Abbildung 46: Leistungen der Elektrolyse im Verbundversuch. Verlauf der Input- und Outputleistung der Elektrolyse über den Versuchszeitraum.

Neben der Betrachtung der Elektrolyse sollen auch die Leistungen der Methanisierung betrachtet werden. Abbildung 47 zeigt den Verlauf der Input- und der Outputleistung der Methanisierung. Bei der Inputleistung handelt es sich um die thermische Leistung des aufgenommenen Wasserstoffes. Die Outputleistung stellt die thermische Leistung des produzierten SNG dar. Der Wasserstoff wird von der Elektrolyse bezogen. Fehlender Wasserstoff wird über das Wasserstoff-Flaschenbündel bereitgestellt. Im Verlauf der Inputleistung lassen sich gut die einzelnen Laststufen und der sprunghafte Wechsel des vorgegebenen Lastprofils erkennen. Die Schwankungen des Outputstroms der Elektrolyse lassen sich nicht im Inputstrom der Methanisierung

wiederfinden. Das Flaschenbündel gleicht dementsprechend die Schwankungen der Elektrolyse aus. Es lassen sich auch hier keine Auffälligkeiten erkennen, die auf Wechselwirkungen zwischen den einzelnen Anlagenteilen hindeuten.

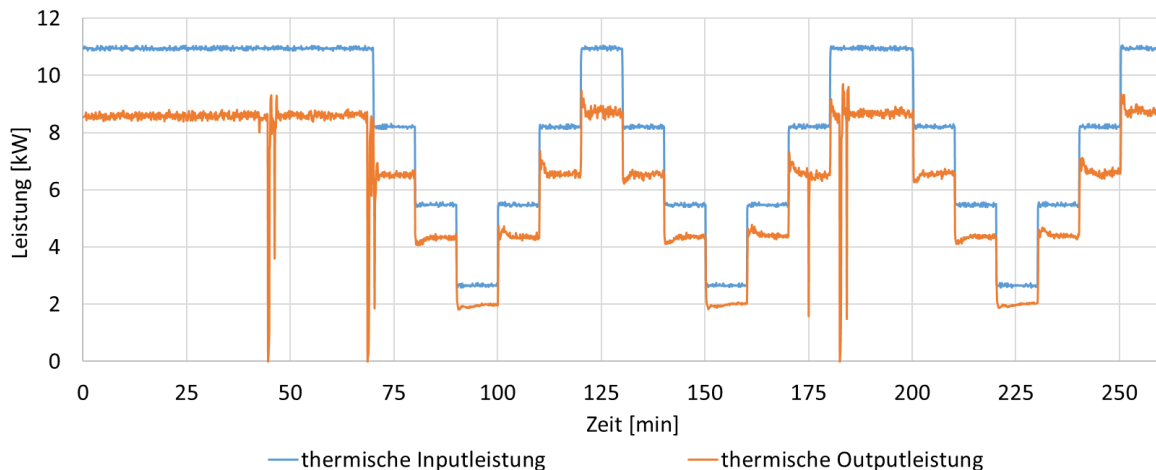


Abbildung 47: Leistungen der Methanisierung im Verbundversuch. Verlauf der Input- und Outputleistung der Methanisierung über den Versuchszeitraum.

Zusätzlich werden die Leistungen der KWK-Anlage betrachtet. Der Verlauf der Input- und Outputleistung der KWK-Anlage ist in Abbildung 48 dargestellt. Es gilt dabei zu beachten, dass der Inputstrom teilweise über das Erdgasnetz bereitgestellt wird und teilweise über den SNG Speicher bereitgestellt wird. Zu Versuchsbeginn bis Minute 206 wird die KWK-Anlage mit Erdgas betrieben. In Minute 206 wird der Bezug manuell auf einen Bezug aus dem SNG-Speicher umgestellt. Dies hat eine kurzzeitige Abschaltung mit anschließendem Anfahren der KWK-Anlage zu Folge. Es lässt sich erkennen, dass die Anlage über den gesamten Versuchszeitraum, mit Ausnahme der kurzzeitigen Abschaltung ab Minute 206 konstant durchläuft. Die Inputleistung der Anlage ist bis zur Umstellung konstant. Nach der Umstellung des Gasbezuges ist eine geringere Inputleistung vorhanden. Da in der Regelung der Anlage für den Betrieb mit SNG ein anderer Heizwert hinterlegt kann nicht zurückgeführt werden, ob der Abfall der Leistung mit einem tatsächlich geringeren Wirkungsgrad zusammenhängt. Die elektrische Outputleistung verläuft über den Versuchszeitraum konstant. Die thermische Outputleistung ist dabei Schwankungen unterworfen. Die Messwerte schwanken jedoch regelmäßig um einen konstanten Wert. Im Mittel ist die thermische Outputleistung demnach auch als konstant anzusehen. Auswirkungen nach der Umstellung des Gasbezuges der KWK-Anlage sind bei den anderen Anlagenteilen nicht zu verzeichnen, da die KWK-Anlage durch den Erdgasspeicher entkoppelt betrieben wird.

Ausgewählte Parameter des Wärmespeichers und des Wärmetauschers werden ebenfalls betrachtet. Über einen Wasserkreislauf wird die Wärme der KWK-Anlage in einem Wärmespeicher eingespeichert. Dabei erhöht sich die Eingespeicherte Wärme über den Versuchszeitraum. Der Verlauf der Speichertemperatur am Austritt auf der Verbraucherseite ist in Abbildung 49 abgebildet. Ebenfalls ist der Verlauf der Kühlleistung des Verbrauchers abgebildet. Es lässt sich erkennen, dass die Speichertemperatur zunächst schnell ansteigt. Mit zunehmender Temperatur des Speichers fällt jedoch auch die Temperaturdifferenz zwischen Speicher und von der KWK-Anlage bereitgestellter Wärme. Dies führt zu einem weniger starken Anstieg der Speichertemperatur. Außerdem ist zu erkennen, dass der Verlauf der Speichertemperatur instabil wird, wenn

mehr Energie dem Speicher entnommen wird, als hinzugefügt wird. Zu sehen ist dies ab Minute 65 des Verbundversuches. Über einen längeren Zeitraum würde dieser Zustand zu einem Abfall der Speichertemperatur auf Höhe des Austrittes auf der Verbraucherseite.

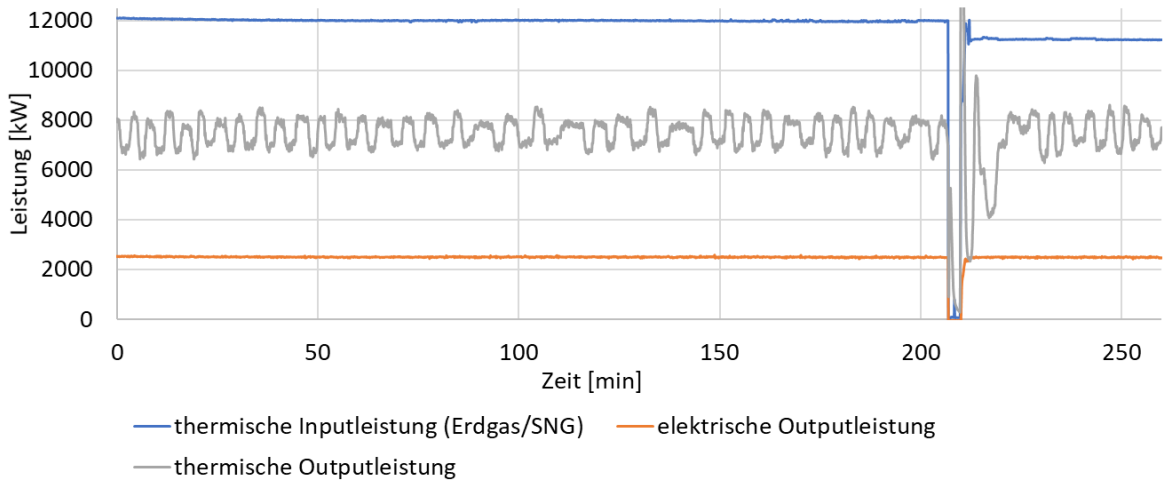


Abbildung 48: Leistungen der KWK-Anlage im Verbundversuch. Verlauf der Input- und Outputleistung der KWK-Anlage über den Versuchszeitraum.

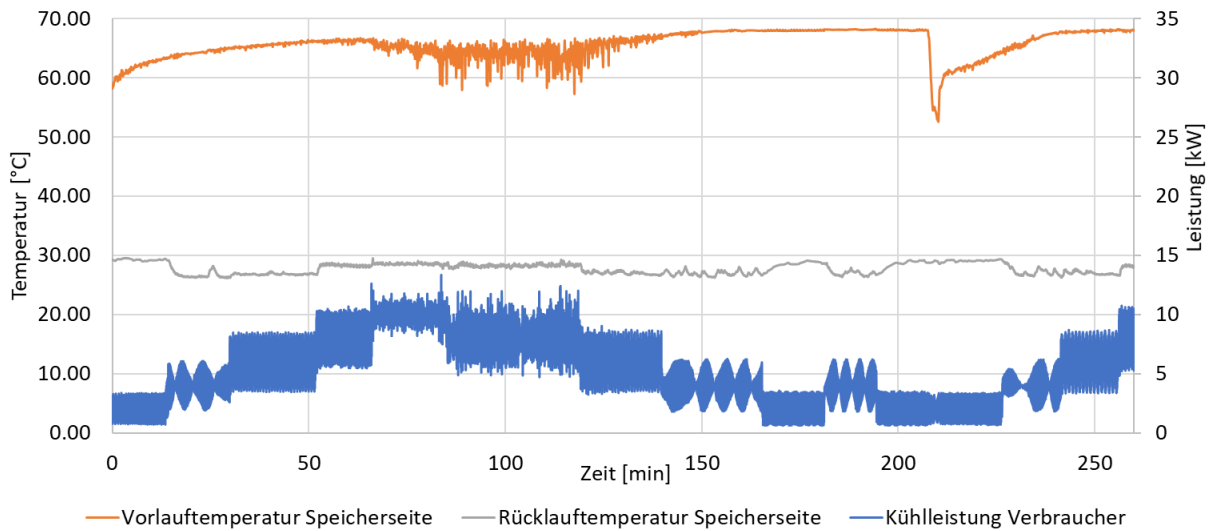


Abbildung 49: Ausgewählte Parameter des KWK-Systems im Verbundversuch. Verlauf der Kühlleistung des Wärmetauschers und der Rück- bzw. Vorlauftemperatur des Wärmespeichers.

2.4.4. WIRKUNGSGRADBETRACHTUNG

Zur Beurteilung der Effizienz eines gekoppelten Anlagenverbundes wird der Wirkungsgrad der einzelnen Anlagenteile betrachtet. Zunächst werden dazu die Wirkungsgrade der einzelnen Anlagenteile definiert. Grundsätzlich beschreibt der Wirkungsgrad dabei das Verhältnis von Nutzen zu Aufwand. Zur Definition des Wirkungsgrades kann entweder der Heizwert (NCV: net calorific value) oder der Brennwert (GCV: gross calorific value) verwendet werden. Anschließend an die Betrachtung der Wirkungsgrade folgt eine detaillierte Betrachtung der Wirkungsgrade der einzelnen Anlagenteile anhand von Versuchsdaten.

Bei der Definition des Wirkungsgrades der Elektrolyse wird der Nutzen durch den Energiegehalt des produzierten Wasserstoffs beschreiben. Der Aufwand ergibt sich durch die zugeführte elektrische Leistung.

$$\eta_{NCV} = \frac{V_{H_2} \cdot NCV}{P_{el}} \quad \text{bzw.} \quad \eta_{GCV} = \frac{V_{H_2} \cdot GCV}{P_{el}} \quad (2.7)$$

Da in den meisten technischen Umsetzungen von Elektrolyseuren das Wasser flüssig zugeführt wird, empfiehlt sich zunächst die Definition des Wirkungsgrades über den Brennwert. Wird jedoch der erzeugte Wasserstoff im Nachhinein in einer weiteren Anwendung energetisch verwertet oder der Wirkungsgrad einer Wandlungskette betrachtet, empfiehlt sich die Definition über den Heizwert. Dadurch kann eine einheitliche Basis zur Bewertung der Effizienz geschaffen werden. [16]

Die im Versuch genutzte Elektrolyse hat eine Nennleistung von 1 kW. Zur Bestimmung der Wirkungsgrade der 1kW Elektrolyse für die einzelnen Laststufen werden die Daten des Verbundversuches genutzt. Dazu wird zunächst für jeden gemessenen Messzeitpunkt der momentane heizwertbezogene Wirkungsgrad ermittelt. Im Verlauf der Input und Output-Leistungen der Elektrolyse sind geringe Verzögerungen beim Anfahren der einzelnen Laststufen festzustellen. Außerdem sind über die einzelnen Laststufen gleichmäßige Schwankungen vorhanden. Um den Einfluss der Schwankungen bei der Bestimmung des Wirkungsgrades möglichst klein zu halten wird ein längerer Zeitraum von mehreren Minuten untersucht. Außerdem wird ein Zeitraum gegen Ende der angefahrenen Laststufen gewählt, damit Anfahrvorgänge nicht mitbetrachtet werden. Abbildung 50 zeigt die berechneten Werte. Jeder Boxplot stellt dabei die momentanen Wirkungsgrade der angefahrenen Laststufen dar, wobei nur die letzten sieben Minuten der Laststufen betrachtet werden. Außerdem werden identisch angefahrne Laststufen in einem Boxplot zusammengefasst. In Abbildung 50 lässt sich erkennen, dass der Wirkungsgrad mit steigender Last sinkt. Außerdem ist bei höheren Laststufen die Streuung der berechneten Wirkungsgrade höher. Um die Elektrolyse genauer zu charakterisieren wird der Median der Messwerte pro Laststufe verwendet. Der Median der einzelnen berechneten Wirkungsgrade für die jeweiligen Laststufen repräsentiert im Folgenden den Wirkungsgrad der jeweiligen Laststufe. Der Median ist im Vergleich zum arithmetischen Mittel weniger anfällig für die Streuung der Werte. Es gilt jedoch zu beachten, dass einzelne momentane Wirkungsgrade teilweise stark vom Median abweichen können. Der höchste Wirkungsgrad liegt bei 72,1 %. Der geringste Wirkungsgrad der 1 kW Elektrolyse liegt bei 65,1 %.

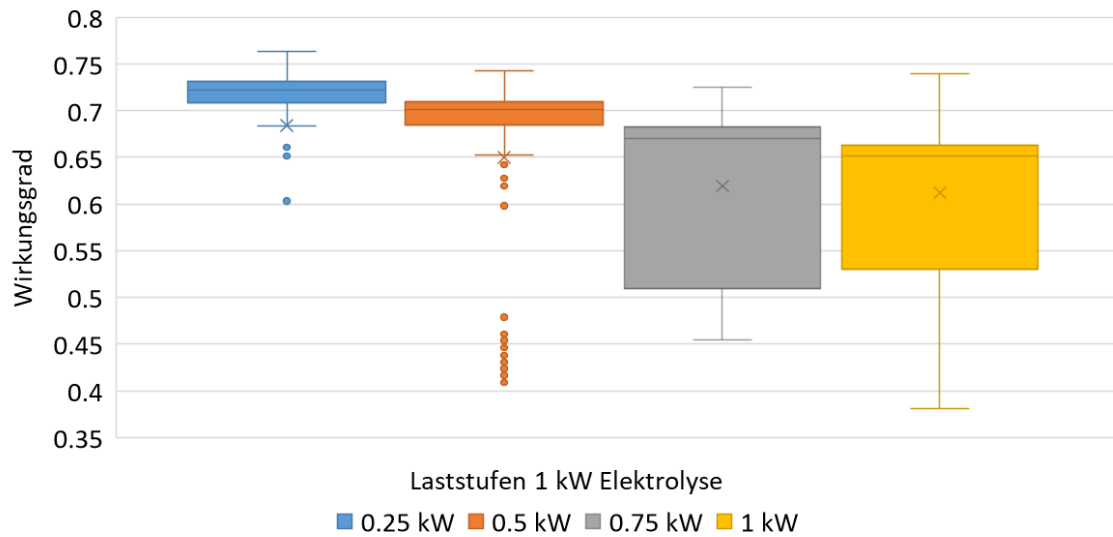


Abbildung 50: Wirkungsgrade der Laststufen der 1 kW Elektrolyse im Verbundversuch. Die dargestellten Werte zeigen die jeweils letzten sieben Minuten der angefahrenen Laststufen

Die 1 kW Elektrolyse, welche für den Verbundversuch genutzt wird, erzeugt nicht genügend Wasserstoff, um höhere Laststufen der Methanisierung zu bedienen. Aus diesem Grund wird zusätzlich die 30 kW Elektrolyse am Standort Jülich betrachtet. Zur Bestimmung des Wirkungsgrades der 30 kW Elektrolyse wird ein Stufenförmiges Versuchsprofil abgefahren. Dieses Profil ist in Abbildung 51 zu sehen. Bei dieser Elektrolyse sind im Vergleich zu 1 kW Elektrolyse größere Verzögerungen beim Anfahren der einzelnen Laststufen festzustellen. Außerdem sind im Vergleich zur 1 kW Elektrolyse bei den meisten Laststufen nicht so starke Schwankungen nach Erreichen eines stationären Zustandes zu erkennen. Die Schwankungen, die dennoch auftreten liegen in einer höheren Frequenz als bei der kleineren Elektrolyse vor. Eine Betrachtung über einen längeren Zeitraum ist dementsprechend nicht zwingend nötig. Um einen möglichst stationären Zustand zu betrachten und die Anfahrvorgänge nicht mit in die Betrachtung einzubeziehen, werden nur die Messwerte der letzten Minute der jeweiligen Laststufe untersucht. Hierzu wird ebenfalls der momentane Wirkungsgrad für alle Messpunkte innerhalb der letzten Minute der jeweiligen Laststufe gebildet. Die Darstellung der Wirkungsgrade erfolgt ebenfalls in Boxplots und ist in Abbildung 52 zu sehen.

Es lässt sich erkennen, dass mit steigender Last der Wirkungsgrad der Elektrolyse sinkt. Diese Beobachtung ist analog zu den Beobachtungen der 1 kW Elektrolyse. Eine Ausnahme ist die 21,4 kW Laststufe. Bei dieser Laststufe ist eine höhere Streuung der Wirkungsgrade zu beobachten. Ebenfalls ist dies bei der folgenden Laststufe von 24,3 kW zu erkennen. Grund dafür sind die größeren Schwankungen im Wasserstoff Outputstrom der Elektrolyse bei diesen Laststufen. Wie auch bei der 1 kW Elektrolyse wird der Median der Messwerte stellvertretend für den Wirkungsgrad der Laststufe genutzt. Es ist jedoch auch hier zu vermerken, dass einzelnen Messzeitpunkte jedoch stark vom Median abweichen können. Der Maximale Wirkungsgrad liegt dementsprechend bei 78,9 %. Der geringste Wirkungsgrad liegt bei 67,8 %.

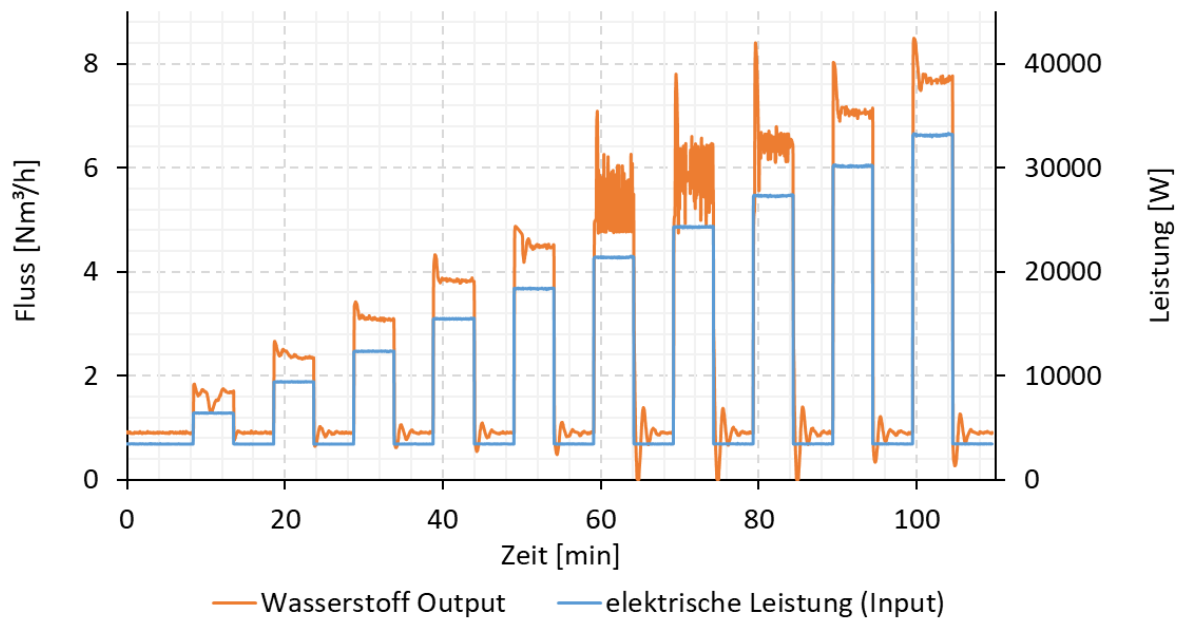


Abbildung 51: Einzelversuch 30 kW Elektrolyse. Darstellung von Input- und Outputgrößen

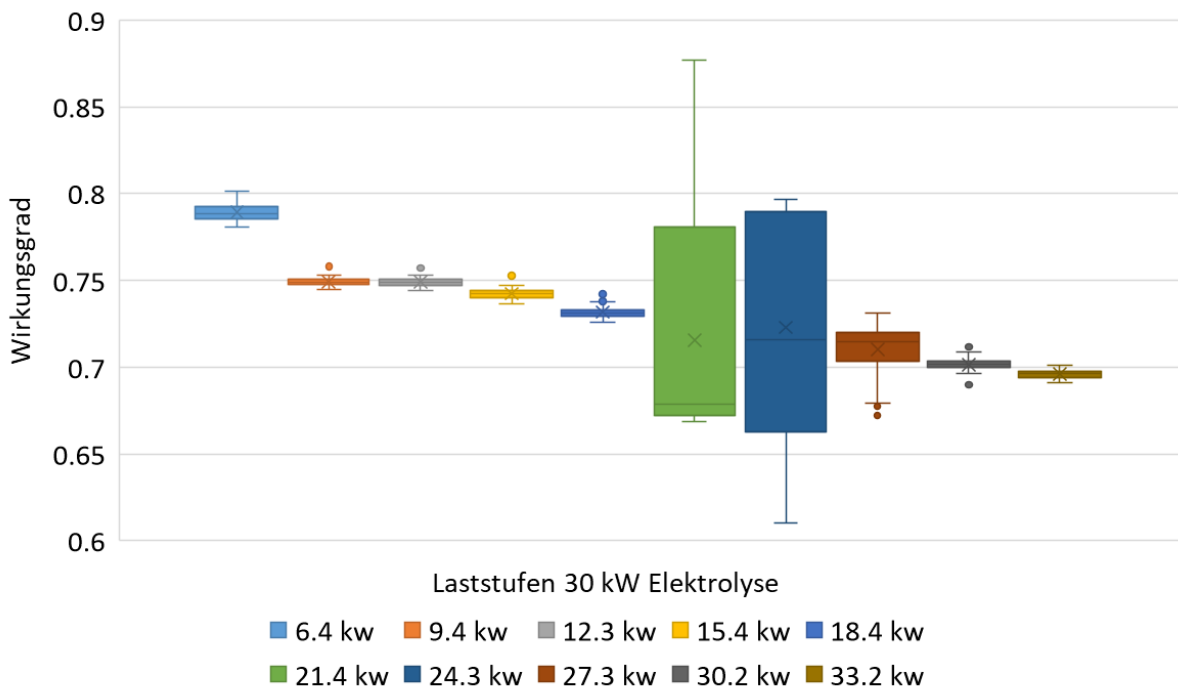


Abbildung 52: Wirkungsgrade der Laststufen der 30kW Elektrolyse im Einzelversuch. Die dargestellten Werte zeigen die jeweils letzte Minuten der angefahrenen Laststufen.

Der Wirkungsgrad einer Methanisierung ergibt sich ebenfalls aus dem Verhältnis der nutzbaren Energie zur zugeführten Energie. Die zugeführte Energie entspricht dem Energiegehalt des Wasserstoffs und die nutzbare Energie dem Energiegehalt des entstandenen SNG. Wobei bei der Zusammensetzung des SNG der Energiegehalt von Wasserstoff und Methan im Produktgas betrachtet werden. Auch hier kann, wie bei der Elektrolyse zwischen einer Definition über den Heizwert bzw. den Brennwert unterschieden werden.

$$\eta_{NCV} = \frac{V_{SNG} \cdot NCV}{V_{H_2} \cdot NCV} \quad \text{bzw.} \quad \eta_{GCV} = \frac{V_{SNG} \cdot GCV}{V_{H_2} \cdot GCV} \quad (2.8)$$

Der maximal mögliche Wirkungsgrad liegt theoretisch bei $\eta_{NCV} = 83\%$. Die restlichen 17 % werden als Wärme freigesetzt. [17]

Zur Berechnung des Wirkungsgrades der einzelnen Laststufen der Methanisierung werden ebenfalls die Versuchsdaten des Verbundversuches genutzt. Zunächst werden die momentanen Wirkungsgrade der Methanisierung für jeden gemessenen Zeitpunkt ermittelt. Für die Berechnung des Wirkungsgrades wird der Anteil an Wasserstoff und Methan im Produktgas benötigt. Außerdem wird bei der Berechnung der momentanen Wirkungsgrade nicht die Verweilzeit innerhalb des Reaktors beachtet. Dies führt zu Ungenauigkeiten in der Berechnung und kann zur Überschreitung des theoretisch maximal möglichen Wirkungsgrades in einzelnen Zeitpunkten führen. Im Gegensatz zur Elektrolyse sind im Verlauf der Input und Outputleistung jedoch größeren Verzögerungen beim Anfahren der einzelnen Laststufen zu erkennen. Um diese Verzögerungen möglichst nicht in die Berechnung des Wirkungsgrades einfließen zu lassen, werden zur Bestimmung der Wirkungsgrade der einzelnen Laststufen nur die momentanen Wirkungsgrade der letzten Minute der jeweils angefahrenen Laststufen genutzt. Auf diese Weise soll möglichst ein stationärer Zustand betrachtet werden. Die Messwerte in Form von Boxplots sind in [Abbildung 53](#) dargestellt. Auch bei der Auswertung der Methanisierung werden Laststufen gleicher Höhe in einem Boxplot zusammengefasst.

Es zeigt sich, dass der Wirkungsgrad relativ konstant verläuft. Eine Ausnahme bildet die Laststufe mit 4,25 kW. Bei dieser Laststufe liegt der Wirkungsgrad im Vergleich zu den anderen Laststufen etwas höher. Eine Abhängigkeit des Wirkungsgrades von der Last lässt sich nicht direkt feststellen. Die Wirkungsgrade der Laststufen werden auch bei der Methanisierung durch den Median beschrieben. Im maximum wird somit ein Wirkungsgrad von 82,8 % erreicht. Der minimale Wirkungsgrad liegt bei 81.3 %. Der Abstand zwischen dem maximalen und dem minimalen Wirkungsgrad ist somit eher gering.

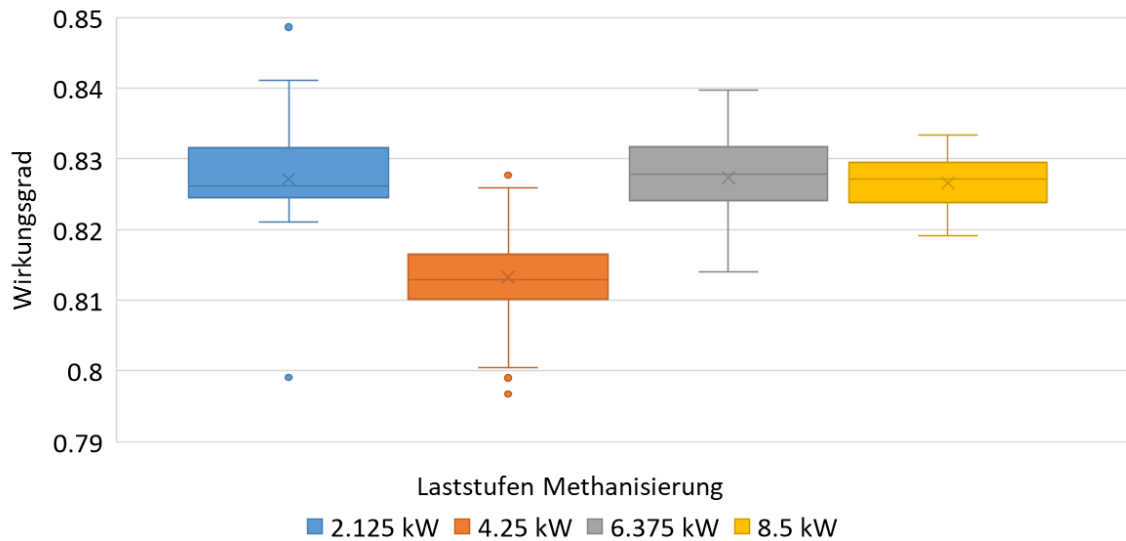


Abbildung 53: Wirkungsgrade der Laststufen der Methanisierung im Verbundversuch. Die dargestellten Werte zeigen die jeweils letzte Minuten der angefahrenen Laststufen.

Der Gesamtwirkungsgrad einer KWK-Anlage teilt sich in einen elektrischen und einen thermischen Wirkungsgrad auf. Der thermische Wirkungsgrad beschreibt dabei das Verhältnis der thermischen Wärmeleistung zur Wärmeleistung des eingesetzten Brennstoffs. Der elektrische Wirkungsgrad beschreibt das Verhältnis der abgegebenen elektrischen Leistung zur Wärmeleistung des Brennstoffs. Der Gesamtwirkungsgrad ist die Summe aus elektrischem und thermischem Wirkungsgrad. [12]

$$\eta_{el,KWK} = \frac{P_{el,ab}}{\dot{Q}_{Brennstoff}} \quad \text{bzw.} \quad \eta_{th,KWK} = \frac{P_{th,ab}}{\dot{Q}_{Brennstoff}} \quad (2.9)$$

$$\eta_{ges,KWK} = \frac{P_{el,ab} + P_{th,ab}}{\dot{Q}_{Brennstoff}} \quad (2.10)$$

Die momentanen Wirkungsgrade der KWK-Anlage werden von der Steuerung der Anlage ausgegeben. Eine Berechnung über die Leistungen entfällt dementsprechend. Der Verlauf des thermischen Wirkungsgrades über den Versuchszeitraum ist, wie in Abbildung 54 dargestellt, Schwankungen unterworfen. Da die Schwankungen jedoch sehr gleichmäßig sind, wird der Wirkungsgrad über das arithmetische Mittel der momentanen Wirkungsgrade dargestellt. Es werden dabei alle momentanen Wirkungsgrade bis vor der Umstellung auf einen SNG Bezug mit einbezogen. Der elektrische Wirkungsgrad ist nur sehr geringen Schwankungen unterworfen und somit über den gesamten Versuchszeitraum konstant.

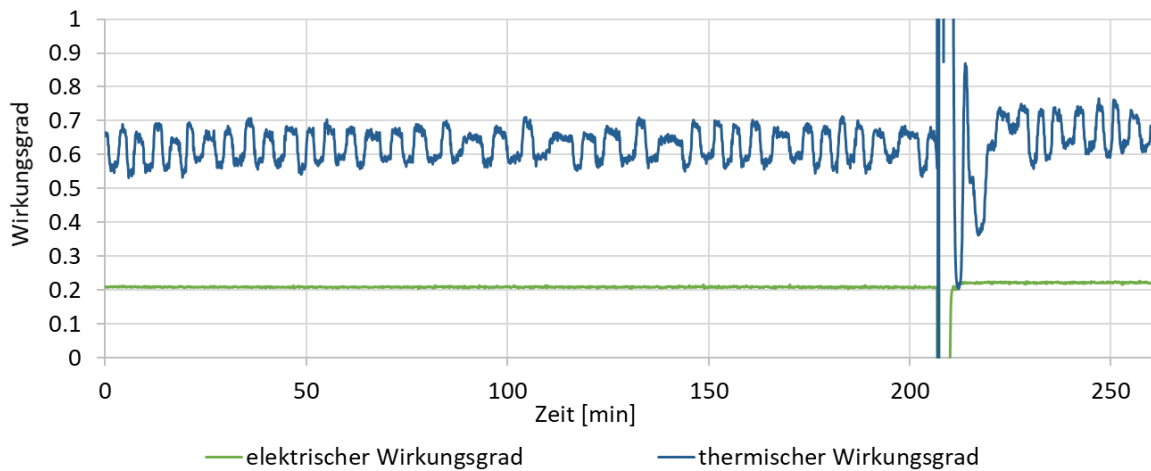


Abbildung 54: Wirkungsgradverlauf der KWK-Anlage im Verbundversuch. Verlauf des elektrischen und des thermischen Wirkungsgrades über den Versuchszeitraum.

2.4.5. VIRTUELLE KOPPLUNG

Die zuvor ermittelten maximalen und minimalen Wirkungsgrade der einzelnen Anlagenteile sind in Abbildung 55 dargestellt. Es zeigt sich, dass sich die Wirkungsgrade der Elektrolysen unterscheiden. Die 30 kW Elektrolyse erreicht einen maximalen Wirkungsgrad von 78,9 %, wohingegen die 1 kW Elektrolyse nur einen maximalen Wirkungsgrad von 72,1 % erreicht. Außerdem ist in der Auswertung der Versuchsergebnisse zu sehen, dass die 1 kW Elektrolyse nicht ausreichend ist, um auch höhere Laststufen der Methanisierung mit ausreichend Wasserstoff zu bedienen. Ein Großteil des benötigten Wasserstoffes wird während des Verbundversuches durch das Wasserstoffflaschenbündel bereitgestellt. Aus diesen Gründen wird eine virtuelle Kopplung der Methanisierung des KWK-Systems des Verbundversuches mit der 30 kW Elektrolyse durchgeführt. Zur Betrachtung des Gesamtsystems werden die maximalen und minimalen Wirkungsgrade der Anlagenteile genutzt. Es wird unterstellt, dass das System keine Verluste in Speichern oder Rohleitungen hat und nur die einzelnen Anlagen Verluste aufweisen. Außerdem wird davon ausgegangen, dass der produzierte Wasserstoff der Elektrolyse vollständig von der Methanisierung aufgenommen wird und kein Abblasen über das Dach stattfindet. Des Weiteren besteht die Annahme, dass das komplette von der Methanisierung erzeugte SNG von der KWK-Anlage zurückverstromt wird und kein zusätzliches Erdgas genutzt wird.

Zur Beurteilung der virtuellen Kopplung des wird eine Bilanzierung aufgestellt. Es werden die Energiemengen, welche von den einzelnen Anlagenteilen erzeugt werden, betrachtet. Dabei werden zwei Fälle unterschieden. Zum einen werden die maximalen in den Versuchen bestimmten Wirkungsgrade verwendet, um die Anlagenteile zu charakterisieren. Zum anderen werden die minimalen bestimmten Wirkungsgrade verwendet. Als Eingangsleistung in das Gesamtsystem wird eine bestimmte Energiemenge definiert. Diese stellt die Eingangsleistung der Elektrolyse dar.

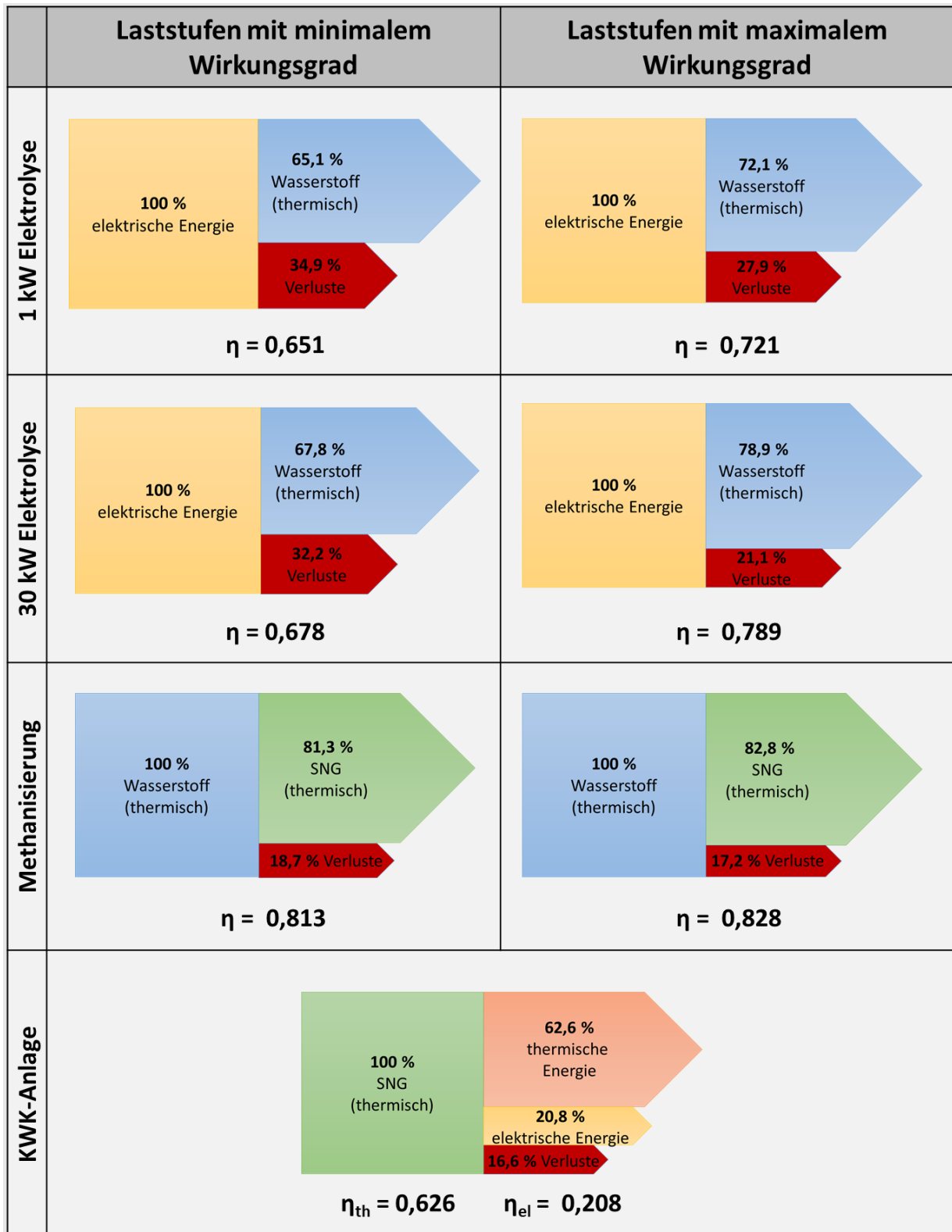


Abbildung 55: Wirkungsgrade der einzelnen Anlagen. Dargestellt werden die Wirkungsgrade, der Laststufen mit dem maximalen bzw. minimalen Wirkungsgrad

Die Elektrolyse stellt unter Aufnahme der elektrischen Leistung Wasserstoff her. Der erzeugte Wasserstoff wird über den maximalen bzw. minimalen Wirkungsgrad der Elektrolyse berechnet. Ebenso wird bei den folgenden Anlagenteilen verfahren. Auf diese Weise können Randwerte für die Energieströme der einzelnen Anlagenteile errechnet werden. Diese können zur näheren Betrachtung der Effizienz des virtuell gekoppelten Systems genutzt werden.

In Abbildung 56 ist beispielhaft eine virtuelle Kopplung dargestellt. Die 1 kW Elektrolyse des Verbundversuches wird dabei durch die leistungsstärkere 30 kW Elektrolyse ersetzt. Als Eingangsenergiemenge der Elektrolyse und somit in das Gesamtsystem werden 10 kWh_{el} definiert. Es zeigt sich, dass nach dem PtX-Pfad, bestehend aus Elektrolyse und Methanisierung, im optimalen Fall noch 6,53 kWh_{th} in Form von SNG zur Verfügung stehen. Bei einer Betrachtung der minimalen Wirkungsgrade stehen noch 5,51 kWh_{th} zur Verfügung. Wird das SNG anschließend von der KWK-Anlage verstromt entstehen im optimalen Fall 1,36 kWh_{el} Strom und 4,09 kWh_{th} Wärme. Dies entspricht einer Gesamtenergie von 5,45 kWh, die von den ursprünglich 10 kWh_{el} Eingangsenergiemenge am Ende der Kette zur Nutzung zu Verfügung stehen. Dementsprechend gehen 4,55 kWh durch Verluste verloren. Die Betrachtung der minimalen Wirkungsgrade zeigt eine Gesamtenergie von 4,6 kWh, bei Verlusten in Höhe von 5,4 kWh. Für einen realen Betrieb der Anlage werden, je nach gefahrener Last der einzelnen Anlagen, die Verluste und die nutzbare Energie zwischen den beiden ermittelte Randwerten liegen.

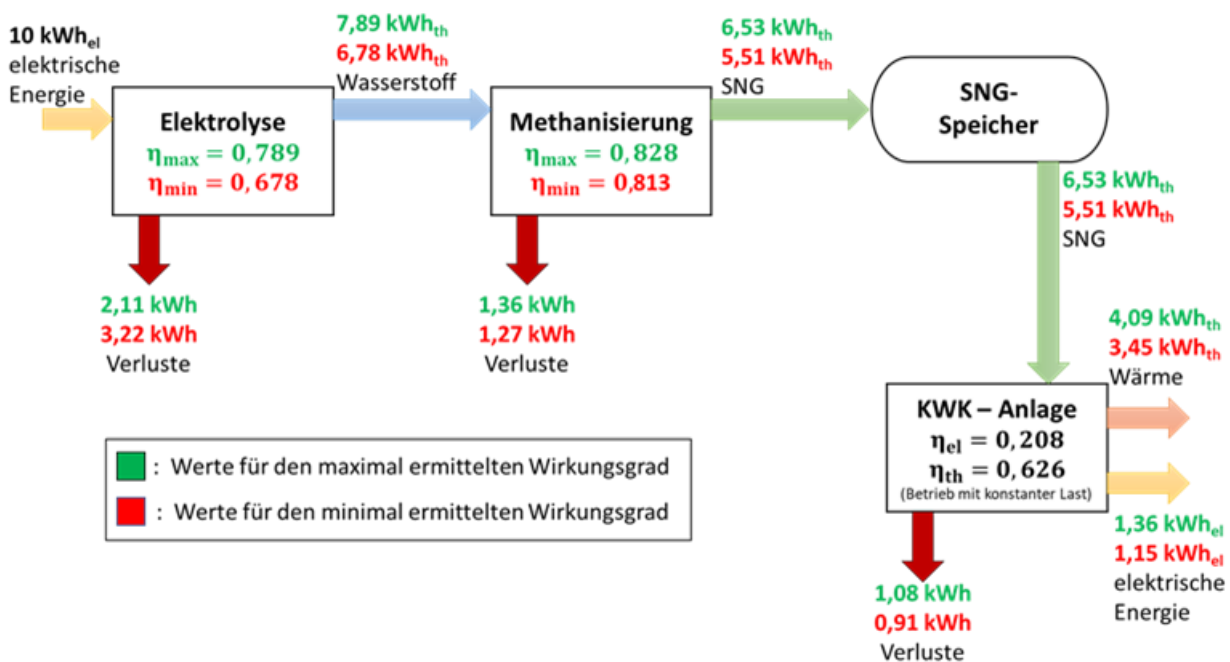


Abbildung 56: Virtuelle Kopplung der 30 kW Elektrolyse mit den übrigen Anlagenteilen. Die Elektrolyse vom Standort Jülich wird mit den übrigen Anlagenteilen des Standortes Essen gekoppelt. Zur Charakterisierung der Anlagenteile werden die zuvor ermittelten maximalen bzw. minimalen Wirkungsgrade genutzt.

3. VERFAHRENSTECHNISCHE MODELLIERUNG DES PTG-PROZESSES

Bearbeitet durch: Ruhr-Universität Bochum, Lehrstuhl für Fluidverfahrenstechnik (RUB)

3.1. MODELLENTWICKLUNG UND MODELLVALIDIERUNG

Im folgenden Kapitel wird die Modellierung der zentralen Verfahren des PtG-Prozesses, des PEM-Elektrolyseurs und der Methanisierungsanlage, zur Erzeugung von SNG beschrieben. Der Fokus der Modellierung liegt auf den Kernkomponenten der Prozesse - dem Stack für den Elektrolyseteststand und den Festbettreaktoren für die Methanisierungsanlage. Periphere Komponenten wie beispielsweise Wärmetauscher und Kondensatoren werden idealisiert abgebildet. Zunächst wird jeweils der Modellaufbau beschrieben, gefolgt von der Modellvalidierung mittels Daten aus den Experimenten. Ziel der Modellierung ist es, den Betriebsbereich der Anlagen simulationsgestützt zu charakterisieren, vertiefte Informationen zum Anlagenverhalten zu generieren und Ansätze für eine optimierte Betriebsweise sichtbar zu machen. [7] Insbesondere wird angestrebt, Informationen hinsichtlich eines dynamischen Anlagenbetriebs zu generieren, wie er für den Einsatz der PtG Systemkette als Flexibilitätsoption notwendig wird.

3.1.1. MODELLENTWICKLUNG UND VALIDIERUNG PEM-ELEKTROLYSE

Die Kernkomponente von PEM-Elektrolyseuren ist der sogenannte Stack, in dem die elektrolytische Spaltung von Wasser nach Gleichung 3.1 in einer Vielzahl von seriell geschalteten Zellen abläuft.



Durch das Anlegen einer Spannung an die Elektroden einer Zelle, mindestens der reversiblen Zellspannung von 1,23 V (25 °C, 1 bar), wird Wasser in Wasserstoff und Sauerstoff gespalten. [18] Aufgrund der Blasenbildung durch die Produktgase, welche mit dem zu verbrauchenden Wasser in Wechselwirkung treten, kommt es zu komplexen mehrphasigen Transportphänomenen in den porösen Elektrodenschichten. Zahlreiche Forschungsarbeiten setzen hier an, mittels hochauflösender CFD-Modelle diese Phänomene aufzuklären und Strukturen sowie Stoff- und Wärmeflüsse zu optimieren [19–21]. Prozessmodelle hingegen haben zum Ziel, das Betriebsverhalten des Elektrolyseurs in Abhängigkeit der Eingangsparameter auf Prozessebene abzubilden, um Betrachtungen zu integralen Stoff- und Energieflüssen beantworten zu können. Das hier entwickelte verfahrenstechnische Modell für den Elektrolyseur basiert auf der Arbeit von Tjarks [22], in der ein Elektrolyseur im energiewirtschaftlichen Maßstab umfassend charakterisiert wurde. Der Modellansatz basiert auf der Modellierung von Einzelzellen. Abgebildet wird im Folgenden der 100 kW-

Elektrolyseteststand mit zwei Stacks und der 1 kW -Elektrolyseur aus Kapitel 2.1. Die Auswertungen beziehen sich, sofern nicht anders angegeben, auf den 100 kW -Elektrolyseteststand.

Elektrochemisches Modell

Entscheidend für das Betriebsverhalten des Elektrolyseurs ist die Polarisationskurve, welche die Abhängigkeit der Zellspannung von der Stromstärke beschreibt. Die Zellspannung ist das Resultat verschiedener Überspannungen, welche in Summe nach Gleichung 3.2 das für die Wasserspaltung zu überwindende Potential charakterisieren. [23] Die Nernstspannung U_{Rev} kann nach Gleichung 3.3 mit der Nernst-Gleichung beschrieben werden. Für die Beschreibung der Aktivierungsüberspannung U_{Akt} wird eine vereinfachte Form der Butler-Volmer-Gleichung gewählt und mit dem Durchtrittsfaktor α als Modellparameter an Messdaten angepasst (vgl. Gleichung 3.4). U_{Ohm} fasst in Gleichung 3.5 die Ohm'schen Widerstände zusammen, welche sich aus den ionischen Widerständen der Membran und elektrischen Widerständen ergeben. [22] Der Widerstand der Membran wird nach Gleichung 3.6 und der Korrelation von Springer *et al.* [24] in Gleichung 3.7 berechnet. Es wird von ausreichender Wasserversorgung und damit von einer dauerhaften Benetzung mit Wasser ausgegangen, weshalb $\lambda = 25$ gesetzt wird. Der elektrische Widerstand R_{Ele} ist konstant und wird aus experimentellen Daten bestimmt. [22] Die sich aus der Modellierung ergebenden Polarisationskurven bei unterschiedlichen Temperaturen sowie die Beiträge der einzelnen Überspannungen sind in Abbildung 57 bei Standarddruck dargestellt. Die Validierung erfolgt mittels Abgleichs der in Tjarks [22] veröffentlichten Daten.

$$U_{\text{Zelle}} = U_{\text{Rev}} + U_{\text{Akt}} + U_{\text{Ohm}} \quad (3.2)$$

$$U_{\text{Rev}} = \frac{\Delta G^0}{2F} + \frac{RT}{2F} \ln \left(\sqrt{\frac{p_{\text{O}_2} p_{\text{H}_2}}{p_{\text{O}_2}^{\text{Ref}} p_{\text{H}_2}^{\text{Ref}}}} \right) \quad (3.3)$$

$$U_{\text{Akt}} = \alpha \cdot \ln \left(\frac{i}{i_0} \right) \quad (3.4)$$

$$U_{\text{Ohm}} = (R_{\text{Mem}} + R_{\text{Ele}}) \cdot i \quad (3.5)$$

$$R_{\text{Mem}} = \frac{\delta_{\text{Mem}}}{\sigma_{\text{Mem}}} \quad (3.6)$$

$$\sigma_{\text{Mem}} = (0,005139 \cdot \lambda - 0,00326) \cdot \exp \left\{ 1268 \cdot \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T} \right) \right\} \quad (3.7)$$

Der Druck innerhalb einer Zelle weist lokal unterschiedliche Werte auf. Der Druck wird als fixer Wert als Betriebsparameter vorgegeben, steigt jedoch von den äußeren Elektrodenkanälen zur Membran hin aufgrund von Diffusionslimitierungen an. Dieser Effekt wird durch Gleichung 3.8 für Anode bzw. Kathode beschrieben und ist für die Kathode in Abbildung 58 a) dargestellt. Der Parameter A_{KS} fasst als konstante angenommene Größen zusammen.

$$\Delta p_i^{\text{KK-KS}} = \frac{\delta_{\text{KS}}}{2F(\varepsilon_{\text{Diff}}^{\text{KS}} + k_f^{\text{KS}})} \cdot i = A_{\text{KS}} \cdot i \quad (3.8)$$

Der lokale Gesamtdruck setzt sich aus den Partialdrücken des Produktgases und des Wasserdampfes sowie des stofftransportbedingten Druckunterschiedes zusammen. Dies wird für Anode und Kathode durch die Gleichungen 3.9 und 3.10 beschrieben. [22]

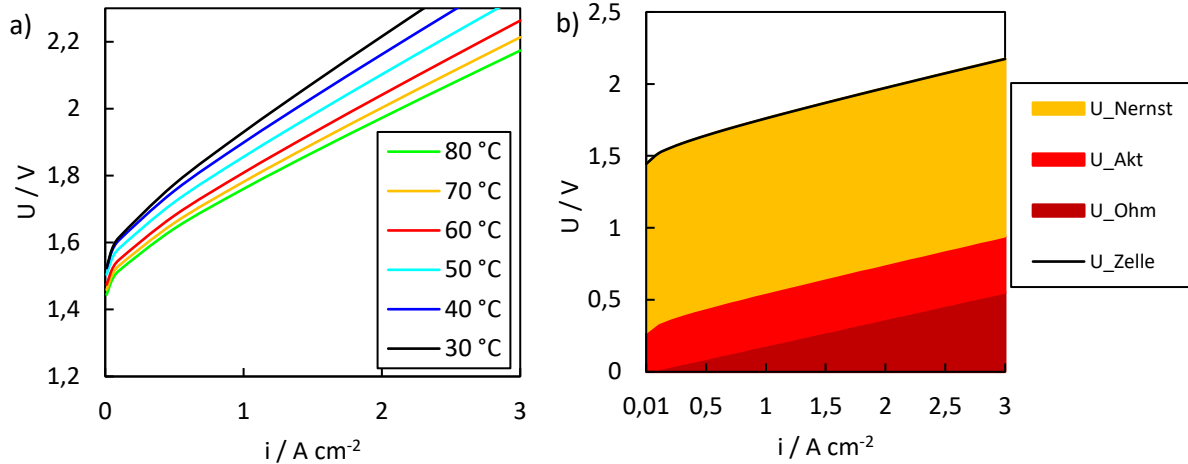


Abbildung 57: a) Polarisationskurven bei unterschiedlichen Temperaturen und 1,013 bar und b) die unterschiedlichen Anteile der Überspannungen an der Zellspannung bei 80 °C und 1,013 bar

$$p_{\text{H}_2, \text{Kat}} = p_{\text{KK}} - p_{\text{H}_2\text{O}, \text{KK}} + i \cdot A_{\text{KK}} \quad (3.9)$$

$$p_{\text{O}_2, \text{An}} = p_{\text{AK}} - p_{\text{H}_2\text{O}, \text{AK}} + i \cdot A_{\text{AK}} \quad (3.10)$$

Thermisches Modell

Der Stack erwärmt sich während des Betriebs aufgrund von Dissipation, welche anteilig die abgeführten Wärmemengen durch verdampfendes Wasser (vgl. Abbildung 58) und die Aufheizung des Feedwassers übersteigt (vgl. Gleichung 3.12 und Gleichung 3.13). Die Wärmebilanz des Stacks ist in Gleichung 3.11 gegeben. Um den Stack auf der vorgesehenen Betriebstemperatur zu halten, wird eine Wasserkühlung eingesetzt um die Wärmemenge $\dot{Q}_{\text{Kühl}}$ abzuführen (vgl. Gleichung 3.14). Die präzise Regelung des Kühlmassenstroms ist insbesondere für einen intermittierenden Leistungseingang wichtig. [23] Der Regler wird als PI-Regler implementiert. Die Erwärmung des Kühlwassers wird auf maximal 5 K vorgegeben, Wärmeverluste werden mittels empirisch ermittelter Koeffizienten für die Rahmenelemente und Endplatten über den Verluststrom \dot{Q}_{Verlust} mittels Gleichung 3.15 berücksichtigt [22].

$$c_p \frac{dT}{dt} = \dot{Q}_{\text{Feed}} + \dot{Q}_{\text{Zelle}} - \dot{Q}_{\text{Kühl}} - \dot{Q}_{\text{Verlust}} \quad (3.11)$$

$$\dot{Q}_{\text{Feed}} = \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}, \text{in}} c_{p, \text{H}_2\text{O}} (T_{\text{H}_2\text{O}, \text{in}} - T) \quad (3.12)$$

$$\dot{Q}_{\text{Zelle}} = ((U_{\text{Zelle}} - U_{\text{Th}}) \cdot i + \Delta H_{\text{Vap}} \cdot \dot{n}_{\text{H}_2\text{O}, \text{Vap}}) \cdot n_{\text{Zellen}} \cdot A \quad (3.13)$$

$$\dot{Q}_{\text{Kühl}} = \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} c_{\text{P,H}_2\text{O}} \Delta T \quad (3.14)$$

$$\dot{Q}_{\text{Verlust}} = k_i \cdot \frac{A_i}{A_{\text{Stack}}} \cdot (T - T_U) \cdot n_{\text{Zellen}} \cdot A \quad (3.15)$$

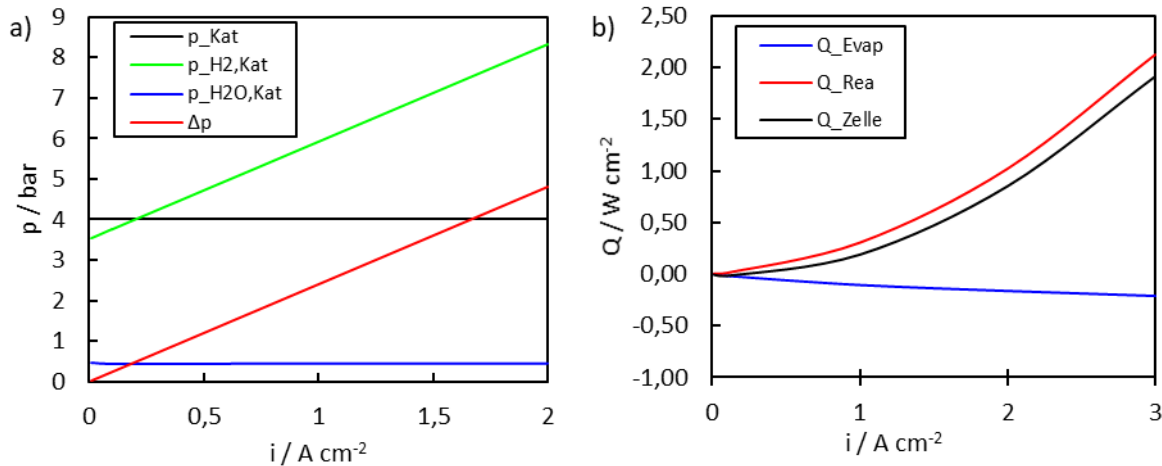


Abbildung 58: a) Druckerhöhung Δp infolge von Stofftransportlimitierung zur Membran hin bei 80 °C und 4 bar. b) Wärmeströme innerhalb eines Zellelements bei 80 °C und 3 bar.

Grundlage für die Bilanzierung der Stoffströme ist das Faraday'sche Gesetz, welches die vorhandene Stromdichte und durch die elektrochemische Reaktion gebildeten Molekülen mittels der Faraday-Konstante in Beziehung setzt. Die Stoffbilanz umfasst die Bilanzierung von ein- und austretenden Strömen sowie von Permeations- und Diffusionsströmen durch die Membran. Es wird auf die ausführliche Beschreibung in Tjarks [22] verwiesen. Die verwendeten Modellparameter sind in Tabelle 6 gegeben. Der Unterschied in der Polarisationskurve der einzelnen Stacks wird über eine unterschiedliche Parametrierung des Ohm'schen Widerstands R_{Ele} ausgedrückt.

Tabelle 6: Modellparameter für die PEM-Elektrolyse

Parameter	Wert	Kommentar	Referenz
$A \text{ [cm}^2\text{]}$	300	Zellfläche	Entsprechend exp. Aufbau
$A_{\text{An}} \text{ [bar cm}^2\text{A}^{-1}\text{]}$	2,4	Konstanter Faktor	[22]
$A_{\text{Kat}} \text{ [bar cm}^2\text{A}^{-1}\text{]}$	2,8	Konstanter Faktor	[22]
$C_{\text{P}} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{K}} \right]$	250	Wärmekapazität des Elektrolyseurs	Annahme
$D_{\text{Mem,H}_2} \text{ [mol cm}^{-1}\text{ s}^{-1}\text{ bar}^{-1}\text{]}$	4,65e-11	Permeabilitätsfaktor	[25]

$D_{\text{Mem},\text{O}_2}$ [mol cm ⁻¹ s ⁻¹ bar ⁻¹]	2e-11	Permeabilitätsfaktor	[26]
n_{Zellen} [-] 1 kW 30 kW	5 27	Anzahl der Zellen	Entsprechend exp. Aufbau
i_0 [A cm ⁻²]		Austauschstromdichte, abgebildet über Regressionskurve aus Literaturdaten.	[22]
p_{Kat} [bar]	5	Vorgegebener Druck kathodenseitig	-
p_{An} [bar]	4	Vorgegebener Druck anodenseitig	-
R_{ele} [Ω] Literatur/ 1 kW 30 kW (Stack 1) 30 kW (Stack 2)	0,096 0,0517 0,0526	Ohm'scher Widerstand	[22] Aus experimentellen Daten gefittet
α [V]		Durchtrittsfaktor, abgebildet über Regressionskurve aus Literaturdaten.	[22]
ϑ [°C]	75	Nominale Betriebstemperatur	-
δ_{Mem} [μm]	200	Membrandicke	Entsprechend exp. Aufbau
λ [-]	25	Feuchtigkeit der Membran (vollständig befeuchtet)	Annahme

Die Konditionierung des Stroms wird über einen lastpunktabhängigen Konverterwirkungsgrad abgebildet nach Rodriguez *et al.* [27]. Periphere Komponenten wie Wärmetauscher, Kondensatoren und Pumpen werden mittels idealer Modelle dargestellt. Im realen Betrieb von PEM-Elektrolyseuren erfolgt die Gastrocknung mittels Kondensation und anschließender Druckwechseladsorption, da im Produktgas enthaltene Feuchte ein wesentliches Qualitätsmerkmal ist. Im Modell wird dies vereinfacht über eine Flash-Berechnung dargestellt. Stoffdaten werden mittels der Soave-Redlich-Kwong- Zustandsgleichung berechnet.

Die grundsätzliche Modellverifizierung erfolgte wie im vorangegangenen Abschnitt beschrieben auf Basis eines Literaturvergleichs. Die Validierung des Stackmodells wurde durch den Vergleich mit Messdaten durchgeführt. Zur Erhöhung der Vorhersagegenauigkeit wurde für den 100 kW Teststand weiter eine

Anpassung an die experimentell ermittelten Polarisationskurven durch einen Parameterfit durchgeführt. Als Anpassungsparameter wurden die Ohm'schen Widerstände R_{Ele} für Stack 1 bzw. Stack 2 gewählt und mittels Minimierung der Fehlerquadrate an die Messdaten angepasst. In Abbildung 59 ist die Polarisationskurve des Modells aus der Literatur im Vergleich mit Messdaten und den angepassten Polarisationskurven dargestellt. Die hier untersuchten Stacks weisen eine leicht niedrigere Zellspannung im Vergleich zum mit Literaturparametern berechnetem Modell auf. Der Ohm'sche Widerstand wird genutzt, da über dessen Anpassung Alterungseffekte, die sich bei einer hohen Anzahl von Betriebsstunden ergeben, berücksichtigt werden können. Abbildung 60 zeigt den Vergleich Experiment und -Modell der erzeugten Produktgase für a) Wasserstoff und b) Sauerstoff. Insgesamt lässt sich eine hohe Übereinstimmung zwischen Experiment und Modell konstatieren mit geringen Abweichungen im unter Lastbereich.

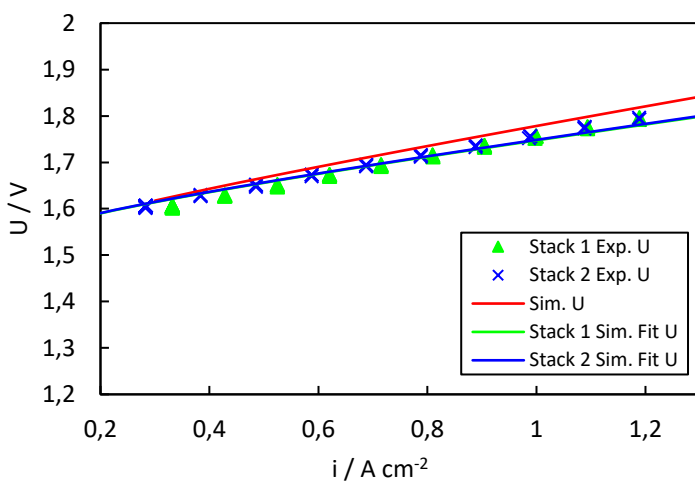


Abbildung 59: Angepasste Polarisationskurven für Stack 1 und Stack 2 im Vergleich zur Modellversion mit Literaturparametern

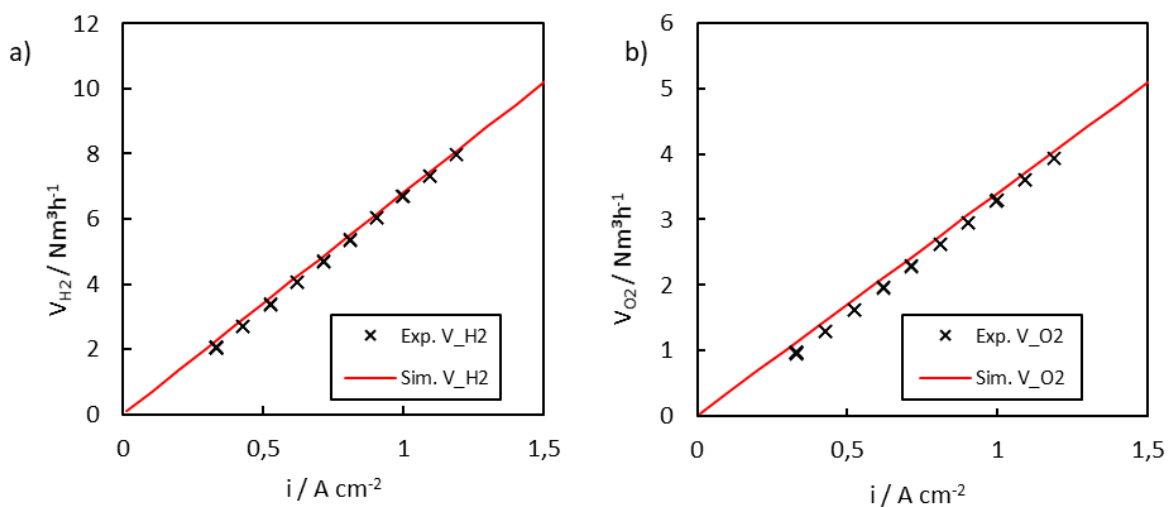


Abbildung 60: Produktgasströme (Normvolumen bei 0 °C, 1.013 bar) für a) Wasserstoff und b) Sauerstoff

3.1.2. MODELLENTWICKLUNG UND VALIDIERUNG METHANISIERUNG

Das Modell der Methanisierungsanlage wird mit dem Ziel aufgestellt, den dynamischen Betrieb der Gesamtanlage entsprechend Kapitel 2.2.1 abzubilden. Die Reaktoren werden mittels 1D-pseudohomogener Modelle dargestellt [28]. In verschiedenen Arbeiten wurde nachgewiesen, dass die charakteristischen Eigenschaften von Festbettreaktoren für die Methanisierung mit diesem Modelltyp dargestellt werden können [29, 30]. Weiter wird ein 2D $-\alpha_w$ -Modell zur näheren Untersuchung des gekühlten Festbettreaktors eingesetzt.

Die Wärmebilanz des 1D-pseudohomogenen Modells findet sich in Gleichung 3.16. Der Term für den Wärmeaustausch mit dem Kühlmedium entfällt für den adiabaten Reaktor. In der Stoffbilanz (Gleichung 3.17) wird axiale Stoffdispersion vernachlässigt, was entsprechend des Mears-Kriteriums aufgrund des vernachlässigbaren Einflusses zulässig ist.

$$\begin{aligned} (\varepsilon_{\text{Bett}} c_{p,G} \rho_G + \rho_{\text{Bett}} c_{p,\text{Kat}}) \frac{\partial T}{\partial t} & \quad (3.16) \\ & = -\rho_G c_{p,G} u_0 \frac{\partial T}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\Lambda_{\text{Ax}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \rho_{\text{Bett}} \eta_{\text{Kat}} r(-\Delta H_R) - h_{\text{ov}} \frac{4}{D} (T \\ & - T_C) \end{aligned}$$

$$\varepsilon_{\text{Bett}} \frac{\partial c_i}{\partial t} = -\frac{\partial (u_0 c_i)}{\partial x} + \rho_{\text{Bett}} \eta_{\text{Kat}} (-R_i) \quad (3.17)$$

Aufgrund des kleinen D/d_p -Verhältnisses und den damit verhältnismäßig großen möglichen Gradienten wird ein „stand alone“ 2D-Modell eingesetzt, um den gekühlten Festbettreaktor der Stufe 1 detaillierter zu untersuchen. Die Wärme- und Stoffbilanz des 2D-Modells sind in Gleichung 3.18 bzw. Gleichung 3.19 festgehalten. Gleichung 3.20 wird in allen Bilanzgleichungen zur Beschreibung der Bettichte verwendet.

$$\begin{aligned} (\varepsilon_{\text{Bett}} c_{p,G} \rho_G + (1 - \varepsilon_{\text{Bed}}) c_{p,\text{Kat}} \rho_{\text{Kat}}) \frac{\partial T}{\partial t} & = -\rho_G c_{p,G} u_0 \frac{\partial T}{\partial x} + \frac{1}{y} \frac{\partial}{\partial y} \left(y \Lambda_{\text{Rad}} \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \\ \frac{\partial}{\partial x} \left(\Lambda_{\text{Ax}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) & + \rho_{\text{Bett}} \eta_{\text{Kat}} r(-\Delta H_R) \end{aligned} \quad (3.18)$$

$$\varepsilon_{\text{Bett}} \frac{\partial c_i}{\partial t} = -\frac{\partial (u_0 c_i)}{\partial x} + \frac{1}{y} \frac{\partial}{\partial y} \left(y D_{\text{Rad}} \frac{\partial c_i}{\partial y} \right) + \rho_{\text{Bett}} \eta_{\text{Kat}} (-R_i) \quad (3.19)$$

$$\rho_{\text{Bed}} = (1 - \varepsilon_{\text{Bett}}) \rho_{\text{Kat}} \quad (3.20)$$

Die Randbedingungen (RB) sind für beide Reaktoren gleich: Diriclet-Randbedingungen am Reaktoreintritt (fixer Wert) und Neumann-Randbedingungen am Reaktorausritt (Gradientenfreiheit). Die Randbedingungen sind für alle Modelle in Tabelle 7 aufgeführt. Der Einfluss der Kühlung im ersten Reaktor wird durch die

Bilanzierung der Temperatur des Kühlmediums erfasst (Gleichung 3.21). Die Kühlung ist real im Kreuz-Gegenstrom, das Kühlmedium tritt daher im Modell am Reaktoraustritt mit einer fixen Temperatur ein und verlässt den Reaktor gradientenfrei (vgl. Tabelle 7). Die Eigenschaften des Kühlmediums (Hauptkomponente: Dibenzyltoluol) werden in Abhängigkeit der Temperatur berechnet (Stoffdaten aus [31]). Die Geschwindigkeit des Kühlmediums wird konstant auf $0,0625 \text{ m s}^{-1}$ gesetzt, was dem konstanten Durchfluss von 20 l min^{-1} während der Experimente entspricht.

$$\rho_c c_{p,c} \frac{\partial T_c}{\partial t} = u_c \rho_c c_{p,c} \frac{\partial T_c}{\partial x} + \frac{\pi D}{A_c} h_{ov}(T - T_c) \quad (3.21)$$

Tabelle 7: Randbedingungen für alle verwendeten Reaktormodelle. L_1 und L_2 sind der Ein- und Austrittspunkt des Kühlmediums.

	1D Modelle	2D Model	Kühlmedium
	Gekühlter und adiabater Festbettreaktor	Gekühlter Reaktor	Nur Modelle für gekühlten Reaktor
RB Stoffbilanz	$c_{x=0} = c_{in}$ $\frac{\partial c_{x=L}}{\partial x} = 0$	$c_{x=0} = c_{in}$ $\frac{\partial c_{x=L}}{\partial x} = 0$ $\frac{\partial c_{y=0}}{\partial y} = 0$ $\frac{\partial c_{y=R}}{\partial y} = 0$	-
RB Wärmebilanz	$T_{x=0} = T_{in}$ $\frac{\partial T_{x=L}}{\partial x} = 0$	$T_{x=0} = T_{in}$ $\frac{\partial T_{x=L}}{\partial x} = 0$ $\frac{\partial T_{y=0}}{\partial y} = 0$ $\frac{\partial T_{y=R}}{\partial y} \Big _{x[0,L_1]}$ $-\lambda_r^{eff} \frac{\partial T_{y=R}}{\partial y} \Big _{x[L_1,L_2]} = h_{ov}(T_{y=R} - T_c)$	$\frac{\partial T_{C,x=L_1}}{\partial x} = 0$ $T_{C,x=L} = T_{c,in}$

		$\left. \frac{\partial T_{y=R}}{\partial y} \right _{x[L_2, L]} = 0$	
Anfangs- bedingungen		$c_{t=0} = c_{in}$ $T_{t=0} = T_{in}$	$T_{c,t=0} = T_{c,in}$

Eine typische Annahme für die Modellierung von Festbettreaktoren ist, dass die Änderung des Drucks im Reaktor von Reibungsverlusten dominiert wird. Unter dieser Annahme kann auf die Lösung der Impulsgleichung verzichtet werden, was für die Modellierung eine erhebliche Vereinfachung darstellt, da die Impulsgleichung in der Regel zu steifen und damit schwierig zu lösenden Gleichungssystemen führt [32]. Der Druckverlust wird mit der Korrelation von Einfeld und Schnitzlein in Gleichung 3.22 berechnet, welche Wandeffekte für kleine Packungsdurchmesser berücksichtigt. Die Koeffizienten A_W und B_W (Gleichung 3.23 bzw. Gleichung 3.24) sind Terme zur Korrektur des Wandinflusses. [33]

$$\frac{dp}{dx} = -190 \cdot A_W^2 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{Bett})^2}{\varepsilon_{Bett}^3} \cdot \frac{\mu_G u_0}{d_P^2} - \frac{A_W}{B_W} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon_{Bett}^3} \cdot \frac{\rho_G u_0^2}{d_p} \quad (3.22)$$

$$A_W = 1 + \frac{2}{3 \cdot (D_t/d_p) \cdot (1 - \varepsilon_{Bett})} \quad (3.23)$$

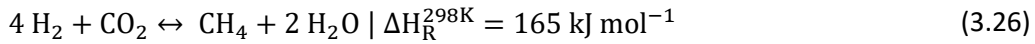
$$B_W = \left[2 \cdot \left(\frac{d_p}{D_t} \right)^2 + 0.77 \right]^2 \quad (3.24)$$

Für die Reaktoren wird eine kolbenförmige Strömung (Plug-Flow) angenommen. Die Änderung der Geschwindigkeit in Abhängigkeit der Gasdichte wird über die Kontinuitätsgleichung 3.25 berücksichtigt.

$$u_0 = u_{0,in} \cdot \frac{\rho_{g,in}}{\rho_g} \quad (3.25)$$

Reaktionskinetik und Katalysatorwirkungsgrad

Die Methanisierungsreaktion wird mit der Kinetik von Koschany et al. [34] abgebildet, da der untersuchte Katalysator (Ni/Al₂O₃ mit 58 wt.-% Ni) ähnlich zum hier verwendeten Katalysator (Ni/Al₂O₃/Promoter mit ca. 50 wt.-% Ni) ist. Die Kinetik wurde über einen breiten Parameterbereich untersucht ($p = 1 - 15$ bar, $T = 180 - 340$ °C, bei unterschiedlichen Durchflüssen und stöchiometrischer Zusammensetzung). Sie ist als Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson-Kinetik formuliert (Gleichung 3.27) und beschreibt die direkte Hydrierung von Kohlenstoffdioxid gemäß der Sabatier-Reaktion in Gleichung 3.26. Die Temperaturabhängigkeit der Reaktionsenthalpie wird mit dem Kirchhoff'schen Gesetz berechnet (Daten aus [31]). Die Katalysatoreigenschaften sind in Tabelle 8 aufgelistet.



$$r = \frac{k \cdot p_{\text{H}_2}^{0,5} p_{\text{CO}_2}^{0,5} \cdot \left(1 - \frac{p_{\text{CH}_4} p_{\text{H}_2\text{O}}^2}{p_{\text{CO}_2} p_{\text{H}_2}^4 K_{\text{eq}}} \right)}{\left(1 + K_{\text{OH}} \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2}^{0,5}} + K_{\text{H}_2} p_{\text{H}_2}^{0,5} + K_{\text{mix}} p_{\text{CO}_2}^{0,5} \right)^2} \quad (3.27)$$

Stofftransportlimitierungen innerhalb des Katalysators werden nach dem Konzept des Thiele-Moduls mittels eines Katalysatorwirkungsgrad berücksichtigt. Für zylindrische Partikel ergibt sich Gleichung 3.28 [35]. Um die explizite Lösung der Bessel-Funktion zu vermeiden wurde das Verhältnis von I_1/I_0 mit dem Polynom in Gleichung 3.29 approximiert [7]. Der Ansatz zur Beschreibung des Thiele-Moduls folgt der Arbeit von Kiewidt and Thöming [36] mit Kohlenstoffdioxid als limitierender Komponente aufgrund seiner wesentlich geringeren Diffusionsgeschwindigkeit im Vergleich zu Wasserstoff.

$$\eta_{\text{Cat}} = \frac{2 I_1(\phi)}{\phi I_0(\phi)} \quad (3.28)$$

$$\frac{I_1(\phi)}{I_0(\phi)} = \frac{\phi^5 - 0.9607\phi^4 + 6.774\phi^3 + 5.038\phi^2 + 12.11\phi - 0.002621}{\phi^5 - 0.4608\phi^4 + 6.668\phi^3 + 8.582\phi^2 + 14.88\phi + 23.01} \quad (3.29)$$

Die Berechnung des Thiele-Moduls mittels Gleichung 3.30 ergibt sich aus dem effektiven Diffusionskoeffizienten, welcher mittels der Bosanquet-Formel (Gleichung 3.31) berechnet wird. Darin ist $D_{\text{c,CO}_2}^{\text{Eff}}$ der molekulare Diffusionskoeffizient in der Mischung, welcher mittels der Dawson-Khoury-Kobayashi-Methode berechnet wird. Der Knudsen-Diffusionskoeffizient $D_{\text{Kn,CO}_2}^{\text{Eff}}$ wird mittels Gleichung 3.32 berechnet.

$$\phi = \frac{d_p}{2} \sqrt{\frac{M_{\text{CO}_2} r_{\text{CO}_2}}{D_{\text{CO}_2}^{\text{eff}} \rho_{\text{CO}_2}}} \quad (3.30)$$

$$\frac{1}{D_{\text{CO}_2}^{\text{eff}}} = \frac{\tau^2}{\varepsilon_{\text{Cat}}} \left(\frac{1}{D_{\text{c,CO}_2}^{\text{eff}}} + \frac{1}{D_{\text{Kn,CO}_2}^{\text{eff}}} \right) \quad (3.31)$$

$$D_{\text{Kn,CO}_2}^{\text{eff}} = \frac{d_{\text{pore}}}{3} \sqrt{\frac{8RT}{\pi M_{\text{CO}_2}}} \quad (3.32)$$

Tabelle 8: Katalysatoreigenschaften

Eigenschaft	Einheit	Wert	Referenz
Äquivalentdurchmesser Katalysatorpartikel d_p	mm	3,43	Berechnet
Bettporosität $\varepsilon_{\text{Bett}}$	–	0,391	Messung ZBT
Bettdichte ρ_{Bett}	kg m^{-3}	1390	Messung ZBT
Dichte ρ_{Kat}	kg m^{-3}	2300	[34] und $\rho_{\text{Kat}} \approx \frac{\rho_{\text{Bed}}}{1-\varepsilon_{\text{Bed}}}$
Wärmeleitfähigkeit λ_G	$\text{Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$	0,84	Fit aus experimentellen Daten
Tortuosität/Katalysatorporosität $\frac{\tau^2}{\varepsilon_{\text{Kat}}}$	–	43,24	Fit aus experimentellen Daten
Porendurchmesser d_{pore}	nm	20	Annahme [29]
Wärmekapazität $c_{p,\text{Kat}}$	$\text{kJ kg}^{-1}\text{K}^{-1}$	1,107	[37]
Wärmeübergangskoeffizient α_c	$\text{kW m}^{-2}\text{K}^{-1}$	0,688	Aus CFD-Analyse
Geschwindigkeit Kühlmedium u_c	m s^{-1}	0,0625	Berechnet
Kühlfläche A_c	m^2	$3,9 \cdot 10^{-4}$	Berechnet

Wärmetransport

Der Wärmetransport im 1D-Model wird durch einen effektiven Wärmedurchgangskoeffizienten beschrieben. Dieser setzt sich gemäß Gleichung 3.33 aus drei Beiträgen zusammen. Der erste Transportwiderstand ist der Wärmeübergang vom Kühlmittel zur Rohrwand, welcher durch den Wärmeübergangskoeffizient $\alpha_{w,c}$ charakterisiert wird. Dieser wurde mittels CFD-Analyse für ein Referenzszenario bestimmt und konstant gesetzt. Der Wärmedurchgangswiderstand, der durch die Reaktorwand verursacht wird ist im Vergleich sehr gering, wird konstant gesetzt und der Vollständigkeit halber berücksichtigt. Der Wärmeübergang Wand-Reaktorschüttung wird durch die Nusselt-Korrelation von Martin and Nilles [38] beschrieben (Gleichung 3.34):

$$\frac{1}{h_{ov}} = \frac{1}{\alpha_{w,eff}} + \frac{d_w}{\lambda_w} + \frac{1}{\alpha_{w,c}} \quad (3.33)$$

$$Nu_w = \frac{\alpha_w d_p}{\lambda_G} \quad (3.34)$$

$$Nu_w = \left(1.3 + \frac{5}{D/d_p}\right) \frac{\lambda_{Bed}}{\lambda_G} + 0.19 Re_p^{0.75} Pr^{0.33} \quad (3.35)$$

α_w charakterisiert den Wärmeübergang im 2D- α_w -Model und steht in der Randbedingung. Der thermische Widerstand, welcher durch das Katalysatorbett entsteht, wird für das 1D-Modell durch die Korrelation von Dixon [39] beschrieben (Gleichung 3.36). Auf Grundlage der Reaktor-Biotzahl in Gleichung 3.37 wird ein effektiver Wärmeübergangskoeffizient hergeleitet. Die effektive Bettwärmeleitfähigkeit und die effektive radiale Bettwärmeleitfähigkeit werden nach Tsotsas [40] und Tsotsas [41] berechnet.

$$\frac{1}{\alpha_{Wall,eff}} = \frac{1}{\alpha_{Wall}} + \frac{1}{6} \frac{D}{\lambda_R^{eff}} \frac{Bi_R + 3}{Bi_R + 4} \quad (3.36)$$

$$Bi_R = \frac{\alpha_w D}{2\lambda_R^{eff}} \quad (3.37)$$

Modellvalidierung

Für den Temperaturverlauf im Reaktor zeigt das Modell eine hohe qualitative Übereinstimmung für einen Bereich der GHSV von 800 bis 3800 h⁻¹ wie Abbildung 61 zu entnehmen ist. Die Katalysatoreigenschaften wurden an die experimentellen Daten (vgl. Kapitel 2.2.2) mittels Fehlerquadratminimierung angepasst: Die Wärmeleitfähigkeit als charakteristischer Parameter für den Wärmetransport und das Verhältnis aus Tortuosität und Porosität als Größe für die kinetische Aktivität. Für das gewählte Reaktordesign wird die Maximaltemperatur von 650 °C nicht überschritten. Die maximal zulässige Temperatur wird durch den Katalysator bestimmt, der oberhalb dieser Temperatur durch Mechanismen wie Sinterung deaktiviert

werden kann. Die Erzeugung von SNG entsprechend den Einspeiserichtlinien (als erfüllt angenommen, wenn $x_{\text{CH}_4} > 95$ mol-%) ist über den gesamten untersuchten Betriebsbereich möglich. Abbildung 62 a) zeigt den Anteil von Methan im trockenen Produktgas nach der ersten und zweiten Trocknungsstufe. Für die erste Reaktorstufe ist die Abweichung zwischen Experiment und Modell höher als nach der zweiten Stufe, jedoch vergleichbar mit anderen Untersuchungen für Einzelreaktoren (vgl. [42–44]). Nach der zweiten Stufe ergibt sich eine hohe Übereinstimmung zwischen Modell und experimentellen Daten. Es ergibt sich eine Übereinstimmung der gemessenen und theoretisch ermittelten Anlagenleistung mit einer mittleren Abweichung von 3,3 % (Abbildung 62 b)).

Der Messfehler der Temperaturmessungen wird als gering eingeschätzt. Die Abweichung der Gaszusammensetzung kann hingegen von Modell- oder Messungenauigkeiten herrühren. Modellseitig ist die Verwendung von heterogenen Modellen möglich, welche gegenüber homogenen Modellen einen geringen Umsatz zeigen [30]. Messfehler ergeben sich einerseits durch die Gasanalytik und andererseits durch die Gasdosierung. Die Dosiergenauigkeit im Experiment ist geringer als die Einstellung des Molverhältnisses im Modell. Zudem gibt es eine hohe Sensitivität der Reaktorperformance in Abhängigkeit der Eintrittsmolverhältnisse.

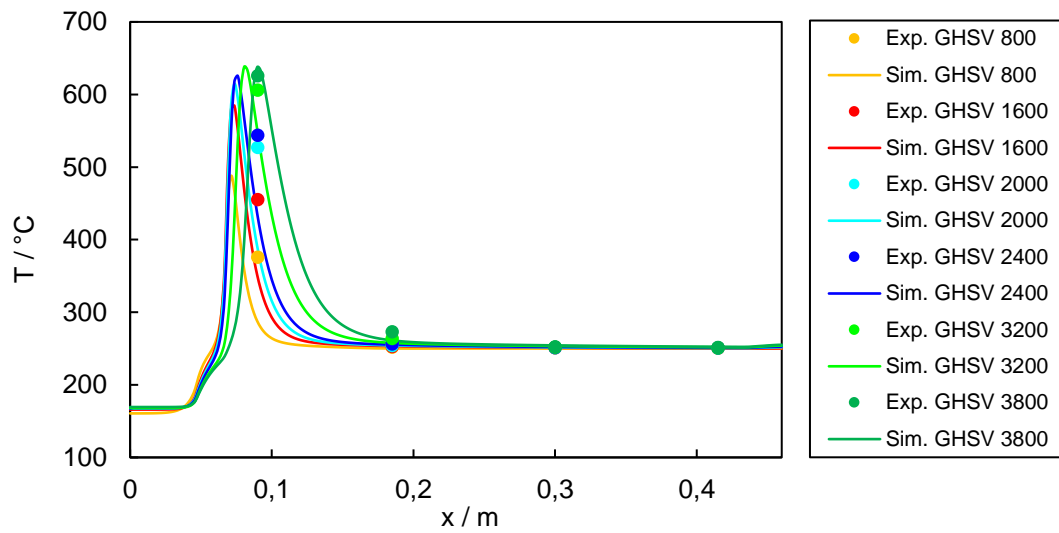


Abbildung 61: Gemessene vs. Simulierte Temperaturprofile für die erste Reaktorstufe bei 13 bar und $\lambda=1$ [7]

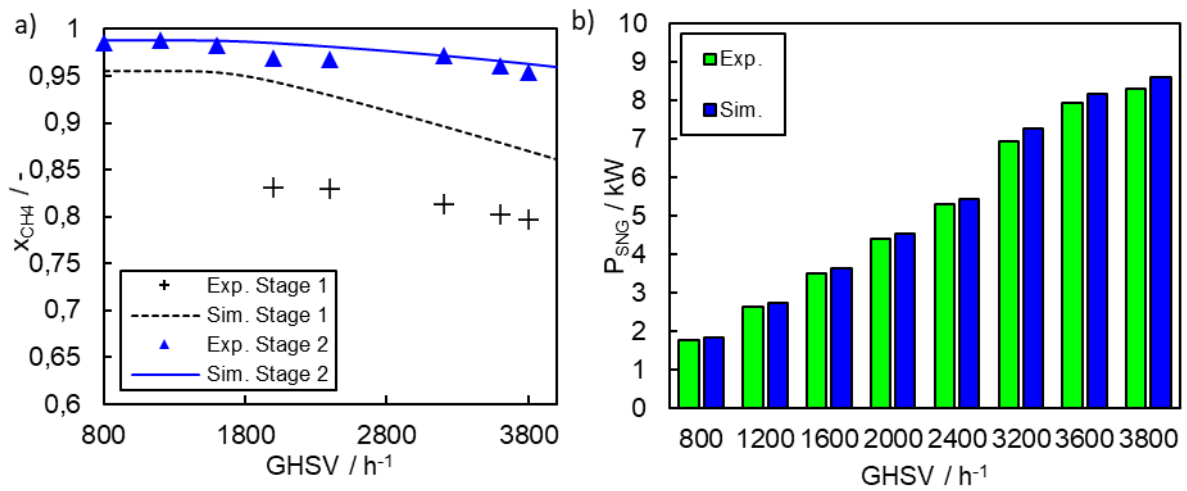


Abbildung 62: a) Gaszusammensetzung des getrockneten Produktgases nach Stufe 1 und Stufe 2 sowie b) die integrale Anlagenleistung bei 13 bar und $\lambda=1$ [7].

3.2. CHARAKTERISIERUNG STATIONÄRER ANLAGENZUSTÄNDE

In diesem Abschnitt wird der Betriebsbereich und die Flexibilität der PEM-Elektrolyse und der Methanisierung auf Grundlage der validierten Modelle untersucht. Für die Elektrolyse ist die Polarisationskurve, welche den Zusammenhang zwischen Stromstärke und Zellspannung wiedergibt, der zentrale Bestandteil der Diskussion des Betriebsbereichs. Es werden die Einflüsse verschiedener Betriebsparameter und limitierende Faktoren dargestellt. Für die Methanisierung sind vorrangig die maximale Reaktortemperatur sowie die erzielte Gasqualität relevant. Die Untersuchung des Betriebsbereiches betrachtet daher vor allem Einflüsse von Betriebsparametern auf Temperaturprofile und den Methangehalt des Produktgases.

3.2.1. PEM-ELEKTROLYSE: MODELLBASIERTE CHARAKTERISIERUNG DES BETRIEBSBEREICHS

Elektrolysen gelten generell als flexible Verfahren, die einen großen Betriebsbereich aufweisen. Hierbei gilt die PEM-Elektrolyse als das im Vergleich flexibelste Verfahren [45]. Im Folgenden wird der Betriebsbereich des untersuchten Elektrolyse-Stacks auf Basis des validierten Modells charakterisiert. Die Untersuchungen werden für Stack Nr. 1 des 100 kW-Elektrolyseteststands dargestellt, sind jedoch aufgrund der nur geringfügig abweichenden Parametrierung von Stack Nr. 2 für beide aussagekräftig. Hierzu wird der Einfluss der wichtigsten Betriebsparameter auf Betriebsverhalten und Performance diskutiert.

Die minimal mögliche Stromdichte im laufenden Betrieb eines Stacks wird durch die Gasqualität an der Anode bestimmt. Hier kommt es zur Diffusion von Wasserstoff in Sauerstoff, welche ein explosionsfähiges Gemisch bilden können. Als akzeptable Grenzkonzentration hat sich der Wert von 2 mol-% Wasserstoff in Sauerstoff etabliert, was der Hälfte der unteren Explosionsgrenze entspricht [46]. In Abbildung 63 ist die entsprechende Gasreinheit über der Stromdichte für verschiedene Drücke bei einer Betriebstemperatur von 75 °C dargestellt. Das Gas-Crossover von Wasserstoff nimmt mit steigendem Druck zu, da sich entsprechend des Fick'schen Gesetzes durch den steigenden Partialdruck eine erhöhte Diffusions- und Permeationsrate ergibt [47]. Zudem steigt die Wasserlöslichkeit der Gase mit zunehmendem Druck, wodurch vermehrt Wasserstoff durch Wasserrezirkulation zur Anodenseite gelangen kann. [48] Die Temperatur zeigt im untersuchten Bereich von 50-80 °C keinen signifikanten Einfluss. Die kathodenseitige Verunreinigung von Wasserstoff mit Sauerstoff ist typischerweise vernachlässigbar, da die Gase katalytisch zu Wasser rekombinieren [49]. Es können verschiedene technische Maßnahmen eingesetzt werden, um die Konzentration von Wasserstoff in Sauerstoff zu beeinflussen. Eine Möglichkeit ist die Beschichtung der Stromkollektoren mit Platin, um die Produktgase zu rekombinieren. Weiter können dickere Membranen oder verdichtete Membranen verwendet werden, was jedoch die Leitfähigkeit negativ beeinflusst und somit den elektrischen Widerstand steigen lässt. [46, 50] In Abbildung 64 ist die Konzentration von Wasserstoff in Sauerstoff in Abhängigkeit der Membrandicke und ihr Einfluss auf die Polarisationskurve bei 5 bar und 75 °C dargestellt. Durch geringe Membrandicken sind potentiell signifikante Verringerungen der aufzuwendenden Zellspannung und damit Effizienzsteigerungen möglich, was jedoch mit erhöhten Konzentrationen von Wasserstoff auf der Anodenseite einhergeht und somit erhöhte Sicherheitsmaßnahmen erfordert und den unteren Lastbereich einschränkt. Weiterhin birgt der Einsatz dünnen Membranen Herausforderungen hinsichtlich der

mechanischen Stabilität, insbesondere bei hohen Drücken, da so Risse und Punktierungen leichter entstehen können. [48]

Die maximal mögliche Stromdichte bzw. die maximale Leistung wird einerseits ökonomisch begrenzt durch einen sinkenden Wirkungsgrad, andererseits durch die Abnutzung des Elektrodenmaterials. Grundsätzlich nimmt diese bei hohen Stromdichten signifikant zu. Die maximale Leistung ist daher eine operative Entscheidung und kann nicht aus diesen Modellierungsarbeiten abgeleitet werden. Elektrolyseurhersteller geben unterschiedliche Werte an: *Hydrogenics HyLYZER 3000* 1-100 %, *Siemens SilyZER 200* 0-160 %, *AREVA H2Gen E120* 10-150 % [45]. Neben der Leistungsfähigkeit des Stacks muss das Prozessequipment wie Kondensatoren, Wärmetauscher und Pumpen ausreichend dimensioniert sein.

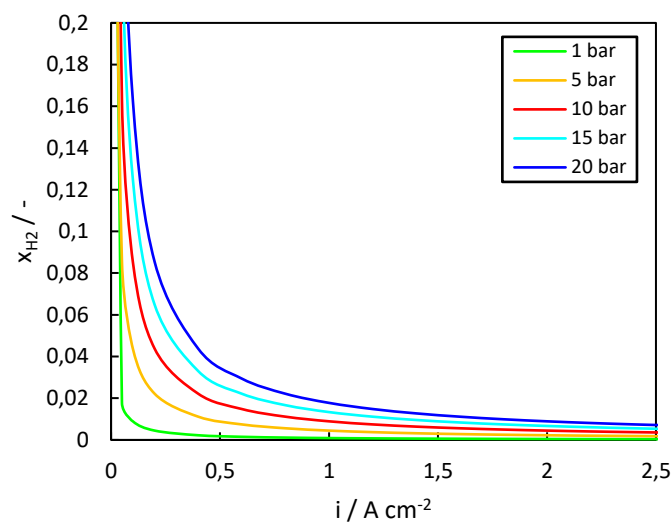


Abbildung 63: Anteil an Wasserstoff in Sauerstoff anodenseitig bei 75 °C für verschiedene Drücke

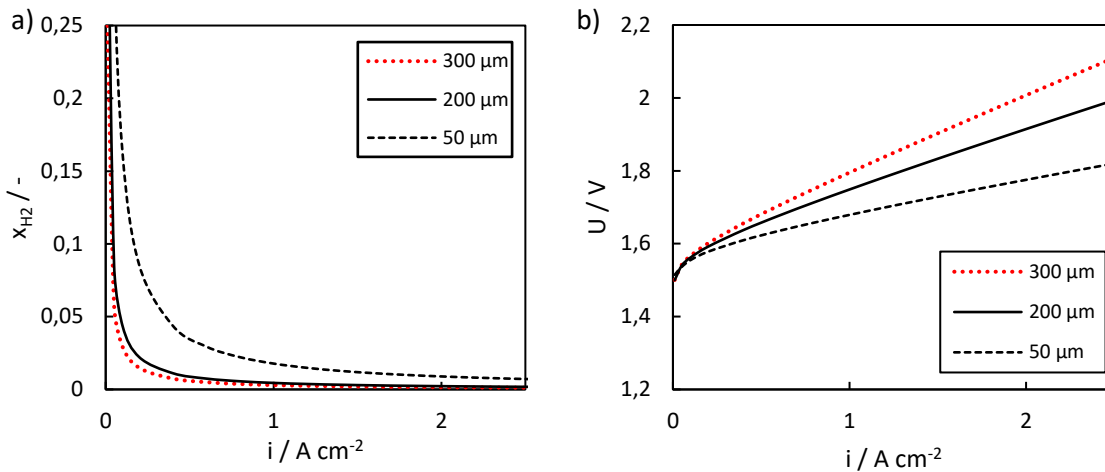


Abbildung 64: Einfluss der Membrandicke auf die anodenseitige Konzentration von Wasserstoff und die Zellspannung, bei 75 °C und 5 bar Gleichdruckbetrieb

Die Effizienz der Elektrolyse variiert signifikant über dem Betriebsbereich und hat einen maßgeblichen Einfluss auf den Betrieb. Im Folgenden wird die Effizienz des Zellelements verglichen, die wie folgt definiert ist: [22]

$$\eta_{\text{Cell}} = \frac{U_{\text{Rev}}}{U_{\text{Cell}}} \cdot \frac{i - i_{\text{loss}}}{i} \quad (3.38)$$

In Abbildung 65 sind die Polarisationskurven und in Abbildung 66 die Zelleffizienz bei a) verschiedenen Drücken und b) verschiedenen Temperaturen dargestellt. Höhere Drücke wirken sich zunächst negativ auf die Zelleffizienz aus, für den Gesamtwirkungsgrad eines Elektrolyseurs sind höhere Drücke jedoch vorteilhaft, da Kompressionsenergie für die Wasserstoffverdichtung eingespart werden kann. Weitere Vorteile ergeben sich durch eine kompaktere Bauweise und damit Einsparmöglichkeiten am Material. Der optimale Druck der Elektrolyse ergibt sich letztlich aus ökonomischen Betrachtungen, weshalb das Gesamtsystem und die Endanwendung mit in die Betrachtung einbezogen werden müssen. [48] Hinsichtlich des Drucks als Betriebsparameter wird weiter zwischen Gleichdruck- und Differenzdruckbetrieb unterschieden, wobei sich bei letzterem das Druckniveau zwischen Anode und Kathode unterscheidet. Ein reduzierter Druck auf der Anodenseite kann Kosten sparen, da diese Seite für ein geringeres Druckniveau ausgelegt werden kann. Dem gegenüber steht die erhöhte mechanische Belastung die durch den Differenzdruck entsteht. [48] Eine steigende Temperatur begünstigt die Effizienz der Elektrolyse, da der notwendige Teil an elektrischer Energie zur Spaltung des Wassers verringert wird und durch thermische Energie bereitgestellt werden kann. Hohe Temperaturen wirken sich jedoch negativ auf die Lebensdauer der verwendeten Materialien aus. PEM-Elektrolyseure werden daher in der Regel unterhalb von 90 °C betrieben [47].

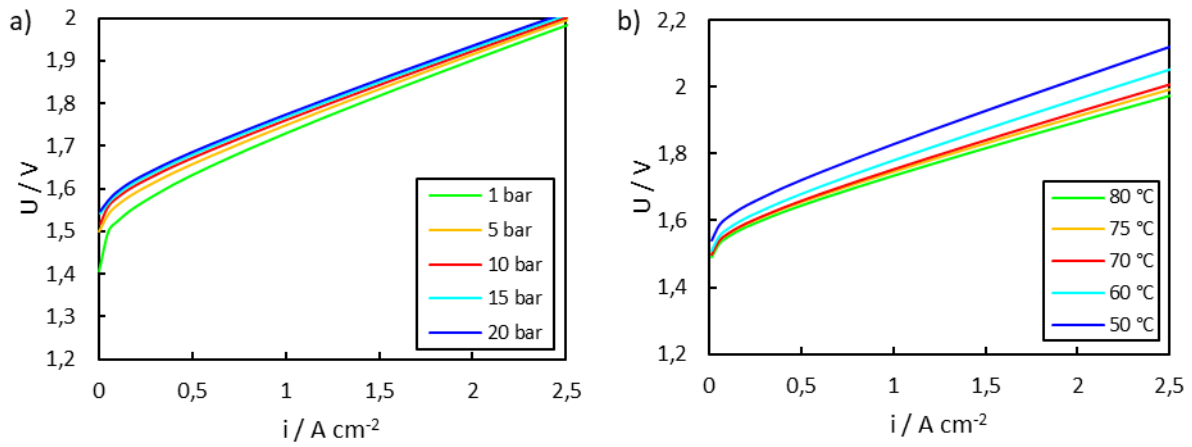


Abbildung 65: Auswirkungen des a) Betriebsdrucks (bei 75 °C) und b) der Betriebstemperatur (bei 5 bar) auf die Zellspannung

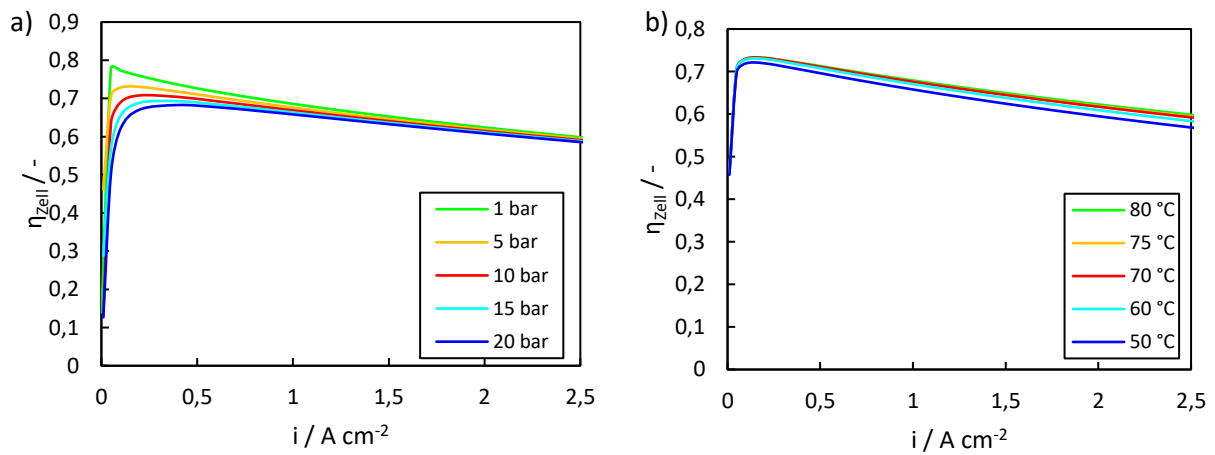


Abbildung 66: Auswirkungen des a) Betriebsdrucks (bei 75 °C) und b) der Betriebstemperatur (bei 5 bar) auf die Zelleffizienz

3.2.2. METHANISIERUNG: CHARAKTERISIERUNG DES BETRIEBSBEREICHS

Hinsichtlich der Flexibilität werden mehrere Anforderungen an die Methanisierung gestellt. Nach Bruns *et al.* [51] ergeben sich vier verschiedene Flexibilitätsarten: Kapazitätsflexibilität, Feedstock-Flexibilität, Produktflexibilität und Prozessflexibilität. Kapazitätsflexibilität ist die Eigenschaft bzw. Fähigkeit eines Prozesses, den Durchsatz ändern zu können und dabei die Produktspezifikation einzuhalten. Feedstock-Flexibilität ist die Eigenschaft eines Prozesses veränderliche Edukte verarbeiten zu können und dabei die Produktspezifikationen einzuhalten. Aufgrund der möglichen variablen Produktion von Wasserstoff durch Elektrolyse aufgrund eines veränderlichen Strompreises oder einer veränderlichen Stromverfügbarkeit, ist die Kapazitätsflexibilität und damit die Untersuchung des Betriebsbereichs hinsichtlich Laständerungen besonders relevant für die Methanisierung. Die sich ändernde Verfügbarkeit von Wasserstoff sowie von Kohlenstoffdioxid können dazu führen, dass beide Edukte nicht im stöchiometrischen Verhältnis fñhrtzugefñhrt werden. Deshalb ist die Untersuchung der Feedstock-Flexibilität, also das Verhalten des Prozesses unter nicht-stöchiometrischem Input, relevant. Die Produktflexibilität, also die Fähigkeit eines Prozesses, unterschiedliche Produkte zu erzeugen, ist für die Betrachtung innerhalb des Vorhabens nicht relevant, das Ziel ist stets die Produktion von SNG. Prozessflexibilität beschreibt die Fähigkeit, mit Änderungen in Eingangs- oder Betriebsparametern umgehen zu können, ohne dabei vorgegebene Spezifikationen zu verletzen. Letzteres umfasst beispielsweise auch eine Änderung des Druckniveaus innerhalb des Prozesses. Dies wird hier jedoch nicht näher betrachtet, da das Drucklevel unter anderem vom Gesamtsystem, vom Szenario und Standort und von der Endanwendung abhängt und nicht allein für die Methanisierung veränderbar ist. Die Flexibilitätsarten lassen sich weiter in gezielte und stochastische Änderungen am Prozess unterteilen, wobei die Intention zunächst für stationäre Betrachtungen nicht unmittelbar wichtig ist. [51]

Die folgenden Untersuchungen wurden so weit nicht anders spezifiziert bei einem Druck von 13 bar, einem stöchiometrischen Verhältnis von $\lambda=1$ und einer Kühlltemperatur von 250 °C durchgeführt. Zunächst wird der Einfluss der unmittelbar für den Anlagenbetrieb relevanten Kühlltemperatur untersucht. Im Anschluss werden Untersuchungen zur Charakterisierung des möglichen Betriebsbereichs vorgestellt.

Für einen sicheren Anlagenbetrieb ist die Kenntnis sensibler Parameter notwendig. Für gekühlte Festbettreaktoren ist eine ausgeprägte parametrische Sensitivität hinsichtlich der Kühlltemperatur gut bekannt. Dies wurde u.a. umfassend von Schlereth and Hinrichsen [29] für die CO₂-Methanisierung untersucht. Die Möglichkeit, diesen Parameter zu adaptieren, kann die Flexibilität und den Betriebsbereich signifikant erhöhen [32, 52]. In Abbildung 67 ist die maximale mittlere Reaktortemperatur und der Methangehalt nach der zweiten Reaktorstufe für das 1D- und 2D-Modell in Abhängigkeit der Kühlltemperatur im Vergleich dargestellt. Beide Modelle zeigen ein ähnliches Verhalten, wobei die instabile Region im 2D-Modell schon bei niedrigeren Temperaturen beginnt. Das ist damit zu erklären, dass die gemittelte Temperatur dargestellt ist, im 2D-Modell jedoch ein radialer Temperaturgradient vorhanden ist, so dass sich zur Reaktormitte hin höhere Reaktortemperaturen ergeben, welche eher zu einem Ausbruch führen. Für das 1D-Modell führt beispielsweise eine Absenkung der Reaktortemperatur um 19 K ausgehend von 220 °C zu einem Delta bei der Reaktortemperatur von 275 K. In dieser Region ist der Reaktor nicht sicher betreibbar.

In Abbildung 68 und Abbildung 69 sind modellierte und experimentell ermittelte (vgl. Kapitel 2.2.2) Temperaturprofile im Vergleich bei unterschiedlichen GHSV (2000 h⁻¹ bzw. 2400 h⁻¹) dargestellt. [7] Es zeigt

sich eine qualitativ hohe Übereinstimmung. Die Kühltemperatur ist ein entscheidender Designparameter, muss jedoch so gewählt werden, dass der jeweils notwendige Mindestumsatz erreicht wird, welcher maßgeblich entscheidend für die notwendige Performance der zweiten Reaktorstufe ist, in welcher das thermodynamische Gleichgewicht erreicht werden sollte. Außerdem ist die maximale Reaktortemperatur zu beachten. In diesem Fall führt beispielsweise bei einer GHSV von 2000 h^{-1} eine Kühltemperatur von 280 °C zum Überschreiten des Limits.

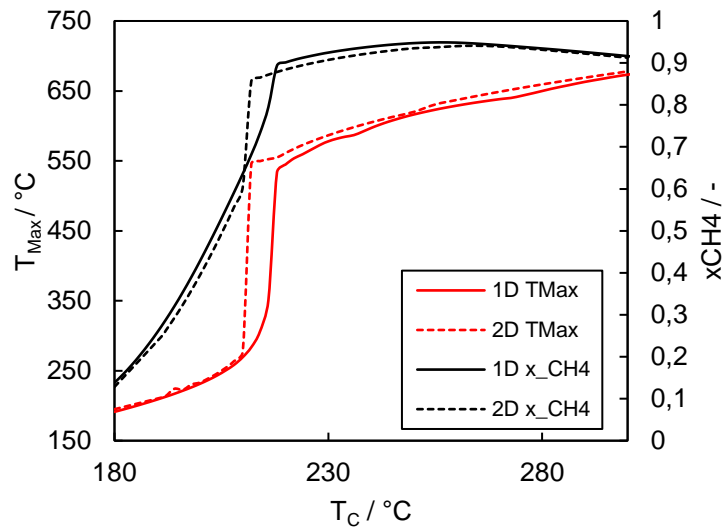


Abbildung 67: Parametrische Sensitivität des gekühlten Festbettreaktors bei veränderlicher Kühltemperatur bei einer GHSV von 2000 h^{-1} . Dargestellt sind die gemittelte Maximaltemperatur im Reaktor und die Gasqualität nach der ersten Reaktorstufe im getrockneten Gas für das 1D- und 2D-Modell. [7]

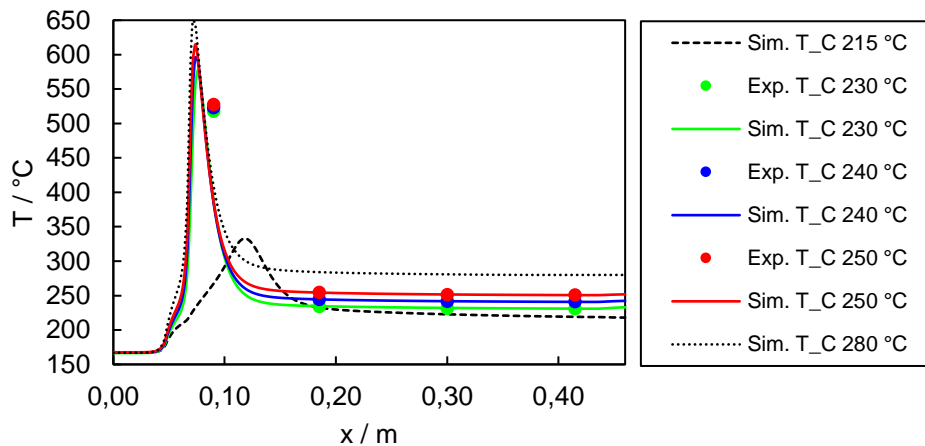


Abbildung 68: Experimentell validierte Temperaturprofile für verschiedene Kühltemperaturen T_c bei einer GHSV von 2000 h^{-1} [7]

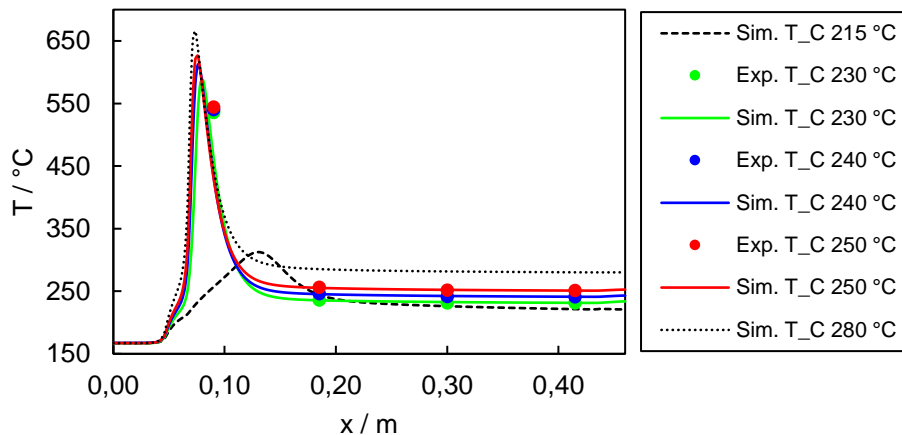


Abbildung 69: Experimentell validierte Temperaturprofile für verschiedene Kühltemperaturen T_c bei einer GHSV von 2400 h^{-1}

In Abbildung 70 ist der Methangehalt im Produktgas nach der zweiten Stufe dargestellt. Im Sinne einer Sensitivitätsanalyse wurde jeweils die GHSV und damit der Gesamtvolumenstrom konstant gehalten und das stöchiometrische Verhältnis λ variiert. Die Methanisierungsanlage zeigt einen weiten Betriebsbereich insbesondere in Bezug auf die GHSV, welcher hier für den experimentell validierten Bereich dargestellt ist und durch die notwendige Gasqualität ($> 95 \% \text{ CH}_4$, rote Linie) beschränkt ist. Die Anlagenleistung kann beispielsweise bei $\lambda=1$ von 1,81 bis 9,08 kW_{SNG} verändert werden, was einen beträchtlichen Spielraum für Anpassung entsprechend der verfügbaren Wasserstoffmenge bietet. Bei einer GHSV von 2000 h^{-1} kann SNG im Bereich von $\lambda=0,94 - 1,02$ produziert werden, was einer Abnahme des Wasserstoffvolumenstroms um 5% bzw. einer Steigerung um 3% entspricht, wenn der CO_2 Volumenstrom konstant ist. Dadurch können

innerhalb dieses Betriebsbereiches die Eduktströme je nach Verfügbarkeit oder im Rahmen einer flexiblen Betriebsstrategie angepasst werden. Prinzipiell kann wie bereits erwähnt der Druck als Betriebsparameter angepasst werden. Hier wird dieser nicht als Freiheitsgrad betrachtet, da das Druckniveau von der gesamten Prozesskette (Elektrolyse, CO₂-Bereitstellung, Gasendanwendung) abhängt.

Eine Einschränkung des flexiblen Betriebs ergibt sich durch die Hot-Spot Temperatur in der ersten Reaktorstufe, die in Abbildung 71 für die gleichen Betriebsbedingungen wie zuvor bei veränderlichen GHSV und stöchiometrischen Verhältnis λ dargestellt ist. Die Hot-Spot-Temperatur steigt mit ansteigender Raumgeschwindigkeit und erreicht im Modell ein Maximum zwischen GHSV = 3200 – 3600 h⁻¹. Die Hot-Spot-Temperatur steigt mit steigender CO₂-Konzentration bzw. bei überstöchiometrischem Einsatz von Wasserstoff ($\lambda > 1$), da in dem Modell CO₂ als reaktionslimitierende Komponente angenommen wurde. Diese Annahme ist darin begründet, dass CO₂ im Vergleich zu Wasserstoff wesentlich geringeren Diffusionsraten aufweist. Dieser Effekt sollte bei Design von Methanisierungsreaktoren für einen flexiblen Betrieb berücksichtigt werden. Die Überschreitung der Maximaltemperatur ist in Abbildung 71 durch die schwarze Linie gekennzeichnet, welche teilweise die Feedstock-Flexibilität bei hohen GHSV beschränkt. Insgesamt ist die Reaktortemperatur in großen Teilen des untersuchten Betriebsbereichs nahe am Temperaturmaximum. Für zukünftige Designs leitet sich hieraus ab, dass Maßnahme zur Senkung der Maximaltemperatur getroffen werden müssen, um die Sicherheit zu erhöhen und die Beanspruchung des Reaktormaterials und des Katalysators zu verringern.

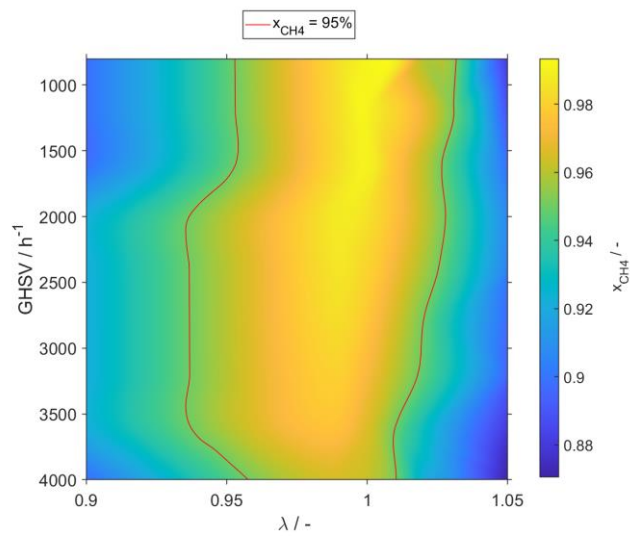


Abbildung 70: Molanteil an Methan in Abhängigkeit von λ für unterschiedliche GHSV nach der zweiten Kondensatorstufe im trockenen Produktgas. Das Betriebsfenster der Methanisierungsanlage ist der rot umrandete Bereich, in welchem SNG produziert werden kann. [7]

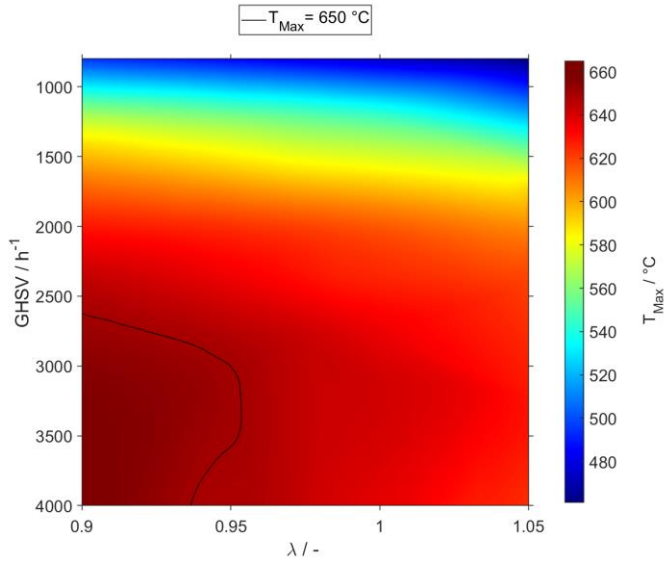


Abbildung 71: Maximaltemperatur in der ersten Reaktorstufe in Abhängigkeit von λ für unterschiedliche GHSV innerhalb des untersuchten Parameterbereichs. Das Temperaturmaximum wird bei hohen GHSV und niedrigen λ -Werten überschritten (gekennzeichnet durch schwarze Linie). [7]

3.3. ERMITTLUNG OPTIMALER ANLAGENKONFIGURATIONEN

In diesem Abschnitt werden die Untersuchungen zur Optimierung der Prozesse sowie der dynamische Anlagenbetrieb vorgestellt. Die Prozessoptimierung hat die Verbesserung der Betriebscharakteristik, der Effizienz und der Betriebssicherheit zum Ziel und erfolgt daher zunächst für jeden Prozess einzeln. Zudem wurden insbesondere für die Methanisierung Maßnahmen zur Vergrößerung des Betriebsbereiches untersucht. Der dynamische Betrieb umfasst einerseits den Wechsel von Betriebszuständen im laufenden Betrieb entsprechend eines definierten Inputsignals und andererseits das An- und Abfahren der Anlagen aus dem Kaltzustand bzw. Warmzustand. Die hier vorgestellten Untersuchungen fokussieren sich auf wechselnde Betriebszustände im laufenden Betrieb bzw. Warmzustand motiviert durch schwankende Energieverfügbarkeit. Charakteristisch für das An- und Abfahren aus dem kalten Zustand von PEM-Elektrolyseur und Methanisierungsanlage ist das Erreichen der notwendigen Betriebstemperatur bzw. das Abkühlen auf Standby-Temperatur sowie das Spülen mit Inertgas. Gasqualitäten (in Abhängigkeit der Temperatur) stellen sich vergleichsweise schnell ein. Diese Betrachtungen liegen jedoch außerhalb des mittels der vorgestellten Modelle erfassbaren Rahmens.

3.3.1. PEM-ELEKTROLYSE: DYNAMIK UND BETRIEBSOPTIMIERUNG

Die PEM-Elektrolyse gilt als Prozess mit kurzer Reaktionszeit und besitzt damit eine hervorragende Eignung für den dynamischen Anlagenbetrieb. Limitierungen ergeben sich vor allem durch das Wärmemanagement und die maximale Leistung des Transformators. [45] Siemens gibt beispielsweise für sein aktuelles Produkt Siemens SILYZER 200 eine mögliche Laständerungsrate von 10 %/s an [53]. Die elektrochemischen Vorgänge in der Zelle laufen in der Größenordnung von 50 ms ab, so dass hier näherungsweise von einer instantanen Antwort auf Änderungen des Strominputsignals ausgegangen werden kann. Die Vorgänge sind schnell und im Verhältnis zu den Transport- und Ausgleichsvorgängen des Gesamtsystems vernachlässigbar, weshalb sie für Prozessmodelle keine Rolle spielen. Die Dynamik beeinflussende Effekte wie Diffusionslimitierungen, Akkumulation und Grenzflächeneffekte werden in Modellierungsarbeiten mit Fokus auf Elektrochemie abgebildet. [23] Die entsprechenden Zusammenhänge werden daher in diesen Untersuchungen als algebraische Gleichungen ohne zeitliche Abhängigkeit dargestellt. Weiter können Speichereffekte in der Realität beim Stofftransport auftreten, diese sind jedoch nicht mit diesem Modell abbildbar. Die Dynamik innerhalb des Elektrolyse-Modells ergibt sich über die Wärmebilanz des Stacks, in welcher die Wärmekapazität des Elektrolyseurs als zusammengefasster Parameter auftritt. Um die vorgegebene Betriebstemperatur zu halten, wird der Durchfluss des Kühlmediums geregelt.

Abbildung 72 zeigt ein Lastprofil mit der stufenweisen Änderung der Stromstärke von 0,124 bis 1,15 A cm⁻² als Sprungfunktion für den 50 kW-Elektrolyseur. Die folgenden Auswertungen beziehen sich sofern nicht anders angegeben auf Stack 1, da dieser für beide Stacks repräsentativ ist. Die Daten zeigen, dass der Elektrolyseur einem sich ändernden Inputsignal schnell folgen kann. Das Modell ist in der Lage, die für den Systembetrieb entscheidenden Größen wie die dem Input entsprechenden Volumenströme zu beschreiben, welche dem Inputsignal annähernd verzögerungsfrei folgen. Laut Modellvorhersage kommt es in niedrigen

Lastbereichen von $0,16 \text{ A cm}^{-2}$ zum Überschreiten der maximal zulässigen Konzentration von Wasserstoff an der Anode. Da größere Elektrolysesysteme in der Regel über mehrere Stacks verfügen, können diese niedrigen Lastbereiche durch gezielte Ansteuerung der einzelnen Stacks vermieden werden. Einzelne Stacks können abgeschaltet werden und der verfügbare Strom entsprechend auf weniger Stacks aufgeteilt werden. Abbildung 73 zeigt die modellierte Systemtemperatur im zeitlichen Verlauf im Vergleich zum Mittelwert der an der Anode und Kathode gemessenen Temperaturen. Die Temperatur des Modells schwankt geringer als die experimentellen Werte, da die Temperatur ideal geregelt werden kann und keine Verzögerung oder Limitierung des Wärmetransportes vorliegt. Zudem stellt das Modell eine Mitteltemperatur dar, die experimentell ermittelten Temperaturen gelten lokal. Insgesamt zeigt sich hier aufgrund der geringen Schwankung eine prinzipielle Übereinstimmung zwischen Modell und Experiment. Abbildung 74 zeigt die Zellspannung und den Zellwirkungsgrad im zeitlichen Verlauf.

In Abbildung 75 sind die Volumenströme von Wasserstoff und Sauerstoff sowie die Konzentration von Wasserstoff an der Anode für den 1 kW Elektrolyseur für ein Profil, welches im Anlagenverbund gefahren wird zu sehen. Der Betriebsdruck ist 18 bar und die Betriebstemperatur ist $75 \text{ }^\circ\text{C}$. Aufgrund des deutlich höheren Drucks wird die anodenseitige Grenzkonzentration von Wasserstoff laut Modellvorhersage bei bereits bei deutlich höheren Lasten erreicht. Aufgrund der kompakten Systemgröße des 1 kW Elektrolyseurs kann eine konstante Temperatur gehalten werden, wie in Abbildung 76 dargestellt. Die Abweichung zwischen der mittleren Modelltemperatur und den gemessenen Temperaturen an Anode und Kathode ist somit geringer als für das größere System in Abbildung 73. Die Zellspannung und Zelleffizienz sind in Abbildung 77 dargestellt. Für die PEM Elektrolyse- ist somit ein schneller Wechsel zwischen verschiedenen Betriebszustände möglich. Da sich die Zellspannung und damit die Zelleffizienz des Elektrolyseurs quasi instantan einstellen, ist eine Optimierung der vorgegebenen Leistung auf einzelne Stacks zielführend.

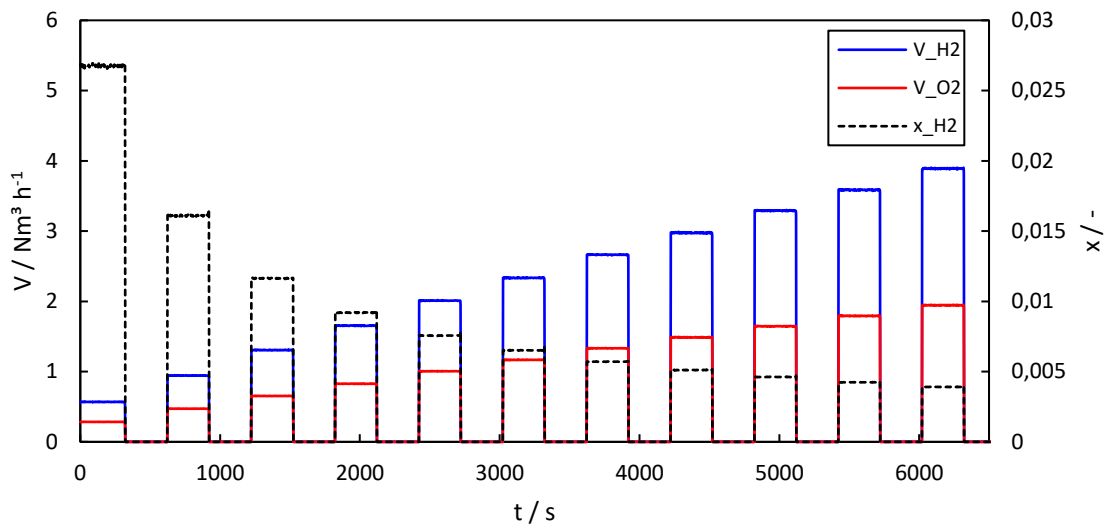


Abbildung 72: Volumenströme von Wasserstoff und Sauerstoff bei stufenweiser gesteigerter Leistung. Die maximal zulässige Konzentration von Wasserstoff an der Anode wird bei Teillast laut Modell überschritten.

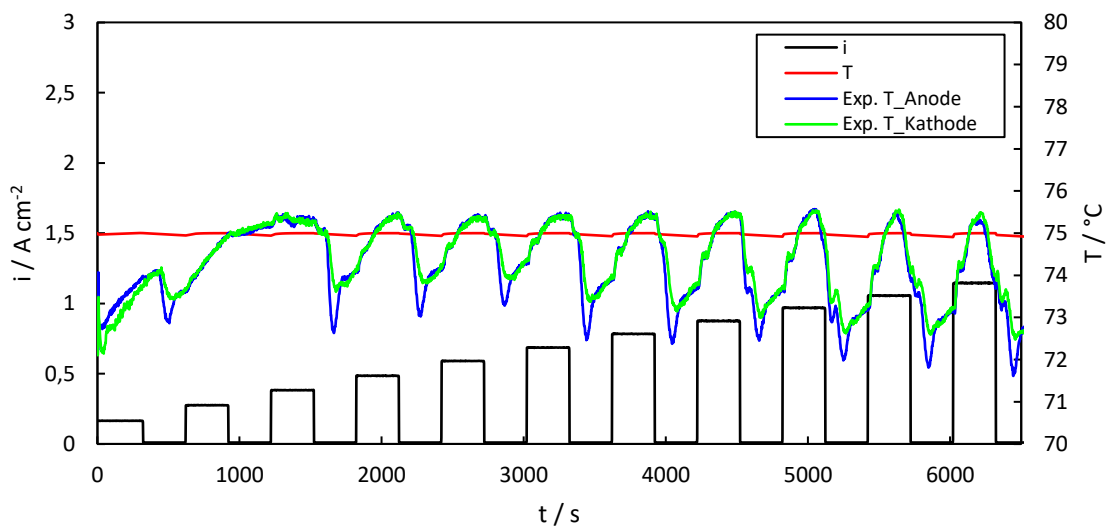


Abbildung 73: Stromstärke als vorgegebenes Inputsignal für das Stufenprofil und die resultierende mittlere Temperatur des Stacks. Im Vergleich sind die mittleren Temperaturen der Anode und Kathode zu sehen.

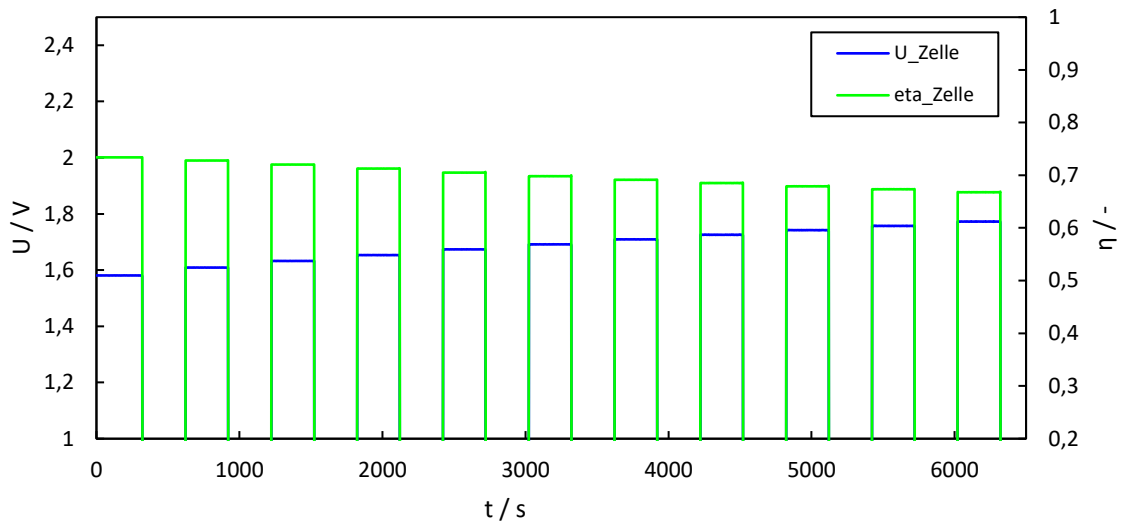


Abbildung 74: Zellspannung und Zellwirkungsgrad im zeitlichen Verlauf

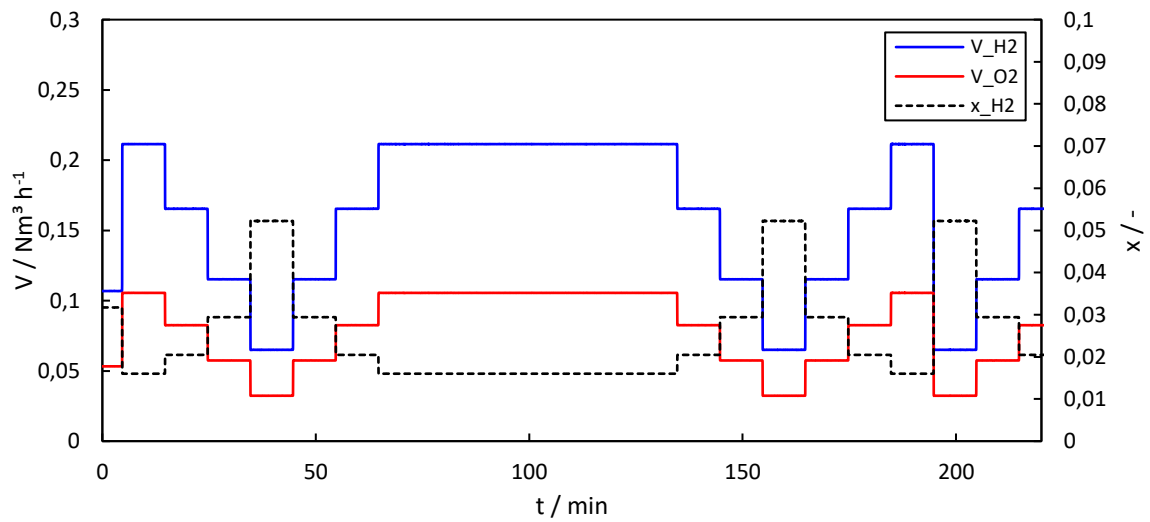


Abbildung 75: Volumenströme von Wasserstoff und Sauerstoff im Verbundprofil bei 18 bar und 75 °C. Die maximal zulässige Konzentration von Wasserstoff an der Anode wird bei Teillast laut Modell überschritten.

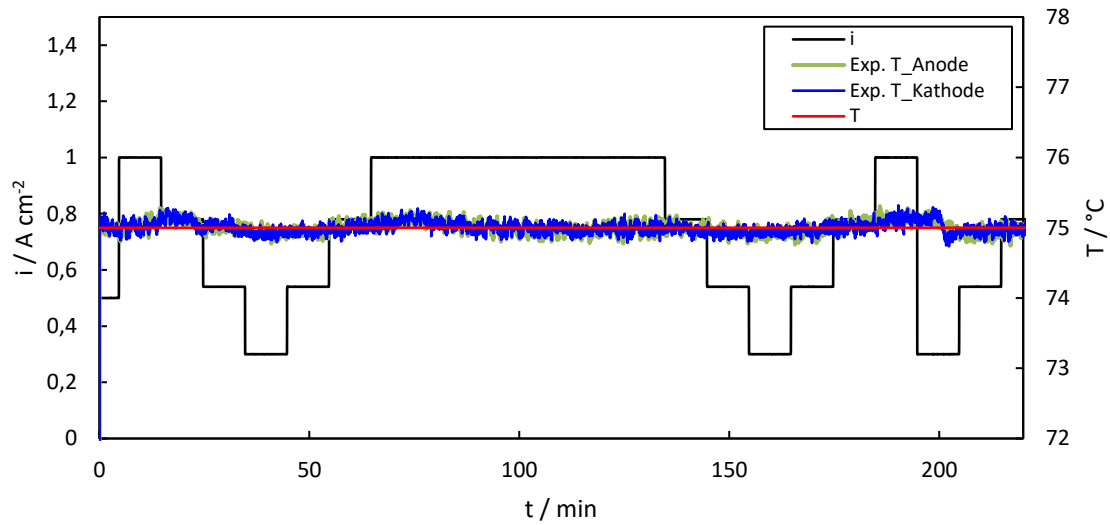


Abbildung 76: Stromstärke als vorgegebenes Inputsignal für das Verbundprofil und die resultierende mittlere Temperatur des Stacks bei 18 bar und 75 °C. Im Vergleich sind die Temperaturen an Anoden- und Kathodeneintritt zu sehen.

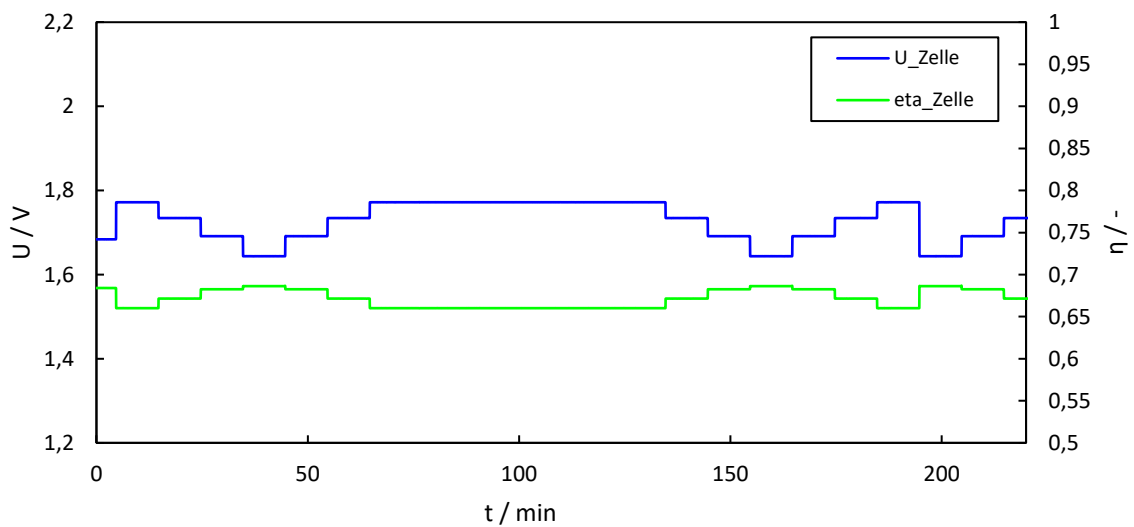


Abbildung 77: Zellspannung und Zellwirkungsgrad für das Verbundprofil im zeitlichen Verlauf bei 18 bar und 75 °C

3.3.2. METHANISIERUNG: UNTERSUCHUNG DYNAMISCHER ANLAGENZUSTÄNDE

Die Untersuchungen des Betriebsbereichs der Methanisierung zeigen eine gute Betreibbarkeit über einen weiten Betriebsbereich (vgl. Abbildung 70 und Abbildung 71). Mit der aktuellen Konfiguration ergeben sich jedoch vergleichsweise hohe Temperaturen nahe der maximal zulässigen Temperatur von 650 °C. Dieses Limit ist primär durch den Katalysator gegeben, da es bei höheren Temperaturen zu Deaktivierung und schneller Alterung kommen kann. Durch die hohen Temperaturen ergeben sich ebenfalls Belastungen für die Materialien des Reaktors, somit ist eine Reduzierung der maximalen Temperaturen hier ebenfalls förderlich für die Lebensdauer. Ziel der nachfolgenden Untersuchungen ist es daher, die Maximaltemperatur im Reaktor zu senken, um den Betriebsbereich zu erweitern, einen höheren Sicherheitsabstand zu gewährleisten und die Lebensdauer der Anlage zu verlängern.

Zur Senkung der Maximaltemperatur kommen bei einem bestehenden Reaktor verschiedene Maßnahmen in Frage: Die Temperatur des Kühlmediums kann angepasst bzw. verringert werden. Die Auswirkungen wurden bereits in Abschnitt 3.2 abgeschätzt und erläutert. Aufgrund der hohen Wärmeproduktion am Hot-Spot ist der Wärmetransport limitierend. Durch eine moderate Absenkung der Temperatur des Kühlmediums von 10-20 K kann die Hot-Spot-Temperatur nicht signifikant gesenkt werden. Unterhalb von 230 °C nähert man sich dem parametrisch sensitiven Bereich, den es für einen sicheren Betrieb zu vermeiden gilt. Eine weitere Möglichkeit zur Absenkung der Maximaltemperatur ist der Einbau von metallischen Strukturen im Sinne von Kühlrippen in den Reaktorinnenraum zur Verbesserung der Wärmeabfuhr und gleichzeitige Verringerung der Katalysatormasse. Die Wärmeträgerstruktur vergrößert die Kontaktfläche zwischen Katalysator und der gekühlten Wand, daher wird eine verbesserte Wärmeübertragung in radialer Richtung ermöglicht. [54] Eine der bewährtesten Maßnahmen ist jedoch die Verdünnung des Katalysators mit Inertmaterial. Dies ermöglicht es die für den Ablauf der Reaktion zur Verfügung stehende spezifische Oberfläche anzupassen. Gleichzeitig kann das Inertmaterial hinsichtlich möglichst passender Eigenschaften wie z. B. einer hohen Wärmeleitfähigkeit ausgewählt werden. Für die Methanisierung wird der Einsatz von Katalysatorverdünnung unter anderem in den Arbeiten von Fache *et al.* [55], Fache and Marias [56] und Fischer and Freund [57] untersucht. Die Konfiguration des Katalysators wurde seitens des ZBT angepasst (Kapitel 2.2.4). In den folgenden Untersuchungen wird das Modell der ersten Reaktorstufe zunächst an die veränderte Konfiguration angepasst und validiert. Anschließend werden insbesondere transiente Zustände und die dynamische Betriebsweise der Methanisierung untersucht.

Zur Anpassung an die veränderte Konfiguration werden die Stoffeigenschaften der Schüttung im Modell entsprechend eingesetzt. Die Wärmekapazität c_p , die Wärmeleitfähigkeit λ und die Dichte ρ werden (wie auch die Stoffdaten des Katalysators) in erster Näherung als temperaturunabhängig angenommen und der Mittelwert wird entsprechend des jeweiligen Anteils an der Schüttung aus den Werten des Katalysators und des Füllmaterials berechnet. Als Anpassungsparameter wurde die Katalysatoraktivität bzw. das Verhältnis aus Tortuosität und Katalysatorporosität gewählt. In Tabelle 9 sind die verwendeten Stoffeigenschaften des Füllmaterials aufgelistet.

In Abbildung 78 sind die experimentell ermittelten und die simulierten Temperaturprofile aufgetragen. Zu erkennen ist die deutliche Senkung der Hot-Spot Temperatur von über 100 K bei gleichzeitiger Erweiterung des Betriebsbereichs auf eine GHSV von 4800 h⁻¹. Trotz Verdünnung der Katalysatormenge um ein Drittel

findet dennoch der Hauptumsatz und damit die Ausbildung des Hot-Spots im Anfangsbereich des Reaktors statt.

Tabelle 9: Stoffeigenschaften des Füllmaterials

Eigenschaft	Einheit	Wert	Referenz
Durchmesser d_p	mm	3,43	[58]
Dichte ρ	kg m^{-3}	3300	[58]
Spezifische Wärmekapazität c_p	$\text{kJ kg}^{-1}\text{K}^{-1}$	1,1	[58]
Wärmeleitfähigkeit λ	$\text{W m}^{-1}\text{K}^{-1}$	4	-

In Abbildung 79 werden gemessene und simulierte Methangehalte im trockenen Produktgas verglichen. Nach der zweiten Reaktorstufe ist zu sehen, dass die simulierten Werte höher liegen als die experimentell ermittelten Werte, jedoch mit geringer absoluter Abweichung. Die Erzeugung von SNG mit mehr als 95 mol-% Methan ist im gesamten untersuchten Betriebsbereich möglich.

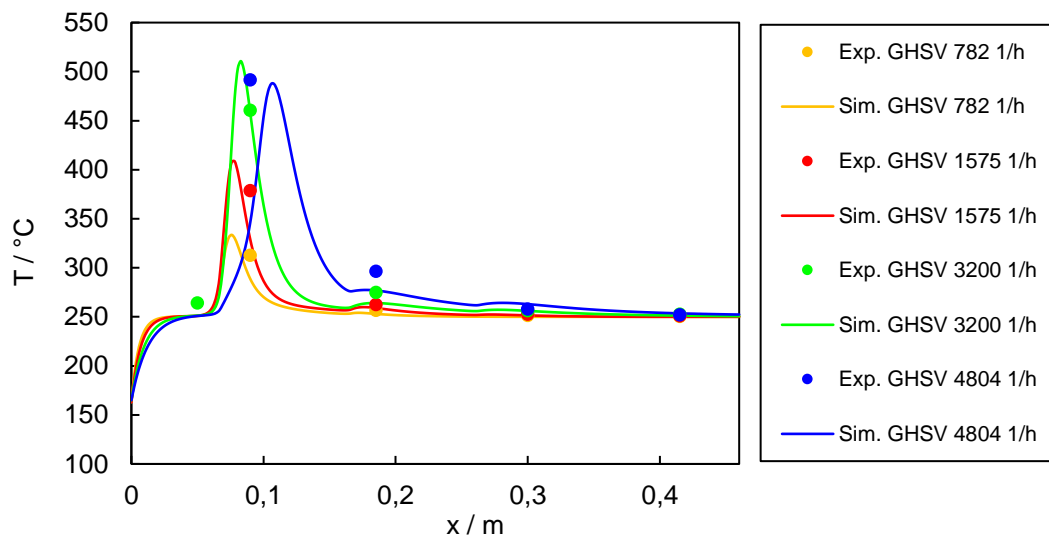


Abbildung 78: Experimentell ermittelte vs. simulierte Temperaturprofile in der ersten Reaktorstufe bei unterschiedlichen GHSV mit angepassten Modellparametern [59]

Das verbesserte Setup wird nun genutzt, um die Dynamik der Methanisierungsanlage zu untersuchen. In Abbildung 80 ist die gemessene und die simulierte Leistung entsprechend des in stufenförmigen Lastrampen zugegebenen Wasserstoffs dargestellt. Die Laständerung findet bei konstantem Druck und stöchiometrischer Zugabe von Kohlenstoffdioxid von 100% zu 75%, dann 50% bis auf 25% Last und umgekehrt statt. Die Methanisierungsanlage kann der Laständerung quasi instantan folgen. Im Falle einer negativen Laständerung ist in den experimentellen Daten ein kurzzeitiger Leistungseinbruch von wenigen Prozentpunkten zu finden.

Dieser Leistungseinbruch ist in den simulierten Daten deutlicher zu sehen. Selbiges gilt für den Fall einer positiven Laständerung, für die in den experimentellen Daten ein Überschwingen der Leistung von wenigen Prozent zu sehen ist. Dies deckt sich mit den simulierten Leistungskurven, welche gute Übereinstimmung zeigen.

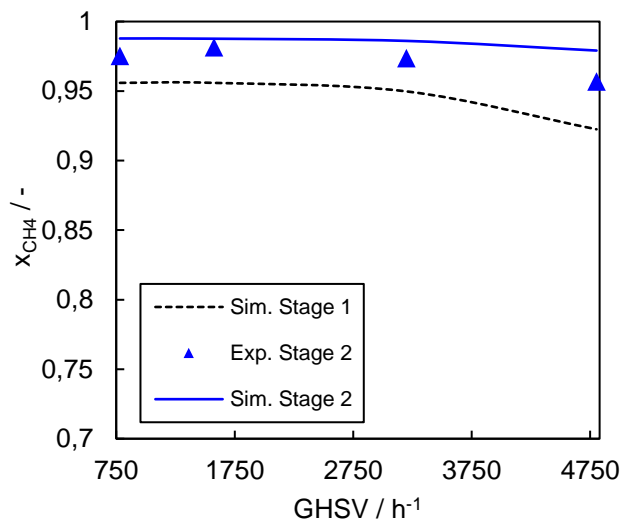


Abbildung 79: Experimentell ermittelter vs. simulierter Methangehalt im trockenen Produktgas nach der zweiten Reaktorstufe und der simulierte Methangehalt nach der ersten Reaktorstufe [59]

Abbildung 81 zeigt den Temperaturverlauf an den fixen Messstellen T2 und T3 der ersten Reaktorstufe. Der Verlauf von gemessenen und simulierten Werten weist hohe Übereinstimmung auf, der vertikale Abstand der Profile ergibt sich entsprechend Abbildung 78. Für negative Laständerungen ergibt sich ein qualitativ ähnlicher Verlauf, für positive Laständerungen sind Abweichungen zwischen experimentellem und simuliertem Verlauf zu verzeichnen.

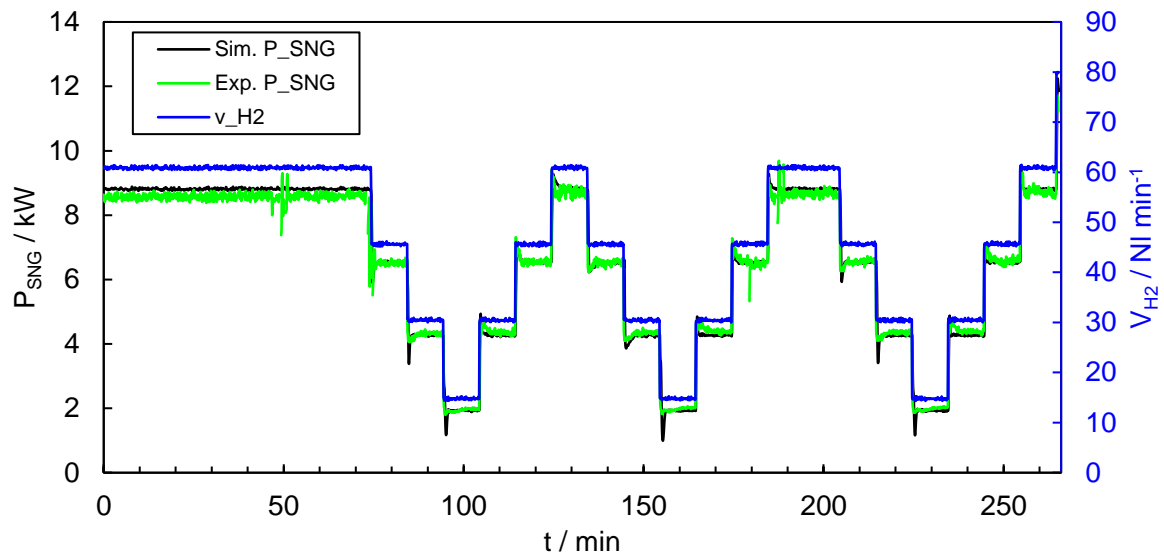


Abbildung 80: Gemessene vs. simulierte Leistung der Methanisierungsanlage im Profil mit Laststufen. Input ist der variable Wasserstoffstrom, Kohlenstoffdioxid wird stöchiometrisch zugegeben. [59]

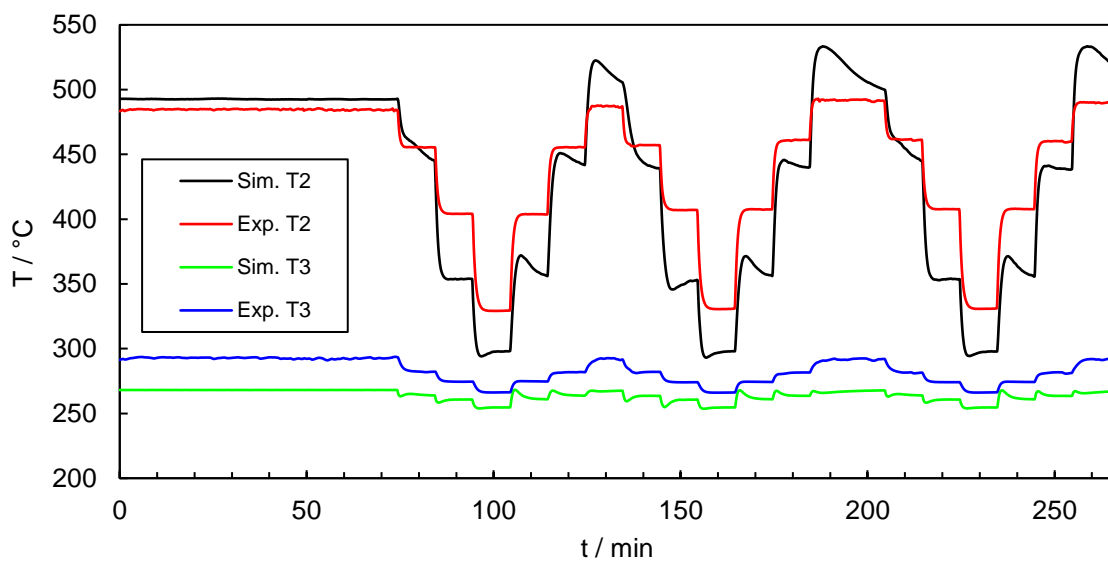


Abbildung 81: Verlauf der Temperatur an den Messstellen T2 und T3 im Reaktor. Dargestellt sind experimentelle und simulierter Werte. [59]

4. SCALE-UP DER PTG KOMPONENTEN

Bearbeitet durch: Forschungszentrum Jülich, Institut für Energie- und Klimaforschung, Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14), Ruhr-Universität Bochum, Lehrstuhl für Fluidverfahrenstechnik (RUB), Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH (ZBT)

Um Elektrolyse und Methanisierung realistisch und nachhaltig für großtechnische Anlagen zur Speicherung von erneuerbaren Energien einsetzen zu können, waren ausgehend vom Stand der Technik zum Zeitpunkt der Projektbeantragung ein Scale-up der sowie weitere grundlegende Technologieentwicklungen erforderlich. Unterstützend zu den praktischen Betrachtungen erfolgte die Modellierung der Einzeltechnologien auf Basis der in Kapitel 3 beschriebenen Modelle. Die Schwerpunkte der Forschungsarbeiten lagen insgesamt in der sinnvollen Prozessgestaltung und Dimensionierung von Elektrolyse und Methanisierung.

Dabei richtet sich der Fokus bei der Elektrolyse auf eine Steigerung der Betriebsdynamik und Langzeitstabilität sowie einer Erhöhung der Effizienz bei einer gleichzeitigen Reduzierung der Kosten durch Untersuchung unterschiedlicher Skalierungsansätze und ihrer Auswirkung auf die Funktionalität des Elektrolyseurs. Diese Arbeiten erfolgten zunächst analytisch und im Anschluss durch praktische Erprobungen an einem 100 kW Elektrolyseur. Die Ergebnisse wurden theoretisch in den MW-Maßstab extrapoliert.

Das Ziel für die Methanisierung war die Auslegung und Gestaltung einer Anlage der Größe 100 kW unter Berücksichtigung einer Anlagenmodularisierung für höhere Leistungen. Auf Basis der Ergebnisse aus Kapitel 2 wurde die Anlagenplanung ausgeführt. Zusätzlich erfolgten anwendungsnahe Lebensdaueruntersuchungen des Katalysators für die Methanisierungsreaktion im Labor. Für die technische Anlagenausarbeitung wurde ein Steuerungskonzept skizziert sowie Aspekte der Produktsicherheit adressiert.

Für beide Kerntechnologien einer zukünftigen PtG-Prozesskette werden in den folgenden Kapiteln die verfahrenstechnischen Modelle, die Anlagenkonzepte, die Fließbilder und Stücklisten sowie weitere Planungsdokumente vorgestellt, die eine Umsetzung im energiewirtschaftlich relevanten Maßstab durch entsprechende Unternehmen der Branche (Anlagenbauer, Elektrolyseurhersteller...) ermöglichen.

4.1. MODELLBASIERTE UNTERSUCHUNGEN ZUM SCALE-UP

Bearbeitet durch: Ruhr-Universität Bochum, Lehrstuhl für Fluidverfahrenstechnik (RUB)

Ziel der modellbasierten Untersuchungen zum Scale-up ist es, den Einfluss unterschiedlicher Designgrößen auf die Systemkomponenten zu untersuchen. Dabei wird für die PEM-Elektrolyse ein optimierungsbasierter Designansatz adaptiert, der am Lehrstuhl für Fluidverfahrenstechnik der Ruhr-Universität entwickelt wurde. Die Optimierung wurde für verschiedene Kombinationen aus Freiheitsgraden durchgeführt. Im Vergleich dazu wird bei der Methanisierung auf Designvorschläge aus der Literatur zurückgegriffen und diese auf das zuvor experimentell untersuchte Konzept angewandt. Mit Hilfe von Sensitivitätsanalysen werden die Designansätze bewertet und Hinweise für eine potentielle Umsetzung gegeben.

4.1.1. DESIGNOPTIMIERUNG DER PEM-ELEKTROLYSE

Um einen sicheren, flexiblen Betrieb zu gewährleisten, müssen Anlagen und Apparate nicht nur einen weiten Betriebsbereich aufweisen, sondern auch während transienter Zustände bzw. dem Wechsel von einem Betriebszustand in einen anderen die Einhaltung kritischer Prozessparameter und aller sicherheitsrelevanten Größen gewährleisten. Das Design von flexiblen Apparaten und Prozessen ist häufig mit höheren Kosten verbunden als konventionelles Design, da die Flexibilität bislang durch hohe Sicherheitszuschläge oder komplexeres Design gewonnen wird. [60] Daher soll hier mittels einer modellbasierten, dynamischen Designoptimierung das Betriebsfenster der Elektrolyse auf das Betriebsfenster der Methanisierung abgestimmt werden. Mit der angewandten Methode wird sichergestellt, dass alle dynamischen Zustandsänderungen unter Einhaltung der notwendigen Prozess- und Sicherheitsparameter möglich sind. Die eingesetzte Methode von Bruns *et al.* [60] unterscheidet sich von klassischen Methoden aus dem Bereich Design Under Uncertainty: In diesen Arbeiten wurde vor allem die maximale positive wie negative Abweichung von einem nominalen Betriebspunkt bestimmt. In der hier angewendeten Methode liegt der Fokus auf der Optimierung des Bereichs zwischen der maximalen positiven Abweichung und der maximalen negativen Abweichung, daher auf der Größe des Betriebsbereichs.

Im vorliegenden Fall wird davon ausgegangen, dass die Größe des Betriebsfenster des Systems durch die Leistung der Methanisierung festgelegt ist. Bei einer Output-Leistung der Methanisierung von $100 \text{ kW}_{\text{SNG}}$ wird entsprechend der vorangegangenen Untersuchungen ein Lastbereich von 20% bis 150% angenommen, woraus eine Änderung des Wasserstoffinputs von $42,13 \text{ Nm}^3$ von minimaler zu maximaler Last ergibt. Durch Optimierung soll der Energieverbrauch als Zielfunktion innerhalb dieses Betriebsfensters minimiert werden und gleichzeitig ein Design bestimmt werden, was in allen Betriebspunkten betreibbar ist. Als Designvariablen werden die Zellanzahl n_{Zellen} und die Membrandicke δ_{Mem} vorgegeben. Als Betriebsvariablen kann der vorgegebene Druck p variiert werden. Die Temperatur T wird nicht betrachtet, da das Optimum stets in der maximal möglichen Temperatur liegt. Die wesentliche Betriebsgrenze ergibt sich aus der Konzentration von Wasserstoff an der Anode.

Es lässt sich das folgende Optimierungsproblem formulieren:

$$\min_{\beta, dv, ov} P_{el}$$

s. t. dynamic electrolysis model

operational constraints:

$$i(\xi^{\max}) \in [1.5, 2.1] \text{ A cm}^{-2}$$

$$U_{\text{zell}}(\xi^{\max}) \in [1.8, 2.2] \text{ V}$$

$$i(\xi^{\min}) \leq 2.1 \text{ A cm}^{-2}$$

$$U_{\text{zell}}(\xi^{\min}) \leq 2.2 \text{ V}$$

$$y_{\text{H}_2}^{\text{An}}(\xi^{\min}) \leq 0.02 \text{ mol mol}^{-1}$$

$$\Delta \xi = \left| \int_0^{\tau_m} \dot{V}_{\text{H}_2}(\xi^{\max}, \tau_m) dt - V_{\text{H}_2}(\xi^{\min}, \tau_m + \Delta t) \right| \geq 40.13 \text{ Nm}^3$$

$$p \in [15, 30] \text{ bar}$$

design constraints:

$$\delta_{\text{Mem}} \in [100, 500] \mu\text{m}$$

$$n_{\text{zellen}} \in [100, 800]$$

Die Werte für Stromdichte, Zellspannung, Druck und Temperatur werden dabei so gewählt, dass sie für die bisher betrachteten Elektrolysesysteme möglich sind.

$$\text{Case 1 : } \beta = \{P_{el}(\xi)\}, \text{ ov} = \{ \}, \text{ dv} = \{n_{\text{cell}}\}$$

$$\text{Case 2 : } \beta = \{P_{el}(\xi)\}, \text{ ov} = \{p\}, \text{ dv} = \{n_{\text{cell}}\}$$

$$\text{Case 3 : } \beta = \{P_{el}(\xi)\}, \text{ ov} = \{p\}, \text{ dv} = \{n_{\text{cell}}, \delta_{\text{Mem}}\}$$

Die Ergebnisse der optimalen Betriebsbedingungen bzw. Designgrößen sind für die Cases 1-3 in Tabelle 9 gegeben. Die Temperatur hat unter anderem einen großen Einfluss auf die Leitfähigkeit der Membran, die Austauschstromdichte und damit auf die Zellspannung. Da sich mathematisch hier jedoch immer die höchstmögliche Temperatur ergibt, wurde diese in den Szenarien konstant auf 80 °C gesetzt. In Case 1 wird die optimale Zellenanzahl ermittelt, bei der Energieverbrauch für das betrachtete Betriebsfenster minimal ist. Wird der Druck als Designvariable hinzugefügt (Case 2), wird der niedrigste Druck von 15 bar gewählt mit 272 Zellen gewählt. Der Druck beeinflusst die Konzentration von Wasserstoff an der Anode und hat somit einen großen Einfluss auf das Betriebsfenster. Der Elektrolyseur kann somit bei niedrigeren Stromdichten betrieben werden. In Case 3 wird die Membrandicke als Freiheitsgrad und damit als Designvariable hinzugefügt. Die Dicke der Membran beeinflusst die Zellspannung, aber auch den Stofftransport. Aus Sicht der energetischen Effizienz sind dünne Membranen vorteilhaft, da so der Energieverbrauch sinkt. Für einen flexiblen Betrieb und die Auslegung auf ein bestimmtes Betriebsfenster mit einer Mindestlast kann die Membrandicke als Designparameter gewählt werden. Hier ergibt sich ein Wert von 403 μm und eine Anzahl

an Zellen von 275. Abbildung 82 und Abbildung 83 zeigen die zentralen Ergebnisse in Form der resultierenden Polarisationskurve und des Wasserstoffanteils auf der Anodenseite für alle betrachteten Cases.

Tabelle 10: Optimale Designparameter für die Elektrolyse für alle Cases.

Ergebnisse	Einheit	Case 1	Case 2	Case 3
Betriebsparameter				
$i(\xi^{\max})$	A cm ⁻²	2,1	1,9	1,86
$i(\xi^{\min})$	A cm ⁻²	0,89	0,68	0,64
$U_{\text{Zelle}}(\xi^{\max})$	V	2,02	1,98	2,15
$U_{\text{Zelle}}(\xi^{\min})$	V	1,78	1,73	1,79
$P_{\text{el}}(\xi^{\max})$	MW	0,367	0,321	0,326
$P_{\text{el}}(\xi^{\min})$	MW	0,138	0,1	0,1
Designparameter				
T	°C	85	85	85
p	bar	20	15	15
n_{Zellen}	-	277	272	275
δ_{Mem}	µm	200	200	403
Betriebsfenster				
$\dot{V}_{\text{H}_2}(\xi^{\max})$	Nm h ⁻³	72,34	64,39	63,80
$\dot{V}_{\text{H}_2}(\xi^{\min})$	Nm h ⁻³	30,20	22,3	21,66

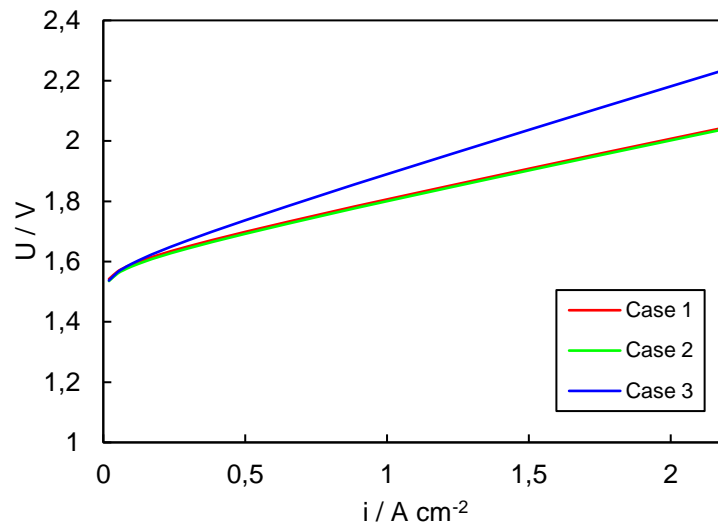


Abbildung 82: Polarisationskurven für alle betrachteten Cases

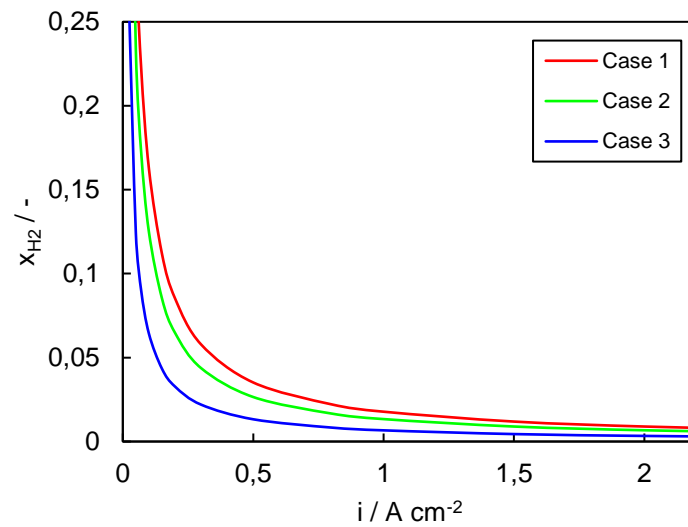


Abbildung 83: Molanteil Wasserstoff an der der Anode für alle betrachteten Cases

4.1.2. MODELLBASIERTES SCALE-UP DER METHANISIERUNG

Der Scale-up-Prozess besteht in der erfolgreichen Umsetzung des technischen Designs eines chemischen Reaktors in einer Produktionsanlage, basierend auf einer erfolgreichen Labor- oder Pilotanlage. Bei dem Scale-up der chemischen Prozesse ist die Berücksichtigung der thermodynamischen und kinetischen Verhältnisse sowie die Reaktorgeometrie entscheidend. In der Regel werden dimensionslose Kennzahlen verwendet, um die Ähnlichkeit zu gewährleisten. [61] Da der Hauptteil der Stoffumwandlung und damit der Wärmeentwicklung im gekühlten Reaktor anfällt, liegt der Fokus des modellbasierten Scale-up auf der Untersuchung eines Rohres als Teil des Rohrbündelreaktors. Ziel ist eine Maßstabsvergrößerung des Reaktors und der Methanisierungsanlage um den Faktor 10, daher von 10 auf 100 kW_{SNG} Ausgangsleistung. Für die Untersuchungen werden die bisher verwendeten Betriebsparameter beibehalten, für welche das Modell der 10 kW_{SNG} Anlage validiert wurde (Eintrittsdruck 13 bar, stöchiometrische Feedzugabe). Zu besseren Vergleichszwecken wurde die Feedeintrittstemperatur des ersten Reaktors konstant auf 170 °C gesetzt. Für das Scale-up wurden drei verschiedene Anlagenkonzepte (Fall 1-3) mit jeweils zwei verschiedenen Kühlungen verglichen. Das erste Konzept entspricht dem bisherigen experimentellen Aufbau, das zweite und dritte Konzept sind der Literatur entnommen. Die Auswertungen und Diskussionen fokussieren sich auf die Temperaturführung und die erreichten Umsätze in der ersten bzw. gekühlten Reaktorstufe.

Fall 1

Der erste Fall entspricht der Maßstabsvergrößerung des Modells für die 10 kW-Laboranlage. Der gekühlte Reaktor besteht aus 19 gekühlten Reaktionsrohren mit einem Durchmesser von je 2 cm und einer Länge von 2,25 m, gefüllt mit Katalysatorpartikeln von 3 mm Durchmesser. Für die Kühlung wurde ein Thermoöl bei 250°C mit einem konstanten Wärmeübergangskoeffizienten von 1,095 kWm⁻²k⁻¹ angenommen.

In [Abbildung 84](#) sind die Temperaturverläufe und die maximale Temperatur für Fall 1 dargestellt. Aus diesen Diagrammen ist ersichtlich, dass mit steigendem Volumenstrom die mittlere Reaktortemperatur absinkt und somit die Hot-Spot-Zone sich entlang der Strömungsrichtung verschiebt und verbreitet. Außerdem ist zu erkennen, dass der Trend der Absenkung der Temperaturkennlinie bei der Kühlung mit Siedewasser gegenüber der Kühlung mit Thermal-Öl stärker ausgeprägt ist, wobei die Temperaturdifferenz bei GHSV= 4.000 h⁻¹ ein Delta von 123 K aufweist. Aus [Abbildung 85](#) wird ersichtlich, dass die Konzentrationskurve mit zunehmendem Volumenstrom immer flacher wird. Dies liegt daran, dass die effektiven Reaktionsraten mit steigendem Volumenstrom abnehmen und somit auch die Temperatur niedriger wird. Außerdem wird die Strömungsgeschwindigkeit bei Reduzierung der Volumenströme geringer, wodurch die effektive Wärmeleitfähigkeit und der Wärmeübergangskoeffizient der Schüttung stark abnehmen. Ab einem GHSV-Wert von 4.000 h⁻¹ bei der Kühlung mit Siedewasser und dem GHSV-Wert von 4.400 bei der Kühlung mit Thermoöl werden die SNG-Konzentrationen unterhalb der Werte von 92,5% betragen. Hieraus ergibt sich ebenfalls, dass der Methanisierungsreaktor mit den ausgewählten Dimensionen und Betriebsbedingungen für den Basisfall nur noch mit GHSV-Werten von 1.600 bis 4.000 betrieben werden darf.

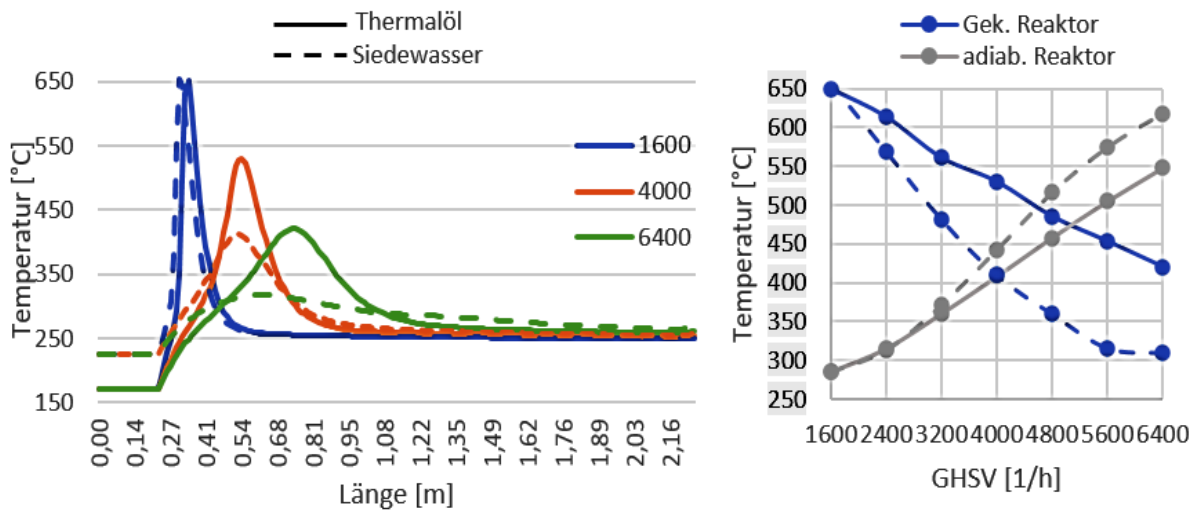


Abbildung 84: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Temperaturverlauf für Fall 1 für Öl- und Siedewasserkühlung

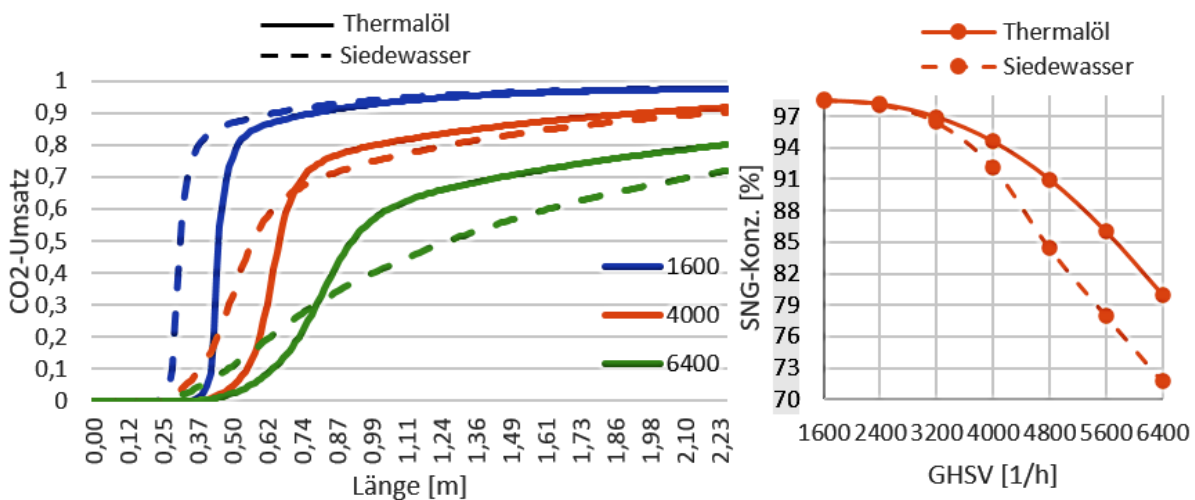


Abbildung 85: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Konzentrationsverlauf für Fall 1 für Öl- und Siedewasserkühlung

Fall 2 (Zwei Kühlkreisläufe)

In Fall 2 wird basierend auf einem in der Literatur beschriebenen Konzept, die Audi-E-Gas Methanisierungsanlage, [62] der gekühlte Reaktor bestehend aus zwei Abschnitten mit zwei unabhängigen Kühlkreisläufen modelliert. Für die Simulation wird das Modell aus zwei in Reihe geschalteten Rohrreaktoren aufgebaut. Dadurch können alle Spezifikationen für jede Zone unabhängig voneinander eingestellt werden.

Im ersten Abschnitt des Rohres, in dem die Kühltemperatur von 250 °C herrscht, wird der Hauptteil der Reaktanten in Wasser und Methan umgewandelt. Mit steigendem Wasser- und Methangehalt in

Strömungsrichtung nimmt die Umsatzrate der Reaktanten ab. Daher fördert eine höhere Kühlmitteltemperatur im zweiten Abschnitt des Rohrs einen besseren Umsatz der nicht konvertierten Edukte. Außerdem wurden die jeweiligen Strömungsgeschwindigkeiten des Kühlmittels unter Berücksichtigung der entstehenden Übertemperaturen angepasst. In Abbildung 86 bzw. Abbildung 87 sind die Verläufe der Temperatur und der Molanteile an Methan für den Fall 2 dargestellt. Wie aus den Graphen ersichtlich ist, wird die Maximaltemperatur analog zu Fall 1 mit steigendem Volumenstrom des Gases immer niedriger. Beim Einschalten des zweiten Kühlkreislaufs mit höherer Kühltemperatur auf 280 °C steigt erwartungsgemäß die Umsatzmenge der Reaktanten bei hohen Lasten sowohl bei der Kühlung mit dem Siedewasser als auch bei der Kühlung mit Thermal-Öl im Vergleich zu Fall 1. Außerdem ist wieder zu erkennen, dass die Intensität der Temperaturabsenkung mit zunehmenden Volumenströmen bei der Kühlung mit Siedewasser stärker ist als bei der Kühlung mit Thermal-Öl. Weiterhin ist zu berücksichtigen, dass der Verlauf in den Diagrammen von 0,6 bis 0,65 m abweicht. Dieser Abstand entspricht dem Endpunkt des ersten Kühlkreislaufs und dem Anfangspunkt des zweiten Kühlkreislaufs. Das Reaktorrohr ist so konstruiert, dass die Reaktion nur an den Stellen auftritt, wo das Kühlmittel in Kontakt mit dem Rohr ist. Dementsprechend befindet sich in einem Abstand von 0,6 bis 0,65 m kein Katalysator, um einen unkontrollierten Temperaturanstieg zu verhindern.

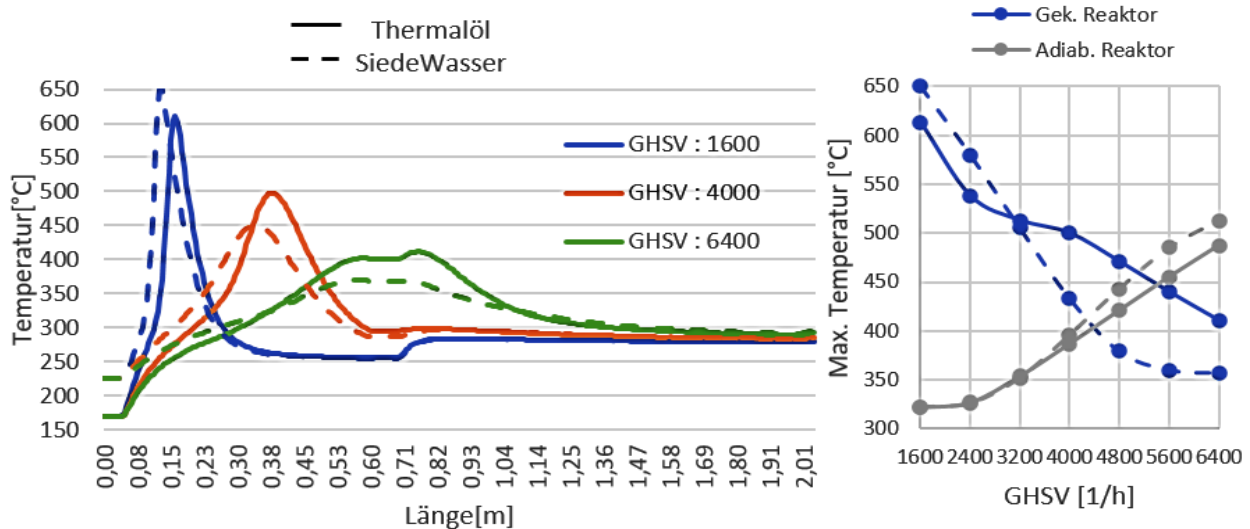


Abbildung 86: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Temperaturverlauf mit Ölkühlung und Siedewasserkühlung

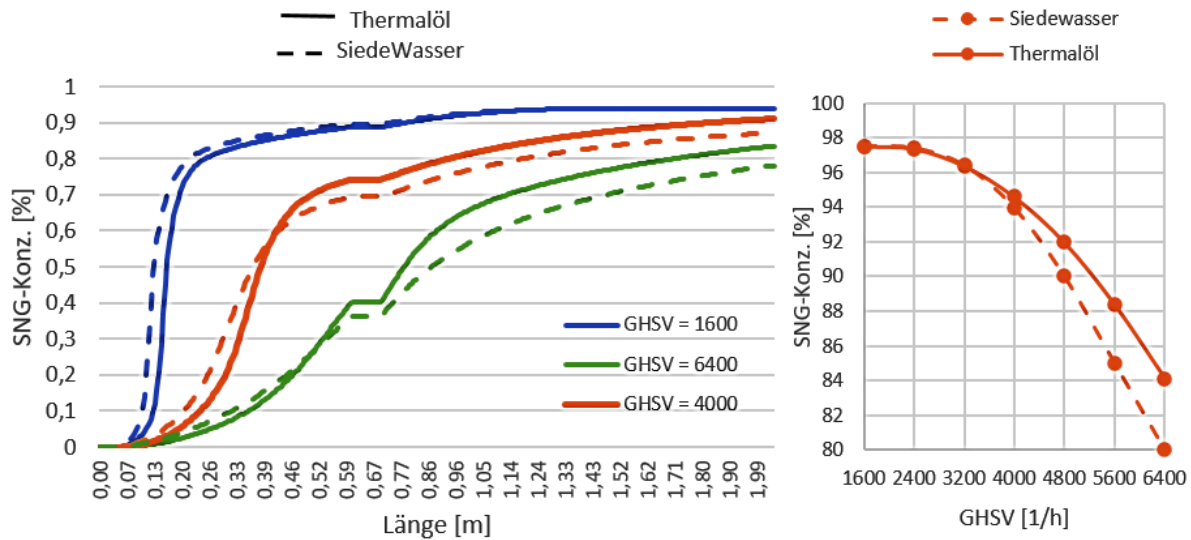


Abbildung 87: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Konzentrationsverlauf mit Ölkühlung und Siedewasserkühlung

Fall 3 (mit Rohrverjüngung)

Ausgehend vom IRMA-Methanisierungskonzept [62] wird der Aufbau des Rohres dahingehend modifiziert, dass dessen Durchmesser über die Länge von 2 cm auf 3 cm zunimmt. In diesem Modell wird die Kühlung durch nur einen Kühlkreislauf realisiert.

Der Haupteffekt der Rohrverjüngung ist eine höhere Strömungsgeschwindigkeit durch die Querschnittsvergrößerung von 2 cm auf 3 cm im ersten Rohrabschnitt. Deshalb wird die Hot-Spot-Zone in Strömungsrichtung verschoben. Außerdem wird aufgrund des kleineren Durchmessers bzw. der größeren spezifischen Oberfläche ebenfalls der Wärmeübergangswiderstand verringert und damit die Temperatur besser kontrolliert. Da ein Großteil des Umsatzes innerhalb des verjüngten Abschnitts stattfindet, werden die Temperaturen im zweiten Abschnitt aufgrund der Steigerung des Wärmeübergangswiderstands nicht so stark ansteigen. Im Gegensatz dazu wird durch den erhöhten Wärmeübergangswiderstand mehr Umsatz ermöglicht. In Abbildung 88 und Abbildung 89 sind Temperatur- und Konzentrationsverläufe für den Fall 3 dargestellt.

Basierend auf der obigen Beschreibung von Fall 3 wird in den Abbildungen deutlich, dass beim Lastbereich von einer GHSV von 1600 bis 6400 h^{-1} nicht nur die Temperatur innerhalb des zulässigen Betriebsbereichs des Katalysators verläuft, sondern auch die SNG-Konzentration den zulässigen Bereich zur Einspeisung ins Erdgasnetz einhält. Die SNG-Konzentration erreicht bei einer GHSV von 6400 h^{-1} mehr als 92 %, wobei dieser Wert in Fall 1 bei 84 % und in Fall 2 bei 80 % liegt. Diese Steigerung der Konzentration ist für beide Kühlmittel offensichtlich. Wie in den vorherigen Fällen ist auch in diesem Fall die maximale Temperatur des Reaktors bei der Kühlung mit Siedewasser deutlich niedriger als bei der Kühlung mit Thermal-Öl. Darüber hinaus führt die Kühlung mit Siedewasser bei einer GHSV von 4800 h^{-1} und die Kühlung mit Thermal-Öl bei einer GHSV von 5600 h^{-1} zu einem Temperaturanstieg und somit auch einer Konzentrationserhöhung. Diese Trendwechsel in den Diagrammen wird durch eine Verschiebung der Hot-Spot-Zone in den zweiten Teil des

Rohrs verursacht, dessen Querschnittsfläche größer ist. Da der Methan- und Wassergehalt des Gases entlang des Rohres erhöht wird, lassen sie die Temperatur nicht wesentlich ansteigen.

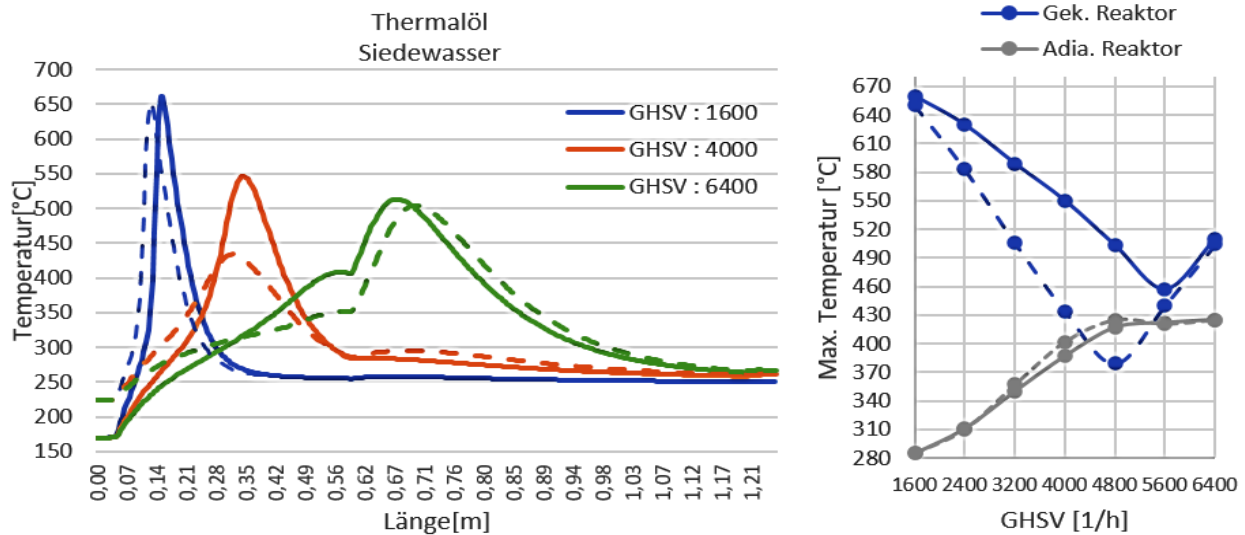


Abbildung 88: Einfluss der Variation der Volumenströme auf den Temperaturverlauf für Öl- und Siedewasserkühlung

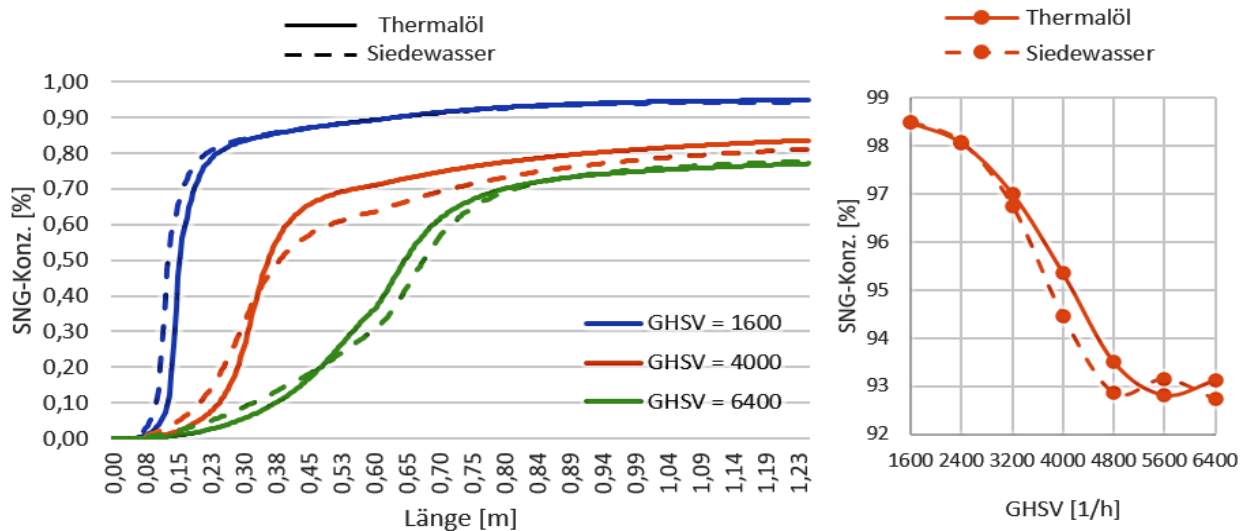


Abbildung 89: Einfluss der Variation der Volumenströme auf den Konzentrationsverlauf für Öl- und Siedewasserkühlung

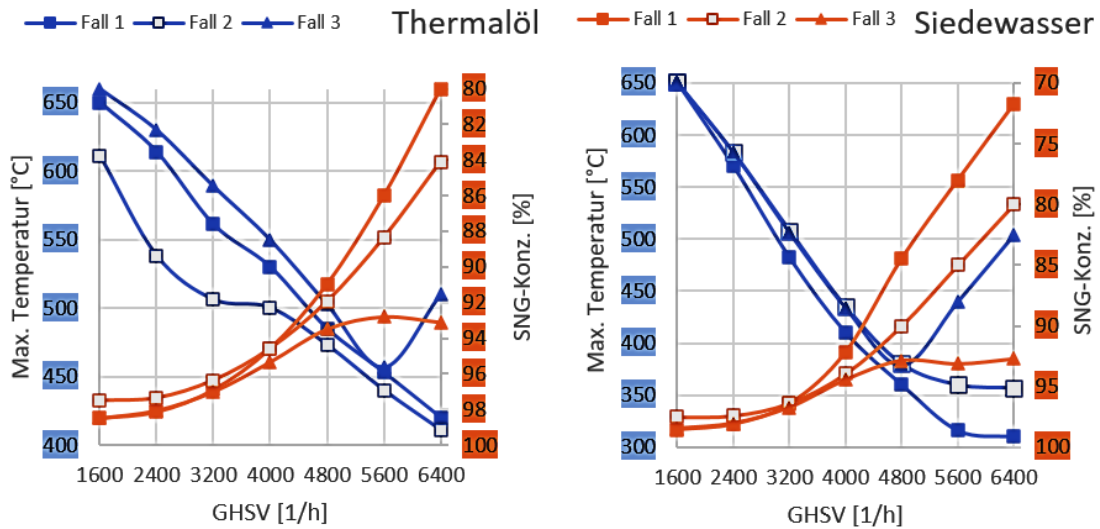


Abbildung 90: Übersicht über Temperatur- und Konzentrationsverläufe für Fall 1-3. Die Konzentrationsverläufe sind zur besseren Übersichtlichkeit invertiert dargestellt.

Zur besseren Vergleichbarkeit werden die Ergebnisse für Fall 1-3 in Abbildung 90 zusammengefasst. Aus beiden Diagrammen ist ersichtlich, dass für niedrige Lasten bis zu einer GHSV von 4.000 h^{-1} die Betriebsanforderungen für alle Fälle erfüllt werden, aber bei Lasten über eine GHSV von 4.000 h^{-1} werden die Betriebsanforderungen nur für den Fall 3 erfüllt. Auf dem linken Bild ist der Einfluss von zwei Kühlkreisläufen (Fall 2) auf den Temperaturverlauf deutlich zu erkennen, wobei dessen Maximaltemperatur niedriger ist. Zudem ist im linken Bild zu erkennen, dass der Trend der Temperaturabsenkung für Fall 2 im Bereich der GHSV von 3.200 auf 4.000 h^{-1} abgeflacht verläuft. Jedoch tritt diese Trendänderung der Temperaturkurve bei der Kühlung mit Siedewasser erst ab einer GHSV von 5.600 auf 5.400 h^{-1} auf. Deswegen ist es möglich, dass durch die Auswahl einer niedrigeren Temperatur für Siedewasser dessen Temperaturverlauf für den Fall 2 ebenfalls nach links verschoben wird. Einer der wichtigsten Aspekte von Fall 3 ist die Tatsache, dass sich die Konzentrationen bei Variation der Lasten nicht signifikant ändern und somit eine wichtige Herausforderung für den Betrieb des Methanisierungsreaktors erfüllen. Als weiterer Vorteil kann die Verkürzung des Reaktorrohres um einen Meter im Gegensatz zum Fall 1 angesehen werden, wodurch ein kompakter Reaktor mit einer Länge von $1,25 \text{ m}$ realisierbar ist.

4.2. SCALE-UP TECHNISCHE KOMPONENTEN: ELEKTROLYSE

Bearbeitet durch: Forschungszentrum Jülich, Institut für Energie- und Klimaforschung, Elektrochemische Verfahrenstechnik (IEK-14)

Bei der Skalierung in die höheren Leistungsklassen steigen die Leistungsdichte und damit die spezifische Abwärme eines Elektrolyseurs. Daher hat das Wärmemanagement einen wichtigen Einfluss auf den Betrieb von PEM-Elektrolyseuren in großem Maßstab. Hinzu kommen sich ändernde physikalische Eigenschaften, wie beispielsweise höhere Wärmekapazitäten im PEM-System.

Diese schon in Kapitel 2.1 beschriebenen, ehrgeizigen Ziele der Bundesregierung sind nur mit einer hocheffizienten und überwiegend auf erneuerbaren Energieträgern basierenden Energieversorgung zu erreichen. Der damit verbundene zunehmende Ausbau der erneuerbaren Energien in Deutschland führt zu einem rapiden Anstieg fluktuierender Energie aus Wind und Sonne im Stromversorgungssystem. Dies erfordert die Lösung neuer Herausforderungen im energiewirtschaftlich relevanten Maßstab hinsichtlich deutlich flexiblerer Regelung des Stromnetzes, des Transports und vor allem aber auch der Speicherung großer Energiemengen.

Diesen Herausforderungen muss auch hinsichtlich einer geeigneten Anlagendimension begegnet werden. Große Anlagen bieten das Potenzial, auch größere Kostensenkungsoptionen zu erschließen. Um Elektrolyse und Methanisierung realistisch und nachhaltig für großtechnische Anlagen zur Speicherung von erneuerbaren Energien nach dem Jahr 2020 einsetzen zu können, sind ausgehend vom Stand der Technik neben einem Scale-up der Anlagengrößen in den MW-Bereich weitere grundlegende Technologieentwicklungen erforderlich. Dabei richtet sich der Fokus auf eine Steigerung der Betriebsdynamik und Langzeitstabilität sowie einer Erhöhung der Effizienz bei einer gleichzeitigen Reduzierung der noch zu hohen Kosten.

Die Schwerpunkte der Forschungsarbeiten liegen in der sinnvollen Prozessgestaltung und Dimensionierung einer solchen Anlage. Wichtige Informationen liefern vor allem Skalierungsansätze von Elektrolyse-Stacks, auf die nachfolgend eingegangen wird.

4.2.1. SKALIERUNGSANSÄTZE ELEKTROLYSE-STACK

Das Ziel dieses Abschnitts liegt in der Untersuchung unterschiedlicher Skalierungsansätze und ihrer Auswirkung auf die Funktionalität des Elektrolyseurs. Diese wurden zunächst analytisch untersucht.

Bei der Dimensionierung von Verschaltungskonzepten sind Strom und Spannung die wesentlichen Einflussparameter. Dabei setzt sich der Strom aus der Stromdichte und der aktiven Zellfläche zusammen. Die H₂-Produktion ist damit unmittelbar abhängig von der Zellfläche. Um die H₂-Produktion und somit die Ausgangsleistung zu steigern, können mehrere Zellen zu einem Stack zusammen geschaltet oder die aktive Fläche erhöht werden. Der Aufbau von Stacks < 30 Zellen ist zurzeit im IEK-14 praktikabel, birgt aber bei höheren Zellzahlen wesentliche Nachteile, wie z.B. Undichtigkeiten bei hohen Drücken.

Die momentan im IEK-14 eingesetzten Stacks weisen eine Zellfläche von 300 cm² auf. Die Skalierung in Leistungsklassen im MW-Bereich erfolgt mit einer aktiven Zellfläche von ca. 1400 cm² bei 70 Zellen (~0,5 MW). Die aktive Zellfläche muss für Elektrolyseure innerhalb der Multi MW-Klasse zu wesentlich größeren Flächen von bis zu 10.000 cm² erhöht werden. Die nachfolgende Grafik zeigt die zukünftige Entwicklung der aktiven Zellfläche bei Elektrolyseuren.

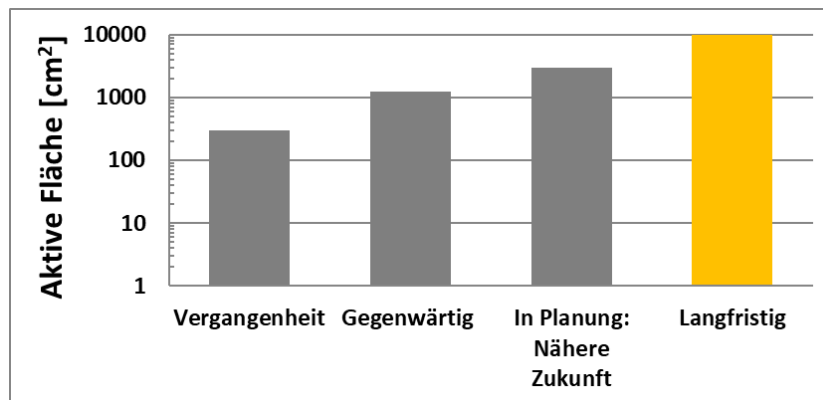


Abbildung 91: Entwicklungen in der aktiven Fläche

Gerade bei Skalierungskonzepten im MW-Bereich stellen elektrische Eigenschaften eine große Herausforderung dar. Neben der Erhöhung der Zellfläche lässt sich auch die Membran-Elektroden-Einheit (MEA) hinsichtlich Skalierung in die MW-Klasse optimieren. Zurzeit liegen Stromdichten bei 3 A cm⁻². Durch Reduzierung der Membrandicke von 187 µm auf 50 µm besteht die Möglichkeit den elektrischen Widerstand erheblich zu verringern. (Polarisations- und Leistungskurven bieten sich zum Vergleich an) Bei gleichem Bauvolumen lassen sich die Leistungsdichte und der Wirkungsgrad dadurch signifikant erhöhen.

Die Herstelltechnik für MEAs oder CCMs (catalyst coated membrane) wird im IEK-14 derzeit erforscht. Während dünne Membranen hohe Leistungsdichten erlauben, wirkt sich die geringere mechanische Stabilität nachteilig auf die Sicherheit aus. Es kann auch zu einem erhöhten Durchlass an H₂ von der Kathoden- auf die Anodenseite kommen, der beim Systembetrieb berücksichtigt werden muss. Durch eine zusätzliche Sperrschicht in der Membran oder durch eine Rekombinationsschicht soll der Durchlass jedoch verringert werden. In Abbildung 92 ist eine mögliche Rekombinationsschicht in hellblau angedeutet. Zusätzlich ergibt sich durch die Reduzierung der Membrandicke eine höhere Differenzdruckempfindlichkeit zwischen An- und Kathode. Auch das muss innerhalb der Skalierungskonzepte berücksichtigt werden.

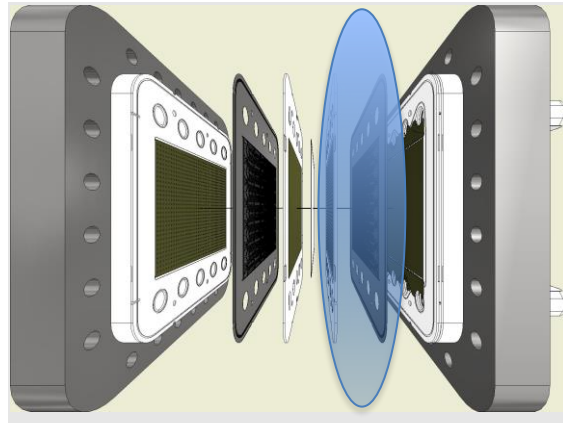


Abbildung 92: Rekombinationsschicht (hellblau) innerhalb der Zelle

Durch höhere Stromdichten müssen auch anderen Komponenten hinsichtlich des Stromflusses optimiert werden. Neben der Membran-Elektroden-Einheit spielen die elektrischen Eigenschaften der Bipolarplatten eine wesentliche Rolle. Sie ist verantwortlich für die Medienversorgung der Zellen und für die Kontaktierung der einzelnen Zellen im Stack untereinander. Bei immer höheren Stromdichten muss die Leitfähigkeit der Bipolarplatten verbessert werden, um ohmsche Verluste zu verringern. In diesem Kontext wird ein neues Design von Bipolarplatten mit Streckmetallen entwickelt. Im ersten Schritt wird das Konzept im Kleinen erprobt - 10 x 10 cm aktive Fläche - um dann im nächsten Schritt die Bipolarplatten in den kW-Bereich zu überführen. Weitere Möglichkeiten der Kompaktierung und Optimierung liegen in der poröse Transportschicht (PTL = porous transport layer) und werden in diesem Zusammenhang im IEK-14 weiter vorangetrieben.

Neben der Auslegung der Komponenten zur Skalierung in die MW-Klasse spielt der Druckbetrieb eine wesentliche Rolle bei der Auslegung der Zellfläche. Durch die Skalierung in den MW-Bereich und der damit einhergehenden Vergrößerung der aktiven Zellfläche werden zurzeit neue Dichtungsverfahren am IEK-14 erprobt. Aktive Zellflächen im 10.000 cm² Bereich erfordern dabei weitere intensive Forschungs- und Entwicklungsaktivitäten im Hinblick auf die Stabilität. Dabei ist die Adaption bestehender Fertigungsverfahren für Stackentwicklung von großer Bedeutung.

Abschließend kann gesagt werden, dass die Skalierungsansätze für MW-Stackkonzepte, bzw. das Verschaltungskonzept, im Wesentlichen durch die Zellfläche und die Eigenschaften der MEA bestimmt werden. Je nach Nennleistung kann die Anzahl der Zellen im Stack anschließend bestimmt werden. Dabei ist eine optimale Zellgröße schwer abzuschätzen, da wesentliche Elemente wie Druck und Dichtigkeit den hier limitierenden Faktor spielen werden. Skalierungsfragestellungen werden daher im weiteren Projektbericht stetig mit betrachtet.

Die Komponentenherstellung bzw. -beschaffung und der Aufbau eines 100 kW Elektrolyseurs lag dabei im Fokus. Dabei wurde ein Stackdesign mit 27 Zellen und einer Zellfläche von 300 cm² am IEK-14 entwickelt. Die geringe Zellanzahl hat vor allem den Vorteil, dass der so entwickelte Stack noch praktikabel handhabbar ist und sich der Bauraum in Grenzen hält. Des Weiteren wird somit eine gefährliche Berührungsspannung von 60 V nicht erreicht. Zusätzlich dazu wurden mittels dieses Stackdesigns der Nachteil durch das Stapeln höheren Zellzahlen, wie z.B. Undichtigkeiten bei hohen Drücken, umgangen. Die Zellfläche von 300 cm² der eingesetzten Stacks setzte sich aus der geforderten Leistung und der Zellanzahl zusammen. Um den Aufbau

der Komponenten und den Betrieb des 100 kW Elektrolyseurs flexibel zu gestalten, wurde die erforderliche Leistung von 100 kW auf zwei 50 kW Stacks aufgeteilt.

Im Anschluss dieses Kapitels wird auf den Betrieb des 100 kW Elektrolyseurs am IE-K14 in Jülich eingegangen. Die Charakterisierung der gewonnenen Ergebnisse des 100 kW Elektrolyseurs dienen dabei als Basis für eine Übertragung in den MW-Maßstab.

4.2.2. BETRIEB EINES ELEKTROLYSESYSTEMS MIT 100 kW ANSCHLUSSLEISTUNG

Am Forschungszentrum Jülich wurde eine Elektrolysetestplattform mit einer Anschlussleistung von rund 100 kW_{el} aufgebaut. Im Rahmen des Projekts Virtuelles Institut wurde diese Anlage genutzt, um eine Datenbasis für die Entwicklung der PEM-Elektrolyse in den MW-Bereich zu erhalten. Dazu war ein exaktes Monitoring der Eingangs- und Ausgangsparameter erforderlich. Entsprechende Messeinrichtungen und Analysemöglichkeiten wurden identifiziert und flossen in den Anlagenaufbau mit ein. In [Abbildung 93](#) ist die 100 kW Anlage im IEK-14 des FZJ zu sehen.



Abbildung 93: 100 kW PEM-Elektrolyseur am IEK-14

Anders als bei dem 30 kW PEM-Elektrolyseur nimmt der 100 kW Elektrolyseur einen signifikant größeren baulichen Raum ein. Auf der linken Seite der [Abbildung 93](#) ist das benötigte Netzteil zu erkennen, das hier schon einen gesamten Schaltschrank einnimmt. Das Besondere am 100 kW Elektrolyseur ist, dass dieser aus zwei parallel geschalteten 50 kW Elektrolyse-Stacks besteht. Dies hat den Grund, dass die vorhandene Zellfläche mit 300 cm² relativ klein gehalten werden kann. Bei 50 bar Betriebsdruck entstehen durch die geringere Fläche bei der Konstruktion der Zellen wesentliche Vorteile hinsichtlich der Dichtigkeit. Auf den Einfluss der Zellfläche und diversen Verschaltungskonzepte bei der Skalierung wird im weiteren Verlauf noch

genauer eingegangen. Im Funktionsraum lassen sich die beiden 50 kW Stacks erkennen. Die Aggregate für den Betrieb des 100 kW Systems sind am unteren Teil der Abbildung 93 zu sehen.

Die verwendeten PEM-Stacks bestehen aus 27 Zellen mit einer Fläche von 300 cm^2 . Die Stacks wurden auf einen nominalen Betriebspunkt der Stromdichte von $j_{el} = 3 \text{ A/cm}^2$ und einer Zellspannung $U_{Zelle} = 2 \text{ V}$ ausgelegt. Damit ergibt sich eine elektrische Nennleistung des PEM-Elektrolyseurs von knapp 50 kW. $2 \text{ V} * 27 \text{ Zellen} * 3 \text{ A/cm}^2 * 300 \text{ cm}^2 = 48,6 \text{ kW}$. Ein Überlastbetrieb ist zu jedem Zeitpunkt möglich, wobei eine Zellspannung $U_{Zelle-max} = 2,2 \text{ V}$ nicht überschritten werden darf. Abbildung 94 zeigt die beiden verwendeten 27 Zellen PEM-Stacks.

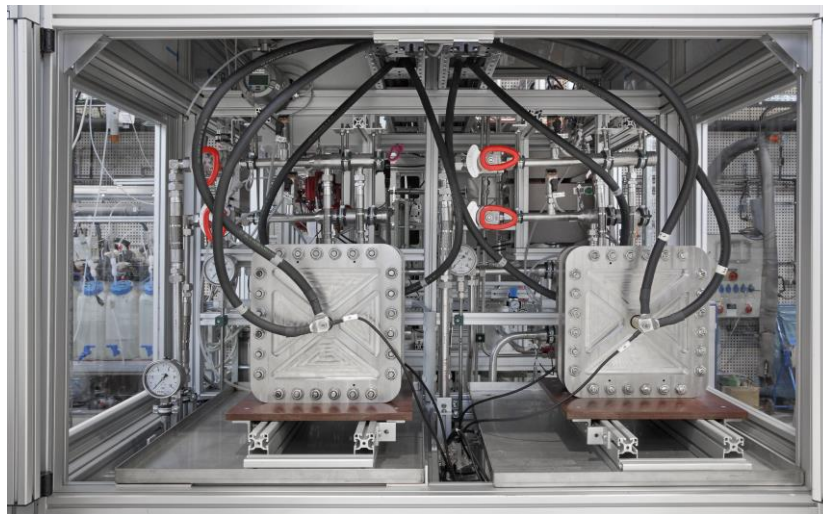


Abbildung 94: 2 x 50 kW PEM-Elektrolysestacks am IEK-14

Die durchgeführten Messungen des 100 kW Elektrolyseurs bauen dabei auf den durchgeführten Messungen des 30 kW Elektrolyseurs aus Kapitel 2.1 auf. Auch hier werden hochdynamische Lastprofile genutzt. Im Kontext der 100 kW Elektrolyse kommt es zu einer Unterscheidung der Dynamikbereiche im Lastprofil. Im Anfangsbereich ist die Dynamik moderat und die Lastsprünge verlaufen alle 10 min. Im letzten Drittel des Lastprofils werden die Sprünge der Eingangsleistung größer und die Zeitintervalle haben die Größenordnung von 5 min. Auf den Verlauf der Eingangsleistung als Lastprofil wird an dieser Stelle verzichtet, da die sich daraus ergebende Stromdichte in Abbildung 95 den charakteristischen Verlauf wiedergibt.

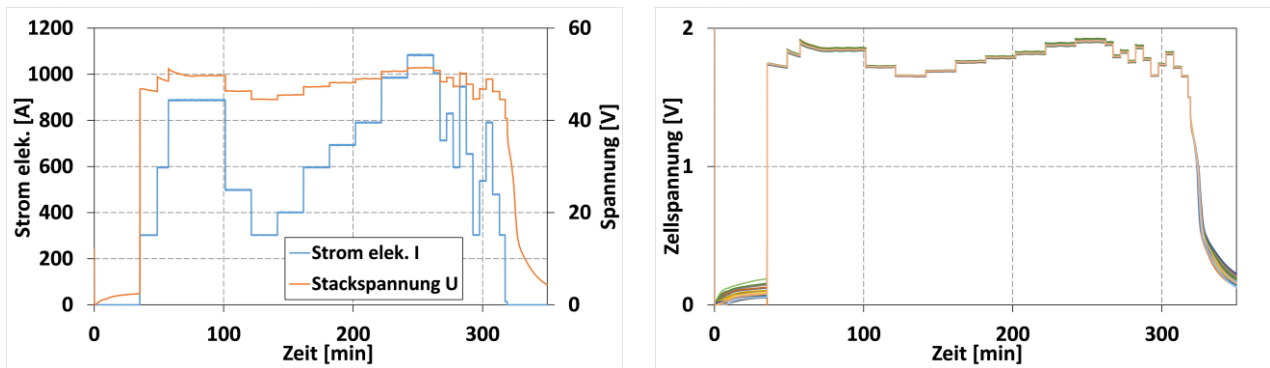


Abbildung 95: 100 kW PEM-Elektrolyseur elektrische Größen

Abbildung 95 zeigt die elektrischen Größen des Elektrolyse-Stacks. Dabei wurde eine halbe Stunde der Elektrolyse-Stack nicht belastet, was sich in der minimalen Zellspannung widerspiegelt. Anschließend wurde das dynamische Lastprofil abgefahren. Zu jedem Zeitpunkt lässt sich erkennen, dass auch hier die Zellspannungen nicht über 2 V ansteigen und somit durch den nominalen Betriebspunkt die Eingangsleistung noch erhöht werden könnte.

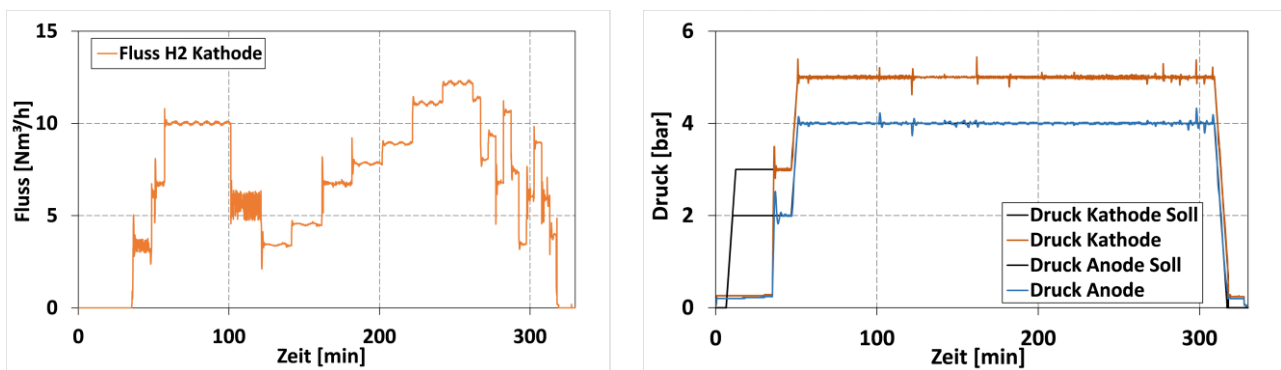


Abbildung 96: 100 kW PEM-Elektrolyseur Fluss H₂ & Drücke Produktgase

In Abbildung 96 werden der Fluss des Produktgases H₂ und die Drücke auf Kathoden- und Anodenseite gezeigt. Dabei zeigt sich der instantane Anstieg des Gasflusses unmittelbar bei aufgeprägter Eingangsleistung. Der Anstieg des Drucks wurde in diesem Experiment mittels einer Rampe von 0,5 bar/min auf einen Sollwert von 4 bar anodisch und 5 bar kathodisch gefahren. Anders als bei dem 1,5 kW Teststand wird beim 100 kW Elektrolyseur die Regelung durch Ventile realisiert und nicht durch eine Membran. Aus diesem Grund kann der entstehende Produktgasfluss konstant gehalten werden. Die minimal erkennbare Fluktuation des Gasflusses, hier als harmonische Schwingung zu erkennen, entsteht durch die Zudosierung neuen VE-Wassers. Gerade bei höheren Stromdichten ist dieses Verhalten stärker ausgeprägt als bei niedrigen Stromdichten, da dort die Zudosierung steigt. Im Bereich der Drücke lässt sich erkennen, dass die Sollwerte ohne große Differenzen, auch bei hoher Dynamik der Eingangsleistung, eingeregelt werden. Dieses gute Regelverhalten ist einem selbstentwickelten Regelalgorithmus zu verdanken auf dem im Weiteren eingegangen wird.

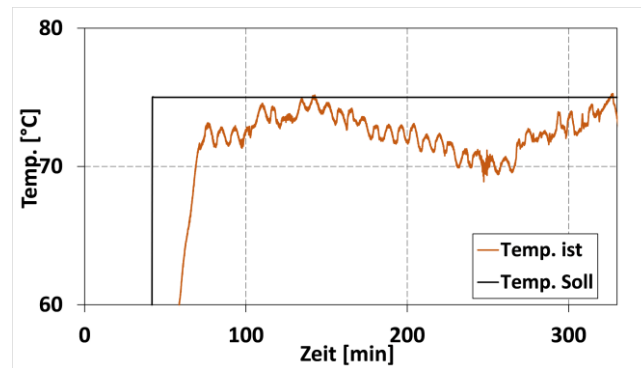


Abbildung 97: 100 kW PEM-Elektrolyseur Stacktemperatur

In Abbildung 97 lässt sich erkennen, dass die Temperatur den gewünschten Sollwert nicht einregelt. Die Temperaturregelung war in Zusammenhang dieser Messung noch nicht optimiert und basierte auf einer konventionellen PID-Regelung. In Kapitel 2.1 wurde in Verbindung der 30 kW Elektrolysemessungen schon gezeigt, dass in Bezug auf eine adäquate Temperaturregelung in höheren Leistungsklassen Wärmekapazitäten nicht mehr zu vernachlässigen sind. Hier spielen die Trägheiten und die damit verbundenen größer werdenden Zeitkonstanten eine immense Rolle. Aus Sichtweise der Regelungstechnik besteht durch diese Zeitkonstanten die Gefahr von Instabilität und langem Einschwingverhalten. Aus diesem Grund wurde für dieses Projekt eine „Adaptive modellbasierte Temperaturregelung mit Vorsteuerung eines 100 kW PEM-Elektrolyseurs“ [63] entworfen und am 100 kW Elektrolyseur validiert. Auf genaue Einzelheiten wird im weiteren Verlauf des Projektberichts genau eingegangen. Hinzu kommt, dass die Zudosierung des Eduktes Wasser durch eine Zweipunktregelung realisiert war. Durch die Zudosierung kam es dabei zu diesem oszillierenden Verlauf der Temperatur. Auch diese Regelung wurde durch eine kontinuierliche Füllstandsregelung optimiert. Die Druckregelung in Abbildung 96 weist, wie bereits erwähnt, nur minimale Abweichungen vom definierten Sollwert auf. Die optimierte Druckregelung wurde schon vor der durchgeführten Messung instanziiert und validiert. Um eine optimierte Druckregelung zu konzipieren war es wichtig gerade die Prozessgrößen zu identifizieren, die den größten Einfluss haben. Wie in Kapitel 2 gezeigt, besitzt die Stromdichte den größten Einfluss, da nur unter Stromfluss elektrochemisch H_2 und O_2 produziert wird. Gerade bei hoher Dynamik kam es beim vorhandenen Regelalgorithmus zur Abweichung des geforderten Sollwerts. In diesem Zusammenhang wurde dann eine Masterarbeit mit dem Thema „Entwicklung und Optimierung der Druckregelung eines PEM-Elektrolyseteststandes“ am 100 kW Elektrolyseur angefertigt. Dabei basiert das Grundprinzip dieser Druckregelung auf einer Vorsteuerung mit nachgeschalteten PID-Regler [64]. Die Druckregelung an sich wird durch ein Ventil am Auslass der Gasabscheider realisiert. Die Ventile dosieren dabei den Fluss des Produktgases H_2 und O_2 wodurch der Druck im Gasabscheider beeinflusst werden kann. Durch ein hinterlegtes Modell des PEM-Elektrolyseurs wird für definierte Betriebspunkte die Ventilstellung K_v berechnet. Die Vorsteuerung ist so konzipiert, dass sie anschließend in Abhängigkeit der Störgröße Stromdichte j_{el} und des gewünschten Drucks die zur Druckregelung genutzten Ventile, mittels berechneter Werte, initial verstellt. Der vorhandene PID-Regler regelt die durch die Modellabweichungen oder den Einfluss weiterer Störgrößen, wie Füllstandsänderungen des Gasabscheiders, aus. Abbildung 98 zeigt das Konzept der Regelung des Gasdrucks auf der Anoden- und Kathodeseite mit Vorsteuerung.

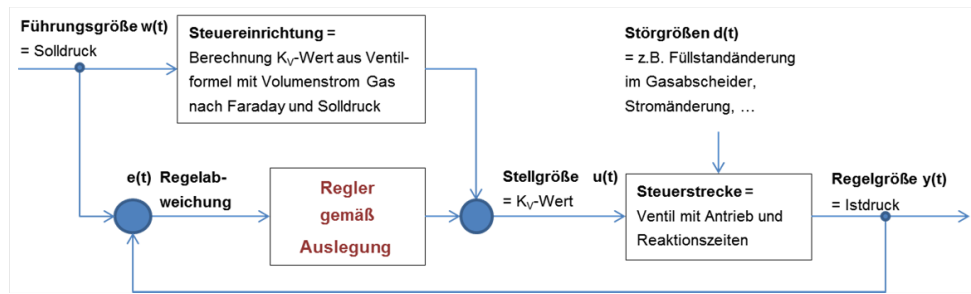


Abbildung 98: 100 kW PEM-Elektrolyseur Konzept Druckregelung

Die gewählten PID-Parameter der Druckregelung wurden dabei über eine Optimierungsfunktion und mit dem vorhandenen Modell innerhalb der Modellierungssoftware Simulink/Matlab optimiert. Zur Validierung der entwickelten Druckregelung wurde der 100 kW Elektrolyseur genutzt und dieser mit dem nachfolgenden Lastprofil in Abbildung 99 beaufschlagt.

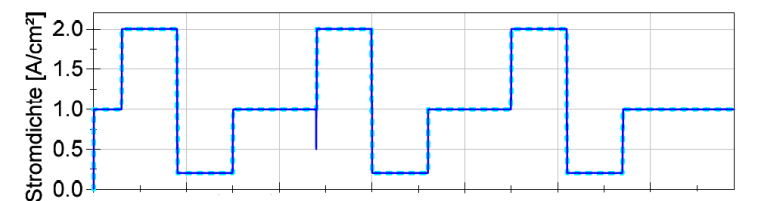


Abbildung 99: Stromprofil Validierung Druckregelung

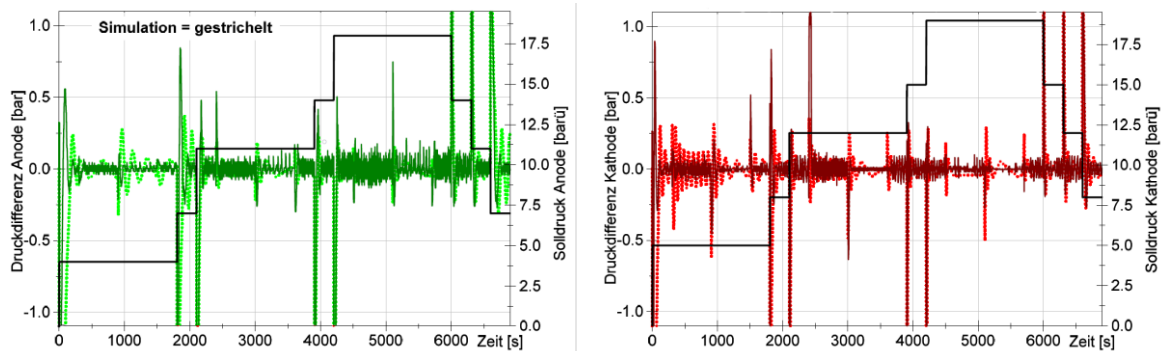


Abbildung 100: Validierung Druckregelung: Abweichungen vom Solldruck

Die Abbildung 100 zeigt die Sollwerte der Drücke der Produktgase auf der Anoden- und Kathodenseite des Elektrolyseurs (schwarze Linie). In Grün und Rot sind die absoluten Abweichungen zum Sollwert dargestellt. Es zeigt sich schnell, dass der Differenzdruck bei einer hohen Dynamik der Störgröße Stromdichte und bei hohen Änderungen der Drucksollwerts maximal bei $\Delta p < 1$ bar liegt. Dabei ist in hellgrün und hellrot die Simulation zu sehen und die dunklen Farbtöne spiegeln die realen Druckwerte der 100 kW Anlage wieder. Im unmittelbaren Vergleich zeigt sich, dass das vorhandene Modell des 100 kW Elektrolyseurs die Realität sehr gut wiedergibt. Durch den entwickelten Regelalgorithmus werden die geforderte Drücke anoden- und kathodenseitig schnellstmöglich, unter Einfluss der Störgröße Stromdichte, eingeregelt. Dieses Verhalten spiegelt auch den unter Abbildung 96 vorher gezeigten Realbetrieb des Elektrolyseurs wieder. Trotzdem muss

beachtet werden, dass der vorhandene Regelalgorithmus auf die Druckregelung der 100 kW Anlage ausgelegt wurde. Zur Skalierung von Elektrolyseuren in die MW-Klasse bedarf es einer neuen Parametrierung. Wie oben schon angesprochen wirkte sich die Störgröße Stromdichte, neben den Drücken der Produktgase, ebenfalls stark auf die Stacktemperatur aus. So blieb ferner eine Optimierung der Temperaturregelung nicht aus.

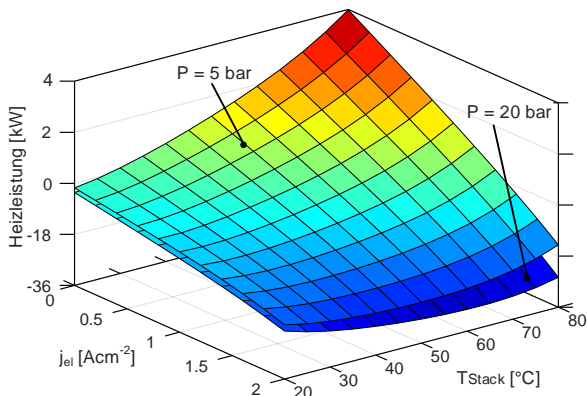


Abbildung 101: Nichtlinearer Zusammenhang

In diesem Kontext war es wichtig, dass geforderte Sollwerte der Stacktemperatur stets ± 2 °C über den gesamten Betriebsbereich, auch unter Einfluss von Störgrößen wie der Stromdichte und des Betriebsdrucks, eingehalten werden. Als Ausgangssituation war eine herkömmliche PID-Regelung im 100 kW-Elektrolyseur instanziiert. Diese wurde dann ebenfalls durch eine Vorsteuerung mit PID-Regler ersetzt. Das Verfahren war ähnlich dem der Druckregelung. Zur Entwicklung des Regelalgorithmus diente als Basis ein genaues Modell des 100 kW Elektrolyseurs. Es zeigte sich jedoch schnell, dass der vorhandene Arbeitsbereich in Abhängigkeit der Störgröße Stromdichte und des Betriebsdrucks sehr stark nichtlinear ist. Die Temperatur hat dabei einen Einfluss auf die benötigte Stellgröße Heizleistung in das System. So wurden neben der Vorsteuerung zusätzlich für einzelne Arbeitsbereichsabschnitte die Regelparameter PID optimiert. Abbildung 101 visualisiert diesen Sachverhalt. Die nichtlinearen Abhängigkeiten der Stacktemperatur, der Stromdichte und des Betriebsdrucks zur Heizleistung im PEM-Elektrolyseur lassen sich direkt erkennen.

Tabelle 11: PID Regelparameter

Betriebsbereich	K_C	$T_N(\text{min})$	$T_V(\text{min})$
$0 < j_{el} \leq 0.5 \text{ A/cm}^2 \wedge T_{Stack} \leq 50 \text{ }^\circ\text{C}$	32.89	87.71	0.84
$0.5 < j_{el} \leq 1 \text{ A/cm}^2 \wedge T_{Stack} \leq 50 \text{ }^\circ\text{C}$	26.31	87.71	0.84
$1 < j_{el} \leq 1.5 \text{ A/cm}^2 \wedge T_{Stack} \leq 50 \text{ }^\circ\text{C}$	8.77	87.71	1.26
$1.5 \text{ A/cm}^2 < j_{el} \wedge T_{Stack} \leq 50 \text{ }^\circ\text{C}$	7.02	87.71	1.26
$0 < j_{el} \leq 0.5 \text{ A/cm}^2 \wedge 50 < T_{Stack} \leq 65 \text{ }^\circ\text{C}$	43.86	87.71	0.84
$0.5 < j_{el} \leq 1 \text{ A/cm}^2 \wedge 50 < T_{Stack} \leq 65 \text{ }^\circ\text{C}$	32.89	87.71	0.84
$1 < j_{el} \leq 1.5 \text{ A/cm}^2 \wedge 50 < T_{Stack} \leq 65 \text{ }^\circ\text{C}$	13.4	87.71	1.26
$1.5 \text{ A/cm}^2 < j_{el} \wedge 50 < T_{Stack} \leq 65 \text{ }^\circ\text{C}$	9.23	87.71	1.26
$0 < j_{el} \leq 0.5 \text{ A/cm}^2 \wedge 65 < T_{Stack} \leq 75 \text{ }^\circ\text{C}$	52.63	87.71	0.84
$0.5 < j_{el} \leq 1 \text{ A/cm}^2 \wedge 65 < T_{Stack} \leq 75 \text{ }^\circ\text{C}$	43.86	87.71	0.84
$1 < j_{el} \leq 1.5 \text{ A/cm}^2 \wedge 65 < T_{Stack} \leq 75 \text{ }^\circ\text{C}$	17.54	87.71	1.26
$1.5 \text{ A/cm}^2 < j_{el} \wedge 65 < T_{Stack} \leq 75 \text{ }^\circ\text{C}$	14.62	87.71	1.26
$0 < j_{el} \leq 0.5 \text{ A/cm}^2 \wedge 75 \text{ }^\circ\text{C} < T_{Stack}$	65.78	87.71	0.84
$0.5 < j_{el} \leq 1 \text{ A/cm}^2 \wedge 75 \text{ }^\circ\text{C} < T_{Stack}$	52.63	87.71	0.84
$1 < j_{el} \leq 1.5 \text{ A/cm}^2 \wedge 75 \text{ }^\circ\text{C} < T_{Stack}$	35.08	87.71	0.84
$1.5 \text{ A/cm}^2 < j_{el} \wedge 75 \text{ }^\circ\text{C} < T_{Stack}$	25.06	87.71	1.26

Durch die Simulation innerhalb der Entwicklungsumgebung Labview konnten für den gesamten Betriebsbereich optimale PID-Parameter gefunden werden und adaptiv dem Regelalgorithmus zur Verfügung gestellt werden. In Tabelle 11 sind die durch die verschiedenen Betriebsbereiche optimierten PID Regelparameter dargestellt. Die Betriebsbereiche wurden dabei im Abhängigkeit der Störgröße Stromdichte und der Stacktemperatur gebildet. Der erstellte Regelalgorithmus kann Abbildung 102 entnommen werden.

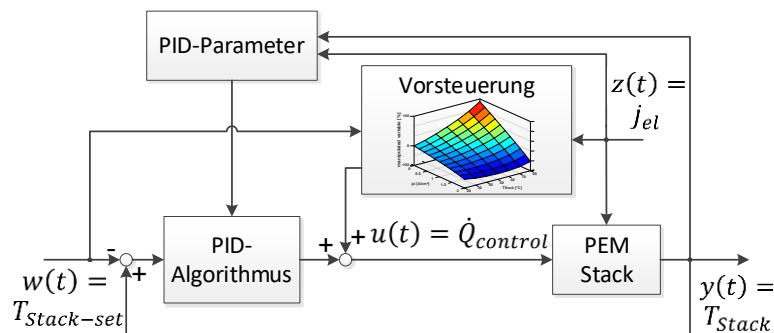


Abbildung 102: Optimierter Regelalgorithmus Temperaturregelung

Der entwickelte Regelalgorithmus wurde dann in den 100 kW-Elektrolyseur integriert. In einer praktischen Versuchsreihe innerhalb des 100 kW Elektrolyseurs konnte gezeigt werden, dass die entworfene adaptive Vorsteuerung mit PID-Regelung sich als wesentlich vorteilhaft gegenüber einer gängigen PID-Regelung erweist. Um authentische Betriebsbedingungen hinsichtlich der Elektrolyse im praktischen Einsatz zu schaffen, wurden wie im Bereich der 30 kW Elektrolyse Lastprofile von Windkraft- und Photovoltaik genutzt. Um vergleichbare Ergebnisse zu generieren, wurden ebenfalls Daten von PV- und Wind-Profilen der HTW Berlin mit einer Auflösung von 1 Minute genutzt. Zusätzlich fand eine Skalierung der bereitgestellten Daten

auf die Eingangsleistung des 100 kW Elektrolyseurs statt. Auf eine Darstellung der generierten Leistungen der Produktgase und elektrischen Größen soll an dieser Stelle verzichtet werden, da die vorherigen Versuche gezeigt haben, dass sich das Lastprofil hauptsächlich als Störgröße auf die Druck- und Temperaturregelung auswirkt und diese sich als das kritische Element der Elektrolyse herauskristallisieren. Abbildung 103 zeigt die Messungen bei einem PV-Profil zur Mittagszeit. Es wurde dabei die herkömmliche PID-Regelung der Stacktemperatur mit dem neuen Regelalgorithmus verglichen. Um eine größtmögliche Dynamik zu erzeugen, wurde zusätzlich die Stacktemperatur von 70 °C um ± 5 °C variiert. Abbildung 103 stellt, neben der Eingangsleistung, den Temperaturverlauf mit konventioneller PID-Regelung und neu entwickeltem Regelalgorithmus gegenüber. Es lässt sich der Abbildung 103 direkt entnehmen, dass der neue Regelalgorithmus eine wesentlich bessere Genauigkeit aufweist, als eine herkömmliche PID-Regelung. Der alte PID-Algorithmus erzeugt Abweichungen in der Stacktemperatur von bis zu 10 °C und ist zu keinem Zeitpunkt stabil. Wobei der neue Regelalgorithmus der Stacktemperatur lediglich eine Abweichung von ± 2 °C aufweist und die Stacktemperatur adäquat einregelt.

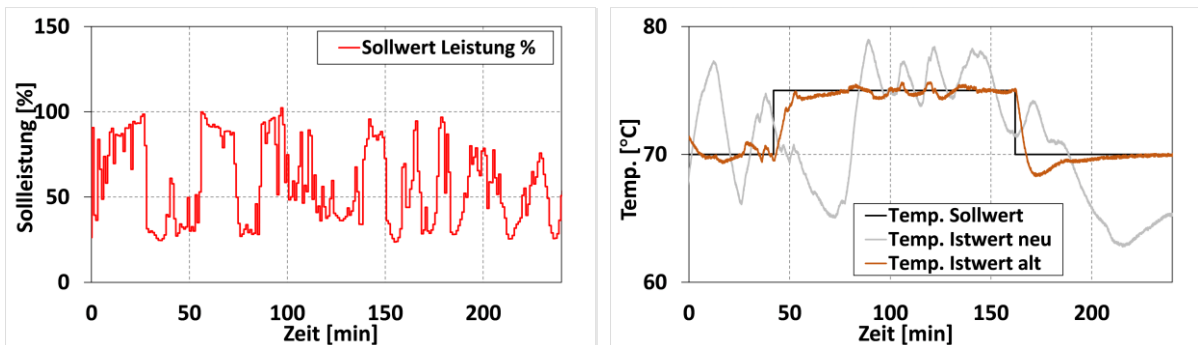


Abbildung 103: PV-Profil Validierung Temperaturregelung

Zusätzlich dazu wurde das Lastprofil einer Windkraftanlage zur Validierung genutzt. Hier ist der Offset der Eingangsleistung durch das vorgegeben Lastprofil nicht so stark wie bei einem PV-Profil.

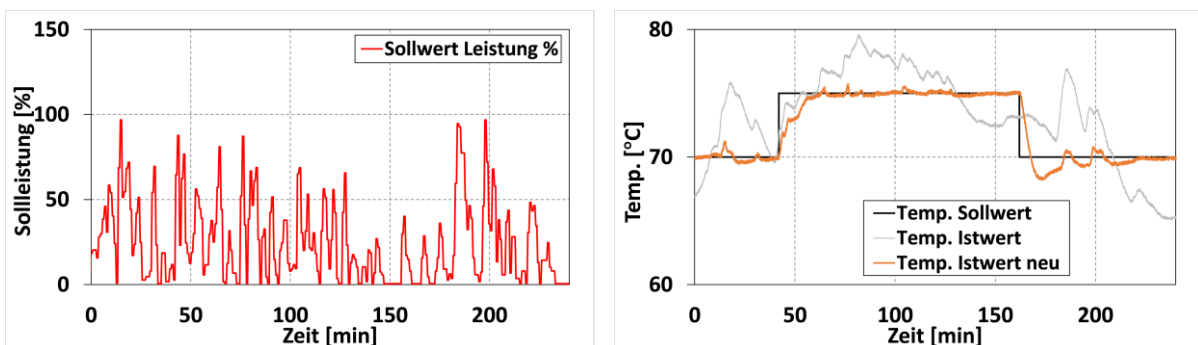


Abbildung 104: Windkraftprofil Validierung Temperaturregelung

Der entwickelt Regelalgorithmus muss daher einen viel größeren Dynamikbereich bedienen, als es noch bei dem PV-Profil der Fall war. Abbildung 104 zeigt in diesem Kontext das verwendete Lastprofil der Windkraftanlage und die dazugehörige Temperaturregelung. Auch hier lassen sich wieder Abweichungen der gewöhnlichen PID-Temperaturregelung von ± 7 °C erkennen. Zu keinem Zeitpunkt ist die Stacktemperatur auch nur annähernd stabil. Ganz im Gegensatz zu dem neuen Regelalgorithmus. Hier sind die Abweichungen

der Stacktemperatur zum geforderten Sollwert fast vernachlässigbar klein. Die Stacktemperatur wird stabil eingeregelt und weist eine maximale Abweichung zum Sollwert von 2 °C auf. Beide Szenarien zeigen eindrucksvoll die Möglichkeit die Stacktemperatur unter verschiedenen dynamischen Bedingungen und dem Einfluss von Störgrößen angemessen zu regeln. In diesem Kontext konnten die geforderte Stacktemperaturen schnellstmöglich ohne Überschwingen eingeregelt werden. Der größte Vorteil des entwickelten Regelungsalgorithmus zeigte sich jedoch bei Änderungen der Störgröße Stromdichte. Hier kam es bei diversen Betriebspunkten mit der herkömmlichen PID-Regelung zu Sollwertabweichungen der Stacktemperatur von über 5 °C. Die adaptive Vorsteuerung Regelung der Stacktemperatur hingegen zeigte sich in jedem Betriebsbereich bei Änderung der Stromdichte mit geringer Abweichung zum Sollwert und geringen Einschwingzeiten als zielführend. Des Weiteren sind Skalierungsansätze in die MW-Klasse kritisch hinsichtlich der durch die Modellierung gefundenen Parameter zu betrachten. Hier müssen bauliche und elektrochemische Parameter angepasst werden, um daraus optimale PID-Parameter und die Vorsteuerungsberechnung für eine adaptive Vorsteuerung abzuleiten. Gerade im Bereich der Skalierung entsteht somit die Chance, mit der zur geforderten Leistungsklasse passenden Auslegung der Temperaturregelung die Stabilität der Stacktemperatur optimal umzusetzen. Alles im Allen stellt sich die entworfene adaptive Regelung mit Vorsteuerung als zielführend gegenüber der PID-Regelung heraus, da nur mit ihr die geforderten Grenzen einhalten werden und somit eine optimale Betriebsführung von zukünftigen Power-To-Gas Anlagen gewährleistet werden kann.

Durch die praktischen Versuche am 100 kW PEM-Elektrolyseur im IEK-14 konnte die Betriebsführung hinsichtlich Skalierung in höhere Leistungsklassen maßgeblich optimiert werden. Nicht nur hinsichtlich der durchgeführten praktischen Versuche waren die Messungen von Belangen. Zusätzlich zu den hier gezeigten Messungen wurden Versuchsprotokolle durchgeführt, die der Erstellung eines Gesamtmodells im Anlagenverbund und dadurch der Umsetzung der Simulation eines Anlagengesamtkonzeptes dienen.

Neben der praktischen Versuchsdurchführung und Optimierung der Betriebsführung am 100 kW PEM-Elektrolyseur wurden noch andere Themengebiete der Skalierung im Rahmen des Virtuellen Instituts beleuchtet.

4.2.3. SCALE-UP GESAMTANLAGE (ELEKTROLYSEUR, METHANISIERUNG UND SPEICHER)

Ziel dieses Arbeitsschritts ist die Planung einer Gesamtanlage bestehend aus Elektrolyseur, Methanisierung und Speicher für festgelegte Anwendungsfälle. Dabei werden sowohl die Ergebnisse der „Systemgruppen“ als auch Ergebnisse aus den Kapiteln 4.1 und 4.2 berücksichtigt. Dabei erfolgt als erstes eine Konzeptstudie und im Anschluss daran wird die Verfahrens-, Sicherheits- und Steuerungstechnik für die Gesamtanlage erarbeitet. Diese Auslegungs- und Planungsarbeiten werden durch die dynamischen Simulationen unterstützt und die Anlagenausarbeitung validiert. Abschließend wird eine technische und wirtschaftliche Bewertung der Gesamtanlage vorgenommen. Als erstes erfolgte die Konzeptstudie hinsichtlich Scale-up Elektrolyse. Die Ausführung zur Methanisierung sowie zum Gesamtsystem sind in den Kapiteln 4.3 und 4.4 enthalten.

4.2.4. KONZEPTSTUDIE SCALE-UP

Innerhalb der Konzeptstudie der PEM-Elektrolyse fand als erstes die Analyse der Leistungsfähigkeit der unterschiedlichen Anlagenkomponenten statt. Wasserelektrolyseure, die in direkter Kopplung mit volatilen erneuerbaren Stromquellen betrieben werden, müssen in der Lage sein, dynamischen Wechseln des Betriebspunktes unmittelbar zu folgen. Deshalb müssen die einzelnen Komponenten von Elektrolyseuren so ausgelegt sein, dass sie den besonderen Anforderungen dieser Betriebsweise gerecht werden. Für einen effektiven und sicheren Betrieb müssen Elektrolyseure elektrische, fluidische und thermische Prozesse ausführen. Auch bei hinreichender Auslegung aller Anlagenkomponenten, auf die im weiteren Verlauf eingegangen wird, kann ein hochdynamischer Betrieb nur mit flexiblen Regelungsstrategien realisiert werden. Tabelle 12 gibt einen Überblick über die wichtigsten Anlagenkomponenten von Wasserelektrolyseuren und die Wirkungsbereiche, die ihnen zugeordnet werden können. Alle Anforderungen an die Anlagenkomponenten gehen von der Auslegung des Zellstapels aus. Die aufzunehmende elektrische Leistung oder der Wasserstoffbedarf bestimmen die Konstruktion und Betriebsstrategie des Zellstapels. Aus den Anforderungen des Zellstapels unter Maximallast ergeben sich auslegungsrelevante Elektrizitäts-, Stoff- und Wärmeströme, die durch die Anlagenkomponenten aufgebracht werden müssen. Die Leistungselektronik muss in der Lage sein, den disruptiven Wechseln des durch die Stromquelle zugeführten elektrischen Stroms zu folgen. Außerdem muss bei Anbindung an Wechselstromnetze eine ausreichende Gleichrichtung mit geringer Restwelligkeit gewährleistet werden, da andernfalls der Wirkungsgrad der Wasserstoffproduktion leidet [65].

Tabelle 12: Wirkungsbereiche charakteristischer Anlagenkomponenten von Wasserelektrolyseuren

Komponente	Wirkungsbereich
Zellstapel	elektrisch, fluidisch, thermisch
Leistungselektronik	elektrisch
Umwälzpumpen	fluidisch
Gas-Wasser-Abscheidebehälter	fluidisch, thermisch
Kühlwasserversorgung	thermisch
Heizelemente	thermisch
Kompressor (optional)	fluidisch

Während der elektrische Ladungstransport in PEM-Elektrolysezellen mit hoher Geschwindigkeit erfolgt, erfolgen Stoff- und Wärmetransport mit deutlich niedrigerer Geschwindigkeit. Umwälzpumpen werden dazu genutzt, den Austrag von Produktgasen und Wärme durch Zirkulation des Prozesswassers zu sichern. Zusätzlich wird dem Zellstapel auf diese Weise ausreichend Wasser zur Aufrechterhaltung der Wasserstoffproduktion zugeführt. Bei der Auswahl der Umwälzrate muss ein Kompromiss zwischen dem, mit zunehmender Umwälzrate ansteigenden Leistungsbedarf und dem minimal benötigten Stofftransport gefunden werden. Als untere Grenze für die Umwälzrate kann die Temperaturerhöhung des Wassers zwischen Ein- und -ausgängen der Zellstapel herangezogen werden.

Die Gas-Wasser-Abscheider müssen so dimensioniert werden, dass gasförmige Produkte und zurückzuführendes Wasser vollständig getrennt werden können. Zu klein dimensionierte Abscheider würden das zugeführte Wasser-Gas-Gemisch bei plötzlichen Schwallströmungen in Folge starker Zunahme der Gasproduktion im Zellstapel bei höheren Leistungsaufnahmen nicht aufnehmen können. Dadurch würde Wasser in die Gasstrecke gelangen und nachfolgende Komponenten beschädigt. Zu groß dimensionierte Abscheider bieten zwar größere Sicherheit gegenüber kritischen Betriebszuständen, führen aber durch höheren Materialaufwand zu größeren Investitionskosten und Raumbedarf des Elektrolyseurs. Bei der Auslegung der Gas-Wasser-Abscheider müssen folglich kritische Betriebszustände in Folge von Wechseln des Betriebspunktes berücksichtigt werden. Abbildung 105 zeigt die instantane Volumenänderung des Füllstandes der Gas-Wasser-Abscheider des untersuchten 100 kW-Teststandes unmittelbar nach Stromdichtesprüngen zwischen $0,10 \text{ A cm}^{-2}$ und $2,00 \text{ A cm}^{-2}$. Das Behältervolumen beträgt 9 l und der gewählte Sollwert des Füllstandes liegt bei etwa 6 l. Folglich muss die Füllstandsregelung durch Anpassung der Nachfüll- beziehungsweise Ablassraten auf Anoden- und Kathodenseite flexibel auf die Änderung der Flussraten am Einlass der Behälter reagieren. Die Schwankungen des Füllstandes beeinflussen zusätzlich die Druckregelung durch das Ablassventil, da sich das vom Gas eingenommene Volumen in der Gasstrecke ändert. Bei Elektrolyseuren der MW-Klasse sind Schwallströmungen größeren Ausmaßes zu erwarten, weshalb eine prädiktiven Füllstandsregelung zu empfehlen ist, um die negativen, kurzfristigen Auswirkungen starker Füllstandschwankungen im dynamischen Betrieb zu vermeiden.

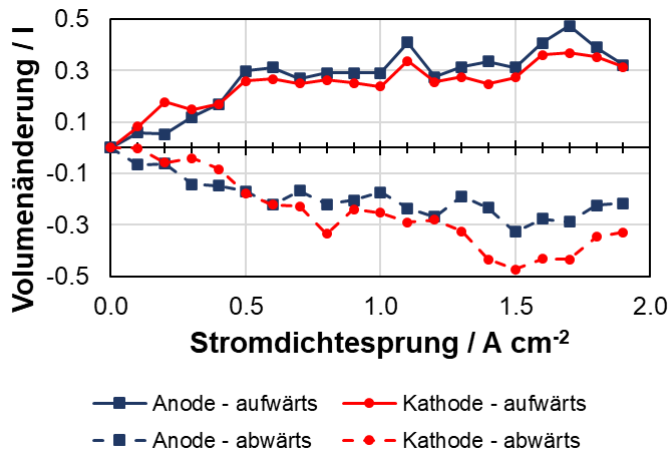


Abbildung 105: Experimentell bestimmte Füllstandsschwankungen in Gas-Wasser-Abscheidern eines 100 kW_{el}-Elektrolyseurs bei Stromdichtesprüngen

Da die Betriebstemperatur einen wichtigen Einfluss auf den Wirkungsgrad von Elektrolyseuren ausübt, kommt der Temperaturregelung besondere Bedeutung zu [63]. Insbesondere bei der Bereitstellung von Kühlwasser für die Wärmeübertrager muss auf eine ausreichende Geschwindigkeit des Regelventils geachtet werden. Temperaturspitzen im dynamischen Betrieb sollten membranspezifische Temperaturen nicht überschreiten, da andernfalls beschleunigte Membrandegradation eintreten kann. Deshalb muss die Kühlwasserversorgung in der Lage sein, genügend Kühlwasser vorzuhalten und eine effektive Abkühlung des Prozesswassers innerhalb kurzer Zeiten zu erzielen. Heizelemente dienen der Erhöhung der Wassertemperatur beim Aufheizvorgang oder beim Betrieb des Elektrolyseurs in Stromdichtebereichen, die eine Zusatzbeheizung zur Aufrechterhaltung der Betriebstemperatur nötig machen. Sie haben gegenüber den Kühlsystemen den Vorteil, dass elektrische Heizstäbe verwendet werden können, durch die der Wärmeeintrag in das Prozesswasser erfolgen direkt und flexibel erfolgen kann.

Nach dem Elektrolyseur kann ein Kompressor eingesetzt werden, um die Bereitstellung des produzierten Wasserstoffs bei einem anwendungsspezifischen Druck, der höher als der Betriebsdruck des Elektrolyseurs ist, möglich zu machen. Der Kompressor muss auf die gewählten Druckniveaus von Elektrolyseur und Speicher beziehungsweise Entnahmeverrichtung hin abgestimmt sein. Außerdem bestimmen die Bauart des Kompressors und die Produkthanforderungen den Bedarf an Gasaufbereitungskomponenten. Insbesondere der Wasserdampfanteil im Wasserstoff kann beispielsweise durch thermische oder adsorptive Verfahren eingestellt werden. Zusätzlich dazu kann der Einsatz von Speichersystemen zur Verbesserung der Anlagenauslastung führen. Dabei können Speichersysteme eingesetzt werden, um die Laufzeit der Elektrolyseure zu verlängern und zu optimieren. Abbildung 106 zeigt das Prozessschema einer Wasserstoffproduktionsanlage mit elektrischem Speicher und Druckspeicher, dass auf eine maximale Ausnutzung des zugeführten Stroms und eine Flexibilisierung des Kompressorbetriebs abzielt.

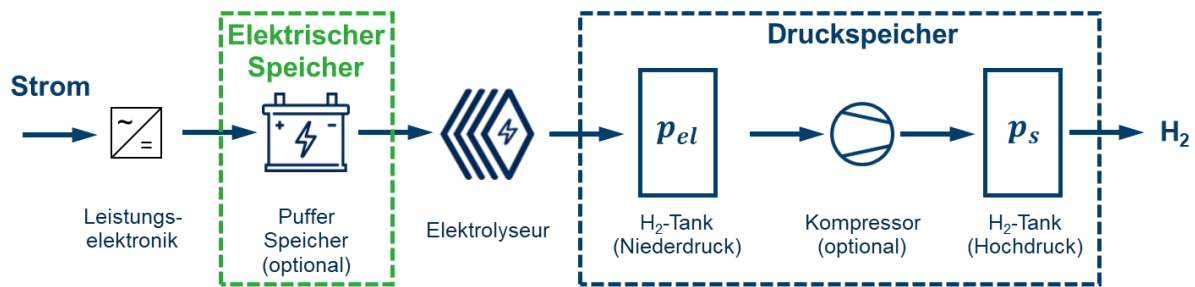


Abbildung 106: Verfahrensschema für die Verwendung von Speichersystemen im Kontext von Wasserelektrolyseuren

Während Zeiträumen mit einer Verfügbarkeit an elektrischem Strom, die außerhalb des wirtschaftlichen und technisch optimalen Betriebsbereiches des Elektrolyseurs liegt, können elektrische Zwischenspeicher aufgeladen werden. Die Kapazität der Zwischenspeicher muss auf den elektrischen Leistungsbedarf des Elektrolyseurs abgestimmt sein und eine anwendungsspezifische Betriebsdauer gewährleisten. Solche hybriden Systeme kombinieren die hochdynamische, flexible Ladefähigkeit und den potenziell unbegrenzt kontinuierlichen Betrieb von Elektrolyseuren. Somit kann der Ladezustand des elektrischen Zwischenspeichers durch eine automatisierte Regeleinrichtung eingestellt und sämtliche Energie zur Wasserstoffproduktion nutzbar gemacht werden. Dieses Vorgehen eignet sich vor allem in Inselsystemen mit begrenzter Verfügbarkeit von elektrischem Strom. Außerdem ist es möglich, den Betriebspunkt des Elektrolyseurs zu optimieren und Schwankungen der Stromquelle, wie sie durch die Kopplung an Stromnetze mit großem Anteil volatiler erneuerbarer Energiequellen auftreten können, auszugleichen. Sollen die Zwischenspeicher über den gesamten Betrieb des Elektrolyseurs be- und entladen werden, so muss dies bei der Dimensionierung berücksichtigt werden. Abbildung 107 verdeutlicht das Potenzial von Zwischenspeichern am Beispiel eines idealen Tagesganges einer Photovoltaikanlage im Zusammenspiel mit einem Elektrolyseur. Die schraffierten Flächen symbolisieren Energiemengen, die außerhalb des Lastbereiches des Elektrolyseurs liegen. Bei Sonnenauf- und -untergang stellt die Photovoltaikanlage eine elektrische Leistung zur Verfügung, die unterhalb der Minimallast des Elektrolyseurs liegt. Diese Minimallastgrenze wird im Beispiel mit 20 % der Spitzenleistung der Photovoltaikanlage angenommen. Um den Elektrolyseur wirtschaftlicher zu dimensionieren, wird dessen Maximallast im Beispiel auf 80 % der Spitzenleistung der Photovoltaikanlage festgelegt. Wie anhand der Integrale über die so definierten Leistungsbänder deutlich wird, beträgt die Energiemenge dieser Bereiche 4,2 % für die Leistung unterhalb der Minimallast des Elektrolyseurs und 9,1 % für die Leistung oberhalb der Maximallast. Die zwischenzuspeichernde Energiemenge beträgt 1,20 kWh pro kW_p installierter Photovoltaikleistung. Dieses Beispiel zeigt, somit, wie elektrische Zwischenspeicher den Ertrag aus Photovoltaikzellen und die Nutzungsdauer sowie die Wirtschaftlichkeit von daran gekoppelten Elektrolyseuren maximieren können.

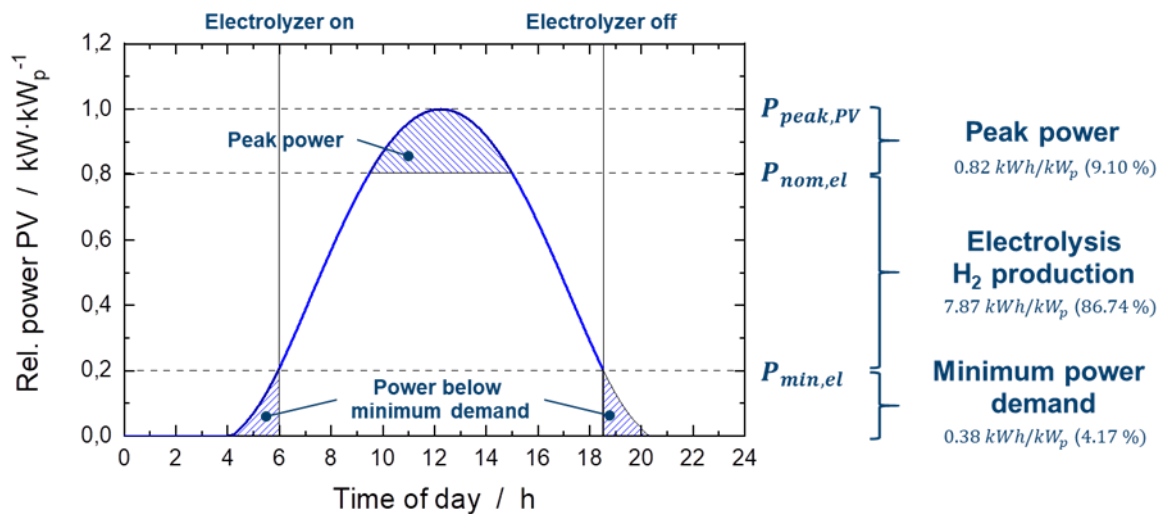


Abbildung 107: Potenzial elektrischer Zwischenspeicherung für Photovoltaik-Elektrolyseur-Systeme anhand eines idealen Tagesganges

Gasdruckspeicher sind weitere Speichersysteme, die zu einem effizienten Betrieb von Elektrolysesystemen mit nachgeschaltetem Gaskompressor beitragen können. Durch einen Niederdruckspeicher am Ausgang des Elektrolyseurs kann eine wirtschaftliche Laufzeit des Kompressors gewährleistet werden, wenn dieser einen minimalen Förderstrom benötigt. Ein dem Kompressor nachgeschalteter Druckspeicher kann den produzierten Wasserstoff aufnehmen und für die Weiterverwendung vorhalten.

4.2.5. ANLAGENPLANUNG AUF BASIS DER KONZEPTSTUDIE

Aufbauend auf der Konzeptstudie wird im nachfolgenden Kapiteln exemplarisch die Anlagenplanung, Recherche und Auswahl der Komponenten für einen 200 kW / 30 bar PEM-Elektrolyseur beschrieben. Diese Größenordnung ist dabei auf die skalierte Methanisierungsanlage mit einer Leistung von 100 kW (siehe Kapitel 4.3) und den mit dem kompletten Anlagenverbund am GWI in Essen gewonnen Erkenntnissen abgestimmt. Der prinzipielle Aufbau des Elektrolyseurs ergeht dabei aus den Fließbildern der Abbildung 108.

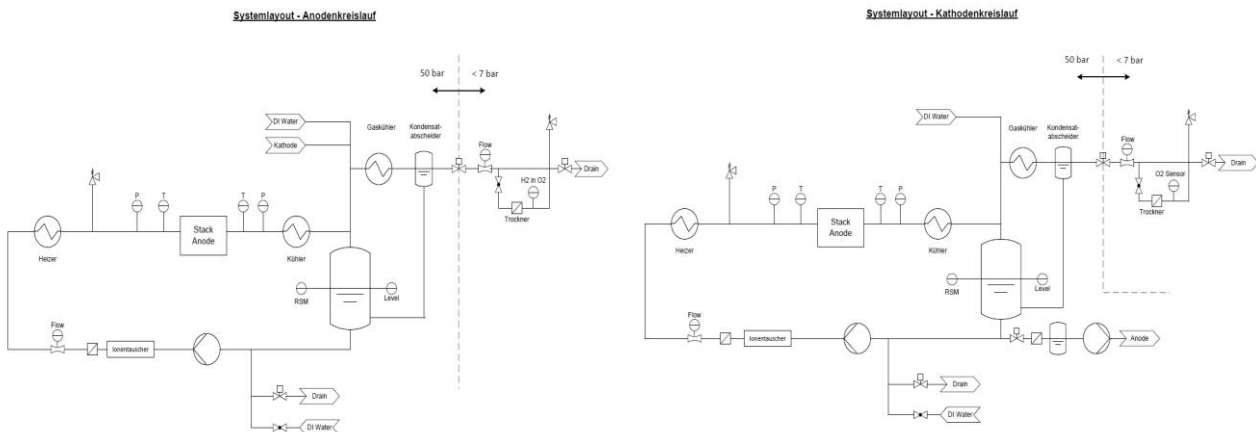


Abbildung 108: Fließbilder des Anoden- und Kathodenkreislaufes

Die Auslegung des Elektrolysestacks erfolgte auf Basis eines 1200 cm^2 Zelldesign mit $50 \text{ }\mu\text{m}$ dicken Membranen. Gemäß [66] lässt sich damit eine Zellspannung von $1,75 \text{ V}$ bei einer Stromdichte von 3 A/cm^2 erreichen. So kann ein Stack mit 25 Zellen aufgebaut werden, der die maximal erforderliche Wasserstoffmenge für die Methanisierung erzeugen und gleichzeitig unterhalb einer gefährlichen Berührspannung von 60 Volt betrieben werden kann. Neben den im Fließbild gezeigten relevanten Anlagenteilen spielen zusätzlich MSR-Einrichtungen, Druckentlastungseinrichtungen und Medienver- und -entsorgung eine essentielle Rolle bei der Skalierung von PEM-Elektrolyseuren in höhere Leistungsklassen.

An dieser Stelle wird im Projektbericht lediglich auf die verfahrenstechnische Auslegung und Ausarbeitung eingegangen. Auf die Verfahrensbeschreibung kleinerer PEM-Elektrolyseure im 30 und 100 kW Bereich wurde im Verlauf des Projektberichts bereits grob eingegangen. Damit ist das Grundprinzip eines PEM-Elektrolyseurs schon ausgiebig dargestellt worden und wird an dieser Stelle nicht mehr grundlegend erläutert. Der Detaillierungsgrad soll für den 200 kW PEM-Elektrolyseur weiter erhöht werden und einzelne Anlagenteile durch die Konzeptstudie genau beschrieben werden.

Zur grundlegenden Auslegung eines PEM-Elektrolyseurs hinsichtlich Skalierung gehört vor allem der Kühlkreislauf. Das 200 kW Elektrolyse-System besteht im Wesentlichen aus einem Versorgungs- und Kühlkreislauf für die Anoden- und Kathodenseite des Elektrolyse-Stacks. Jeder Kreislauf besteht dabei aus einer Versorgungspumpe, einem Gasabscheider, einem Wärmetauscher und einem Heizelement. Dabei ist der Gasabscheider mit das kritischste Element bei der Auslegung. Wurden bei dem 100 kW Elektrolyseur noch Gasabscheider mit einem Volumen von 9 l eingesetzt, ist eine einfache Skalierung auf 18 l bei 200 kW nicht hinreichend. Durch die erhöhte Produktgasmenge muss sichergestellt werden, dass die Zwei-Phasenströmung im Gasabscheider getrennt wird. Damit spielt neben der Behältergeometrie und dem Volumen die Einströmdynamik eine entscheidende Rolle. Durch die so gewonnenen Erkenntnisse wurden die Gasabscheider in der Konzeptstudie auf ein Volumen von 40 l ausgelegt.

Um das Edukt Wasser der elektrochemischen Reaktion zuzuführen und die erzeugte Abwärme aus dem PEM-Stack auszutragen, befinden sich auf der Seite der Anode und Kathode jeweils zwei Pumpen, die vorhandenes Wasser aus den Gasabscheidern durch den Elektrolyse-Stack zirkulieren lassen. Für die Regelung der Pumpen auf der Anoden- und Kathodenseite sind Coriolis-Durchflussmesser vorgesehen. Um eine Gleichverteilung der Strömung sicherzustellen, können die Ventile manuell so justiert werden, dass evtl. unterschiedliche

Druckverluste ausgeglichen werden. Weiterhin soll ein Mindestdurchfluss vor Unterversorgung schützen. Dies wird an der Anode und der Kathode mit Hilfe der Durchflusswächter überwacht. Die Fördermenge der Pumpen setzt sich dabei aus der elektrochemisch benötigten Menge an Edukt und einem darauf bezogenen Überschuss - hier mit λ bezeichnet - zusammen. λ ist dabei ein Parameter, der entweder von der Anforderung einer maximal zulässigen Temperaturdifferenz zwischen Stackein- und ausgang oder einem guten Wassertransport von den Strömungsverteilen bis an die MEA bestimmt wird. In diesem Fall war die maximale zulässige Temperaturdifferenz über den Stack von 5 K bestimmend und es wird $\lambda = 120$ definiert. Damit ergibt sich eine maximale Durchflussrate der Pumpen von 77 l/min; jeweils für Anode und Kathode. Zur Füllstandregulierung der Gasabscheider sind pneumatisch betriebene Ventile vorgesehen. Der Füllstand der Gasabscheider wird jeweils mit einer kontinuierlichen Füllstandserfassung geregelt. Weiterhin werden der maximal zulässige Füllstand und der minimal zulässige Füllstand in den Gasabscheidern überwacht. Das Wasser der Kathodenseite wird nach Entleerung über ein Ventil in ein Entspannungsgefäß geleitet, wo Überdruck abgebaut wird und Reste von gelöstem Wasserstoffgas sicher entweichen können. Von dort aus kann es entweder durch ein Ablassventil in den Abfluss eingeleitet oder an die Anode zurückgefördert werden.

Mittels zweier Durchflussregelventile wird der Kühlwasserdurchfluss der Wärmetauscher so geregelt, dass der Temperatursollwert des PEM-Stacks erreicht wird. Die Wärmetauscher müssen die, durch die elektrochemische Reaktion entstehende Abwärme, aus dem PEM-Stack austragen. Für eine hinreichende Wärmeabfuhr wurde innerhalb der Konzeptstudie bei maximaler Leistung ein Wirkungsgrad von 70 % ermittelt, so dass maximal 30 % an Abwärme aus dem PEM-Stack ausgetragen werden müssen. Zusätzlich wird eine Leistungsreserve von 10 % für die schnelle Temperaturregelung bei dynamisch wechselnden Stromdichten eingeplant. Darüber hinaus wirken auch die Oberflächenverluste als Reserve für diese ausgelegte Kühlleistung. Bei einer elektrischen Eingangsleistung für den Stack von 200 kW wurden die Wärmetauscher daher auf 66 kW dimensioniert. Ist anstatt Kühlleistung Wärmezufuhr nötig, um die gewollten Temperaturen zu erreichen, werden elektrisch versorgte Heizelemente zugeschaltet. Diese wurden jeweils auf eine Wärmeleistung von 10 kW ausgelegt, um eine angemessene Aufheizzeit des gesamten Systems erreichen zu können. Die Heizelemente werden mit einem verbauten Temperatursensor zusätzlich auf Überhitzung überwacht. Die Temperatur am Stackausgang wird zusätzlich überwacht. An den jeweiligen Temperaturmessstellen des PEM-Stacks befindet sich auch eine Drucküberwachung.

Da konstruktiv nur Stacks eingesetzt werden sollen, die kathodischem Überdruck standhalten, wird eine Differenzdrucküberwachung realisiert. Die Auswertung schaltet die Anlage dementsprechend bei ungewolltem Auftreten eines kritischen anodischen Überdruckes ab, um einen Membranriss im Stack zu vermeiden.

Nach den Gasabscheidern weisen beide Kreisläufe eine Gasstrecke auf. Diese besteht jeweils aus einem Wärmetauscher, einem Kondensatabscheider, zweistufigen Druckregelungsventilen und einer anschließenden Messstrecke. Die Druckregelventile arbeiten mit einem pneumatischen Antrieb und werden über den jeweiligen Drucksensor am Stackeingang geregelt. Das Druckregelventil für Wasserstoff wurde dabei auf den maximalen Volumenstrom von knapp 50 l/min - bezogen auf den Normzustand - und einem maximalen Druck von 30 bar ausgelegt. Das Druckregelventil für Sauerstoff entsprechend auf knapp 25 l/min.

Das Kondensat der Gaskühlung wird über pneumatisch betriebene Kugelhähne den jeweiligen Gasabscheidern der Kühlkreisläufe zugeführt. Der Kühlwasserzufluss der Wärmetauscher für die Gaskühlung

wird über die Ventile ein- bzw. ausgeschaltet. Die Gastemperatur nach der Gaskühlung wird mit Temperatursensoren erfasst. Die Füllstände der Kondensatabscheider werden über jeweils drei Grenzschnalter geregelt bzw. überwacht (50 % Behälter = Regelung, 90 % Behälter = Max-Überwachung und 20 % Behälter = Min-Überwachung). Nach der Druckregelung wird mit Durchflussmessgeräten die Gasproduktion ermittelt. Auf der Anodenseite wird zusätzlich die Gasreinheit überwacht.

Für die Medienversorgung des 200 kW Systems sind eine Hochdruckpumpe für die Versorgung mit voll entsalztem Wasser (VE-Wasser) sowie eine Transferpumpe für die Rückführung von Kathodenwasser im Konzept vorgesehen. Die Kathodenwasserrückführung ist mit dem bereits erwähnten Entspannungsgefäß ausgestattet. Dort werden die Füllstände, analog zur bisher beschriebenen Weise, geregelt bzw. überwacht. Die direkte VE Wasserversorgung kann über ein Ventil gesperrt werden. Außerdem wird der Druck des VE-Wassers überwacht, um einen Ausfall der VE-Wasserversorgung zu erkennen.

Für die Versorgung der druckluftgesteuerten Ventile wird eine Druckluftleitung für einen 200 kW Teststand konzipiert. Um einen Ausfall der Druckluftversorgung zu erkennen, wird der Drucksensor genutzt und der Druck überwacht.

Die Kühlwasserversorgung soll über einen Kaltwasserkreislauf erfolgen. Um eine eventuelle Leckage an den Wärmetauschern bei Druckbetrieb sicher abfangen zu können, wird das Eindringen von Gas in den Kühlkreislauf mit Hilfe eines Drucksensors überwacht. Dieser schaltet die Anlage ab, bevor das Sicherheitsventil für die Überdruckbegrenzung im Kühlkreislauf anspricht. Der Drucksensor detektiert auch den Ausfall der Kühlwasserversorgung.

Der produzierte Wasserstoff wird in einen Zwischenspeicher geleitet, der an die nachstehende Methanisierung gekoppelt ist. Wird der produzierte Wasserstoff bei vollem Zwischenspeicher nicht von der Methanisierung genutzt, so wird der Strom für die Elektrolyse entsprechend reduziert bzw. das System in Standby gefahren. Der produzierte Sauerstoff wird über eine Rohrleitung nach draußen ins Freie geführt und dort an die Umgebung abgelassen.

Das 200 kW System kann im Notausfall über zwei Bypassventile druckentlastet und von Produktgas entleert werden. Weiterhin sorgen jeweils zwei Sicherheitsventile in den Kreisläufen für Schutz vor unzulässigen Überdruck. Weiterhin wird das System im Notausfall mit Inertgas gespült. Über Ventile wird der erforderliche Durchfluss voreingestellt. Ein interner Inertgasspeicher verhindert einen zu langandauernden Austritt von Inertgas. Dieser wäre beispielsweise zu verhindern, wenn ein Flaschenbündel angeschlossen ist.

Auch vor einem Anfahren des mit Luft gefüllten Systems muss die Anlage mit Stickstoff gespült werden. Dadurch wird vermieden, dass sich im Gasabscheider und in den gasführenden Rohrleitungen der Kathode eine explosive Mischung aus Wasserstoff und evtl. vorhandener Luft bildet. Rückschlagventile sorgen dafür, dass der Stickstoff immer zuerst durch den Stack geführt wird. Weiterhin vermeiden Rückschlagventile, dass bei Abschaltungen im Druckbetrieb das Gas aus den Abscheidern in den Stack zurückströmen kann.

Das Containment, indem sich der Elektrolyse-Stack befindet, wird mit einem definierten Luftstrom abgesaugt, um Wasserstoff im Bereich der zulässigen Leckagen an Bauteilen oder am Stack sofort zu verdünnen. Die Einhaltung der erforderlichen Luftmenge wird durch Strömungswächter überwacht. Sollte sich die Wasserstoffkonzentration im Containment auf unzulässig hohe Mengen erhöhen, so wird dies mit Hilfe eines Gassensors erkannt und die Anlage wird bei Überschreiten von 10% UEG abgeschaltet.

Die Leitfähigkeit des Kühlmediums wird am Gasabscheider gemessen. Mit Hilfe von Ionentauschern, die mit einer Mischbettfüllung arbeiten, können Korrosionsprodukte aus dem System oder dem Stack aufgefangen werden. Dadurch wird die Leitfähigkeit in den Kühlkreisläufen dauerhaft niedrig gehalten. Zusätzliche Filter schützen die Pumpen und die Stacks vor Verstopfung durch Partikel, die z.B. aus dem Ionentauscher in das System eindringen könnten. Weitere Rückschlagventile sorgen für die richtige Flussrichtung beim Befüllen bzw. Entleeren und für zusätzliche Dichtigkeit an den Füllstellen im Druckbetrieb.

Die elektrische Versorgung wird mit einer Gleichrichtereinheit realisiert. Die Auslegung erfolgt gemäß der maximalen elektrischen Eingangsleistung des 200 kW Stacks, die bei einer Spannung von rund 56 VDC und einem Strom von 3600 A_{DC} erreicht wird. Als elektrische Messgrößen werden die Stackspannung und die elektrische Stromstärke gemessen, weil sie eine wichtige Überwachung erfüllen. Bei Überschreiten von kritisch hohen Spannungswerten kann zunächst der beaufschlagte Strom an den Stacks reduziert werden. Wird der zulässige Bereich weiterhin überschritten, so erfolgt eine Notabschaltung. Ebenso ist bei Stromfluss eine Mindestspannung am Stack zu erwarten. Wird diese nicht erreicht, so erfolgt ebenfalls die Notabschaltung. Neben der Stackspannung werden noch alle Einzelzellspannungen und die Ströme für jeden Stack gemessen. Auch die Strom- und Spannungswerte des Gleichrichters werden erfasst.

4.2.6. SICHERHEITSTECHNIK UND GEFAHRENANALYSE

Neben der verfahrenstechnischen Auslegung des 200 kW PEM-Elektrolyseurs wurde zusätzlich ein Konzept für die Sicherheitstechnik und Gefahrenanalyse erstellt. Auch hier soll auf die komplette Darstellung verzichtet werden. Einzelheiten zum Sicherheitskonzept können ebenfalls dem Anhang dieses Projektberichts entnommen werden. An dieser Stelle wird lediglich auf diverse Gefahrenquellen, den Maßnahmen zur Erkennung, deren Auswirkung auf den Betrieb und die Maßnahmen zur Verhinderung eingegangen.

Im Rahmen der Gefahrenanalyse werden solche Gefahren betrachtet, die Personenschäden oder gravierenden Sachschaden nach sich ziehen können. Störungen, die nur zur Minderung der Verfügbarkeit der Anlage führen, werden nicht weiter betrachtet. Zur Vereinfachung der Arbeit werden folgende Anlagenabgrenzungen vorgenommen: Es wurden ausschließlich die Anlagenteile der Anlage aufgeführt, betrachtet. Ver- oder Entsorgungseinrichtungen, die der Anlage vor- oder nachgeordnet sind, wurden nicht betrachtet. Von jeder technischen Anlage kann prinzipiell eine Gefahr für den Anwender ausgehen. Auslöser einer solchen Gefahr können Tabelle 13 entnommen werden.

Tabelle 13: Auslöser möglicher Gefahrenquellen 200 kW PEM-Elektrolyseur

Auslöser möglicher Gefahrenquellen 200 kW PEM-Elektrolyseur
unter elektrischer Spannung stehende Teile
unter Druck stehende Teile sowie Druckentlastungseinrichtungen
Einsatzstoffe bzw. intermediär entstehende Stoffe
Wartung und Instandhaltung.
Einsatzstoffe/ Ex-Schutz
MSR-Einrichtungen

Im Rahmen der Gefahrenanalyse wurden die einzelnen Auslöser möglicher Gefahrenquellen systematisch untersucht. Diese werden nun im Einzelnen an dieser Stelle diskutiert.

Unter elektrischer Spannung stehende Teile

In der betrachteten Anlage werden Ventile, Pumpen und insbesondere die Elektrolyse elektrisch betrieben. Die Versorgung mit Strom erfolgt aus dem Netz bzw. für die Stacks aus einem vorgeschalteten Stromerzeuger (dynamisch regelbarer Gleichrichter). Es wird davon, dass alle elektrischen Betriebsmittel nach den einschlägigen Vorschriften hergestellt, eingebaut, geprüft und gewartet werden. Auslegungsfehler werden nicht unterstellt. Da es sich jedoch um einen Prüfstand handelt werden elektrische Gefährdungen, z. B. durch unerwartete Entladevorgänge, diskutiert.

Unter Druck stehende Teile sowie Druckentlastungseinrichtungen

Der Auslegungsdruck der Anlage beträgt 30 bar. Die Herstellung der Anlagenteile unterliegt den Anforderungen der Druckgeräterichtlinie. Es wird davon ausgegangen, dass Anlagenteile überwachungsbedürftige/ prüfpflichtige Druckgeräte gem. den gesetzlichen Vorschriften in der Anlage vorhanden sind. Zusätzlich wird davon ausgegangen, dass alle bestimmungsgemäß druckbeaufschlagten Anlagenteile hinsichtlich Druck, Temperatur und chemischen Angriff geeignet ausgeführt sind. Auslegungsfehler werden nicht unterstellt.

Einsatzstoffe/ Ex-Schutz

Die wesentlichen Stoffe in der Anlage sind Wasserstoff und Sauerstoff. Wasserstoff ist ein hochentzündliches, brennbares Gas. Es wird davon ausgegangen, dass eine störungsbedingte Freisetzung immer zur Bildung eines zündfähigen Gemisches führt.

Sauerstoff ist ein brandförderndes Gas. Eine störungsbedingte Freisetzung kann lokal zu einer Überschreitung der natürlichen Sauerstoffkonzentration von < 21 Vol.-% führen und in Gegenwart einer Brandlast zu einer erhöhten Brandgefahr/ Gefahr der Selbstentzündung führen. Es wird davon ausgegangen, dass eine störungsbedingte Sauerstofffreisetzung prinzipiell eine Erhöhung der Brandgefahr nach sich zieht.

Wartung und Instandhaltung

Wartung und Instandhaltung stellen dann eine Gefahrenquelle dar, wenn sie nicht oder nicht sachgerecht durchgeführt werden. Zum Zeitpunkt der Analyse lag noch kein Wartungsplan vor. Es wird davon ausgegangen, dass zur Inbetriebnahme eine sachgerechte Betriebsanleitung mit entsprechenden Wartungs- und Instandhaltungsvorschriften vorliegen wird und somit vorausgesetzt werden kann, dass die Anlage sich immer in einem einwandfreien Zustand befindet. Insbesondere wird davon ausgegangen, dass alle gesetzlichen Prüfungen termintreu und durch geeignete Sachverständige durchgeführt werden.

MSR-Einrichtungen

Die MSR-Einrichtungen haben in der Regel eine betriebliche Funktion. Es wird bei jeder MSR-Einrichtung unterstellt, dass die jeweilige Funktion gestört sein kann. Sofern bei der Analyse sicherheitsrelevante MSR-Einrichtungen ermittelt wurden, wurden diese gemäß VDI 2180 klassifiziert.

Neben den Auslösern möglicher Gefahrenquellen steht vor allem die Analyse der betrieblichen Gefahrenquellen. Die Analyse der betrieblichen Gefahrenquellen erfolgt nach einem modifizierten Tabellenverfahren in Anlehnung an das

- „Verfahren zur Abschätzung von Störfällen durch Prognose Auffinden der Ursachen, Abschätzen der Auswirkungen, Gegenmaßnahmen“ (PAAG-Verfahren) bzw. die
- Verfahren für die Fehlzustandsart- und -auswirkungsanalyse (FMEA)

Damit wird bestimmt, welches Gefährdungspotenzial an einzelnen technischen Einrichtungen entstehen kann, und welche Auswirkungen sich daraus ergeben können. In Tabelle 14 werden die betriebsbedingten Gefahrenquellen der möglichen Auslöser aufgelistet.

Tabelle 14: Betriebsbedingte Gefahrenquellen 200 kW PEM-Elektrolyseur

Betriebsbedingte Gefahrenquellen 200 kW PEM-Elektrolyseur
Versagen von Wandungen, Leckagen Verstopfen von Leitungen und Komponenten Ausfall/Störung von Komponenten Ausfall/Störung von Energie und Medien Unbeabsichtigte Energieumwandlung, Brand/Explosion Störung von MSR-Einrichtungen Fehlbedienung

Die Ergebnisse zur systematischen Überlegung der Gefahrenquellen, den Maßnahmen zur Erkennung, deren Auswirkung auf den Betrieb und die Maßnahmen zur Verhinderung sind in einzelnen Tabellen wiedergegeben. Exemplarisch für die gesamte Sicherheitsbetrachtung wird an dieser Stelle ein Ausschnitt einer solchen Tabelle in Tabelle 15 gezeigt.

Tabelle 15: Versagen von Wandungen, Leckagen

Gefahrenquelle/ Ursache	Störung des bestimmungsgemäßen Betriebs/Auswirkung	Maßnahmen zur Erkennung der Störung	Maßnahmen zur Verhinderung bzw. Begrenzung von Störungen
<ul style="list-style-type: none"> Leitungen VE-Wasser werden vor Pumpe undicht 	<ul style="list-style-type: none"> Freisetzung von VE-Wasser in den Aufstellungsraum bzw. das Containment. Gegebenenfalls keine ausreichende Versorgung der Kreisläufe Gegebenenfalls Brandgefahr im Stack 	<ul style="list-style-type: none"> Freisetzung erkennbar durch Lachenbildung im Aufstellungsraum Drucksensor erkennt fehlenden Druck bei verminderter VE-Wasserversorgung Füllstandmessungen erkennen zu geringen Füllstand 	<ul style="list-style-type: none"> Füllstandssensor schaltet die Anlage bei fehlender VE-Wasserversorgung ab. Wasservolumen in den Kreisläufen signifikant größer als die zugeführte VE-Wassermenge pro Zeiteinheit.

In der ersten Spalte von Tabelle 15 sind die möglichen Gefahrenquellen dargestellt, die in einem Anlagenteil bzw. Verfahrensschritt realistischer Weise auftreten können bzw. nicht ausgeschlossen werden können. In dem hier beschriebenen Beispiel wird von einer Leckage in einer Zuleitung des VE-Wassers zur Pumpe ausgegangen. In Spalte zwei ist die Störung des bestimmungsgemäßen Betriebs/Auswirkung dargestellt. Hier sind die möglichen kritischen Auswirkungen aufgelistet, die aus einem Zustand oder Ereignis gemäß der Spalte „Gefahrenquelle/Ursache“ resultieren können. Die

Maßnahmen, die an der Anlage getroffen werden, um die beschriebenen Auswirkungen zu begrenzen oder zu verhindern, sind dabei noch nicht berücksichtigt. In dem Beispiel kann durch eine Leckage der VE-Wasser Zuleitung zum Beispiel Wasser in den Funktionsraum eindringen. Die Maßnahmen zur Erkennung der Störung werden in der nächsten Spalte aufgezeigt. Hier sind die Einrichtungen bzw. Vorkehrungen aufgelistet, die zur Erkennung der Störung installiert sind. Keine Eintragung bzw. ein Strich bedeuten, dass keine Erkennung der Störung vorhanden ist. Im Beispiel kann die Leckage durch einen fehlenden Druck erkannt werden. Die letzte Spalte führt die Maßnahmen zur Abwendung bzw. Begrenzung von Störungen auf. Hier sind alle Maßnahmen aufgelistet (technisch, organisatorisch), die festgelegt sind, um eine Gefahr abzuwenden oder die Auswirkungen einer Störung zu begrenzen. Hier kann im Beispiel wiederum durch geschicktes Auswerten der Druck- oder Füllstandsensoren die 200 kW Anlage abgeschaltet werden.

Im Rahmen der Gefahrenanalyse wurden die nachstehenden Schwachstellen ermittelt. Die zu ihrer Behebung vorgeschlagene Maßnahme sind in den vorhandenen Tabellen im Anhang des Projektberichts aufgelistet. Die geplante 200 kW PEM-Elektrolyseur wurde somit einer systematischen Gefahrenanalyse unterzogen. Die Analyse ergab, dass, unter Berücksichtigung der Maßnahmen, die Anlage sicher betrieben werden kann. Sollten sich Änderungen in der Konstruktion bzw. dem Betrieb der Anlage ergeben, ist gegebenenfalls eine erneute systematische Gefahrenanalyse zu erstellen.

4.2.7. ERSTELLUNG EINES LASTENHEFTES FÜR DIE INTEGRIERTE STEUERUNG DES GESAMTSYSTEMS

Die Steuerungssoftware soll die Steuer- und Regelaufgaben eines 200 kW PEM-Elektrolyseteststandes übernehmen. Ähnlich wie bei dem verfahrenstechnischen Lastenheft bzw. der verfahrenstechnischen Beschreibung der 200 kW Anlage wurde auch hier auf eine detaillierte Darstellung verzichtet und nur auf die allgemeine Beschreibung eingegangen. Das komplette Lastenheft kann dem Anhang des hier vorliegenden Projektberichts jedoch entnommen werden. Neben dem grundsätzlichen Aufbau des 200 kW Elektrolyseurs und der vorhandenen Steuerungsstruktur wird auf die hinterlegten Regelalgorithmen und benötigten Abschaltungen eingegangen. Relevante MSR-Einrichtungen spielen ebenfalls eine essentielle Rolle bei der Skalierung von PEM-Elektrolyseuren in höhere Leistungsklassen. Die im Rahmen der Konzeptstudie definierten Steuerungselemente des Lastenhefts lassen sich der Tabelle 16 entnehmen.

Tabelle 16: Steuerungselemente und Regelungsaufgaben 200 kW PEM-Elektrolyseur

Steuerungselemente und Regelungsaufgabe 200 kW PEM-Elektrolyseur
Versagen von Wandungen, Leckagen
Verstopfen von Leitungen und Komponenten
Ausfall/Störung von Komponenten
Ausfall/Störung von Energie und Medien
Unbeabsichtigte Energieumwandlung, Brand/Explosion
Störung von MSR-Einrichtungen
Fehlbedienung

Dabei soll neben einem automatisierten auch ein manueller Betrieb des Teststands ermöglicht werden. Der automatisierte Betrieb soll über ein tabellarisches Messprogramm erfolgen, das mit Excel erstellt werden kann und von der Software eingelesen wird. Der manuelle Betrieb soll über eine Bedienoberfläche erfolgen. Außerdem soll über ein automatisch einzulesendes Stackdatenblatt sichergestellt werden, dass stackabhängige Größen und Sicherheitsschwellen – wie z.B. der maximal zulässige Druck - eingehalten werden. Im Handbetrieb sollen Betriebspunkte manuell eingestellt werden können und die verschiedenen Aktoren sollen manuell ansprechbar sein. Wesentliche Regelkreise sollen dabei auch aktiv sein. Sowohl im manuellen als auch im automatischen Betrieb sollen wesentliche Parameter wie Ströme, Spannungen, Drücke, Temperaturen oder Durchflüsse in Verlaufsgraphen sichtbar sein. Auch die Zustände von Ventilen, Pumpen oder Füllstandsschaltern sollen an vereinfachten Fließbildern ablesbar sein. Die Messsignale sollen für eine spätere Auswertung während des Betriebs aufgezeichnet werden. Ebenso soll eine Dokumentation der aufgetretenen Störungen erfolgen. Wesentliche parametrierbare Größen sollen über eine Bedienoberfläche verwaltet und gespeichert werden können. Eine weitere Aufgabe der Steuerung ist die permanente Sicherheitsüberwachung des Teststandes. Dies soll mit einer sicherheitsgerichteten SPS umgesetzt werden, um den hohen Anspruch an die Sicherheit zu erfüllen.

Grundsätzlicher Teststandsaufbau

Der grundsätzliche Aufbau eines 200 kW Elektrolyseurs wurde in Verbindung des verfahrenstechnischen Lastenhefts zwar schon aufgezeigt, soll der Vollständigkeit halber hier nochmal kurz beschrieben werden. Das Elektrolyse-System besteht im Wesentlichen aus zwei Versorgungs- bzw. Kühlkreisläufen für die Anoden- und Kathodenseite zweier Elektrolyse-Stacks. Die Kreisläufe enthalten dabei jeweils eine Versorgungspumpe, einen Gasabscheider, einen Wärmetauscher und ein Heizelement. Nach den Gasabscheidern weisen beide Kreisläufe eine Gasstrecke auf. Diese besteht jeweils aus einem Wärmetauscher, einem Kondensatabscheider, einer Druckregelungseinheit und einer anschließenden Messstrecke. Für die Frischwasserversorgung und die Rückführung von Kathodenwasser ist eine Hochdruckpumpe vorgesehen. Die elektrische Versorgung wird mit einer Gleichrichtereinheit realisiert, welche die Stacks sowohl im Gleich- als auch Parallelbetrieb ansteuern kann. Das Gesamtsystem wird mit verschiedenen Sensoren überwacht. Für die Steuerung der Medien sind verschiedene Ventile vorgesehen. Neben der elektrischen Ansteuerung sind zahlreiche Ventile und die Hochdruckpumpe pneumatisch angesteuert.

Steuerungsstruktur

In der nachfolgenden Abbildung 109 ist die Struktur der Systemsteuerung dargestellt. Die Steuerungsstruktur basiert dabei einem Konzept, das über Jahre sukzessive am IEK-14 entwickelt wurde und sich gerade in der PEM-Elektrolyse mit hohen Leistungsklassen durch seine vielen Freiheitsgrade als innovativ etabliert hat. Im Nachfolgenden findet eine kurze Ablaufbeschreibung dieser Steuerungsstruktur statt. Zunächst wird nach dem Anschalten der Modus „Stand-By“ aktiv. In diesem Modus wird ständig ein Basis-Systemcheck durchgeführt, ohne das Aktoren aktiv sind. Es werden wesentliche Betriebsvoraussetzungen, wie z.B. das Anstehen erforderlicher Medien geprüft. Gibt es Probleme im Basis-Systemcheck oder bei den anderen Plausibilitätsprüfungen und Systemchecks, so wird der Modus „Warnungen/Sperre Betrieb“ aktiviert. Der Betrieb wird bis zur

Ursachenbeseitigung gesperrt und die entsprechenden Warnungen werden angezeigt, bis sie beseitigt und quittiert wurden. Dabei sollen alle anstehenden Meldungen parallel einsehbar sein. Bei erfolgreichem Basis-Systemcheck können aus dem Stand-By-Modus heraus die zwei Varianten „Handbetrieb“ und „Automatikbetrieb“ gestartet werden. Diese werden in vordefinierten Programmschritten unter Einhalten konkreter Bedingungen abgearbeitet. Parallel dazu laufen übergeordnete Überwachungen und Regelungen, die je nach Sollwertvorgabe aktiv sind. Aus den übergeordneten Überwachungen und einzelnen Programmschritten kann der Störungsmodus aktiviert werden. Nach Störungsbehebung und Quittierung (durch Fachpersonal) ist jeweils das Anschalten wieder möglich. Da einige Modi und Einstellungen sicherheitsrelevant sind, werden diese nur für angemeldete Benutzer freigeschaltet (Passwortschutz). Das Spülen mit Inertgas kann separat aus dem Stand-By heraus aufgerufen werden, um z.B. vor Wartungsarbeiten eine Inertisierungsmöglichkeit zu haben. Die Konfiguration der Datenspeicherung, die Änderung von Parametern, der Modus Test/Wartung/ Kalibrierung und die Benutzeranmeldung können ebenfalls nur aus dem Stand-By heraus erfolgen. Verlaufsdaten und Grafiken können in diversen Modi über verschiedene Menüs dargestellt werden. Im Weiteren wird auf die in Tabelle 16 dargestellten Steuerungselemente und Regelungsaufgaben 200 kW PEM-Elektrolyseur genau eingegangen.

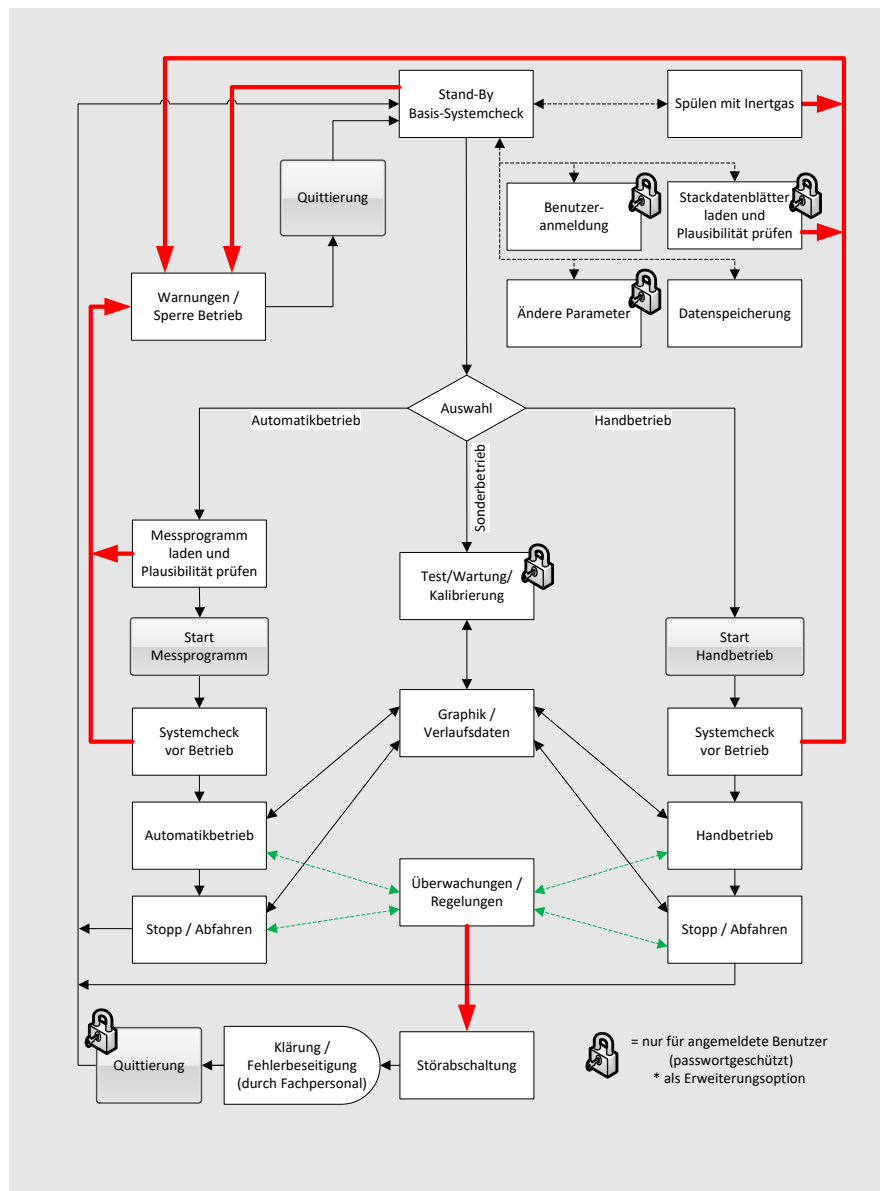


Abbildung 109: Steuerungsstruktur

Stand-By

In diesem Modus sollen alle Komponenten in Bereitschaft sein. Der Schaltschrank des Teststandes, der PC bzw. die Bedienoberfläche und der Gleichrichter sind normalerweise eingeschaltet. Um einen Test starten zu können, wird nun kontinuierlich geprüft, ob alle Fehler quittiert sind, ob die Versorgungsmedien anliegen sowie Schaltschrank und Gleichrichter bereit sind. Weiterhin wird überwacht, ob alle Sensoren einen plausiblen Wert melden und die erforderlichen Geräteschnittstellen aktiv sind. Hierdurch soll z.B. erkannt werden, wenn der Stecker eines Thermoelements noch nicht verbunden ist. Tritt ein Fehler bei den vorstehend beschriebenen Prüfungen auf, so werden die Meldungen auf der Bedienoberfläche der Software ausgegeben und der Modus „*Warnung/Sperre Betrieb*“ wird aktiviert, bis alle Fehler beseitigt und quittiert sind. Wird ein Fehler quittiert, verschwindet die zugehörige Meldung automatisch auf der Bedienoberfläche.

Parametrierung und Stackdatenblätter

Die Ausführung der Steuerfunktionen erfordert die Berücksichtigung von diversen Werten wie Überwachungszeiten, Berechnungskonstanten, Grenzwerte für Überwachungen, Regelparameter, Kalibrierdaten usw. Für Steuerungsbereiche, die noch erprobt oder je nach Testanforderungen flexible Parameter benötigen, werden die Parameter über die Bedienoberfläche zugänglich gemacht. Damit ist eine einfache Erweiterbarkeit gegeben. Eine Besonderheit ist, dass auch die grundsätzliche Konfiguration des Teststandes über Parameter festgelegt wird. Ein Wert der Parameterliste entscheidet also darüber, ob zwei Stacks parallel betrieben werden oder nur ein Stack eingebaut und mit der gesamten Stromstärke des Gleichrichters beaufschlagt werden kann. Zusätzlich werden Betriebsparameter aus den Stackdatenblättern eingelesen, da abhängig vom Stackaufbau bestimmte Grenzwerte aktiviert werden müssen. Die Stackdatenblätter geben wichtige Grenzwerte an, die mit dem jeweiligen Stackaufbau festgelegt worden sind. Die Steuerung soll anhand der Informationen aus den Stackdatenblättern bestimmte Sollwerte begrenzen. Die Stackdatenblätter werden als Excel-Datei vorgehalten und können über ein Explorer-Menü auf die Bedienoberfläche der Steuerung geladen werden. Aus jedem Stackdatenblatt werden folgende Daten aus Tabelle 17 übermittelt:

Tabelle 17: Stackdatenblatt 200 kW PEM-Elektrolyseur

Stackdatenblatt 200 kW PEM-Elektrolyseur
Name des Stack
Aktive Zellfläche [cm ²]
Max. Differenzdruck = Kathode - Anode [bar]
Max. zulässiger Druck Anode [bar _ü]
Max. zulässiger Druck Kathode [bar _ü]
Max. zulässige Stackspannung [V]
Max. zulässige Einzelzellspannung [V]
Max. zulässige Stacktemperatur [°C]

Grundsätzlich wird davon ausgegangen, dass der kathodenseitige Druck immer höher bzw. maximal gleich mit dem anodenseitigen Druck ist. Ein Druckgefälle von der Anode zu Kathode hin ist nicht vorgesehen. Bei unpassenden bzw. ungleichen Parametern in den zwei Stackdatenblättern wird die jeweils unkritische Größe als Begrenzung für die Steuerung gesetzt. Ansonsten wird der gültige Wert angezeigt. Alle Informationen nach Tabelle 17 sollen auch auf der Bedienoberfläche angezeigt werden.

Betrieb

Im Automatikbetrieb werden nacheinander die Zeilen des vorher generierten und eingelesenen Messprogramms in den angegebenen Zeitschritten abgearbeitet. Die definierten Sollwerte werden dann den jeweiligen Aggregaten bzw. Regelalgorithmen zugeführt. Für den Probetrieb eines Stacks wird ein Handbetrieb vorgesehen. Dieser ist über die Bedienoberfläche der Steuerung zu erreichen. Im Handbetrieb sollen alle Sollwerte und Messwerte angezeigt werden. Wenn gewünscht, kann die Datenaufzeichnung über einen Button auf der Bedienoberfläche jederzeit aktiviert werden. Der Handbetrieb wird erst nach Drücken des Buttons „Handbetrieb“ aktiv und beginnt, wie der Automatikbetrieb, mit der Durchführung eines Systemcheck. Es muss ein Stackdatenblatt geladen sein. Die

Sollwerte müssen vom Bediener per Hand eingegeben werden. Die Eingabefelder für Sollwerte werden entsprechend den Grenzwerten der Stackdatenblätter (vgl. Tabelle 17) eingegrenzt. Während des gesamten Betriebs lassen sich Prozessdaten und vorgegebene Sollwerte über Graphen visualisieren. Da gerade ein PEM-Elektrolyseur über eine große Anzahl Prozessketten und –daten verfügt, werden zur Visualisierung 2 Bildschirme genutzt. Die gewonnenen Prozessdaten lassen sich für die spätere Analyse in einer Datei speichern. Während des gesamten Betriebs sind die beschriebenen Überwachungen und Regelungen aktiv. Auf die Datenspeicherung, Überwachung und Regelung der Prozessdaten wird im Folgenden eingegangen.

Regelungen

Es gibt verschiedene Regelalgorithmen, die innerhalb eines 200 kW Elektrolyseur für Einsatz benötigt werden. Diese Regelalgorithmen arbeiten sowohl im Automatikbetrieb als auch im Handbetrieb und laufen kontinuierlich ab, bis die Anlage abgefahren wird. Die grundlegenden Regelstrukturen zum Betrieb eines 200 kW PEM-Elektrolyseurs sind in der Tabelle 18 zusammengefasst.

Tabelle 18: Regelstrukturen 200 kW PEM-Elektrolyseur

Regelstrukturen 200 kW PEM-Elektrolyseur
Druckregelung Produktgas Anode und Kathode
Temperaturregelung PEM-Stack
Volumenstromregelung Wasserzirkulation Anode und Kathode
Füllstandsregelung Wasserstand Gasabscheider Anode und Kathode
Strom- und Spannungsregelung

Diese unterscheiden sich vom Aufbau nicht wesentlich von den Regelstrukturen der 100 kW Elektrolyseanlage. Aber gerade bei der Skalierung in höhere Leistungsklassen spielen sich ändernde Parameter eine essentielle Rolle. Wie schon in Kapitel 4.2.1 gezeigt, wirkt sich eine Skalierung auf die Regelparameter aus, da sich der PEM-Elektrolyseur stark nichtlinear verhält. Als Ausgangssituation werden die Regelalgorithmen des 100 kW-Elektrolyseurs auch im 200 kW Elektrolyseur instanziiert und die erforderlichen Regelparameter ersetzt. Durch die Konzeptstudie der Anlagenplanung hinsichtlich der verfahrenstechnischen Komponenten konnte bauliche Parameter des 200 kW Elektrolyseurs ermittelt werden. Mit Hilfe dieser neuen Parameter lassen sich die Modelle des 200 kW Elektrolyseurs neu auslegen und die Regelalgorithmen neu optimieren. In Rahmen der vorliegenden Konzeptstudie wurde auf die Neuparametrierung der Regelparameter verzichtet, da der Fokus im Wesentlichen auf der verfahrenstechnischen Seite lag. Bei Standardregelkreisen, wie der Volumenstromregelung Wasserzirkulation Anode und Kathode oder Strom- und Spannungsregelung, bei denen lediglich eine PID-Regelung vorliegt und auf höhere Regelalgorithmen verzichtet wird, können die PID-Regelparameter auch ohne großen Aufwand ermittelt und angepasst werden.

Allgemeine Überwachungen

Gerade bei höheren Leistungsklassen spielt die Sicherheit eine extrem große Rolle. Wie schon bei der Sicherheits- und Gefahrenanalyse gezeigt müssen kritische Zustände des 200 kW Elektrolyseurs vermieden werden. Infolgedessen müssen sicherheitsrelevante physikalische Größen und

Gefahrenzustände bei Betrieb kontinuierlich überwacht werden. Werden definierte Grenzwerte überschritten, muss der 200 kW Elektrolyseur in einen gesicherten Zustand gefahren werden. In dem hier vorliegenden Konzept des Lastenheftes wird in zwei Kategorien unterteilt. Zum einen führen geringfügige Verletzungen definierte Grenzwerte, wie die Füllstände der Gasabscheider, nicht direkt zu einer Abschaltung der Anlage. Hier wird lediglich der Elektrolyseur in einen sicheren Zustand verfahren (Modus „Stand-By“) und verweilt dort, bis zum neuen Anfahren der Anlage. Werden jedoch Grenzwerte verletzt, die die Sicherheit der Anlage oder von Personen gefährdet, wird der 200 kW Elektrolyseur abgeschaltet. Im Rahmen der Konzeptstudie wurde im Rahmen der Sicherheitstechnik und Gefahrenanalyse schon ausgiebig darauf eingegangen und wird aus diesem Grund an dieser Stelle nicht weiter thematisiert.

Datenerfassung

Grundsätzlich werden die Istwerte aller Sensoren des Systems zur Archivierung in Dateien geschrieben. Die Konzeption soll sich weitgehend an der des 100 kW Elektrolyseurs umgesetzte Lösung orientieren. Der Ordner für die Datenablage kann über ein Explorer-Fenster ausgewählt werden. Dort wird dann die Datenspeicherung für den jeweiligen Betriebsmodus vorgenommen. Um das Datenvolumen reduzieren zu können, kann ein Schreibzyklus angegeben werden.

Für den Schreibzyklus können folgende Zeittakte ausgewählt werden

- Minimal: 1 Sekunde
- Schrittweite: 1 Sekunde
- Maximal: 120 Sekunden

Die Dateien werden als Textdateien in einer CSV konformen Formatierung angelegt. D.h. als Spaltentrennzeichen wird das Semikolon verwendet und das Komma als Dezimaltrennzeichen. Die Datei-Endung ist „xls“, womit diese Dateien direkt mit einem Werkzeug wie MICROSOFT EXCEL geöffnet werden können. Die Dateien werden automatisch angelegt und maximal 24 h beschrieben. Danach wird eine neue Datei angelegt. Um die Dateien zeitlich zuordnen zu können, wird beim Speichern der aktuelle Zeitstempel an das Kürzel Ut angehängt. Ut soll dabei den Dauerbetrieb kennzeichnen.

Beispiel:

Ut_YYYYMMDDHHMMSS.xls

Jeder Eintrag eines Datensatzes erfolgt in der Datei als Zeile. Vorne angestellt ist das Datum im Format **DD.MM.YYYY**. In der nächsten Spalte folgt die Uhrzeit im Format **HH:MM:SS**. Dann folgen in den nächsten Spalten die **Istwerte** aller Sensoren. Als letztes wird ein Zeilenvorschub angefügt. Dadurch wird beim nächsten Schreibvorgang automatisch eine neue Zeile geschrieben. Die Darstellung der Fließkommawerte erfolgt in den Dateien mit maximal 3 Nachkommastellen. Erfolgt die Kennung UI im Messprogramm, so wird zu der Ut-Datei eine separate Datei mit der Kennung UI angelegt. In dieser Datei ist dann nur der separate Abschnitt des Messprogramms enthalten, der eine UI-Kennlinie beschreibt. Ansonsten bleibt der Dateiaufbau wie bisher beschrieben. Über ein laufendes Messprogramm können also mehrere Dateien mit UI-Kennlinien erzeugt werden. Erfolgt die Kennung PV im Messprogramm, so wird zu der Ut-Datei eine separate Datei mit der Kennung PV angelegt. In

dieser Datei ist dann nur der separate Abschnitt des Messprogramms enthalten, der eine Parametervariation beschreibt. Ansonsten bleibt der Dateiaufbau wie bisher beschrieben. Über ein laufendes Messprogramm können also mehrere Dateien mit Parametervariationen erzeugt werden.

Test/Wartung/Kalibrierung

Für den Servicefall steht das Menü Test/Wartung/Kalibrierung zur Verfügung. Nur autorisierte Benutzer können diese Betriebsart aktivieren. Dies ist erforderlich, weil hier keine Überwachungen aktiv sind. Daher darf nur ein erfahrener Bediener, der den Teststand genau kennt, den Modus Test/Wartung/Kalibrierung nutzen. Grundsätzlich sollen zu Testzwecken alle Aktoren angesprochen und auf einen Sollwert eingestellt werden können. In diesem Modus können auch wichtige Regelparameter eingesehen und verändert werden. So können z.B. die Temperaturregelung oder Durchflussregelung des Anoden- oder Kathodenwassers getestet und optimiert werden. Auch das Durchspülen des Teststandes mit VE-Wasser kann mit Hilfe verschiedener Ventileinstellungen bewerkstelligt werden. Ebenso ist für das Kalibrieren der H₂ in O₂ Messung mit angeschlossenem Prüfgas das Ansteuern der erforderlichen Ventilstellungen möglich. Bezüglich der Drucksollwerte kann eine Vorgabe gemacht werden, die stufenweise den Druck erhöht und danach jeweils eine Zeit lang wartet, um den Druckabfall beurteilen zu können. Der Test erfolgt maximal bis zu dem laut Stackdatenblatt vorgegebenen Drücken. Zur Dokumentation sollte eine Datenaufzeichnung analog zum Handbetriebsmodus automatisch aktiviert werden.

4.2.8. TECHNISCHE UND WIRTSCHAFTLICHE BEWERTUNG

Abschätzung der Betriebsmittelkosten mit Hilfe der Stoff- und Energieströme aus dem dynamischen Simulationsmodell

Für den Betrieb von Wasserelektrolyseuren sind als Hauptbetriebsmittel elektrischer Strom, Wasser und Kühlwasser notwendig. Weitere Betriebsmittel, die nicht ständig, sondern im Zuge von Wartungs- und Instandhaltungsarbeiten anfallen, beschränken sich beispielsweise auf Kalibriergasgemische für die Gassicherheitsensoren und Ionenaustauscherharze für die im Teststand integrierten Wasserfilter. Auf den Wartungs- und Instandhaltungsaufwand von Wasserelektrolyseuren wurde im vorherigen Abschnitt separat eingegangen.

Tabelle 19: Leistungsklassen PEM-Elektrolyseur

Nennleistung	1 MW_{el}	25 MW_{el}
Wasserstoffproduktion	502 kg day ⁻¹	12.055 kg day ⁻¹
Zellfläche	3.000 cm ²	3.000 cm ²
Zellanzahl	53	53
Zellstapelanzahl	1	24
Membrandicke	50 µm	50 µm
Frischwasserbedarf	15,08 l min ⁻¹	422,11 l min ⁻¹

Die Betriebsmittelkosten hängen stark vom Kontext und der Betriebsweise des Wasserelektrolyseurs und können somit nicht in allgemeiner Weise abgeschätzt werden. Insbesondere die Stromkosten dominieren die Wirtschaftlichkeit von Elektrolyseuren [67]. Die benötigte Strommenge lässt sich für Elektrolyseure im Grundlastbetrieb mit konstanter Leistungsaufnahme direkt aus der Nennleistung abschätzen. Zusätzliche Leistungsbedarfe für Nebenverbraucher wie Pumpen, Kühlwassersysteme oder Kompressoren lassen sich für einen 1 MW_{el}-Elektrolyseur laut in diesem Projekt angestellter Untersuchungen mit etwa 3 % der Nennleistung abschätzen. In Tabelle 19 sind zwei Systeme aus der MW-Klasse mit der Auslegung der Zellstapel und den zugehörigen Wasserbedarfen gegenübergestellt. Beide Elektrolyseure nutzen denselben Zellstapel mit 53 Zellen, die über eine fortschrittliche 50 µm dicke Membran verfügen. Im Nennbetriebspunkt bei 75 °C und 5 bar Gleichdruck wird eine Aufnahmeleistung von 1 MW_{el} im Einzelzellstapelsystem erzielt; beim 25 MW_{el}-System mit 24 Zellstapeln werden die Zellstapel jeweils bei bis zu 1,042 MW_{el} betrieben. Die Tagesproduktion von Wasserstoff im Nennbetriebspunkt beträgt 502 kg beziehungsweise 12.055 kg. Dazu werden 15,08 l min⁻¹ vollentsalztes Wasser für den 1 MW_{el}-Elektrolyseur und 422,11 l min⁻¹ für den 25 MW_{el}-Elektrolyseur benötigt. Vollentsalztes Wasser stellt im Kontext zunehmenden Bewusstseins um den Wert von Trinkwasser zunehmend eine kostbare Ressource dar und erfordert Investitionsbedarf für die Anschaffung von Entsalzungsanlagen sowie Energieaufwand für die Aufbereitung des Wassers. Wasserrückgewinnung von der Kathodenseite stellt somit für großskalige Elektrolyseure zukünftig eine wichtige Entwicklungsrichtung dar. Aktuell wird der durch elektroosmotischen Drag auf der Kathodenseite erfolgende Wasserüberschuss in der Regel aus dem Elektrolyseur abgelassen und der Anodenseite frisches Wasser zugeführt.

Abschätzung des Wartungs- und Instandhaltungsaufwandes

Wasserelektrolyseure erfordern im Regelfall sehr geringen Wartungs- und Instandhaltungsaufwand, solange das Betriebsverhalten eng überwacht und Abweichungen vom Sollzustand frühzeitig erkannt werden. Instandhaltungsarbeiten sind insofern insbesondere dann möglich, wenn nach mehreren 10.000 Betriebsstunden die Elektrolysezellen in Folge von elektrochemischer Degradation ausgewechselt werden müssen. Eine regelmäßige Kalibrierung der Gaswarnsensoren sollte zur Wahrung eines sicheren Betriebes erfolgen und kann sich an den laut technischen Überprüfungsdiensten sowie Herstellern der Sensoren empfohlenen Intervalle orientieren. Rotierende Bauteile sind in Elektrolyseuren nur in Pumpen, Kompressoren und Lüftern zu finden, weshalb bei diesen Anlagenkomponenten mit stärkerem Verschleiß im Vergleich zu den restlichen Komponenten zu rechnen ist. Eine automatisierte Diagnose des Betriebszustandes anhand vorgegebener Sollwerte beispielsweise für Gasreinheiten und Leitwerte des Wassers kann Anlagenbetreiber in der Detektion von Betriebsstörungen unterstützen. In die Anlagensteuerung und -regelung integrierte automatische Abschaltlogiken können so durch Langzeitmessungen und -abgleiche ergänzt und das Eintreten kritischer Betriebszustände präventiv vermieden werden-

Energiewirtschaftliche Bewertung

In zukünftigen Energiesystemen lösen Wasserelektrolyseure unerlässliche Querschnittsaufgaben wie die Speicherung überschüssiger Energie aus der erneuerbaren Stromproduktion, die Flexibilisierung des Stromverteilsystems und die Sektorenkopplung. Grüner Wasserstoff wird als Energieträger vielfältige Anwendungen in Industrie, Energie und Verkehr finden, weshalb der Entwicklung effizienter

Elektrolyseure mit netz- und anwendungsrelevanten Kapazitäten große Bedeutung zukommt. Große Elektrolyseure können zusätzlich über ihre eigene thermische Masse als Stromsenken genutzt werden, wenn kurzfristige Stromüberproduktionen vorliegen. Anhand der untersuchten Elektrolyseure konnte die Flexibilität solcher elektrochemischer Energiewandler experimentell nachgewiesen und dynamische Phänomene an den verwendeten Anlagenkomponenten beobachtet werden. Durch die beispielhafte modellgestützte Skalierung in die MW-Klasse wurde das Potenzial solcher Systeme vorhergesagt. Bei ausreichender Berücksichtigung dynamischer Lastszenarien bei der Auslegung von Elektrolyseuren können diese Systeme die stromerzeugerseitigen Flexibilitätsanforderungen erfüllen.

4.3. SCALE-UP TECHNISCHE KOMPONENTEN: METHANISERUNG

Bearbeitet durch: Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH (ZBT)

Am ZBT wurde ein Entwurf einer Methanisierungsanlage mit einer Leistung von 100 kW vorgenommen. Grundlage für die Konzeptionierung waren die Ergebnisse der 10 kW-Demonstrationsanlage (siehe Kapitel 2.2), eine Konzeptstudie, welche von einer erweiterten verfahrenstechnischen Simulation begleitet wurde und Lebensdaueruntersuchungen am Methanisierungskatalysator. Mit diesen Erkenntnissen wurde die Detailauslegung der Anlage (z.B. der Reaktoren) vorgenommen, eine Komponentenrecherche durchgeführt und die technische Dokumentation der Anlage erstellt.

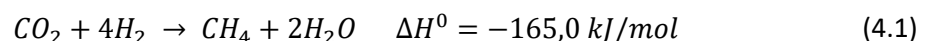
HIGHLIGHT BOX: WICHTIGSTE ERKENTNISSE DES KAPITELS

- Es wurden Katalysatoren unter dynamischen Bedingungen in einem Langzeittest für >5.000 h für den Einsatz in einer Methanisierungsanlage qualifiziert.
- Die Anlagenplanung und das Engineering für eine 100 kW Anlage sind abgeschlossen. Es liegen das Systemlayout (P&ID), Reaktormodelle, Ergebnisse der Rohrleitungsdimensionierung sowie ein 3D-CAD Modell der Gesamtanlage vor. Alle wesentlichen Komponenten der Anlage sind vorausgewählt. Es liegt eine Stückliste mit technischen Spezifikationen sowie einer ersten Preisinformation vor. Für die Umsetzung in dieser Größenordnung können vorwiegend Standardkomponenten eingesetzt werden.
- Das Systemsteuerungskonzept ist entworfen, die Übertragung vom Labor- auf Industriestandard (SPS) ist vorbereitet und die möglichen Komponenten zur Umsetzung sind ausgewählt.
- In Bezug auf die Produkt- und Anlagensicherheit erfolgte eine Richtlinienrecherche sowie Risikoanalysen. Die Ergebnisse sind in einer Dokumentensammlung (HARA, HAZOP, Explosionsschutzkonzept, Bedienungsanleitung) als Entwurf verfügbar.

Das Vorgehen innerhalb der einzelnen Arbeitsschritte ist im Folgenden dargestellt.

4.3.1. KATALYSATORUNTERSUCHUNGEN

Im Hauptprojekt (Virtuelles Institut „Strom zu Gas und Wärme“ [1]), welches in den Jahren 2015 – 2017 durchgeführt wurde, wurde ein Teststand (siehe Abbildung 110) zur Katalysatorqualifizierung für die CO₂-Methanisierung nach der Sabatier-Reaktion aufgebaut (siehe Gleichung 4.1).



Auf dem Teststand können Katalysatorproben mit einem Volumen von ca. 20 ml bei einer Temperatur bis zu 550 °C und einem Druck bis zu 8 bar vermessen werden. Die Eduktgaszusammensetzung kann über je einen Massendurchflussregler (MFC) für die Edukte H₂ und CO₂ variiert werden, sodass unterschiedliche Stöchiometrieverhältnisse und Raumgeschwindigkeiten (Gas Hourly Space Velocity, GHSV) eingestellt werden können. Die Temperierung des Reaktors erfolgt über eine Heizschale bzw. die Zufuhr von Kühlluft in den Ringspalt zwischen Heizschale und Reaktor. Über diverse Messstellen können die Eintritts- und Austrittstemperatur sowie das Temperaturprofil innerhalb des Katalysatorbetts ermittelt werden.

Nach dem Austritt aus dem Reaktor enthält das Produktgas nach Gleichung 4.1 große Mengen an Wasserdampf. Da das Produktgas trocken vorliegen soll, wird es durch Plattenwärmeübertrager gekühlt und das enthaltene Wasser auskondensiert und abgeführt. Die Zusammensetzung des trockenen Produktgases wird über einen online-Gasanalysator bestimmt.



Abbildung 110: Teststand zur Katalysatorqualifizierung

Im Hauptprojekt konnte insbesondere im Betriebspunkt für einen Druck von 8 bar eine gute Reproduzierbarkeit der Messergebnisse bei einer Vielzahl von Messpunkten nachgewiesen werden. Damit konnten bereits erste Aussagen zur Stabilität des Katalysators für eine kumulierte Messdauer von ca. 690 h getroffen werden. Aufbauend auf diesen Arbeiten, wurden nun im Berichtszeitraum zur Erweiterung der Datengrundlage Screenings mit modifizierten Katalysatorschüttungen sowie anwendungsnahe Lebensdaueruntersuchungen am ausgewählten Ni-Katalysator durchgeführt. Hierzu wurde der Teststand durch die Integration eines elektronischen Druckminderers und einer Ablaufsteuerung dahingehend erweitert, dass Untersuchungen im stationären sowie dynamischen Betrieb mit zyklischen Lastprofilen inkl. An- und Abfahrscenarien möglich waren.

Versuchsdurchführung

Das Ziel des ersten Abschnitts der experimentellen Katalysatoruntersuchungen war es, Katalysatorproben unter verschiedenen Betriebsbedingungen zu testen. Durch zyklische Variation der H₂/CO₂-Stöchiometrie im Bereich zwischen 0,95 - 1,05 und der GHSV zwischen 4.000 – 6.000 h⁻¹ konnte eine erste Charakterisierung der Katalysatoren durchgeführt werden.

Da es sich nach Gleichung (4.1) um eine stoffmengenreduzierende Reaktion handelt, ist es für einen hohen Methangehalt im Produktgas förderlich, einen möglichst hohen Betriebsdruck einzustellen, um das Reaktionsgleichgewicht möglichst weit auf die Produktseite zu verlagern. Daher wurde der überwiegende Teil der Versuche bei maximalem Anlagendruck von 8 bar durchgeführt.

Über die Bestimmung von Temperaturentwicklung, Umsatz und Selektivität konnten die Katalysatorproben miteinander verglichen und eine Eignung der Einsatzfähigkeit in der Methanisierungsanlage beurteilt werden.

Da sich in den ersten Versuchen an der 10 kW-Demonstrationsanlage Spitzentemperaturen jenseits der herstellerseitig empfohlenen Maximaltemperatur für den Katalysator von 550 °C ergeben hatten, wurde besonderes Augenmerk auf die Temperaturverteilung bzw. die Entstehung von Hotspots gelegt. Für den Dauerbetrieb war es das Ziel, diese Temperaturgrenze einzuhalten, um eine Schädigung des Katalysators zu verhindern und die erwünschten Anlagenleistung über einen langen Zeitraum erreichen zu können. Ein Lösungsansatz hierfür war, die Katalysatorschüttung zu modifizieren und den bekannten Katalysator in veränderlichen Verhältnissen mit einer inerten Blindschüttung zu mischen. Da das aktive Katalysatormaterial anschließend weniger Raum des zur Verfügung stehenden Reaktionsvolumens einnahm, wurde die gesamte Schüttung als „verdünnt“ betrachtet.

Bei den im Folgenden dargestellten Versuchen wurden vorrangig die Auswirkungen auf die Temperaturverläufe im Reaktor und auf den Reaktionsumsatz untersucht, um festzustellen, ob solche Modifikationen der Katschüttung eine Erweiterung des Anlagenbetriebsbereichs ermöglichen.

Zyklischer Versuchsbetrieb

Im Rahmen der experimentellen Untersuchungen wurden die einzelnen Betriebspunkte über eine automatisierte Ablaufsteuerung angefahren. Dabei wurden sowohl eine Variation der Stöchiometrie und der GHSV innerhalb eines zyklischen Versuchsbetriebs als auch eine dauerhafte stationäre Belastung mit festgelegten Betriebsparametern durchgeführt.

In Abbildung 111 ist beispielhaft der zeitliche Versuchsablauf für eine zyklische Lambdavariation inkl. Aufheizung und Abkühlung zu erkennen. Die dunkelblaue Linie gibt den zugeführten H₂-Volumenstrom und die hellblaue Linie den CO₂-Volumenstrom in ml/min an. Im dargestellten Zyklus wird zu Beginn eine Reaktionsstöchiometrie von 1,05 getestet. Die Volumenströme werden im weiteren Verlauf so angepasst, dass die Reaktionsstöchiometrie stundenweise um eine Schrittweite von 0,01 gesenkt wird, bis sie bei 0,95 angelangt ist. Anschließend wird für eine Stunde kein Eduktgas zugeführt, sodass der Prozess in der Zeit abkühlen kann. Nach dem Ende der Abkühlungsphase wird der Prozess wieder aufgeheizt und es beginnt ein neuer Zyklus. Die schwarze Linie stellt die Temperaturentwicklung im oberen Bereich des Reaktors dar und die weiteren Linien zeigen die entstehende Produktgaszusammensetzung.

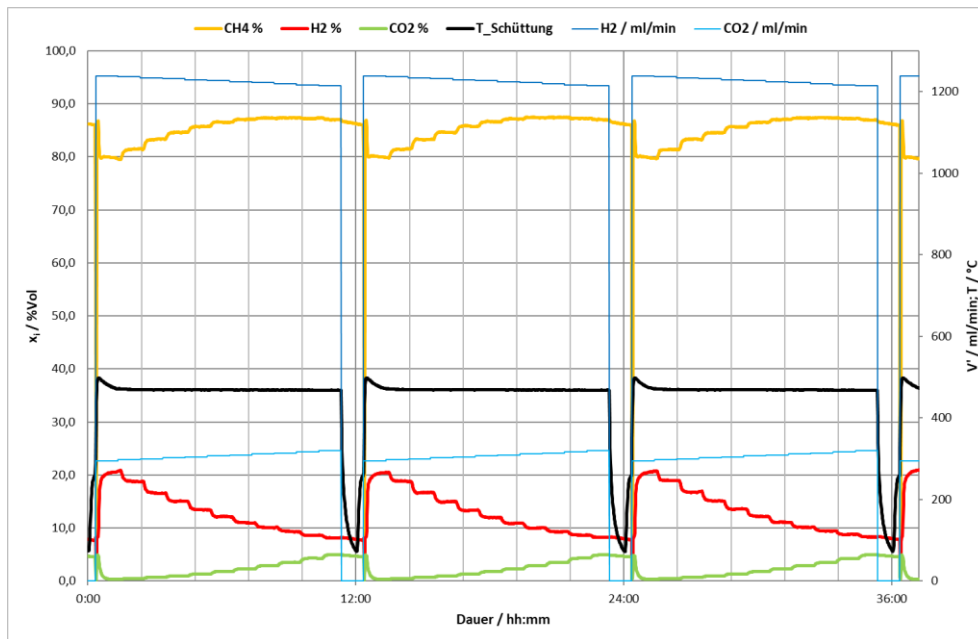


Abbildung 111: Lambdavariation ($p = 8 \text{ bar}$, $GHSV = 4.000 \text{ h}^{-1}$)

Das Ergebnis der Lambdavariation ist in Abbildung 112 zusammengefasst dargestellt. Durch die Veränderung der Stöchiometrie der Eduktgasdosierung, ändert sich in der Folge die Produktgaszusammensetzung.

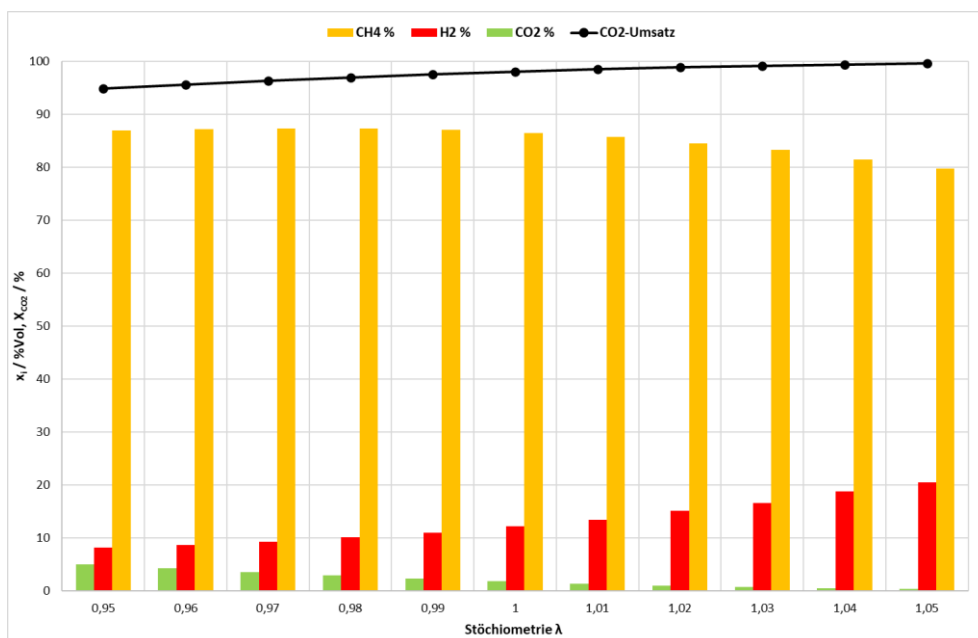


Abbildung 112: Erzielte Produktgaszusammensetzung bei Lambdavariation

Es ist zu erkennen, dass der CH_4 -Anteil bei unterstöchiometrischer Fahrweise ($\lambda < 1$) ansteigt, obwohl sich der CO_2 -Umsatz verringert, da nicht ausreichend H_2 für eine vollständige Reaktion zur Verfügung steht. Bei überstöchiometrischem Betrieb sorgt das Überangebot an H_2 dafür, dass das vorhandene CO_2 nahezu vollständig umgesetzt wird. Vor dem Hintergrund eines möglichst hohen Methangehaltes

kann es im realen Betrieb also vorteilhaft sein, leicht unterstöchiometrisch zu fahren (z.B. 0,98), sofern ausgeschlossen werden kann, dass dies zu Schädigungen am Katalysator führt.

Die zyklische Variation der GHSV ist beispielhaft in Abbildung 113 dargestellt. Über einen Zeitraum von jeweils zwei Stunden werden drei verschiedene GHSV (6.000/5.000/4.000 h⁻¹) bei drei verschiedenen Stöchiometrien ($\lambda = 0,98/1,00/1,02$) angefahren. Ausgehend von der höchsten GHSV und $\lambda = 1,02$ werden nach einer Versuchszeit von zwei Stunden zunächst die Stöchiometrie und dann die GHSV schrittweise reduziert.

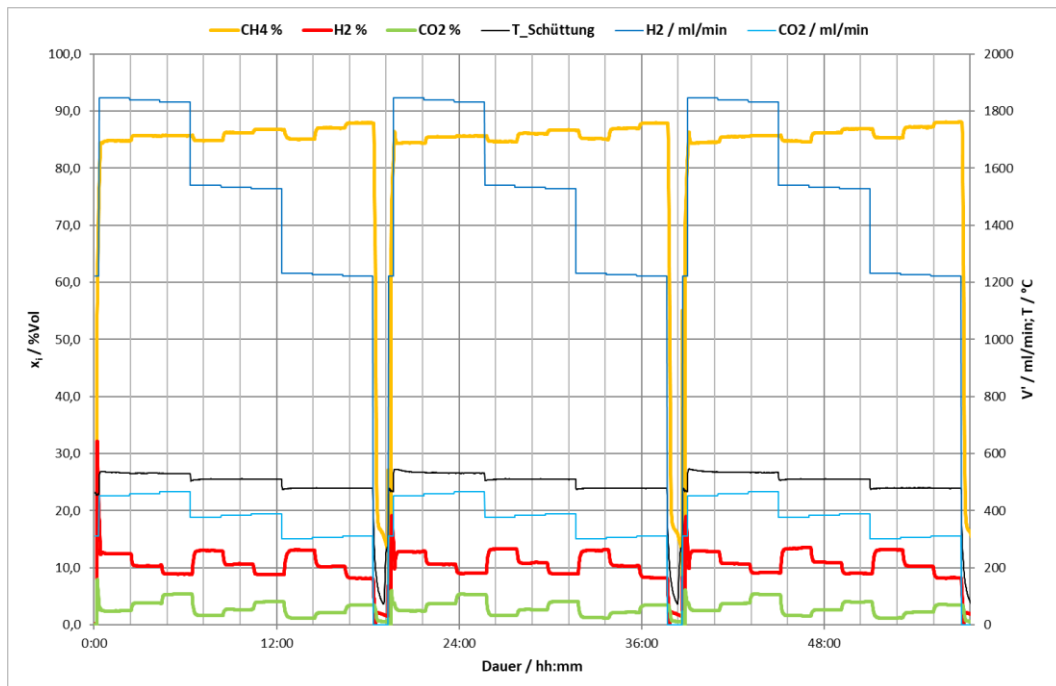


Abbildung 113: GHSV-Variation ($p = 8 \text{ bar}$, $\lambda = 1,02 - 0,98$)

Wie zu erwarten war, führt eine Verringerung der GHSV bei identischer Stöchiometrie zu einem höheren Umsatz (siehe Abbildung 114). Gleichzeitig reduziert sich die Temperatur in der Katalysatorschüttung (siehe Abbildung 113).

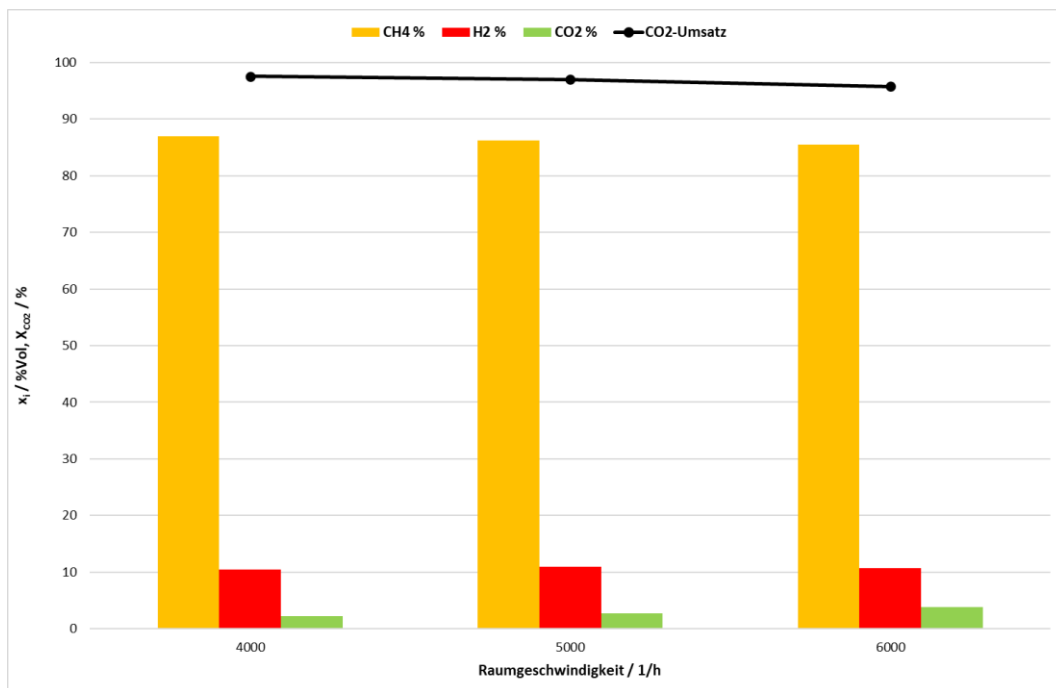


Abbildung 114: Auswertung GHSV-Variation

Wie bereits erwähnt, war die Absenkung der Maximaltemperaturen im Reaktor bei gleichzeitiger Erhaltung eines ausreichend hohen Umsatzes ein wesentliches Ziel der Modifikation der Katalysatorkonfiguration. Die Auswirkungen der Verdünnung der Katalysatorschüttung sind in Abbildung 115 für einen Referenzbetriebspunkt dargestellt.

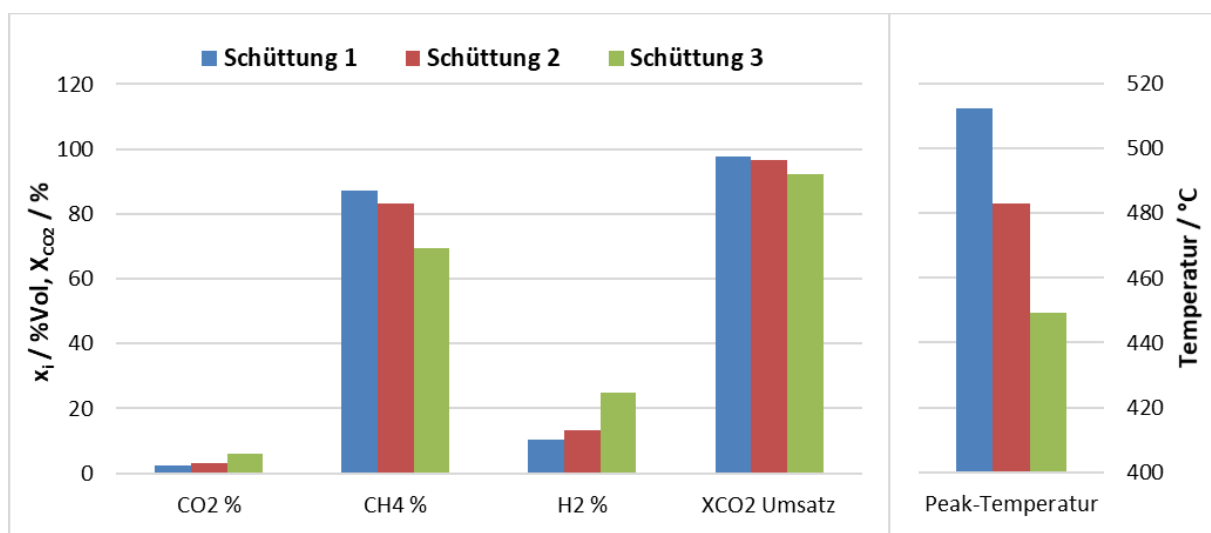


Abbildung 115: Vergleich von Katalysatorkonfigurationen

Es ist zu sehen, dass der Reaktionsumsatz erwartungsgemäß bei reduzierter Katalysatormenge abnimmt. Der vollständig mit Katalysator gefüllte Reaktor wird durch die Schüttung 1 dargestellt. Bei Verringerung des Katalysatorvolumens (Schüttung 2) ist diese Abnahme noch sehr gering – die CH₄-Konzentration im Produktgas ist hier mit 83,2% etwa 4 Prozentpunkte geringer als bei dem Versuch

mit der puren Katalysatorschüttung. Bei einer weiteren Reduzierung des Katalysatoranteils (Schüttung 3) ergibt sich eine deutlichere Minderung des Reaktionsumsatzes. Der CH_4 -Anteil liegt hier bei 69,2%, der Umsatz sinkt auf etwa 92,1%.

Dass die Verdünnung der Schüttung eine wirksame Möglichkeit darstellt, um die Peak-Temperatur im Reaktor zu reduzieren, ist in Abbildung 116 deutlich erkennbar. Innerhalb der Schüttung sind insgesamt fünf Messstellen verteilt. Eine weitere Messstelle ist kurz vor dem Eintritt angeordnet. Bei Betrachtung der gemessenen Temperaturen entsteht typischerweise ein Verlauf, bei dem die Reaktortemperatur hinter dem Eintritt bis zu einem Maximalpunkt ansteigt und von dort bis zum Austritt des Reaktors absinkt.

Der erste Schritt der Verdünnung bei Schüttung 2 führt insbesondere im Eintrittsbereich zu einer Absenkung der Temperatur gegenüber Schüttung 1. Im weiteren Verlauf nähern sich die Temperaturen an. Daher ist es plausibel, dass sich auch der Umsatz bei beiden Varianten nicht so stark unterscheidet (vgl. Abbildung 115). Die weitere Verdünnung bei Schüttung 3 führt dann schon zu einer deutlicheren Temperaturreduzierung über den gesamten Verlauf der Schüttung.

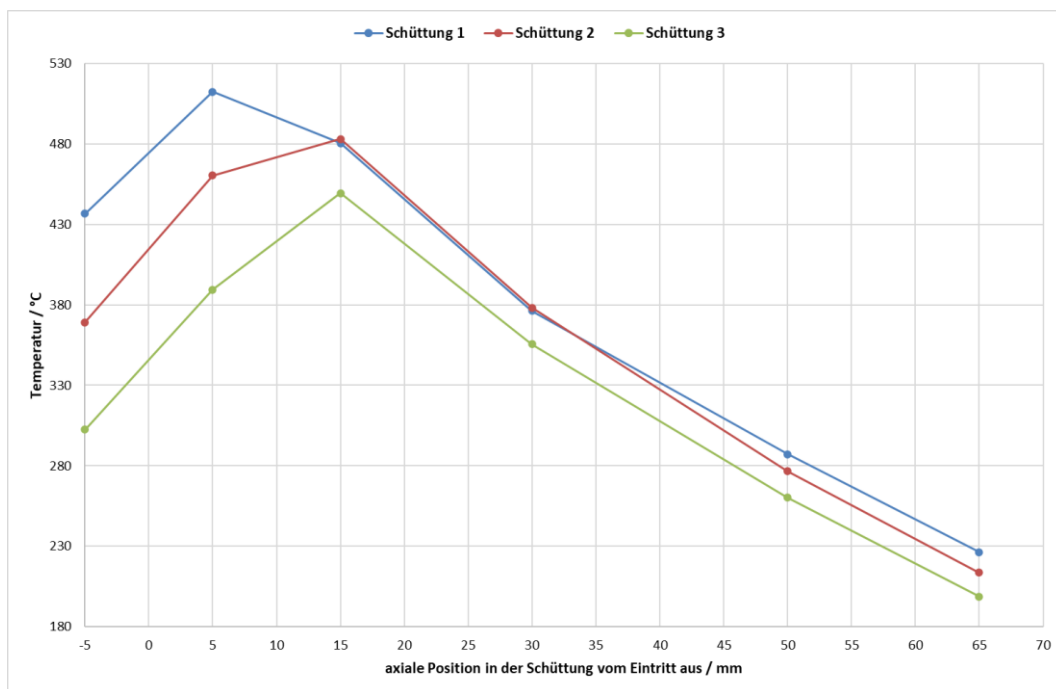


Abbildung 116: Temperaturverlauf in der Katalysatorschüttung bei Variation der Schüttungskonfiguration

Als Fazit kann gesagt werden, dass durch die passende Wahl und Segmentierung des Mischungsverhältnisses ein guter Kompromiss zwischen einer geringen Peak-Temperatur und einem hohen Umsatz möglich erscheint. Hierdurch könnte ggf. auf eine Vergrößerung des erforderlichen Gesamtreaktionsvolumens verzichtet werden.

Dauerversuch

Das Ziel der zweiten Projektphase war es, die Katalysatorstabilität über einen längeren zeitlichen Verlauf zu beobachten. Hierzu wurde der ausgewählte Katalysator in einem Dauerversuch von mehr als 5.000 h bei vollständiger Katalysatorschüttung im Reaktor betrieben, um neben dem Einfahr- auch das mögliche Degradationsverhalten bestimmen zu können.

Über die Betriebszeit des Dauerversuchs wurden die zu Beginn beschriebenen Zyklen (Abbildung 113) zum Vergleich in unregelmäßigen Abständen reproduziert. Als Referenzpunkt für den stationären Betrieb wurde eine GHSV von 4.000 h^{-1} und $\lambda = 1,0$ eingestellt. Im folgenden Diagramm ist ein Ausschnitt aus dem Dauerversuch über etwa 1.400 h dargestellt.

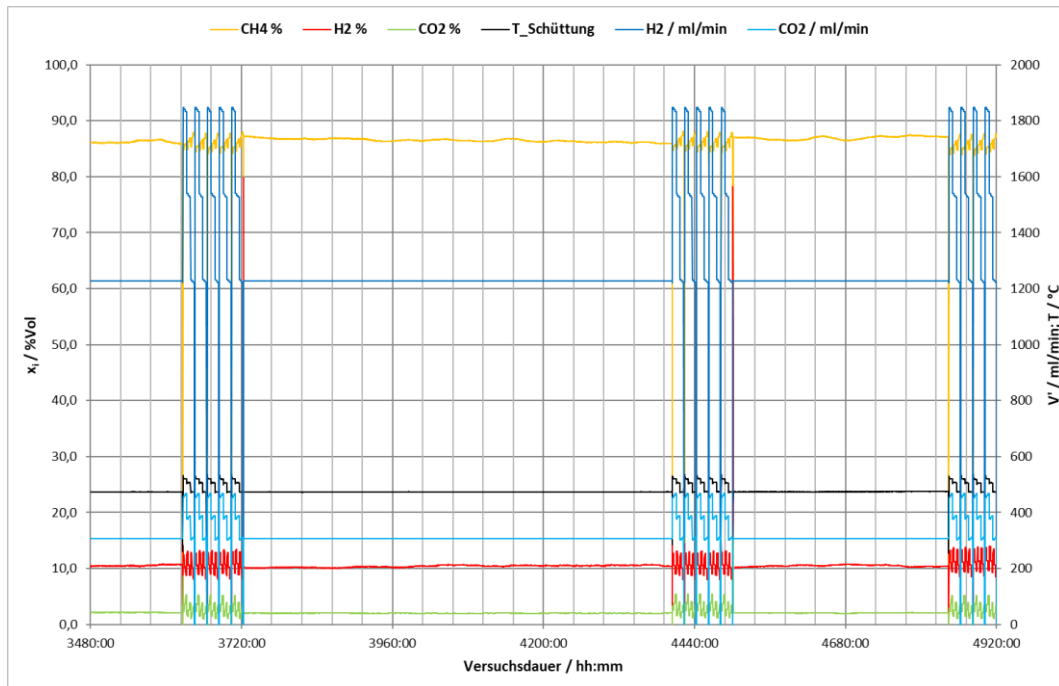


Abbildung 117: Dauerversuch mit drei Phasen zyklischer Belastung, Ausschnitt über ca. 1.400 h

In dieser Zeit wurde dreimal die zyklische Ablaufsteuerung gestartet und im Anschluss wieder der stationäre Referenzpunkt eingestellt.

Abbildung 118 zeigt die Entwicklung der Produktgaszusammensetzung und des CO_2 -Umsatzes über eine Versuchsdauer von 5.000 h. Zu Beginn des Versuchs ist der Umsatz und somit auch Methangehalt im Produktgas geringer als im weiteren Verlauf des Dauerversuchs. Dies weist auf die Eigenschaft hin, dass der Katalysator eine Einfahrzeit benötigt, um die volle Leistungsfähigkeit zu erreichen.

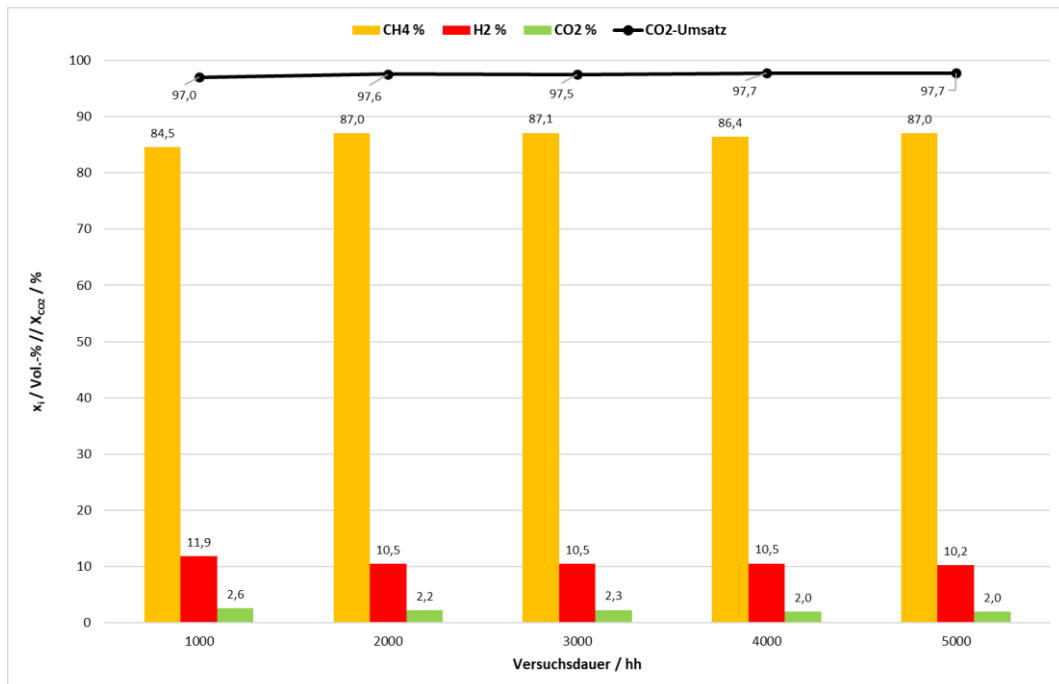


Abbildung 118: Produktgaszusammensetzung und Umsatzentwicklung im Dauerversuch

Mit zunehmender Versuchsdauer zeigen sich sowohl der Verlauf der Produktgaszusammensetzung als auch der CO₂-Umsatz konstant. Hierauf bezogen kann kein Performanceverlust konstatiert werden. Betrachtet man die Entwicklung der Temperaturen in der Katalysatorschüttung, kann jedoch ein Einfluss der Versuchsdauer beobachtet werden.

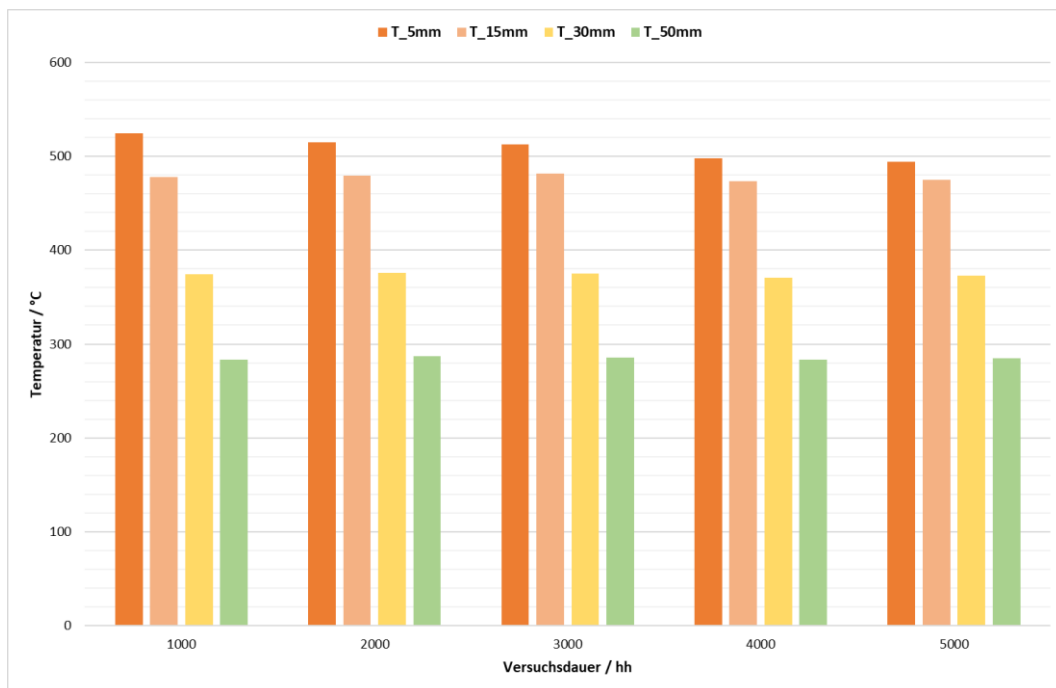


Abbildung 119: Temperaturentwicklung in der Katschüttung

Wie Abbildung 119 zeigt, nimmt die Temperatur im Eintrittsbereich der Schüttung mit zunehmender Dauer ab. Da es sich um eine exotherme Reaktion handelt, könnte hier auf eine Verringerung der Katalysatoraktivität in diesem Bereich geschlossen werden. Da insgesamt ausreichend aktives Material vorhanden ist, hat dies noch keinen Einfluss auf den Gesamtumsatz im Reaktor. Bei der zweiten Messstelle ist tendenziell eine leichte Abnahme der Temperatur zu erkennen. Die zwei verbleibenden Messstellen zeigen keine signifikanten Änderungen für den dargestellten Zeitraum.

Der ausgewählte Katalysator zeigt insgesamt eine ausreichende Stabilität unter den getesteten Betriebsbedingungen und kann für den Dauerbetrieb einer Methanisierungsanlage eingeplant werden. Für die weitere Anlagenplanung ist es erforderlich, Mittel zur Kontrolle und Einhaltung der Betriebsgrenzen insbesondere der Temperaturmaxima in den Reaktoren vorzusehen.

4.3.2. ANLAGENPLANUNG

Wie in Kapitel 2.2.5 dargestellt, konnten mit dem Anlagenkonzept der Demonstrationsanlage die Anforderungen bezüglich der Produktgasqualität und Anlagenleistung erreicht werden. Daher wurde in einer Konzeptstudie überprüft, ob das erfolgreich getestete Anlagenkonzept für das Scale-up auf den Leistungsbereich von 100 kW beibehalten werden kann. Durch eine erste verfahrenstechnische Bewertung konnte dies bestätigt werden. Vor diesem Hintergrund wurde anschließend geprüft, an welchen Stellen, auf Basis der gewonnenen Erkenntnisse aus dem Betrieb der kleinen Anlage, Verbesserungen vorgenommen werden können. Beispielhaft können hier die Verkürzung bzw. Einsparung von Leitungswegen und die Reduzierung der Anzahl der Komponenten und Messstellen genannt werden. Aus dieser Erkenntnis wurde der in Abbildung 120 dargestellte schematische Aufbau der 100 kW-Anlage entwickelt. Ein prinzipieller Unterschied zur 10 kW-Demonstrationsanlage ist die Vereinfachung im Bereich der Mediendosierung. Die detaillierten Planungsunterlagen enthalten ein vollständiges Rohrleitungs- und Instrumentierungsdiagramm.

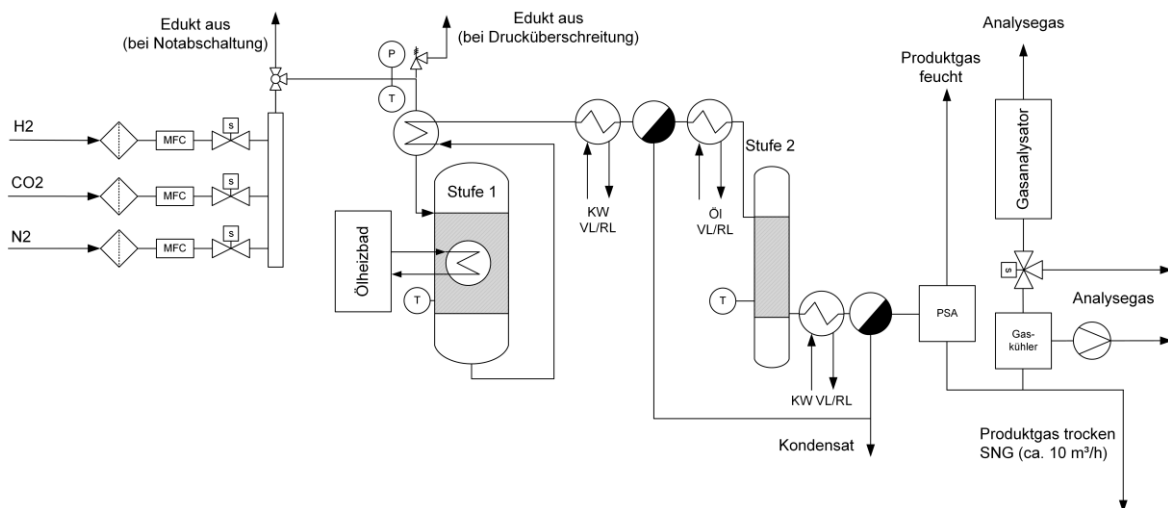


Abbildung 120: Schematischer Aufbau der 100 kW Methanisierungsanlage

Die anschließende Detailplanung der Anlage startete mit einer Analyse der Stückliste. Für jede der in der 10 kW-Anlage eingesetzten Komponenten wurde geprüft, ob sie in ähnlicher Form auch für eine 100 kW-Anlage verfügbar ist. Da eine größere Anlagenleistung eine Erhöhung der Volumenströme in der Anlage bedingt, wurden die Rohrleitungsdimensionen neu festgelegt sowie die Nennweiten durchströmter Komponenten wie z.B. Magnetventilen neu bestimmt. Fittings bzw. Flanschanschlüsse wurden dementsprechend angepasst, wobei darauf geachtet wurde, dass gängige Anschlussformen bzw. genormte Rohrgrößen verwendet wurden. Dort wo Komponenten nicht für die gestiegene Anlagenleistung geeignet waren, wurden eine Komponentenrecherche durchgeführt, Anfragen getätigt und Angebote eingeholt. Instrumente, die von der Anlagenleistung unabhängig waren, wie etwa Thermoelemente, Drucktransmitter und auch der Gasanalysator konnten ohne Änderung übernommen werden.

Eine zentrale Aufgabe der Anlagenplanung war die verfahrenstechnische Auslegung der beiden Reaktorstufen. Beim Scale-up wurden die in der Verfahrenstechnik üblichen Methoden zur

Maßstabsvergrößerung mittels dimensionsloser Kennzahlen angewendet sowie die Erkenntnisse aus den Katalysatoruntersuchungen (siehe. Kapitel 4.3.1) dem Betrieb der 10 kW-Anlage (siehe Kapitel 2.2.5) und auch aus den verfahrenstechnischen sowie den CFD-Simulationen (siehe Kapitel 2.2.3) berücksichtigt. Auf Basis aller Erkenntnisse wurden am ZBT aktualisierte Designs für die Reaktoren erstellt. Nach Auslegung der Wandstärken und Flanschabschlüssen entsprechend der Druckgeräterichtlinie (2014/68/EU) und des AD 2000 Regelwerks [68] wurden die Reaktoren als 3D-Modelle entworfen. In Abbildung 121 und Abbildung 122 sind die beiden Reaktorstufen dargestellt.

Die erste Reaktorstufe ist erneut als isothermer Rohrbündelreaktor ausgelegt, wobei der Reaktormantel zur Temperierung ebenfalls von Thermoöl durchströmt wird. Gegenüber der 10 kW-Anlage wurde die Anzahl der mit Katalysatormaterial gefüllten Rohre erhöht. Der Manteldurchmesser erhöht sich auf ca. 320 mm, während die Gesamthöhe ca. 800 mm (Reaktionsbereich ca. 550 mm) beträgt.

Bei der zweiten Reaktorstufe bleibt es bei der Ausführung als adiabater „Plug-Flow“-Reaktor. Bei einem Durchmesser von ca. 90 mm beträgt die Gesamtlänge etwa 950 mm. Zum Aufheizen wird der Mantel der zweiten Reaktionsstufe von einer Heizmanschette umschlossen. Beide Reaktoren werden mit einer mikroporösen Isolierung umhüllt.

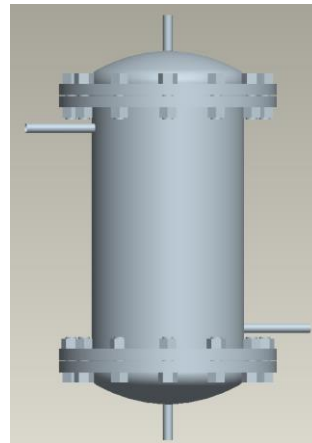


Abbildung 121:
Reaktor Stufe 1

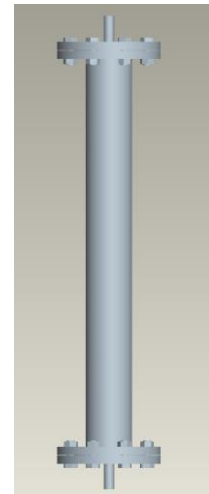


Abbildung 122:
Reaktor Stufe 2

Die resultierende Stückliste für die 100 kW-Methanisierungsanlage mit den technischen Angaben für jede einzelne Komponenten ist ein weiteres wesentliches Ergebnis der Scale-up-Aktivitäten und neben dem Fließbild ein zentraler Bestandteil der Anlagendokumentation. Für jedes eingesetzte Bauteil wurden hierin unter anderem Informationen zu der Positions- und der Baugruppennummer innerhalb des Fließbildes, zum Hersteller bzw. Lieferanten sowie zum Modell oder Typ der Komponente zusammengetragen und aufgelistet. Weitere Spezifikationen zum Material, zu den Anschlüssen (Schnittstellen), zu Auslegungs-Druck und -Temperatur sind ebenfalls in der Stückliste enthalten. Darüber hinaus werden alle verfügbaren Herstellerdokumente wie technische Datenblätter, Bedienungsanleitungen, Zeugnisse etc. in dieser Liste verknüpft. Ein Ausschnitt ist in der Abbildung 123 dargestellt.

Position	Subsystem	Beschreibung	Typ	Art d. Instruments	Hersteller/Lieferant	Werkstoff	weitere Spezifikationen	Preisinfo
I-01	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-02	2 Prozess	Drucktransmitter		p	xxxxx		Gewinde ANSI MNPT1/2 FNPT1/4; Stecker ISO4400/M16; 0-100°C	xxxxxx
I-03	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-05	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-06	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ 3K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 3,0 mm, 3 x Ministecker	xxxxxx
I-07	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-08	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ 3K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 3,0 mm, 3 x Ministecker	xxxxxx
I-09	2 Prozess	Drucktransmitter		p	xxxxx		Gewinde ANSI MNPT1/2 FNPT1/4; Stecker ISO4400/M16; 0-100°C	xxxxxx
I-10	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-11	2 Prozess	Taupunktfühler	E355	pHi	xxxxx		4...20 mA, 18...28 VDC, 0...80 bar (64 bar Messkammer)	xxxxxx
I-12	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-13	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-14	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-16	2 Prozess	Widerstandsthermometer	PT-100	T	xxxxx	1.4541	L = 150 mm, ϕ = 3,0 mm, 4-polig, Lemostecker	xxxxxx
I-17	2 Prozess	Widerstandsthermometer	PT-100	T	xxxxx	1.4541	L = 150 mm, ϕ = 3,0 mm, 4-polig, Lemostecker	xxxxxx
I-18	2 Prozess	Drucktransmitter		p	xxxxx		Gewinde ANSI MNPT1/2 FNPT1/4; Stecker ISO4400/M16; 0-100°C	xxxxxx
I-19	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ 3K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 3,0 mm, 3 x Ministecker	xxxxxx
I-20	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ 3K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 3,0 mm, 3 x Ministecker	xxxxxx
I-21	2 Prozess	Mantel-Thermoelement (Mineral Insulated Thermocouple)	Typ K	T	xxxxx	Inconel (2.4816)	L = 150 mm, ϕ = 1,5 mm, Ministecker	xxxxxx
I-24	2 Prozess	Drucktransmitter		p	xxxxx		Gewinde ANSI MNPT1/2 FNPT1/4; Stecker ISO4400/M16; 0-100°C	xxxxxx

Abbildung 123: Ausschnitt aus der Stückliste – Darstellung der Komponentenspezifikationen

Zum Abschluss der Anlagenplanung wurde ein CAD-Modell der Gesamtanlage mit allen Anlagenkomponenten erstellt. Die Gesamtanlage umfasst:

- das Anlagenrack inkl. der Reaktoren, Medienversorgung und -konditionierung, Öltemperierung, Probegasaufbereitung und Gasanalytik (Abbildung 124 rechts),
- die Adsorptionstrocknungseinheit (Abbildung 124 links)
- Schaltschrank inkl. Steuerungs- und Regelungstechnik
- eine Technische Lüftung
- eine Klimatisierung
- Gaswarneinrichtungen

Für die Aufstellung der 100 kW-Anlage ist, wie in Abbildung 125 dargestellt, ein 20'-Seecontainer vorgesehen. Diese Einheit wird auch als Modul bezeichnet. Alle Rohrleitungen und Reaktoren werden in dieser Ansicht zur besseren Anschaulichkeit ohne thermische Isolierung dargestellt. Durch Kombination von Modulen kann die Gesamtanlagenkapazität leicht vervielfältigt werden.

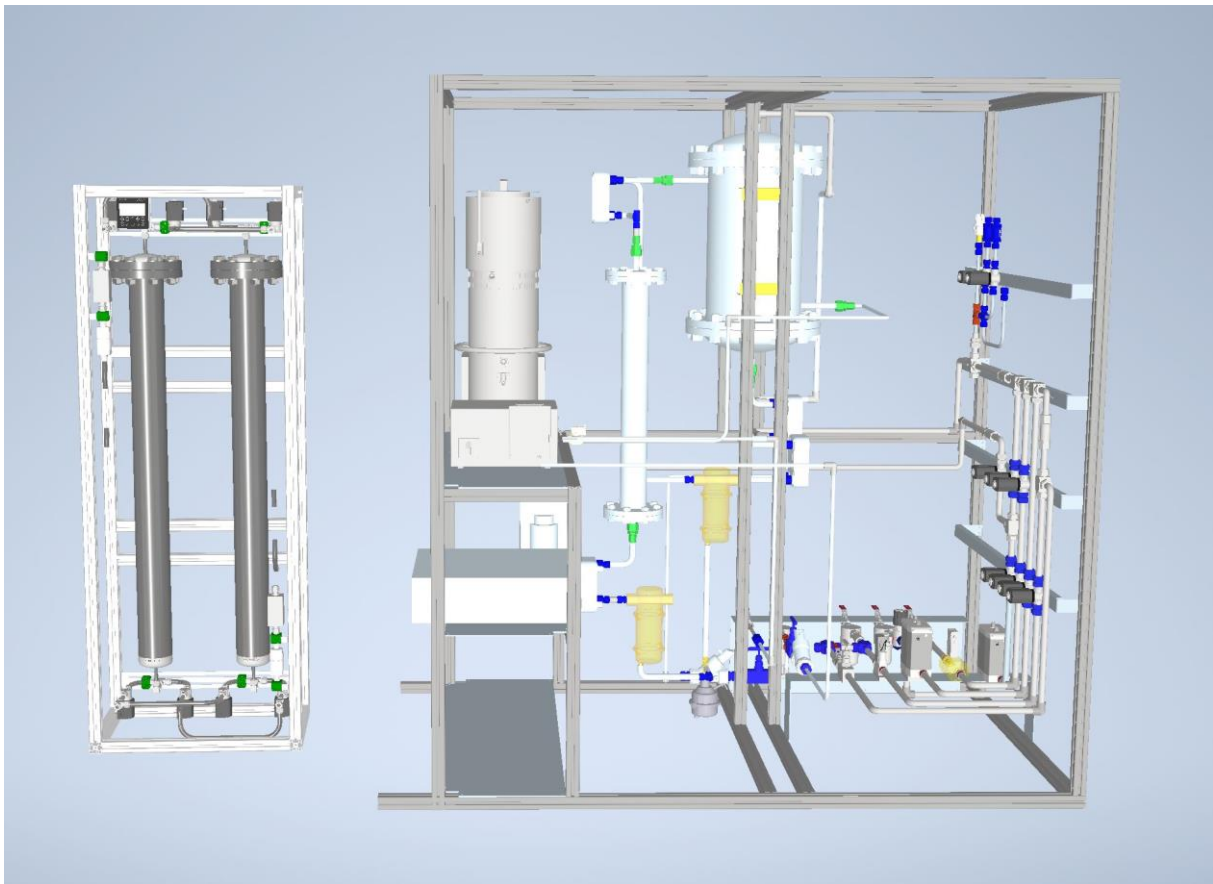


Abbildung 124: 100 kW-Anlage (rechts) mit Adsorptionstrocknung PSA (links), Hauptkomponenten im Anlagenrack

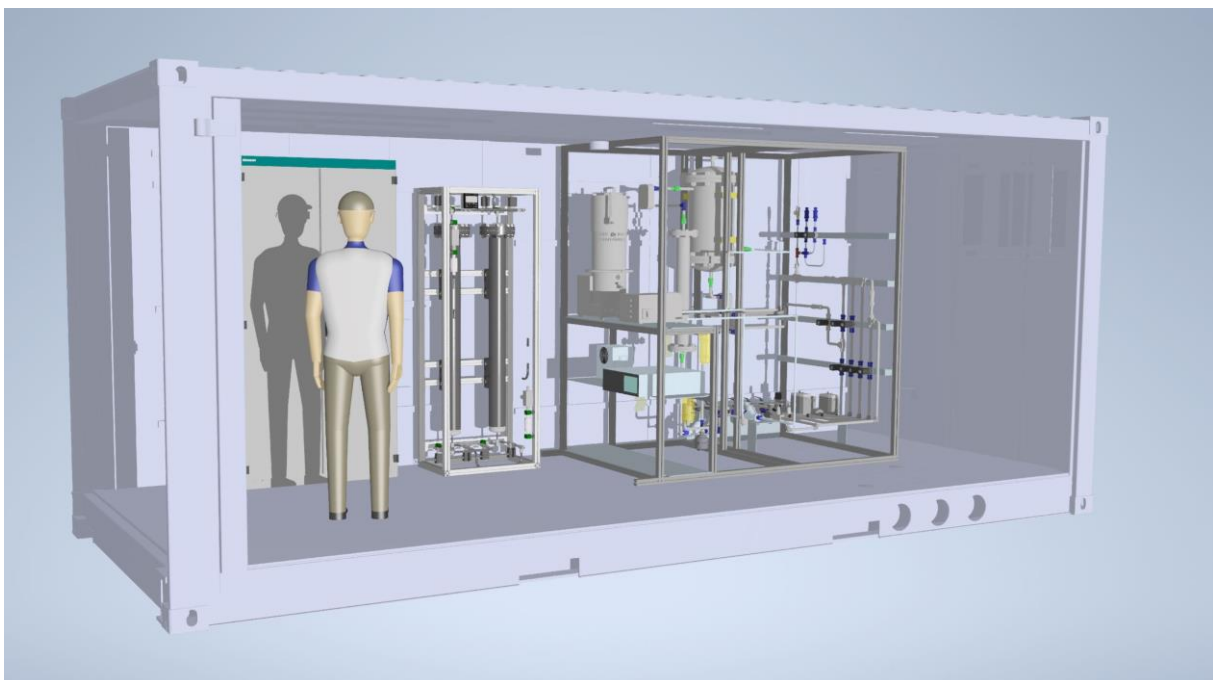


Abbildung 125: 100 kW-Anlage im 20'-Container, Gesamtaufbau

An der Außenseite des Containers ist die Montage einer Gasfackel vorgesehen (Abbildung 126). Diese Fackel dient der thermischen Umsetzung von SNG und anderen Brenngasen, die in transienten Betriebsfällen oder durch Notabschaltungen kurzzeitig auftreten, können z.B. dadurch, dass das produzierte SNG die gestellten Qualitätsanforderungen nicht erfüllt oder es zu Druckentlastungen kommt. Dadurch wird die Emission von klimaschädlichem CH₄ und anderen Gasströmen deutlich minimiert.

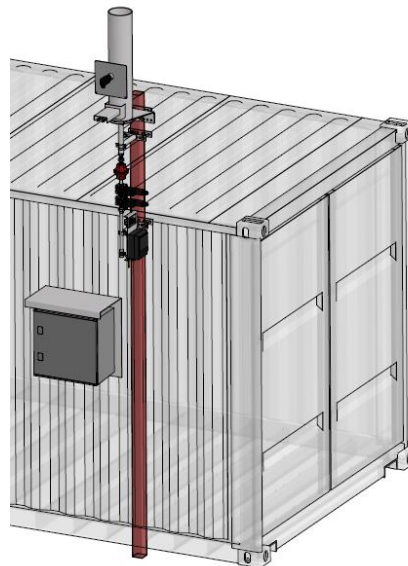


Abbildung 126: Gasfackel am Container [Bild: ennox biogas technology GmbH]

Die Prozess-Schnittstellen der Anlage (verfahrenstechnisch, elektrisch und Datenkommunikation) sind je nach Standort bzw. Anwendung auszuführen und an die jeweiligen lokalen Begebenheiten anzupassen. Ein erster Vorschlag der Schnittstellen wurde erarbeitet und in gemeinsamer Abstimmung mit den Projektpartnern für einen fiktiven Standort einer Prozesskette Elektrolyse-Speicher-Methanisierung in Kapitel 4.4 beschrieben.

4.3.3. SICHERHEITSKONZEPT

Das für die Demonstrationsanlage (10 kW) existierende Sicherheitskonzept wurde unter Berücksichtigung von Verordnungen, Regelwerken und Normen für EU-Konformität auf die 100 kW-Anlage übertragen. Durch Unterstützung eines externen Beratungsunternehmens wurde die vorhandene Dokumentation gesichtet, aktualisiert und ergänzt.

Im ersten Schritt erfolgte hierzu eine Richtlinienrecherche zur Einordnung der Anlage in das europäische Richtlinienystem, das für das Inverkehrbringen sicherer Produkte anzuwenden ist. In Tabelle 20 sind alle derzeit gültigen Richtlinien, die eine CE-Kennzeichnung vorsehen, zusammengefasst (vergleiche auch [69]). Geprüft wurden die Anwendungsbereiche der Richtlinien aufgrund der vorliegenden Anlagenparameter und Informationen. Die mit "x" markierten Richtlinien sind für die Methanisierungsanlage relevant. Die Durchführung eines Konformitäts-

bewertungsverfahrens sowie eine CE-Kennzeichnung müssen aufgrund der mit "k" markierten Richtlinien erfolgen.

Tabelle 20: Zusammenfassung der Richtlinienrecherche für die Methanisierungsanlage 100 KW

Richtlinie		
Aktive implantierbare medizinische Geräte		
Gasverbrauchseinrichtungen		
Seilbahnen für den Personenverkehr		
Bauprodukte		
Umweltgerechte Gestaltung energieverbrauchsrelevanter Produkte		
Elektromagnetische Verträglichkeit	x	k
Geräte und Schutzsysteme zur bestimmungsgemäßen Verwendung in explosionsgefährdeten Bereichen (ATEX)	x	-
Explosivstoffe für zivile Zwecke		
Warmwasserheizkessel		
In-vitro-Diagnostika		
Aufzüge		
Niederspannung	x	k
Maschinen	x	-
Messgeräte	x	-
Medizinische Geräte		
Lärmemissionen in die Umwelt		
Nichtselbsttätige Waagen		
Persönliche Schutzausrüstungen		
Druckgeräte	x	k
Pyrotechnik		
Funkanlagen und Telekommunikationseinrichtungen		
Sportboote		
Beschränkung der Verwendung bestimmter gefährlicher Stoffe in Elektro- und Elektronikgeräten		
Spielzeugsicherheit		
Einfache Druckbehälter		

Im nächsten Schritt erfolgte eine systematische Risikoanalyse in Anlehnung an die Norm DIN EN 12100 [70]. Die mittels einer Hazard and Risk Analysis (HARA) identifizierten allgemeinen Gefährdungsfaktoren mit höchstem Risiko sind:

- Mechanische Gefährdungen
 - Hochdruck
 - Gespeicherte Energie
- Elektrische Gefährdungen
 - Spannungsführende Teile (Normalbetrieb und Fehlerzustand)
 - Kurzschluss
- Thermische Gefährdungen
 - Explosion
 - Objekte hoher Temperatur
- Material- und Substanzgefährdungen
 - Brennstoff
 - Gas
 - Katalysatoren

Darüber hinaus erfolgte eine systematische Hazard and Operability Study (HAZOP, in Anlehnung an [71]), die es ermöglicht, Risiken zu ermitteln, die durch Abweichungen vom Normalbetrieb oder Störungen hervorgerufen werden.

Schließlich wurden passende Maßnahmen zur Minimierung oder Eliminierung der Risiken bei der Anlagenauslegung entworfen. Im Folgenden werden die zwei Beispiele Hochdruck und Explosion näher erläutert.

Gefährdungen durch Hochdruck werden in erster Linie durch die Befolgung der Druckgeräterichtlinie beherrscht. Der Methanisierungsreaktor Stufe 1 weist z.B. ein Volumen von ca. 40 l und einen Auslegungsdruck von $PS = 20 \text{ bar}$ und damit $PS \cdot V = 800 \text{ bar l}$ auf. In dem Reaktor werden Fluide der Gruppe 1 (entzündbare Gase) geführt, weswegen im Herstellungsprozess insgesamt die Kategorie III zu berücksichtigen ist. Durch die Anwendung der Konformitätsbewertungsverfahren Modul B (EU-Baumusterprüfung) und Modul F (Konformität mit der Bauart auf der Grundlage einer Prüfung der Druckgeräte) entsprechend der Richtlinie können die Anforderungen erfüllt werden. Es erfolgte eine Reaktorauslegung anhand der AD-2000 Merkblätter. Im Betrieb werden die sicherheitsrelevanten Parametergrenzen von Druck und Temperatur funktional sicher überwacht.

Ein wesentliches Mittel zur Beherrschung der Explosionsgefährdung ist die Vermeidung von Leckagen durch eine auf Dauer technische dichte Ausführung der Anlage. Entsprechende Definitionen für Material- und Parametergrenzen sind in den Planungsunterlagen enthalten und in der Komponentenauslegung und -auswahl berücksichtigt worden. Sicherheitsrelevante Betriebsparametergrenzen für Druck und Temperatur werden auch hier funktional sicher überwacht. Für Betriebszustände, in denen dennoch eine temporäre oder lokale Explosionsgefährdung droht (Inbetriebnahme, Wartung), sind entsprechende Hinweise zum sicheren Betrieb in der Anleitung enthalten. Darüber hinaus existieren geplante Austrittsstellen von Brenngas, für die ein Konzept der Ableitung in einen gesicherten Bereich durch den Betreiber zu erstellen ist. Als Planungshilfe liegt ein Entwurf für ein Explosionsschutzkonzept vor, der die grundsätzlichen Anforderungen der Betriebssicherheitsverordnung und den begleitenden technischen Regeln (z.B. TRGS 720 ff)

berücksichtigt, jedoch noch an den zukünftigen Standort der Methanisierungsanlage durch den Betreiber anzupassen ist. Ein zentrales Element sind bspw. Gasausbläser nach DVGW-Merkblatt G442 [72], sowie die entsprechende Einrichtung von Explosionsschutz-Zonen. Ein konkreter Vorschlag für die Umsetzung dieses Konzeptes ist in Abbildung 127 dargestellt. Auf der linken und rechten Seite des 20'-Containers sind kugel- und kegelförmig Bereiche markiert, die frei von Zündquelle gehalten werden müssen.

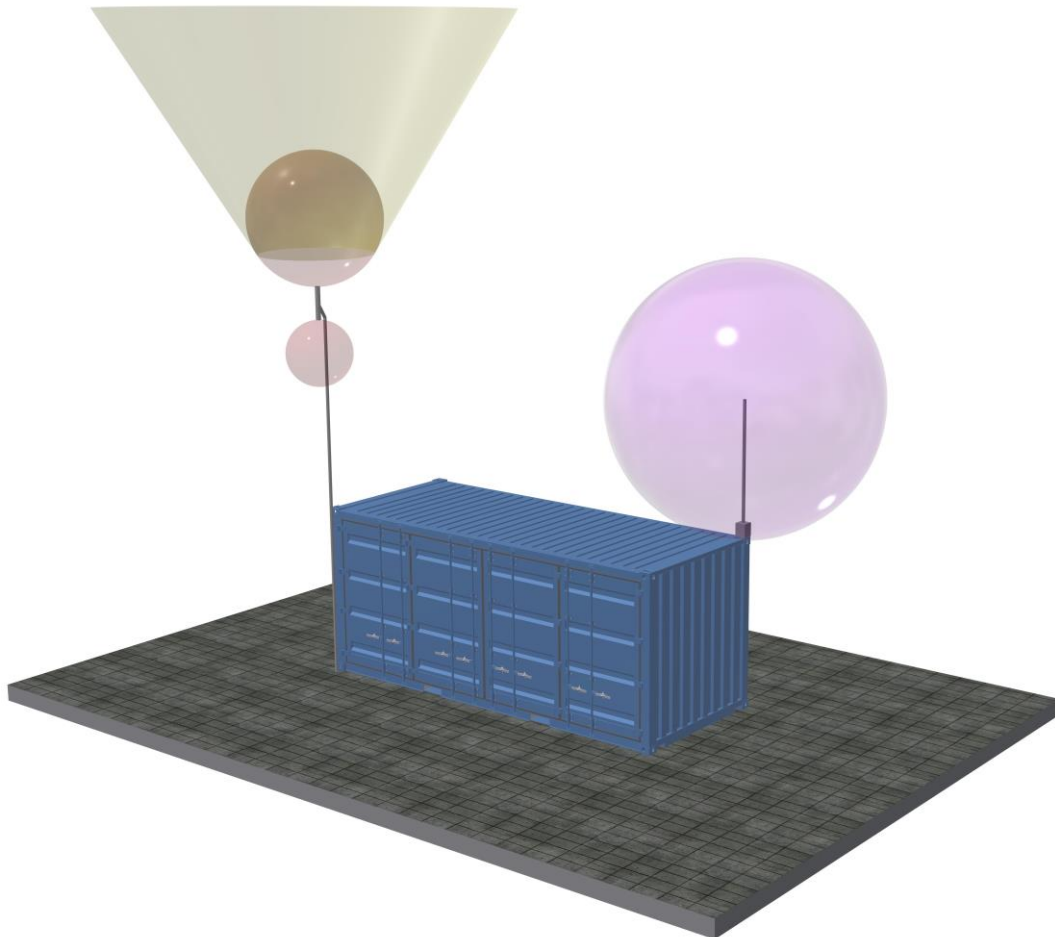


Abbildung 127: 20'-Container mit kugel- bzw. kegelförmigen Explosionsschutz-Zonen für Ausbläser (links) und Fackel (rechts)

Weitere Voraussetzungen, Hinweise und Informationen, die einen sicheren Betrieb der Anlage ermöglichen, sind in den Entwürfen zur technischen Dokumentation der Anlage enthalten. Es stehen die folgenden Dokumente als Basis für eine detaillierte Planung zur Verfügung:

- Risikoanalyse (HARA, HAZOP)
- Bedienungsanleitung (Entwurf aus Demonstrationsanlage 10 kW)
- Explosionsschutzkonzept (Entwurf für Aufbau im Container)
- Liste erforderlicher Prüfungen

Alle ermittelten und dokumentierten Risiken können durch etablierte Mittel der Anlagen- und Sicherheitstechnik mit angemessenem Aufwand beherrscht werden. Eine sorgfältige Überarbeitung

der hier beispielhaft geschilderten Aspekte ist während der Detailplanung zur Umsetzung einer Methanisierungsanlage erforderlich.

4.3.4. STEUERUNGSKONZEPT

Aufbauend auf dem Steuerungskonzept der Demonstrationsanlage wurden Überlegungen zur Übertragung auf den Scale-up der Methanisierungsanlage angestellt. Voraussetzung war dabei, dass statt der bisher eingesetzten Mess- und Steuerungstechnik auf der Basis von NI CompactDAQ und LabVIEW eine Speicherprogrammierbare Steuerung (kurz: SPS) nach Industriestandard zum Einsatz kommt.

Bei der Programmierung einer SPS basierend auf der bestehenden Teststandsteuerung der Demonstrationsanlage in LabVIEW kann die Systemkenntnis und Betriebserfahrung vorteilhaft eingesetzt werden. Beispielsweise ist die Logik zum Schalten von Aktoren sowie der Programmablauf für den automatisierten Betrieb von (Teil-)Prozessen vollständig beschrieben und korrekt im Programmcode sowie in der graphischen Benutzeroberfläche (GUI) enthalten. Weiterhin ist eine vollständige Signalliste vorhanden, welche die analogen und digitalen Ein- und Ausgänge und die erforderlichen Kommunikationsschnittstellen spezifiziert.

Bei der Entscheidung für einen Hersteller von SPS (Siemens, Beckhoff, Rockwell, etc.) ist die vorhandene Systemkenntnis ebenfalls vorteilhaft. So haben die unterschiedlichen Hersteller bezogen auf den Anwendungsfall spezifizierte Produkte im Angebot. Wenn ein Hersteller ausgewählt wurde, kann man sich die Signalliste von Nutzen machen. Über diese lässt sich z.B. konkret die Anzahl an Ein- und Ausgängen (digital/analog) oder Thermoelement-Kanäle erkennen und demnach die richtige Komponente und dessen Menge auswählen. Auf Basis der Anzahl erforderlicher Komponenten lässt sich danach die eigentliche SPS beschaffen. Hierbei gilt es zu klären, welcher Teil der Steuerung sicherheitsgerichtet auszuführen ist (z.B. funktionale Sicherheit bei Grenzwertüberwachung T , p , ...). Gleiches gilt für die dann erforderlichen Komponenten. Zusätzlich zur Hardware muss die Software zur Programmierung von SPS und GUI erworben werden.

Da keine direkte Übertragung des Programmcodes von LabVIEW auf eine SPS Steuerung möglich ist, lässt sich der eigentliche Programmieraufwand nicht reduzieren. Jedoch kann man auf Basis der Systemkenntnis und eines bereits funktionierenden LabVIEW -Programms davon ausgehen, dass viele sonst üblichen Fehler vermieden werden können. Dafür gilt es die in LabVIEW enthaltenen Informationen sorgfältig auszuarbeiten und vorzubereiten. So kann man die Schaltbedingungen für Aktoren, z.B. Ventil öffnet erst bei einem Volumenstrom > 0 , übersichtlich in einer tabellarischen Form zusammenfassen. Weiterhin lassen sich automatisierte Funktionen des Programms wie z.B. der Spülvorgang bei der Trocknungsanlage der Methanisierung in einem Programmablaufplan visuell darstellen. Auf Basis dessen lassen sich anschließend die SPS und die GUI programmieren. Bei der GUI kann das vorhandene Fließbild der Anlage und das Design in LabVIEW als Vorlage verwendet werden.

Beispielhaft für ein System basierend auf einer SIMATIC SPS von Siemens wurden im Rahmen der Anlagenplanung schließlich geeignete SPS-Komponenten identifiziert und mitsamt der jeweiligen Preise in die Stückliste überführt. In der Abbildung 128 ist ein Ausschnitt aus dem entsprechenden Teil der Stückliste zu sehen.

Hauptkomponenten						
Art	Anzahl Kanäle	SPS-Modul	Anzahl	Einzelpreis	Preis	Kommentar / Frage
Basis/Chassis		6ES7513-1AL02-0AB0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
TC	42	6ES7531-7KF00-0AB0	6	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
AIC	16	6ES7531-7MH00-0AB0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
AIV	8	6ES7531-7LH00-0AB0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	16 AIV
AOV	8	6ES7532-5HF00-0AB0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
DO / Relais	12	6ES7522-1BH01-0AB0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	16 DO
DI	12	6ES7521-1BH00-0AB0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	16 DI
Profinet für MFC						in Zentralbaugruppe
Zubehör						
Profilschiene		6ES7590-1AE80-0AA0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
Memory Card		6ES7954-8LL03-0AA0	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	256 MB
Frontstecker		6ES7592-1AM00-0XB0	10	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
Sicherheitskomponenten						
STB	2	JUMO STB S1L	5	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	
SDB	1	PR.Electronics	1	xxxxxxxxxx	xxxxxxxxxx	inkl. Display

Abbildung 128: Komponenten für SIMATIC SPS

4.3.5. TECHNISCHE UND WIRTSCHAFTLICHE BEWERTUNG

Zum Abschluss der Untersuchungen in diesem Kapitel wird zusammenfassend eine kurze technische sowie auch eine wirtschaftliche Bewertung der hochskalierten 100 kW-Anlage durchgeführt.

Eine Methanisierungsanlage entsprechend der oben ausgeführten Planungsgrundlage ist technisch umsetzbar. Die Komponenten, Materialien und Verfahren zur Erstellung derartiger Prozesse sind insbesondere für stationäre Anwendungen und den Stand-Alone Betrieb bekannt und prinzipiell verfügbar. Die Flexibilitätsanforderungen, die sich aus der Anwendung als Baustein einer PtG-Prozesskette für eine Methanisierungsanlage ergeben, können in dem untersuchten Maßstab voraussichtlich ebenso passend erfüllt werden.

Ein Optimierungspunkt zur Effizienzsteigerung ist die Gastrocknung. Da für die Trocknung auf Basis der PSA-Technologie das zuvor getrocknete Produktgas (SNG) zur Regeneration der Adsorberbetten verwendet wird, sind hier unweigerliche Verluste im Prozess enthalten. Die Anwendung des gewählten Konzepts resultiert damit in einem klassischen Zielkonflikt zwischen hoher Gasqualität (Trocknung) und hohem Wirkungsgrad.

Optimierungspotential bietet darüber hinaus die Entwicklung von temperaturresistenten Katalysatoren, die in Kooperation mit Herstellern umgesetzt werden kann.

Schließlich besteht Entwicklungsbedarf für derartige Anlage im Verbund mit anderen neuartigen Technologiebausteinen wie z.B. Direct-Air-Capture und Elektrolyse. Um eine möglichst effiziente und ökologisch sinnvolle Lösung zur Verfügung zu stellen, sind z.B. gezielte Wärmeintegrationsanalysen sowie Optimierungen von Betriebsstrategien für mögliche reale Standorte zu empfehlen. Die hierfür erforderlichen Werkzeuge wurden auf der theoretischen Seite innerhalb dieses Vorhabens erarbeitet durch die Modellierungsaktivitäten, müssen jedoch auf der praktischen Seite noch durch den Betrieb größerer Methanisierungsanlagen, insbesondere im Anlagenverbund, bestätigt werden.

Die Zusammenstellung der Komponentenkosten und weiterer Kosten zeigt, dass die 100 kW-Anlage mit spezifischen Investitionskosten (CAPEX) von etwa 3.000 – 4.000 €/kW umgesetzt werden kann. Diese vergleichsweise hohen Kosten sind auch auf die relativ kleine Anlagenkapazität zurückzuführen. Einen großen Anteil am CAPEX haben die erforderlichen Peripheriekomponenten wie z.B. E-Technik, Sensorik, Steuerung, etc. Bei einer weiteren Vergrößerung der Anlagen werden diese Kosten nicht proportional steigen, so dass die spezifischen Investitionskosten sinken werden. Darüber hinaus haben ausgiebige wirtschaftliche Betrachtung für PtG-Technologien und Prozessketten innerhalb dieses Vorhabens gezeigt, dass die Gestehungskosten für SNG in einem deutlich größeren Maße von anderen Faktoren als den Investitionskosten nämlich den Strompreisen oder Preisen der H₂- und CO₂-Bereitstellung abhängen. Detaillierte Ausführungen sind in Band II Kapitel 3 enthalten [73]. Das Haupt-Ergebnis der dort dargestellten LCC-Analyse für die katalytische Methanisierungsanlage ergibt Gestehungskosten für SNG von 3,29 €/kg im Jahr 2020 bis 2,26 €/kg im Jahr 2050 für eine Anlagengröße 5 – 50 MW. Vor dem Hintergrund dieser Prognosen und mit dem erarbeiteten Kenntnisstand ist eine Weiterführung der wirtschaftlichen Bewertung der aktuell geplanten Methanisierungsanlage erst nach der konkreten Umsetzung möglich.

4.4. ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK

Sowohl für die Elektrolyse als auch für die Methanisierung liegen durch experimentelle Daten validierte verfahrenstechnische Modelle vor, die eine Prognose von Betriebsdaten und Anlagendynamiken bei flexibler Betriebsweise ermöglichen und darüber hinaus die Detailauslegung der Kernkomponenten Elektrolysestack einerseits sowie Methanisierungsreaktoren andererseits ermöglichen.

Das Scale-up der Elektrolyse erfolgte im ersten Schritt durch den Aufbau und Betrieb eines 100 kW Elektrolyseurs. Unter realen Lastbedingungen wie Windkraft und Photovoltaik konnte nicht nur die Betriebsweise optimiert werden, sondern auch die Verfahrenstechnik in höhere Leistungsklassen abgeleitet werden. Durch die anschließende Konzeptstudie erfolgte ein an die Eingangsleistung der Methanisierung angepasster Entwurf eines 200 kW Elektrolyseurs. In dieser Konzeptstudie fand die Auslegung der Anlagenkomponenten, der Steuerung und der Sicherheitsbetrachtung statt. Neben der Auslegung wurden auch diverse Betriebsszenarien betrachtet, die zur Anlagenoptimierung und Wirkungsgradsteigerung beitragen können.

Für die Methanisierungsanlage liegt entsprechend der zuvor beschriebenen Details ein Scale-up-Entwurf für ein 100 kW-Anlagenkonzept vor. Die Reaktoren sind modelliert und entworfen. Die Katalysatoren sowie die wesentlichen Anlagenkomponenten sind vorausgewählt. Der Anlagenaufbau ist modulweise in einem 20'-Standard-Seecontainer umsetzbar, sodass durch Kopplung mehrerer Module eine Erhöhung der Kapazität der SNG-Produktion möglich ist. Die verfahrenstechnischen Schnittstellenparameter und Rohrleitungsdimensionen sind in Kooperation mit dem Partner FZJ IEK 14 festgelegt worden. Wirkungsgradoptimierungen können durch Wärme- sowie Prozessintegration der vorgestellten Anlagenkonzepte an realen Standorten erzielt werden.

Abbildung 129 zeigt das Blockschaltbild der Systemkette Elektrolyse-Methanisierung mit den wesentlichen Funktionskomponenten und Betriebsparametern. Die enthaltenen Zahlenwerte für Druck, Volumenstrom und Rohrleitungsdurchmesser korrelieren mit dem 100 kW Maßstab. Im Nennbetriebspunkt kann durch die elektrolytische Umsetzung von ca. 200 kW elektrischer Energie aus erneuerbaren Quellen und aufbereitetem Wasser eine H_2 -Menge von ca. 670 bis 700 NI/min produziert werden, die wiederum ausreichend für die Herstellung von ca. 100 kW SNG (ca. 170 NI/min) am Austritt der Methanisierung ist. Es wird vorausgesetzt, dass CO_2 in ausreichender Menge ebenfalls aus erneuerbaren Quellen (z.B. Direct-Air-Capture-Anlage DAC oder Biogasanlage) zur Verfügung steht.

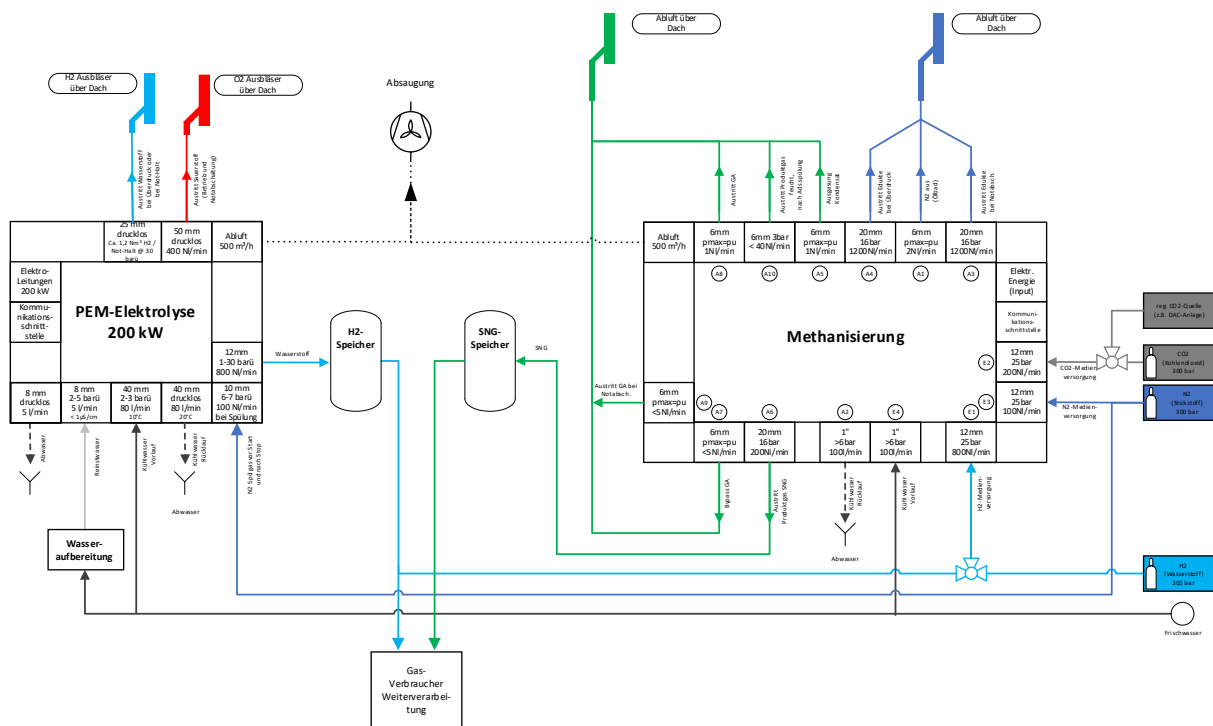


Abbildung 129: Fließschema Gesamtanlage 100 kW mit Funktionskomponenten, Betriebs- und Schnittstellenparametern

Die Dynamikanforderungen, die sich durch die beschriebenen PV- oder Windstromprofile ergeben, können von der dargestellten Prozesskette voraussichtlich erfüllt werden. Der Nachweis für die Elektrolyse ist experimentell erbracht. Für die Methanisierungsanlage kann der Nachweis erst nach der praktischen Umsetzung des Scale-ups erbracht werden. Dieser Schritt war nicht Bestandteil dieses Vorhabens, die theoretischen Analysen zeigen jedoch, dass zum kontinuierlichen flexiblen Betrieb ein H₂-Pufferspeicher erforderlich ist, um einen Ausgleich zwischen Strom-Angebot, Gas-Nachfrage (H₂ oder SNG) und Startzeit der Anlagen herzustellen. Die Speichergrößen sind jeweils an den Standort anzupassen.

Um weitere Forschungsfragen im Zusammenhang mit dem dynamischen Betrieb von gekoppelten PtG-Anlagen klären zu können, wird die praktische Umsetzung des Scale-ups der Methanisierungsanlage im Maßstab 100 kW an einem Standort mit einer entsprechenden Elektrolyseanlage empfohlen. Durch Prozessintegration mit anderen Technologien kann eine standortoptimierte Wirkungsgradsteigerung von Gesamtanlagen erzielt werden.

5. OPTIMIERUNGS- UND BETRIEBSSTRATEGIE DER PTX – GESAMTANLAGE

Bearbeitet durch: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI)

Zur weiteren Untersuchung der Gesamtanlage wurde ein Digital Twin der Anlage mit der Programmiersprache Modelica erstellt. Dieser bietet auch nach dem Rückbau der Anlage die Möglichkeit weitere Untersuchungen durchzuführen. Die Stoffbilanzierungen und zusätzliche ausgewählte Parameter lassen sich mit diesem Digital Twin gut darstellen. Bei der Betrachtung einzelner Zeitpunkte kann es jedoch zu größeren Abweichungen kommen.

Ausgehend vom Digital Twin wurde ein Modell eines Scale-ups erstellt. Mit diesem wurde der Anlagenverbund in Bezug auf seine Einsatzmöglichkeit als Flexibilitätsoption untersucht. Zur Untersuchung der NUTS-3-Gebiete in NRW wurden außerdem regionale Energiedaten aufbereitet.

HIGHLIGHT BOX: WICHTIGSTE ERKENNTNISSE DES KAPITELS

- Bei der Platzierung des Scale-ups in den einzelnen NUTS-3-Gebieten zeigen sich für alle verwendeten Technologien (Power-to-Heat, Elektrolyse und Methanisierung) Potentiale in verschiedenen Gebieten.
- Für die Elektrolyse und die Methanisierung lässt sich feststellen, dass es Bedarf an leistungstärkeren Anlagen gibt.
- Bei der Gesamtbetrachtung der NUTS-3 Gebiete lässt sich ein starker Zusammenhang zwischen der Stadt/Land Typologie und der negativen Residuallast der Gebiete erkennen.
- Außerdem zeigt sich, dass die meisten Betriebsstunden der einzelnen Technologien in den Mittagsstunden vorliegen.

5.1. AUFBAU EINES ANLAGENMODELS MIT MODELICA

Der *Digital Twin* stellt ein digitales Abbild der Laboranlage am GWI dar. Für eine genaue Beschreibung der Versuchsanlage wird auf Kapitel 2.4 verwiesen. Mit Hilfe des *Digital Twins* ist es möglich auch ohne einen realen Betrieb der Anlage Daten über verschiedene Betriebsszenarien zu erzeugen. Nach einem möglichen Rückbau der Anlage steht der Digital Twin weiterhin zu Verfügung und kann für weitere Untersuchungen genutzt werden. Außerdem soll die Simulation der Versuchsanlage erste Erkenntnisse für die anschließende Simulation des Scale-ups liefern. Ziel ist es dabei vor allem die Energie- und Stoffbilanzen möglichst genau darzustellen. Außerdem werden ausgewählte Temperaturen der KWK-

Anlage betrachtet. Auch eine möglichst genaue Darstellung der Anfahrvorgänge sowie der Reaktionen auf Lastschwankungen wird angestrebt. Auf die detaillierte technische Umsetzung innerhalb der einzelnen Komponenten wird nicht eingegangen. Nicht betrachtet werden außerdem Verluste zwischen den einzelnen Komponenten, wie zum Beispiel Wärmeverluste oder Druckverluste in Rohren oder Speichern. Zur Abbildung des *Digital Twins* wird die Programmiersprache Modelica genutzt. Als Simulationsumgebung wird Dymola in der Version 2021 verwendet. Die einzelnen Modellbausteine der Hauptkomponenten stammen aus der TransiEnt-Bibliothek. Die hinterlegten Modelle der Bausteine bleiben dabei weitestgehend unverändert. Die Regelung des Systems wird mit Bausteinen der Modelica Standardbibliothek dargestellt. Die Darstellung des Modells in Dymola ist in Abbildung 130 zu sehen.

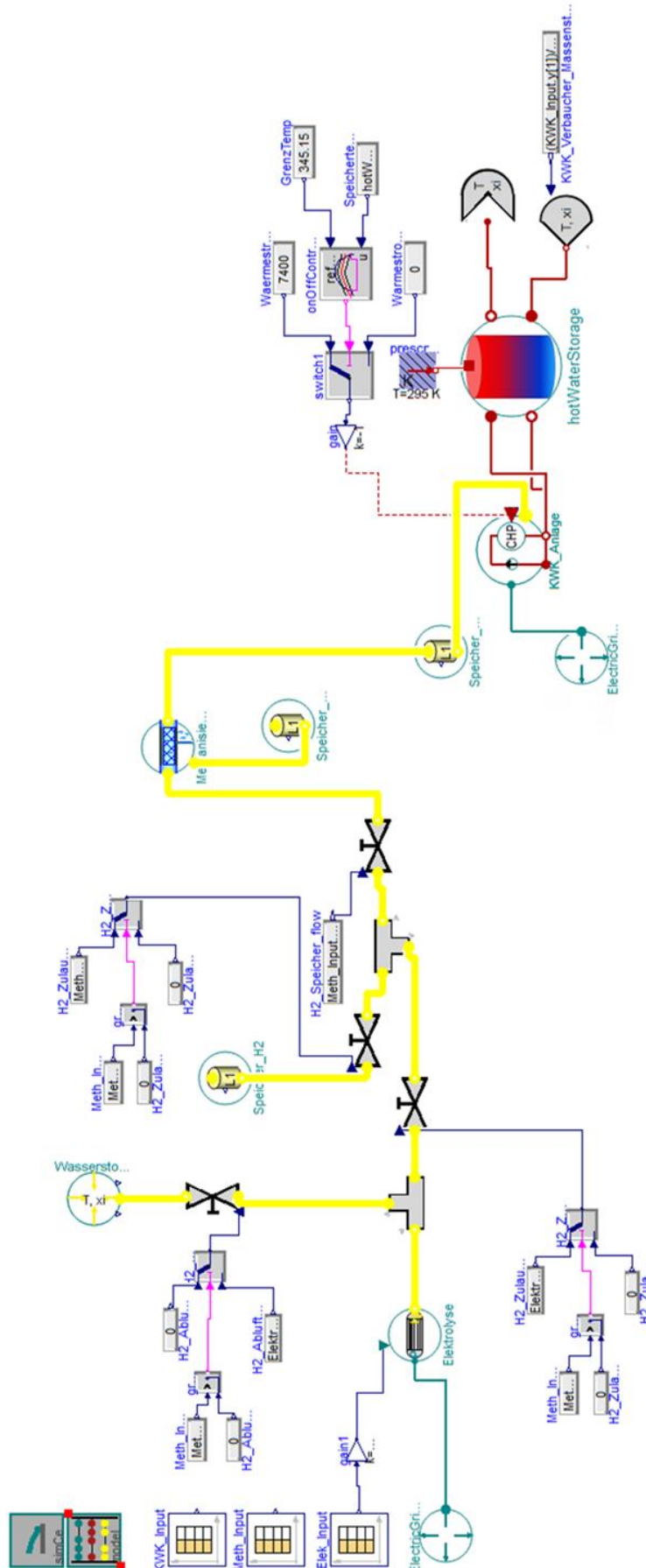


Abbildung 130: Modell des Digital Twins. Darstellung in Dymola mit den Anlagenteilen: Power-to-Heat, Elektrolyse, Methanisierung und KWK-Anlage.

5.1.1. MODELL

Elektrolyse

Zur Darstellung der Elektrolyse wird ein *PEMElectrolyzer_L1*-Block der Transient Bibliothek verwendet. Als Führungsgröße kann bei diesem Block zwischen einer vorgegebenen elektrischen Leistung oder einem gewünschten Wasserstoff-Massenstrom gewählt werden. Außerdem kann eine Wirkungsgradkurve hinterlegt und der Wasserverbrauch über einen konstanten Faktor definiert werden. Angelehnt an die Regelung der Laboranlage wird als Inputgröße die elektrische Leistung gewählt. Die Input-Daten in Form einer Textdatei werden über einen *CombiTimeTable*-Block eingelesen, der über einen Connector mit dem Block der Elektrolyse verbunden ist. Außerdem ist die Elektrolyse mit einem *ActivePower.Frequency*-Block verknüpft. Dieser stellt das Stromnetz dar und kann der Elektrolyse die entsprechende Leistung bereitstellen. Die Parameter dieses Blockes bleiben unverändert. Der Output der Elektrolyse ist mit einem *Junction*-Block der TansiEnt-Bibliothek verbunden. Mit diesem ist es möglich den Wasserstoffoutput der Elektrolyse aufzuteilen. Eine Regelung mit *ValveDesiredMassFlow*-Blöcken und *Switch*-Blöcken ermöglicht, dass überschüssiger, nicht von der Methanisierung genutzter Wasserstoff in eine Senke geleitet wird. Diese Senke stellt das Abblasen über das Dach der Versuchshalle dar. Die Kühlung der Elektrolyse wird nicht simuliert und dementsprechend werden keine Parameter für diese hinterlegt. Die Nennleistung ist mit 1.000 W hinterlegt und der Nennwirkungsgrad mit 83 % angegeben. Außerdem wird für das dynamische Verhalten der Elektrolyse ein Verhalten der zweiten Ordnung gewählt. Diese Annahme begründet sich anhand von älteren Versuchsdaten.

Der Block *PEMElectrolyzer_L1* bietet die Möglichkeit, eine brennwertbezogene Wirkungsgradkurve zu hinterlegen. Zur Ermittlung einer Wirkungsgradkurve werden eigens dafür erzeugte Daten aus Versuchen genutzt. Das Versuchsprofil wird dazu auf der Elektrolyse des Versuchsstandes abgefahren. In den Versuchen werden Leistungsstufen von 0 % bis 110 % in zehnpromzentigen Schritten angefahren. Zwischen den Leistungsstufen wird jeweils auf 0 % Leistung heruntergefahren. Der Verlauf der Leistung stellt somit ein Stufenprofil dar. Das Versuchsprofil und der sich daraus ergebende Wasserstoffmassenstrom sind Abbildung 131 zu sehen.

Zur Erzeugung der Wirkungsgradkurve wird für die einzelnen Laststufen der Mittelwert der Wasserstoffproduktion berechnet. Anschließend wird der brennwertbezogene Wirkungsgrad für jede einzelne Leistungsstufe ermittelt. Dadurch lassen sich Wirkungsgrade in den angefahrenen Lastpunkten darstellen. Durch diese wird anschließend eine Ausgleichsgerade gelegt und deren Gleichung bestimmt. Formel 5.1 beschreibt die Funktion der Ausgleichsgerade. Abbildung 132 zeigt den Wirkungsgradverlauf der Elektrolyse.

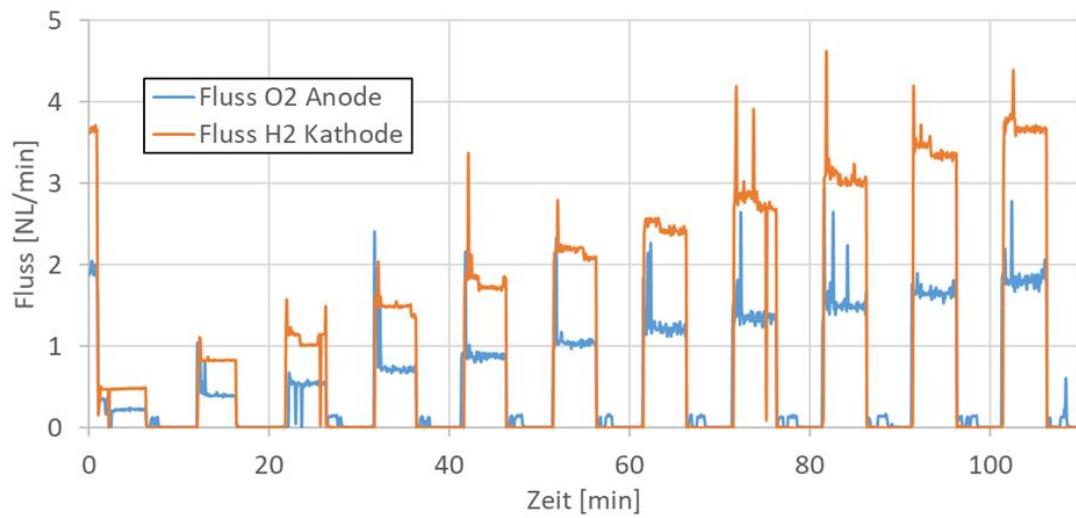


Abbildung 131: Versuchsprofil zur Bestimmung des Wirkungsgrades der Elektrolyse

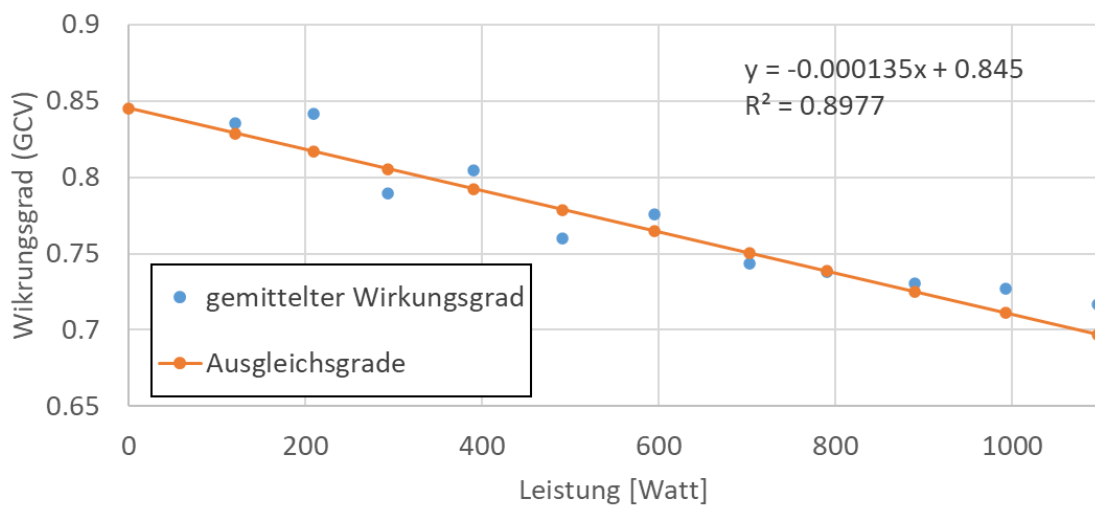


Abbildung 132: Wirkungsgradverlauf Elektrolyse. Ausgleichsgrade durch die gemittelten Wirkungsgrade pro Laststufe.

$$\eta(P_{el}) = -1,35 \cdot 10^{-4} \cdot P_{el} + 0,845 \quad (5.1)$$

Das Bestimmtheitsmaß beträgt $R^2 = 0,8977$. Diese Funktion wird in einer eigenen Klasse in der TransiEnt-Bibliothek hinterlegt, sodass sie über ein Dropdown-Menü im PEMElectrolyzer_L1-Block ausgewählt werden kann. Das Modell der Elektrolyse bietet auch die Möglichkeit einen spezifischen Wasserbedarf zu hinterlegen. Mit den Daten der Laboranlage lässt sich jedoch kein eindeutiger Wasserbedarf der Elektrolyse ermitteln, da ein gewisser Teil des Wassers von der Anode zur Kathode diffundiert und nicht elektrochemisch umgesetzt wird. Die Messwerte der Laboranlage zeigen lediglich die Umwälzung auf Anoden- und Kathodenseite. Aus diesem Grund wird dieser Parameter der Elektrolyse nicht genutzt.

Methanisierung und SNG-Speicher

Zur Parametrisierung der Methanisierung werden Versuchsdaten aus bereits durchgeführten Versuchen verwendet. Die Methanisierung wird durch einen Block des Typs *MethanatorSystem_L1* der TransiEnt Bibliothek dargestellt. Das in dem Block hinterlegte Modell beschreibt primär das stöchiometrische Gleichgewicht der Reaktion der Methanisierung. Der Prozess kann dabei hauptsächlich durch den Parameter *ConversionFactor_H2* beeinflusst werden. Dabei handelt es sich um einen Umrechnungsfaktor, der beschreibt, zu welchem Anteil der zugeführte Wasserstoff umgewandelt wird. Bei einem Faktor <1 enthält das Produktgas Anteile von H_2 , CO_2 und CH_4 . Zur Bestimmung des Faktors werden ältere Versuchsdaten zu Hilfe genommen. Der Faktor wird mit 0,996 in dem Modell hinterlegt. Außerdem wird ein volumenbezogener Wasserstoffanteil im Produktgas mit 0,6 % angegeben. Zusätzlich wird eine SNG Ausgangstemperatur von 20 °C hinterlegt. Auf die Simulation eines Kühlkreislaufes wird, wie bei der Elektrolyse, verzichtet.

Den Wasserstoffinput bezieht das Modell der Methanisierung über einen Block *ValveDesiredMassFlow*, welcher ebenfalls aus der TransiEnt-Bibliothek stammt. Dieser Block stellt ein einfaches Ventil dar. Über einen *CombiTimeTable*-Block kann ein Massenstrom durch dieses Ventil vorgegeben werden. Der *CombiTimeTable*-Block liest wiederum eine Textdatei aus, in welcher der Wasserstoffinput der Methanisierung in kg/s hinterlegt ist. Zwei weitere Ventile regeln den Wasserstoffbezug so, dass primär der von der Elektrolyse erzeugte Wasserstoff genutzt wird. Falls nicht genügend Wasserstoff produziert wird, bezieht die Methanisierung den Wasserstoff aus einem *GasStorage_ConstXi_L1*-Block. Dieser stellt das Wasserstoffflaschenbündel der Laboranlage dar. Außerdem bezieht die Methanisierung CO_2 . Der Bezug von CO_2 muss eigens über einen Parameter im Modell der Methanisierung aktiviert werden. Das Kohlendioxid wird aus einem *Block GasStorage_ConstXi_L1* bereitgestellt. Dieser Block stellt das CO_2 -Flaschenbündel der Laboranlage dar. Außerdem ist die Methanisierung mit einem weiteren *GasStorage_ConstXi_L1*-Block verbunden. Dieser stellt den SNG-Speicher dar, welcher das erzeugte SNG aufnimmt. Als Parameter sind ein Speichervolumen von $0,5 \text{ m}^3$ und ein Druck von 11 bar hinterlegt. Der Druck und das Volumen des Speichers sind Anhang A zu entnehmen. Die Startmasse kann zur Initialisierung der Simulation vor Simulationsbeginn angepasst werden. Die Blöcke für die Speicher und die Ventile stammen aus der TransiEnt-Bibliothek.

KWK mit Wärmespeicher

Die KWK-Anlage wird durch einen Block des Typs *SmallScaleCHP_L1_idContrMFlow_temp* der TransiEnt-Bibliothek dargestellt. Diese Art von Block beinhaltet ein Modell einer kleinen KWK-Anlage mit Pumpe. Der Massenstrom des Brennstoffes wird dabei entweder als konstant angegeben oder ideal geregelt, um eine vorgegebene Temperatur im Vorlauf der KWK-Anlage zu erreichen. Im Fall des *Digital Twins* der Laboranlage wurde eine konstante Temperatur von 69 °C im Vorlauf gewählt. Als Input ist ein Wärmestrom vorgegeben, der über den Wärmespeicher der KWK-Anlage geregelt wird. Die Wirkungsgrade werden anhand älterer Versuchsdaten parametrisiert. Mit einem Switch-Block und einem *onOffController* wird eine Regelung erstellt, die bewirkt, dass die KWK-Anlage bei Überschreitung der oberen Grenztemperatur des Speichers abschaltet. Ansonsten läuft die KWK-Anlage mit Nennleistung. Die Grenztemperatur wird jedoch oberhalb der Vorlauftemperatur der KWK-Anlage gewählt, sodass es zu keinem Zeitpunkt zu einer Abschaltung kommt. Das zum Betrieb der KWK-Anlage benötigte Gas stammt aus dem SNG Speicher der Methanisierung. Eine weitere Verbindung besteht zwischen der KWK-Anlage und einem *ActivePower.Frequency*-Block. Dieser dient als Senke für den von der KWK-Anlage produzierten Strom. Die Parameter dieses Blockes werden nicht verändert.

Der Wärmespeicher wird durch einen Block des Typs *HotWaterStorage_constProp_L2* abgebildet und ist über Vor- und Rücklauf mit der KWK-Anlage verbunden. Als Parameter sind dort ein Nennmassenstrom von 0,1 kg/s, eine maximale Temperatur von 110 °C, eine Höhe von 2,27 m, ein Durchmesser von 0,85 m zur Initialisierung der Simulation hinterlegt. Außerdem ist die Höhe von Vor- und Rücklauf hinterlegt. Dabei ist die maximale Temperatur so gewählt, dass sie nicht erreicht wird. Die geometrischen Eigenschaften des Wärmespeichers werden dem Datenblatt des Herstellers entnommen [74]. Die Festlegung des Massenstroms beruht auf älteren Versuchsdaten. Außerdem kann eine Starttemperatur angegeben werden. Diese wird für die kommenden Simulationen mit 60°C angegeben. Auf der Verbraucherseite ist der Speicher mit einer Wärmequelle und einer Wärmesenke verbunden. Die Wärmequelle bezieht ihre Inputdaten über einen *CombiTimeTable-Block*. Dieser liest eine CSV-Datei aus. Als Input wird der zeitliche Verlauf der Kühlleistung in Watt in der Datei angegeben. Diese wird über eine Temperaturdifferenz zwischen Wärmequelle und Senke und die Wärmekapazität von Wasser in einen Massenstrom umgerechnet. Auf diese Weise wird die abgenommene Wärmemenge auf der Verbraucherseite des Speichers durch den berechneten Massenstrom simuliert.

5.1.2. MODELLVALIDIERUNG

Zur Validierung des *Digital Twins* werden reale Versuchsdaten mit Simulationsergebnissen verglichen. Es werden dabei ausgewählte Parameter und ihre zeitlichen Verläufe betrachtet. Insbesondere stehen die Stoffströme im Fokus. Zur Validierung werden die Daten des Verbundversuches der Gesamtanlage genutzt. Für diese werden zunächst Lastprofile definiert, welche in realen Versuchen abgefahren und auch als Input für die Simulation genutzt werden. Bei der Durchführung der Versuche bezog die Methanisierung den Wasserstoff über die Elektrolyse. Nur der fehlende Wasserstoff wurde durch das vorhandene Wasserstoff-Flaschenbündel bereitgestellt. Die KWK-Anlage wurde zu Versuchsbeginn entkoppelt betrieben. Dies bedeutet, dass sie über einen Erdgasanschluss betrieben wurde. Im Versuchsverlauf wurde der Gasbezug gewechselt. Somit gibt es Zeiträume, in denen die KWK-Anlage mit Erdgas betrieben wurde und Zeiträume, in denen sie mit SNG betrieben wurde. Ein Abblasen von Produkten über Dach fand über den Versuchszeitraum nicht statt. Durch den Vergleich der Versuchsergebnisse mit den Simulationsergebnissen werden Aussagen darüber getroffen, inwiefern der *Digital Twin* die reale Laboranlage abbildet.

Validierungsprofile

Die Validierungsprofile bestehen aus je einem Profil für Elektrolyse, Methanisierung und KWK-Anlage. Es handelt sich dabei um die gleichen Profile, wie sie auch im Verbundversuch in Kapitel 2.4.2 beschrieben werden. Jedes dieser Profile ist stufenförmig aufgebaut und beinhaltet somit Sprünge zwischen einzelnen Lastpunkten. Die Profile decken einen möglichst breiten Bereich an Lastvariationen innerhalb der einzelnen Komponenten ab. Außerdem kommt es zu Lastvariationen zwischen den einzelnen Anlagenteilen. Die Regelung der einzelnen Anlagenteile erfolgt im Versuch über ihre jeweilige Führungsgröße. Die Führungsgröße der Elektrolyse ist ihre Eingangsleistung. Die Führungsgröße der Methanisierung ist der Wasserstoff Input-Strom. Die KWK-Anlage wird über die Kühlleistung der Verbraucherseite der KWK-Anlage geregelt. Bedingt durch die Regelung der Anlagen können die durch die Validierungsprofile vorgegebenen Führungsgrößen nicht zu jedem Zeitpunkt genau angefahren werden. Dementsprechend kann es zu kleinen Differenzen zwischen dem eigentlichen Validierungsprofil und dem tatsächlichen Verlauf der Führungsgrößen kommen. Um diese Differenzen in der späteren Validierung nicht einfließen zu lassen, wird der Verlauf der Führungsgrößen aus dem Laborversuch als Input für die Simulation genutzt. Der Verlauf der Lastprofile ist in Abbildung 133 dargestellt.

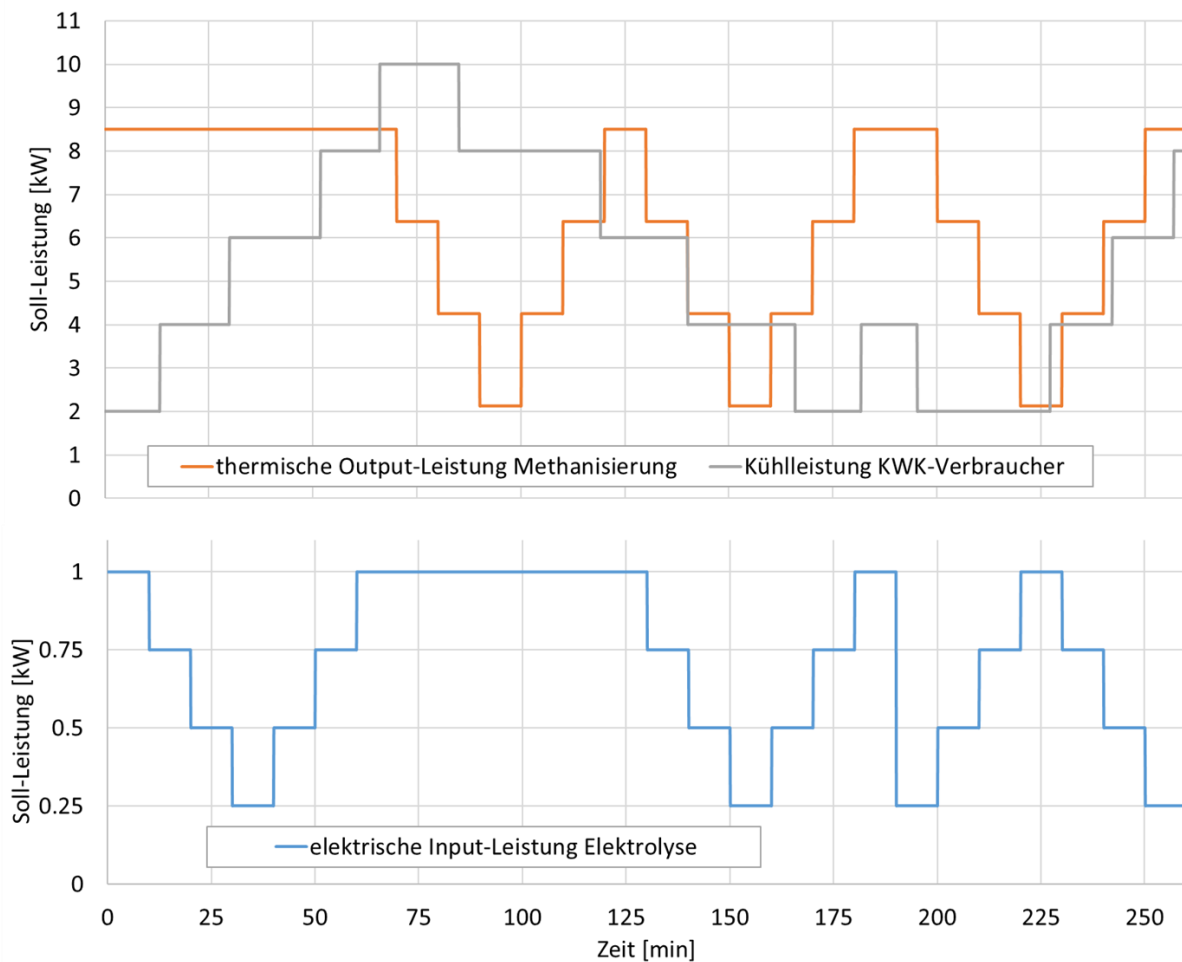


Abbildung 133: Versuchsprofile für den Verbundversuch. Soll-Leistungen der einzelnen Anlagenteile über des gesamten Versuchszeitraum.

Elektrolyse

Eine wichtige Größe beim Vergleich der Simulationsdaten mit den Versuchsdaten ist der Wasserstoff-Output der Elektrolyse. Der Verlauf dieser Größe ist in Abbildung 134 dargestellt. Der Wasserstoffstrom der Elektrolyse am GWI ist abhängig von der Input-Leistung der Elektrolyse. Dabei ist zu erkennen, dass eine höhere Input-Leistung auch einen höheren Wasserstoffstrom zur Folge hat. Außerdem ist der Output des Wasserstoffs Schwankungen unterworfen. Diese Schwankungen entstehen durch die Druckreglung der Elektrolyse. Innerhalb der Elektrolysezelle permeiert während des Betriebs kontinuierlich Wasserstoff von der Anodenseite zur Kathodenseite durch die Membran der Elektrolyse. Zusätzlich dazu wird auf der Anodenseite Wasser nachdosiert und auf der Kathodenseite Wasserstoff entnommen. Die Folge sind kontinuierliche Druckänderungen auf der Anoden- und Kathodenseite der Elektrolyse.

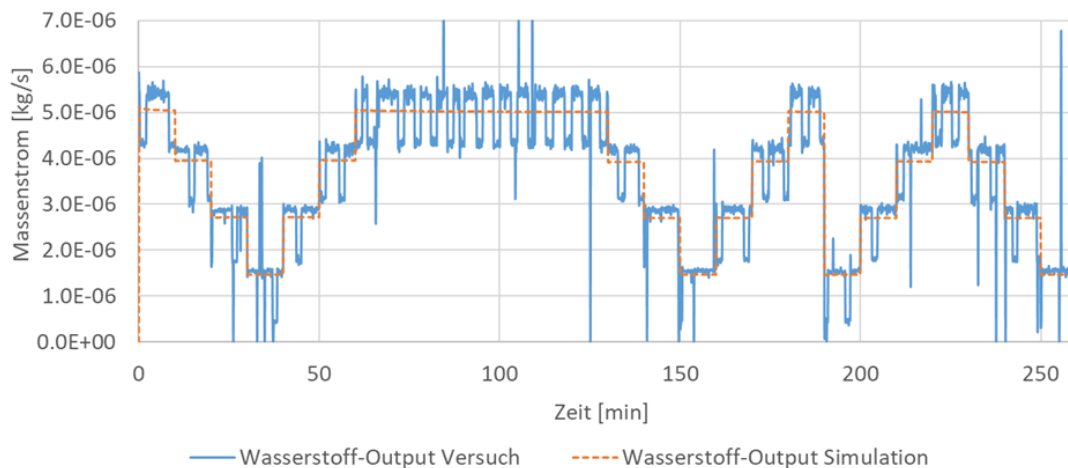


Abbildung 134: Zeitlicher Verlauf des Massenstroms der Elektrolyse in Simulation und Versuch

Die Druckregelung der Elektrolyse versucht diese Schwankungen durch eine geregelte Nachdosierung und Entnahme auszugleichen. Dadurch bedingt entstehen die Schwankungen im Wasserstoffstrom der Laborelektrolyse. Die Simulationsergebnisse des *Digital Twins* zeigen eine Abhängigkeit des Wasserstoffstromes von der Input-Leistung der Elektrolyse. Schwankungen innerhalb des Wasserstoffstromes sind jedoch nicht vorhanden. Dies liegt daran, dass das Modell der Elektrolyse in der TransiEnt-Bibliothek keine Druckregelung abbilden kann. Die Schwankungen der Laboranlage sind spezifisch für diese Art der Druckregelung. Aus diesem Grund müsste sich bei einer Implementierung der Druckregelung für diese Elektrolyse an der Regelung der Laboranlage orientiert werden.

Wie beschrieben erzeugt die Elektrolyse je nach Input-Leistung unterschiedlich viel Wasserstoff. Bei einem visuellen Vergleich der beiden Verläufe von Laboranlage und Simulation ist zu erkennen, dass beide Ströme in derselben Größenordnung liegen. Zur besseren Vergleichbarkeit der Stoffströme werden beispielhaft Mittelwerte zweier Leistungsstufen der Laboranlage gebildet. Für den Zeitraum von Minute 60 bis zur Minute 130 beträgt der Mittelwert des Wasserstoffmassenstroms der Laboranlage $5,0083 \cdot 10^{-6}$ kg/s. Der Wasserstoffmassenstrom der Elektrolyse des *Digital Twins* befindet sich in diesem Zeitintervall bei $5,0185 \cdot 10^{-6}$ kg/s. Außerdem wird ein Mittelwert für einen Zeitraum mit einer geringen Laststufe gebildet. Der Mittelwert des Wasserstoffstromes der Laboranlage liegt zwischen Minute 30 und Minute 40 bei $1,3820 \cdot 10^{-6}$ kg/s. Der H_2 -Massenstrom der Elektrolyse aus der Simulation liegt in diesem Intervall bei $1,4702 \cdot 10^{-6}$ kg/s. Die beiden Mittelwerte der höheren Laststufen liegen sehr nah beieinander. Doch die Mittelwerte der geringeren Laststufen weichen stärker voneinander ab. Die Abweichung liegt dabei in einer Größenordnung von ca. 6 %. Ein Grund für die Abweichung kann der geringe Zeitraum, über den der Mittelwert gebildet wird, sein. Außerdem ist der Wasserstoffmassenstrom von dem Wirkungsgrad der Elektrolyse abhängig. Aus diesem Grund wird im Folgenden der Wirkungsgrad genauer betrachtet.

Auch der Wirkungsgrad der Elektrolyse im Labor ist Schwankungen unterworfen. Diese ergeben sich durch die Schwankungen des Wasserstoffstroms. Der Verlauf des Wirkungsgrades der Elektrolysen über den Versuchszeitraum ist in Abbildung 135 dargestellt. Wie bereits bei der Wirkungsgradkurve, welche für die Simulation erstellt wurde, ist zu erkennen, dass der Wirkungsgrad bei kleinen Laststufen höher ist und bei hohen Laststufen dementsprechend geringer ausfällt. Es ist ersichtlich, dass bei der höchsten Laststufe von 1 kW die Wirkungsgrade der Simulation und der Laboranlage nah

beieinanderliegen. Bei geringeren Laststufen sind teilweise höhere Abweichungen zu erkennen. Zusätzlich dazu sind bei einigen Laststufen, wie etwa zwischen Minute 190 und Minute 200, besonders große Abweichungen zwischen dem Wirkungsgrad der Simulation und dem Wirkungsgrad der Laboranlage zu erkennen. Gleichzeitig sind bei einigen dieser Laststufen besonders hohe Schwankungen innerhalb des Verlaufes des Wirkungsgrades der Laboranlage zu beobachten. Diese Schwankungen können eine Erklärung für die hohen Abweichungen sein. Beispielsweise verändert sich die Last in Minute 90 eine besonders stark. Diese starke Lastveränderung könnte sich auf das Verhalten des nachfolgenden Zeitintervalls auswirken.

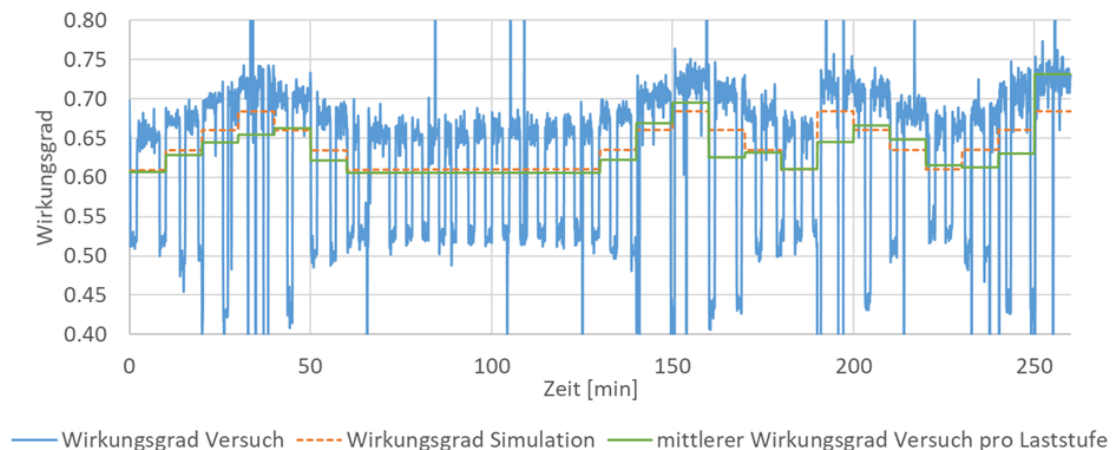


Abbildung 135: Zeitlicher Verlauf des Wirkungsgrades der Elektrolyse in Simulation und Versuch

Insgesamt bildet das Elektrolysemodell der Simulation in Bezug auf die Wasserstoffproduktion die Laboranlage gut ab. Die durch die Druckreglung bedingten Schwankungen der realen Anlage werden nicht simuliert, weshalb einzelne Zeitpunkte teilweise höhere Differenzen zwischen dem *Digital Twin* und der realen Anlage aufweisen. Im Mittel wird der Wasserstoffstrom jedoch insbesondere für hohe Leistungsstufen ausreichend vom Modell der Elektrolyse beschrieben. Der Wirkungsgrad der Anlage wird durch die Simulation besonders für höhere Laststufen gut abgebildet. Eine Anpassung der Wirkungsgradkurve im Bereich der kleineren Laststufen kann dazu führen, dass auch die geringen Laststufen besser abgebildet werden. Die Anpassung kann etwa durch eine Veränderung der Steigung der Ausgleichsgrade geschehen. Eine andere Möglichkeit wäre die Wahl eines anderen Funktionstyps zur Beschreibung des Wirkungsgrades. So kann etwa statt der linearen Funktion eine Exponentialfunktion verwendet werden. Zur Untersuchung der teilweise hohen Abweichungen des Wirkungsgrades in einzelnen Laststufen können weitere Versuche durchgeführt werden, bei denen die einzelnen Laststufen länger gehalten werden und höhere Lastsprünge durchgeführt werden. Zur Simulation der Schwankungen durch die Druckreglung der Elektrolyse müsste jedoch ein anderes Modell gewählt werden oder das vorhandene Modell stark verändert werden, da das Modell keine Druckvariationen innerhalb der Zelle vorsieht und es auch keine Möglichkeit zur Simulation einer Druckreglung bietet. Außerdem würde die Simulation einer Kühlung bzw. des Wasserbedarfes eine Verbesserung des Modells darstellen. Dazu wären jedoch weitere Versuchsdaten und Messungen nötig.

Methanisierung

Eine weitere wichtige Größe der Validierung des *Digital Twins* stellt der SNG-Output der Methanisierung dar. In [Abbildung 136](#) sind der Verlauf des produzierten SNGs der Laboranlage und des *Digital Twins* abgebildet. Es ist zu erwähnen, dass die Versuchsdaten im Juni 2021 aufgenommen wurden. Durch eine spätere Neukalibrierung der Messtechnik können die Ergebnisse von anderen Ergebnissen abweichen. Die folgenden Abbildungen zeigen Daten aus der Zeit vor der Neukalibrierung.

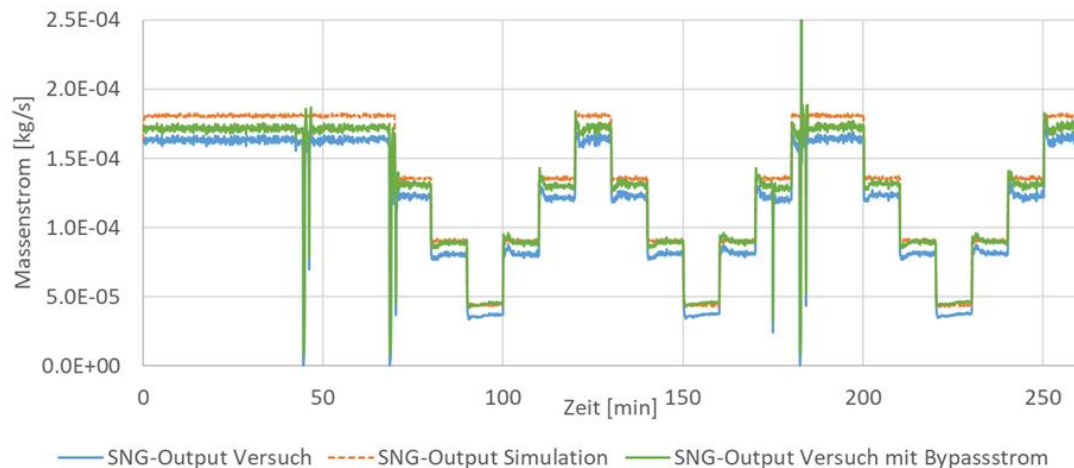


Abbildung 136: Zeitlicher Verlauf des Massenstromes der Methanisierung in Simulation und Versuch.

Insgesamt ist zu erkennen, dass bei höheren Leistungsstufen höhere Produktströme zu verzeichnen sind. Die Simulation folgt dabei den Stufen der realen Anlage. Jedoch ist zu jedem Zeitpunkt eine Differenz zwischen dem gemessenen Strom und dem simulierten Strom zu erkennen. Am Ausgang der Methanisierung wird ein Teil des produzierten SNGs abgeleitet. Dieser Bypassstrom wird genutzt, um die Gaszusammensetzung zu bestimmen und wird bei der Durchflussmessung des SNG-Stroms nicht beachtet. Der Bypassstrom kann so zu einem gewissen Anteil die Differenz zwischen der Messung und der Simulation erklären. Aus diesem Grund wird der Bypass Strom von ungefähr 0,8 L/min zum gemessenen SNG-Strom addiert. Es handelt sich bei dem Wert um eine Abschätzung, da der Bypassstrom zu keinem Zeitpunkt gemessen wird. Mit der Addition des Bypassstroms ist zu erkennen, dass die der SNG-Massenstrom der Simulation sich insbesondere bei kleineren Laststufen sehr gut dem realen Massenstrom annähert. Bei der höchsten Laststufe von 100 % der Nennleistung sind die größten Abweichungen zu erkennen. Zur Abschätzung dieser Abweichungen werden Mittelwerte des realen Outputstroms mit Bypassstrom mit den Simulationsergebnissen verglichen. Betrachtet wird dabei der Zeitraum von Versuchsbeginn bis Minute 40, da in diesem Zeitraum der Massenstrom am längsten konstant ausfällt. Der Mittelwert des SNG-Stroms der Simulation liegt in diesem Intervall bei $1,8059 \cdot 10^{-4}$ kg/s. Der Mittelwert des SNG-Stroms der realen Anlage liegt bei $1,7181 \cdot 10^{-4}$ kg/s. Das ist eine Abweichung ca. 5 %. Auffällig sind außerdem einige Zeitpunkte mit einem schlagartigen Abfall des realen SNG-Stroms, wie etwa ab Minute 44. Dies lässt sich durch Spülvorgänge des Katalysators erklären. Die Simulationsergebnisse bleiben zu diesen Zeitpunkten konstant und weisen keinen Abfall des SNG-Massenstroms auf.

Wie bei der Elektrolyse wird auch der Wirkungsgrad der Methanisierung betrachtet. Im Gegensatz zur Elektrolyse ist in dem Modell der Methanisierung kein Wirkungsgradverlauf hinterlegt. Dies hat zur Folge, dass auch der Wirkungsgrad der Simulation über den Wasserstoff-Input und den SNG-Output berechnet werden muss. Der Wirkungsgrad ist somit von der SNG-Produktion abhängig. In [Abbildung 137](#) sind die Verläufe der Wirkungsgrade von Simulation und Versuch zu sehen.

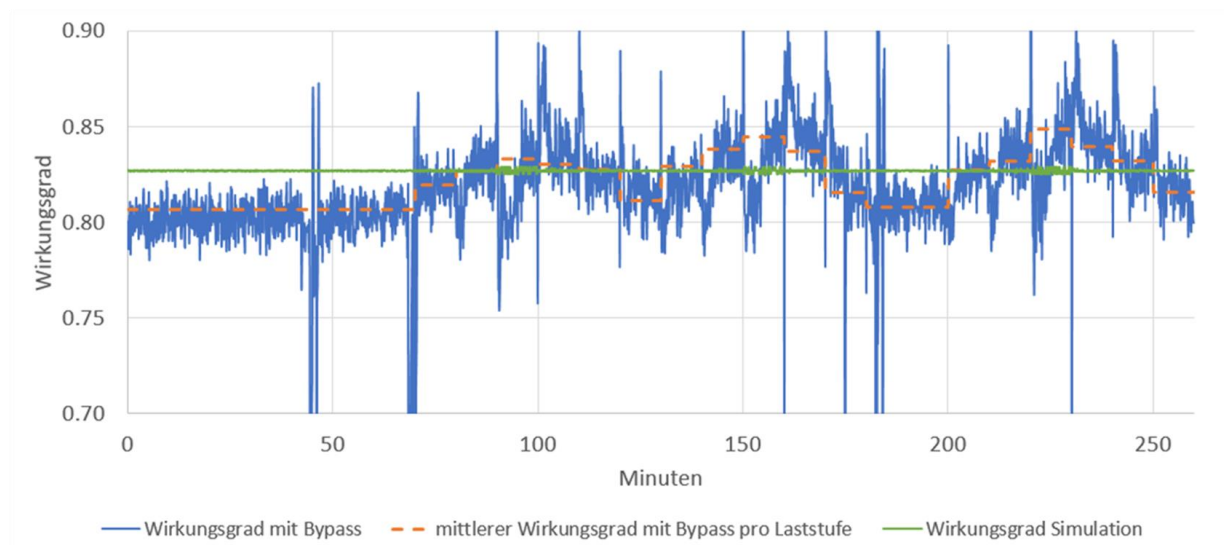


Abbildung 137: Zeitlicher Verlauf des Wirkungsgrades der Methanisierung in Simulation und Versuch

Zur besseren Vergleichbarkeit werden auch hier die Mittelwerte der Wirkungsgrade für die einzelnen Laststufen dargestellt. Es ist zu erkennen, dass der Wirkungsgrad der realen Anlage Schwankungen unterworfen ist und je nach Laststufe variiert. Wirkungsgrade oberhalb des theoretischen Maximums resultieren durch Messfehler. Bei hohen Laststufen ist der Wirkungsgrad geringer, dementsprechend ist er bei kleinen Laststufen höher. Außerdem ist erkennbar, dass es bei den einzelnen Laststufen zu Wirkungsgraden in unterschiedlicher Höhe kommt, wenn die Laststufe entweder von einer höheren oder von einer niedrigeren Laststufe angefahren wird. Der Wirkungsgrad der Simulation ist konstant bei ca. 83 %. Die entspricht dem optimalen Wirkungsgrad der Methanisierungsreaktion. Die Simulation bildet dementsprechend die reale Anlage in Bezug auf ihren Wirkungsgrad nur unzureichend ab.

Ein weiterer wichtiger Parameter der Betrachtung der Methanisierung ist die Zusammensetzung des erzeugten SNG-Stroms. In [Abbildung 138](#) ist die Änderung der Zusammensetzung des SNG über die Versuchszeit dargestellt. Es ist zu erkennen, dass bei der realen Anlage der Anteil von Methan im Produktstrom bei steigender Leistung fällt. Andersherum verhält sich der Anteil an CO_2 . Dieser sinkt bei steigender Leistung. Der Anteil an Wasserstoff im SNG-Strom bleibt über die Versuchszeit fast durchgehend unter 1 % und weist keinen Zusammenhang mit den Leistungsstufen auf. Die Simulationsergebnisse zeigen jeweils konstante Anteile für Wasserstoff, Kohlendioxid und Methan im Produktstrom der simulierten Methanisierung. Dies hängt damit zusammen, dass das Modell der TransiEnt-Bibliothek nicht auf wechselnde Lastbedingungen reagiert. Lediglich der Produktstrom ist von der Wasserstoff-Input-Leistung abhängig. Der Anteil an Wasserstoff liegt über dem Simulationszeitraum zu fast jedem Zeitpunkt über dem Anteil der realen Anlage. Der Anteil an Methan wird insbesondere für kleinere Laststufen gut abgebildet und zeigt höhere Abweichungen bei hohen Laststufen. Der CO_2 -Anteil ist ebenfalls konstant und befindet sich in der Größenordnung der realen Anlage. Er zeigt jedoch nicht die Schwankungen der Laboranlage.

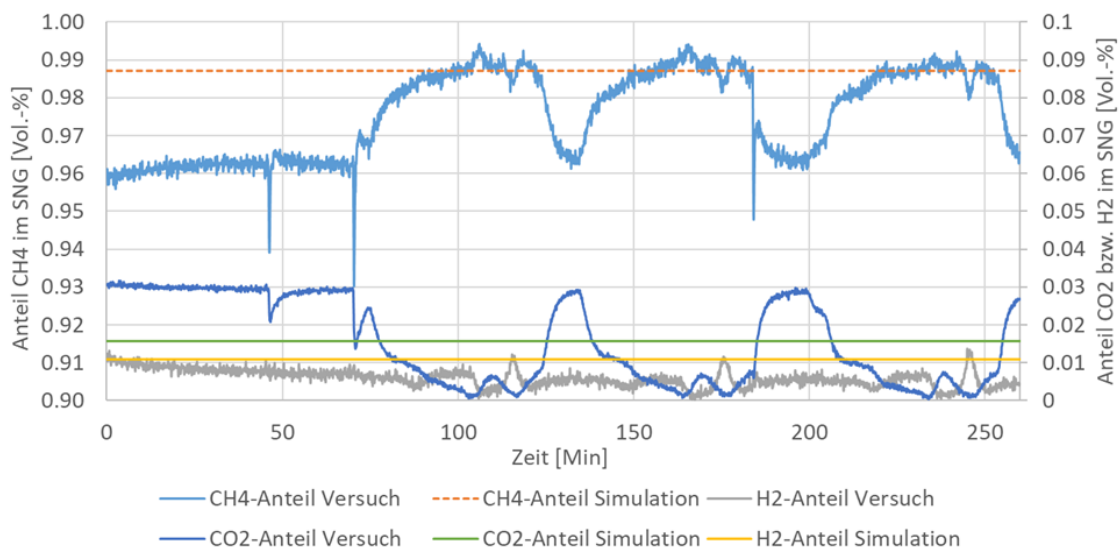


Abbildung 138: Zeitlicher Verlauf der Zusammensetzung des SNGs der Methanisierung in Simulation und Versuch

Insgesamt lässt sich sagen, dass der SNG-Massenstrom des *Digital Twin* gut das Verhalten der realen Anlage abbildet. Jedoch bietet das Modell keine Möglichkeit, einen lastabhängigen Wirkungsgrad zu hinterlegen. Dies hat zur Folge, dass insbesondere die Zusammensetzung des SNGs, welche bei der realen Anlage von der Leistung der Laboranlage abhängig ist, nicht ausreichend dargestellt werden kann. Außerdem zeigt die Auswertung des Wirkungsgradverlaufes, dass eine Abhängigkeit des Wirkungsgrades von der Last der Methanisierung für eine realitätsnahe Darstellung im Modell nötig ist. Für eine detailliertere Darstellung muss das Modell dementsprechend angepasst werden.

KWK-Anlage

Die KWK-Anlage läuft den gesamten Versuchszeitraum auf voller Last. Wie in Abbildung 139 zu sehen ist sowohl die thermische Leistung als auch der thermische Wirkungsgrad Schwankungen unterworfen. Diese Schwankungen sind über den gesamten Versuchszeitraum nahezu gleichmäßig. Die thermische Leistung und der thermische Wirkungsgrad der simulierten Anlage sind hingegen über den gesamten Zeitraum konstant und befinden sich in der Mitte der Schwingungen der realen Anlage. Die elektrische Leistung und der elektrische Wirkungsgrad verlaufen sowohl in der Simulation als auch bei der realen Anlage konstant. Dabei sind Simulations- und Versuchsergebnisse fast deckungsgleich. Eine Ausnahme bildet der Zeitraum nach Minute 206. In Minute 206 wurde im Versuch der Gasbezug der KWK-Anlage umgestellt. Bis zur Minute 206 bezieht die KWK-Anlage Erdgas aus dem Erdgasnetz. Nach Minute 206 bezieht sie SNG aus dem Zwischenspeicher. Die Laboranlage benötigt nach der Umstellung ca. 16 Minuten, um in einen konstanten Betrieb zurückzukehren. Auffällig ist außerdem eine Steigerung der Leistungen und der Wirkungsgrade nach der Umstellung. Dies deutet zunächst auf eine veränderte Gaszusammensetzung hin. Eine genaue Aussage darüber kann jedoch nicht getroffen werden, da auch im Steuergerät der KWK-Anlage andere Werte für den Brennwert bei Erdgas- bzw. SNG-Bezug hinterlegt sind. Die Auswirkung der veränderten Werte im Steuergerät auf den Betrieb der KWK-Anlage sind nicht bekannt.

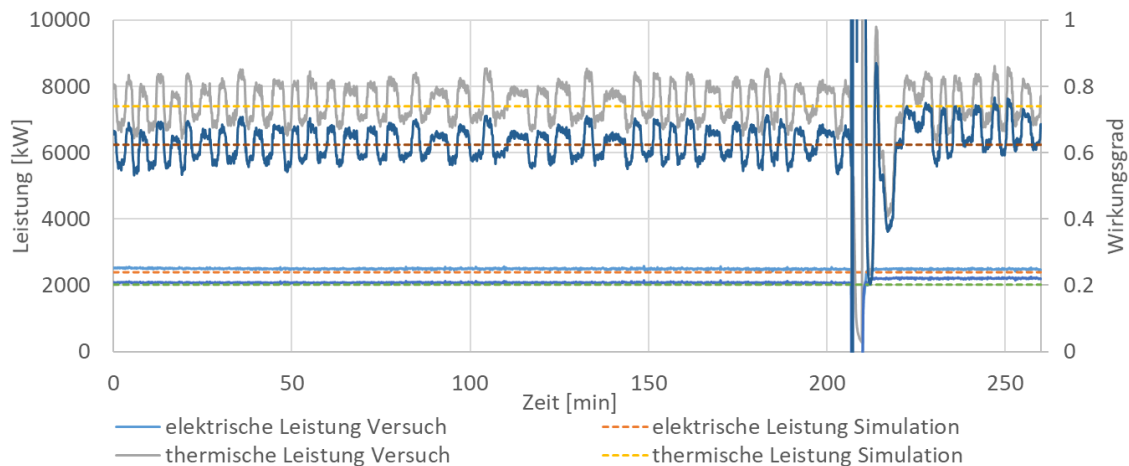


Abbildung 139: Zeitlicher Verlauf der Wirkungsgrade und Leistungen der KWK-Anlage in Simulation und Versuch

Außerdem wird gesondert die Verbraucherseite des Wärmespeichers der KWK-Anlage betrachtet werden. Wie in Abbildung 140 zu sehen, ist es durch die Regelung der Kühlung nur unter Schwankungen möglich, dem Wärmespeicher eine bestimmte Energiemenge zu entnehmen. Als Verbraucher fungiert ein Wärmetauscher. Die Schwankungen fallen je nach Laststufe unterschiedlich aus und bilden im Mittel das vorher definierte Validierungsprofil ab. Für die Simulation kann das genaue Validierungsprofil als Input für das Modell der KWK-Anlage genutzt werden. Die Rücklauftemperatur des Wärmetauschers, welcher als Verbraucher fungiert, befindet sich während des Versuches durchgehend zwischen 25 °C und 30 °C. Die Rücklauftemperatur in der Simulation liegt ebenfalls in diesem Bereich. Sie beträgt konstant 27 °C. Die Vorlauftemperatur des Speichers bildet die Speichertemperatur in Höhe des Anschlusses des Vorlaufes ab. Diese steigt während des Versuches zunächst an. Wie Abbildung 140 zu entnehmen ist, bildet die Simulation dieses Verhalten sehr gut nach. Ab Minute 66 sind jedoch Schwankungen in der Vorlauftemperatur bzw. Speichertemperatur zu erkennen. Auffällig ist, dass über einen großen Teil dieses Zeitraums dem Speicher mehr Energie entnommen wird als ihm zugeführt wird. Dadurch kommt es zu einem Abfall der Temperatur und dadurch zu den Schwankungen der Vorlauftemperatur. Außerdem wird nach dem Wechsel auf einen SNG-Bezug der KWK-Anlage ab Minute 206 dem Speicher der Laboranlage zunächst weniger Wärme zugeführt. Dies hat einen Abfall der Speichertemperatur bzw. auch der Vorlauftemperatur der Kühlung zur Folge. Die Simulation bildet dieses Verhalten nicht ab, da kein Wechsel des Brennstoffbezuges simuliert wird und die manuelle Umstellung entfällt. Abgesehen von dieser Abweichung bildet das Modell der KWK-Anlage die reale Anlage sehr gut ab.

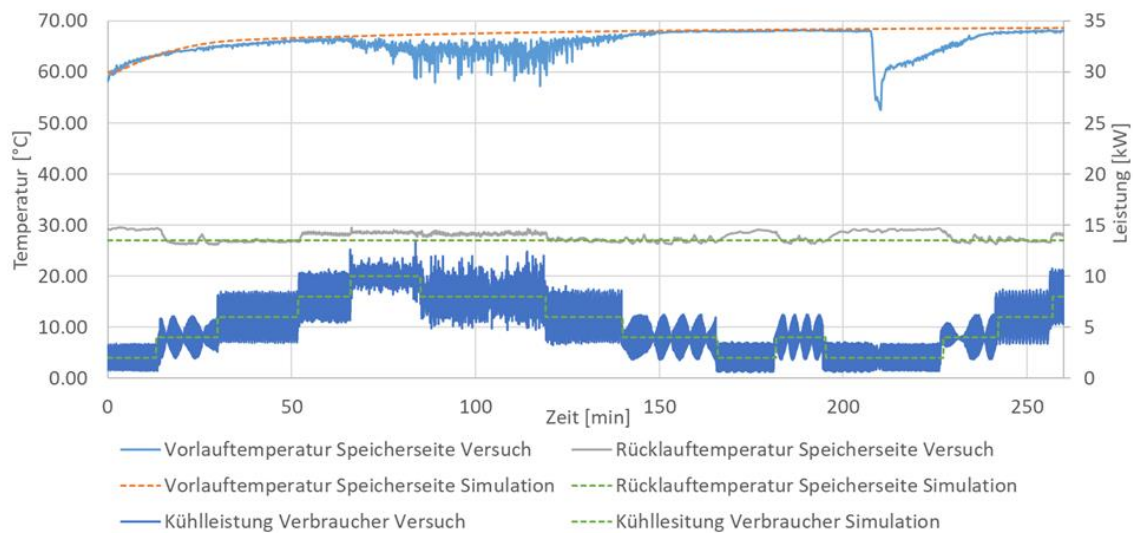


Abbildung 140: Zeitlicher Verlauf ausgewählter Parameter des Wärmespeichers der KWK-Anlage in Simulation und Versuch

Gesamtsystem

Wichtige Größen zur Bewertung des *Digital Twins* sind die Stoffströme. Insbesondere wird die Bilanzierung der Wasserstoffströme untersucht. Dazu wird die Bilanzierung der Wasserstoffströme zwischen Elektrolyse, Methanisierung, Wasserstoff-Flaschenbündel und Wasserstoff-Ausbläser betrachtet. Die Massenbilanz des Wasserstoff-Outputstroms der Elektrolyse, des Wasserstoff-Inputstroms der Methanisierung, des aus dem Flaschenbündel bezogenen Wasserstoffs und des über das Dach ausgeblasenen Wasserstoffs muss ausgeglichen sein. Verluste, wie zum Beispiel durch Leckage werden dabei vernachlässigt. Dabei ist zu beachten, dass über den ganzen Versuchszeitraum bzw. Simulationszeitraum kein Wasserstoff über das Dach abgeblasen wurde. Dieser Strom kann bei der Betrachtung der Versuchsergebnisse dementsprechend vernachlässigt werden. Der Betrag der einzelnen Ströme über die Versuchszeit ist in Abbildung 141 dargestellt.

Insgesamt lässt sich auch erkennen, dass die Elektrolyse zu keinem Zeitpunkt genügend Wasserstoff für die Methanisierung bereitstellt. Dies kann durch die unterschiedlichen Nennleistungen der beiden Anlagen erklärt werden. Die Differenz zwischen dem Input der Methanisierung und dem Output der Elektrolyse muss durch das Flaschenbündel bereitgestellt werden. Der Wasserstoffstrom des Flaschenbündels der Laboranlage ist jedoch messtechnisch nicht erfasst. Aus diesem Grund wird die Größe dieses Wasserstoffstroms rechnerisch aus der Differenz des Inputstroms, der Methanisierung und des Outputstroms der Elektrolyse ermittelt. Im Wasserstoffstrom der Elektrolyse der Laboranlage sind durch die Druckreglung bedingte Schwankungen zu erkennen. Die Simulationsergebnisse zeigen hingegen einen schwankungsfreien Verlauf des Wasserstoffstroms. Im Vergleich zur Elektrolyse verläuft der Massenstrom der Methanisierung der Laboranlage mit deutlich weniger Schwankungen. Die Simulation zeigt für den Verlauf der Methanisierung ebenfalls keine Schwankungen. Es ist zu erkennen, dass die Schwankungen der Elektrolyse sich ebenfalls im Wasserstoffstrom des Flaschenbündels der Laboranlage zeigen. Dies ist durch den vergleichsweise konstanten Verlauf des H_2 -Stroms der Methanisierung zu erklären.

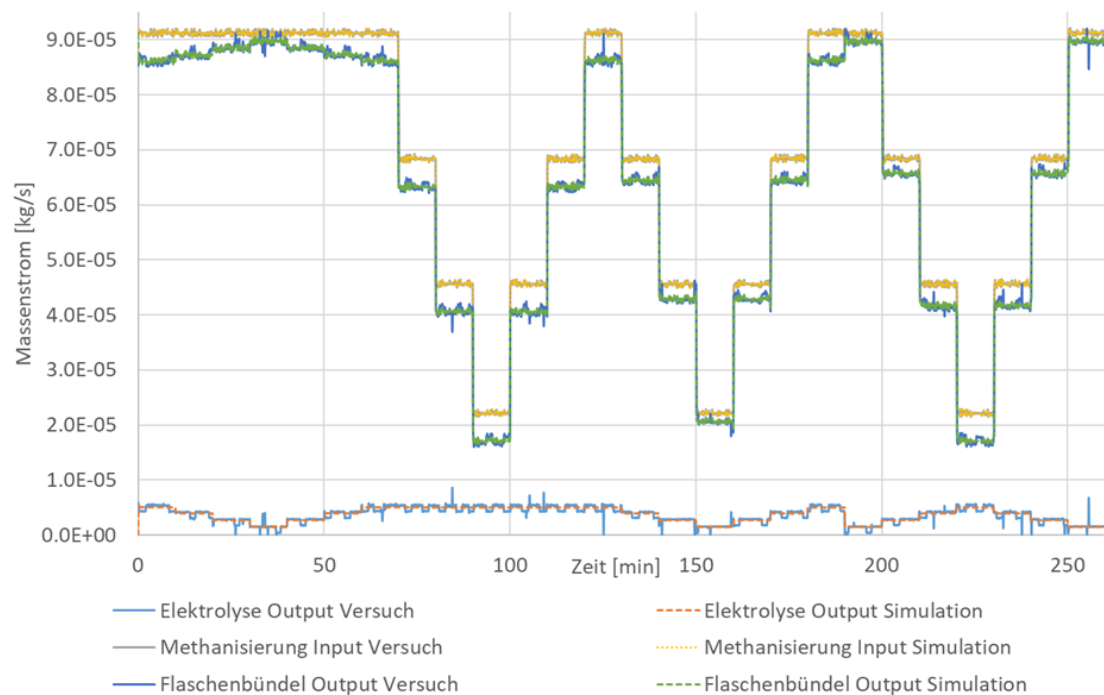


Abbildung 141: Zeitlicher Verlauf der Wasserstoff-Massenströme in Simulation und Versuch

Zusätzlich zum zeitlichen Verlauf der Wasserstoffströme wird eine Bilanzierung über die gesamte Versuchszeit bzw. Simulationszeit betrachtet. Die Elektrolyse produziert über den gesamten Versuchszeitraum 0,0571 kg Wasserstoff. Über diesen Zeitraum stellt das Flaschenbündel 0,9955 kg Wasserstoff bereit und die Methanisierung nimmt 1,0526 kg Wasserstoff auf. Die Massenbilanzierung ist wie durch die Berechnung zu erwarten genau ausgeglichen. Dadurch, dass während der Versuchsdurchführung kein Wasserstoff abgeblasen und keine Leckagen festgestellt worden ist, ist dies potenziell auch für eine Messung zu erwarten. Für die Simulation ergibt sich für die Elektrolyse eine produzierte Wasserstoffmenge von 0,0575 kg. Über den Simulationszeitraum stellt das Flaschenbündel 0,9945 kg Wasserstoff bereit und die Methanisierung nimmt 1,0521 kg auf. Auch die H_2 -Massenbilanzierung der Simulation ist dementsprechend ausgeglichen. Die minimale Abweichung ist vernachlässigbar und kann durch die Rundung der Werte zustande kommen. Insgesamt lässt sich durch die Gesamtbilanzierung erkennen, dass die Simulation insbesondere über größere Zeiträume sehr gut die Laboranlage in Bezug auf Stoffströme abbilden kann.

Zusätzlich zur H_2 -Massenbilanz wird sowohl der zeitliche Verlauf des Wirkungsgrades der Gesamtanlage innerhalb der Simulation als auch innerhalb des Versuches verglichen. Zur Bildung eines Gesamtwirkungsgrades der Laboranlage werden die für die Leistungsstufen gemittelten Wirkungsgrade der Elektrolyse und Methanisierung verwendet. Für die KWK-Anlage wird ein Mittelwert des Wirkungsgrades bis zur Umstellung in Minute 206 und ein weiterer mittlerer Wirkungsgrad nach der Umstellung ab Minute 223 ermittelt. Die Wirkungsgradverläufe der Simulation sind für die einzelnen Laststufen konstant und werden dementsprechend nicht gemittelt. Der Verlauf des Wirkungsgrades für die Gesamtanlage über den Versuchszeitraum bzw. Simulationszeitraum ist in Abbildung 142 zu sehen. Berechnet wird der Wirkungsgrad der Gesamtanlage über Formel 5.2.

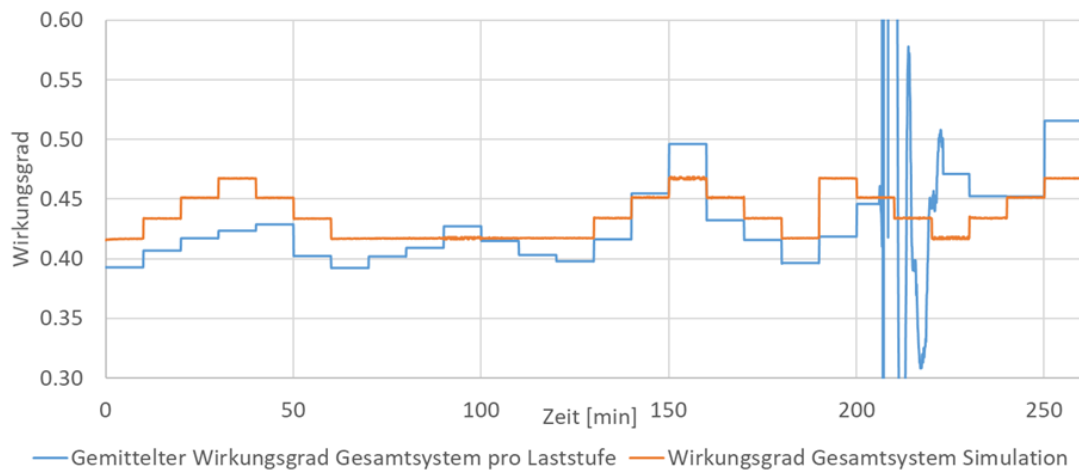


Abbildung 142: Zeitlicher Verlauf des Wirkungsgrades des Gesamtsystems in Simulation und Versuch

$$\eta_{Gesamt} = \eta_{Elektrolyse} * \eta_{Methanisierung} * (\eta_{KWK,el} + \eta_{KWK,th}) \quad (5.2)$$

Der Verlauf der Wirkungsgrade kann in drei Zeitintervalle eingeteilt werden. In allen drei Zeitintervallen weist die KWK-Anlage einen konstanten mittleren Wirkungsgrad auf. Der Einfluss der KWK-Anlage auf den Verlauf des Gesamtwirkungsgrades ist dementsprechend gering. Eine Ausnahme bildet das Zeitintervall ab Minute 206 bis zum Ende des Versuches. Dieser Zeitraum wird beim Vergleich der beiden Verläufe nicht betrachtet werden, da durch die Umstellung des Gasbezugs sehr hohe Störungen vorhanden sind. Im ersten Zeitintervall von Beginn des Versuches bis Minute 70 fährt die Elektrolyse Lastvariationen und die Methanisierung eine konstante Last. In diesem Abschnitt liegt der Wirkungsgrad der Laboranlage stets unter dem Wirkungsgrad der Simulation. Diese Abweichung kommt durch einen zu hohen Wirkungsgrad der simulierten Methanisierung im Vergleich zum Wirkungsgrad der Laboranlage zustande. Außerdem ist auch der Wirkungsgradverlauf der simulierten Elektrolyse in diesem Bereich höher als im Versuch. Des Weiteren ist die Form der Stufen zwischen Minute 30 und Minute 50 in beiden Wirkungsgradverläufen unterschiedlich. Diese Form der Stufenbildung der Laboranlage ist ebenfalls in dem Wirkungsgradverlauf der Elektrolyse der Laboranlage zu finden. Die Methanisierung weist durch die konstante Fahrweise keine Stufen in diesem Bereich auf. Somit ist die Form der Stufen auf den Wirkungsgradverlauf der Elektrolyse zurückzuführen. Im zweiten Zeitintervall zwischen Minute 70 und Minute 130 fährt die Elektrolyse eine konstante Last. Die Methanisierung fährt in Lastvariationen. Es ist auffällig, dass der Gesamtwirkungsgrad der Simulation in diesem Zeitraum konstant ist. Dies liegt an der fehlenden Abhängigkeit von Last und Wirkungsgrad des Modells der Methanisierung. Außerdem ist zu erkennen, dass der Wirkungsgrad der Simulation wie im ersten Zeitintervall meist über dem Wirkungsgrad der Laboranlage liegt. Im dritten Zeitintervall ab Minute 130 bis Minute 190 werden Methanisierung und Elektrolyse in stufenförmigen Lasten gefahren. Auch in diesem Zeitraum ist zu erkennen, dass der Wirkungsgrad der Simulation fast durchgehend über dem Wirkungsgrad der Laboranlage ist. Auch hier hat vor allem der Wirkungsgradverlauf der Elektrolyse Einfluss auf die Form der Stufen der Simulation. Die simulierte Methanisierung weist auch in diesem Intervall einen konstanten Wirkungsgradverlauf auf. Auffällig ist, dass zwischen Minute 150 und Minute 160 der gemittelte Gesamtwirkungsgrad der

Simulation deutlich unter dem gemittelten Gesamtwirkungsgrad der Laboranlage liegt. Dies ist darauf zurückzuführen, dass bei hohen Lasten der Wirkungsgrad der simulierten Methanisierung zunehmend unter dem Wirkungsgrad der realen Methanisierung liegt. Da durch die Umstellung des Gasbezuges der KWK-Anlage der Versuchszeitraum ab Minute 206 verfälscht ist, werden darauffolgende Intervalle nicht betrachtet.

Insgesamt zeigt sich, dass die Abweichung der simulierten einzelnen Komponenten sich teilweise aufsummieren und zu stärkeren Abweichungen des Gesamtwirkungsgrades führen. Außerdem ist festzustellen, dass der Gesamtwirkungsgrad der Simulation meist über dem Gesamtwirkungsgrad der Laboranlage liegt. Eine Anpassung der einzelnen Modelle der Simulation kann zu einer besseren Gesamtabbildung führen. Dies kann Gegenstand zukünftiger Arbeiten sein. Hier ist insbesondere eine Abhängigkeit des Wirkungsgrades der Methanisierung von der Input-Leistung zu nennen. Außerdem kann eine Anpassung der Wirkungsgradkurve der Elektrolyse zu besseren Ergebnissen bei der Gesamtbetrachtung führen.

5.2. AUFBAU EINES MULTI-ENERGY-HUB IN UNTERSCHIEDLICHEN REGIONEN

Ausgehend vom *Digital Twin* wird in diesem Kapitel ein *Scale-up* durchgeführt. Mit der Auswertung der Simulationsergebnisse wird untersucht, inwiefern negative Residuallasten regional in NRW speicherbar gemacht bzw. genutzt werden können. Dazu wird zunächst eine Logik definiert, welche die einzelnen Anlagenkomponenten untereinander priorisiert. Anschließend wird ausgehend vom Modell des *Digital Twins* das Modell des *Scale-ups* erstellt. Ein Modell für die im *Digital Twin* fehlende Power-to-Heat-Anlage wird dabei hinzugefügt und mitbetrachtet. Zur virtuellen Platzierung des angepassten Anlagenverbundes in einer Region werden außerdem Energiedaten für die Simulation benötigt. Das Vorgehen bei der Erzeugung der Daten wird im Unterkapitel 2.4.2 erläutert. Anschließend an dieses Kapitel werden die Ergebnisse der Simulation ausgewertet.

5.2.1. REGIONALISIERTES MODELL

Mit dem *Scale-up* wird untersucht, inwiefern ein Anlagenverbund aus Power-to-Heat-Anlage, Elektrolyse und Methanisierung als Flexibilitätsoption dienen kann. Zur Erstellung des *Scale-ups* werden verschiedene Anpassung am *Digital Twin* vorgenommen und regionale Energiedaten des Landes NRW als Input verwendet. Es werden Energiedaten der einzelnen NUTS-3-Gebiete von NRW erstellt. Die NUTS-Klassifikation ist ein hierarchisches System zur Untergliederung der Wirtschaftsräume der EU und des Vereinigten Königreiches [75]. Die einzelnen Anlagenteile werden nur mit überschüssigem regenerativem Strom betrieben werden. Außerdem unterliegt der Betrieb der Anlagenteile weiteren Bedingungen, die anhand der Einsatzpotentiale der einzelnen Technologien definiert werden. Daraus ergibt sich eine Logik, welche die Anlagenteile untereinander priorisiert und schematisch in Abbildung 143 dargestellt ist.

Für das gesamte Modell werden ideale Transportinfrastrukturen angenommen. Das bedeutet, dass es keine zeitlichen Verzögerungen durch den Transport gibt. Außerdem können unendlich hohe Stoff- und Energiemengen transportiert werden. Insbesondere der Transport von Wasserstoff und CO₂ ist in der Realität Verzögerungen unterworfen. Beispielsweise existieren an nur wenigen Standorten Rohrleitungsnetze für den Transport von Wasserstoff. Insofern erfolgt die Verteilung fast ausschließlich über die Straße [76]. Es wird ebenso angenommen, dass keine weitere Bereitstellung von Wasserstoff und Fernwärme im jeweiligen NUTS-3-Gebiet neben dem simulierten Anlagenverbund existiert. Des Weiteren werden die einzelnen NUTS-3-Gebiete abgegrenzt voneinander betrachtet, sodass keine Energie- oder Stoffströme dem Gebiet hinzugefügt oder entnommen werden.

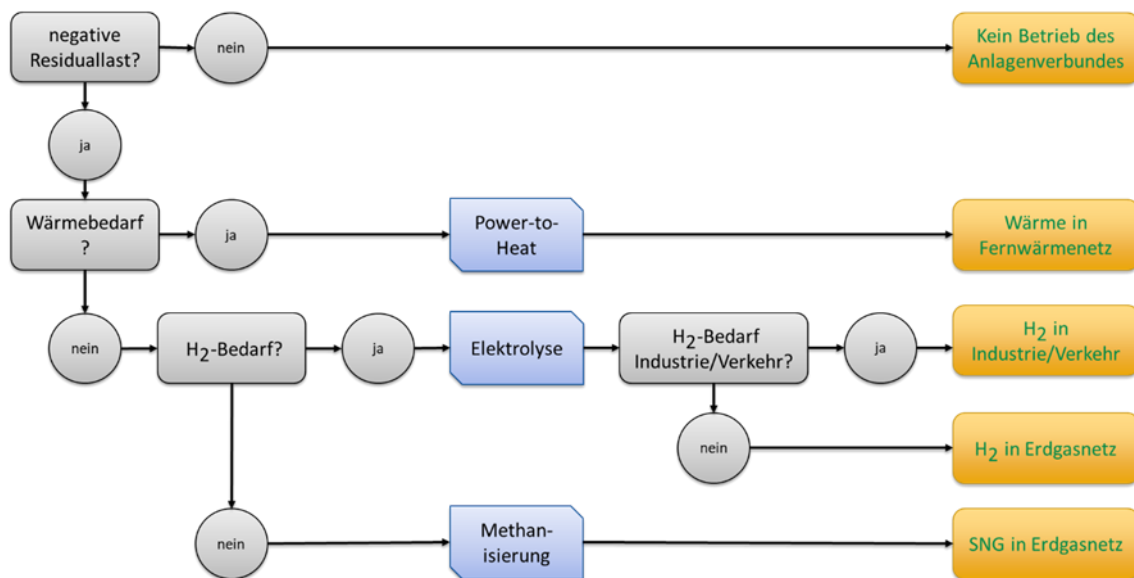


Abbildung 143: Darstellung der Logik des Scale-ups

Die Einsatzmöglichkeit der dezentralen PtH-Technologie besteht vor allem in der Wärmebereitstellung für das Fernwärmenetz [77]. Der Wirkungsgrad dieser Technologie liegt bei nahezu 100 % [78]. Die Investitionskosten für einen Elektrodenheizkessel sind im Vergleich zur Elektrolyse und zur Methanisierung mit 125 €/kW bis 350 €/kW geringer. Insofern wird ein priorisierter Einsatz der PtH-Technologie vor der PtG-Technologie gewählt. Als Einschaltkriterium für die PtH-Anlage dient dabei der Fernwärmebedarf des jeweiligen NUTS-3-Gebiets. Ist die negative Residuallast höher als der Fernwärmebedarf bzw. kein Fernwärmebedarf vorhanden, stellt die Elektrolyse Wasserstoff her. Der erzeugte Wasserstoff wird bei einem vorhandenem Bedarf für Industrie und Verkehr bereitgestellt. Ist die produzierte Wasserstoffmenge höher als der Bedarf der Industrie und des Verkehrs oder ist dieser nicht vorhanden, wird der Wasserstoff dem Erdgasnetz zugeführt. Dabei wird der maximal zulässige Wasserstoff im Erdgasnetz beachtet. Das Regelwerk des DVGW [79] sieht dafür einen maximalen Anteil von 5 Vol.-% Wasserstoff im Erdgasnetz vor. Perspektivisch wird jedoch nach Angaben von Müller-Syring and Henel [80] ein Anteil 10 Vol.-% möglich sein. Die Einspeisung von großen Wasserstoffmengen in das Erdgasnetz sei nach Angaben der Bundesnetzagentur [81] eher unwahrscheinlich. Der Grund dafür sei, dass Endgeräte teils sensibel auf einen höheren Wasserstoffanteil reagieren. Außerdem sei auch in Zukunft ein Bedarf an reinem Wasserstoff und reinem Erdgas vorhanden. Dies mache eine priorisierte Nutzung des Wasserstoffes in Industrie und Verkehr nicht unwahrscheinlich. Auch die 2021 veröffentlichte Wasserstoffstrategie der Bundesrepublik Deutschland richtet sich klar auf die Wasserstoffnutzung in der Industrie aus [82]. Für den Fall, dass die produzierte Wasserstoffmenge der Elektrolyse größer ist als der Bedarf in Industrie und Verkehr und der maximalen Menge an Wasserstoff im Erdgasnetz, schaltet die Methanisierung ein. Diese produziert aus dem restlichen Wasserstoff SNG, welches anschließend dem Erdgasnetz zugeführt wird. Die direkte Nutzung des Wasserstoffes ohne Umwandlung in SNG wird aufgrund des höheren Wirkungsgrades dieser Technologie der Einspeisung von SNG in das Erdgasnetz vorgezogen. Durch die zusätzlich benötigte Methanisierung sind auch die Investitionskosten für die Einspeisung von SNG höher.

Zur Umsetzung des *Scale-ups* wird wie bei der Simulation des *Digital Twins* Modelica in der Simulationsumgebung Dymola genutzt. Die Parametrisierungen der Modelle der einzelnen Komponenten werden dabei größtenteils aus dem *Digital Twin* übernommen. Zusätzlich zu der Elektrolyse und der Methanisierung wird auch ein Modell einer PtH-Anlage genutzt, welches aus der TransiEnt-Bibliothek stammt. Es handelt sich dabei um ein Modell eines Elektrokessels. Der Wärmetransport wird innerhalb des Modells als ideal angenommen. Die thermischen Verluste werden durch einen konstanten Wirkungsgrad modelliert. Die Regelung des *Scale-ups* wird mit Bausteinen der Modelica-Standardbibliothek umgesetzt. In Abbildung 144 ist das Gesamtmodell des *Scale-ups* dargestellt. Das Modell kann in die drei Teile unterteilt werden: Inputdaten, PtH-Pfad und PtG-Pfad. Der Quellcode des *Scale-ups* ist in Anhang C zu finden.

Die Inputdaten bestehend aus regionalen Energiedaten der NUTS-3-Gebiete von NRW und werden jeweils über *CombiTimeTable*-Blöcke eingelesen. Die Energiedaten müssen dazu in CSV-Dateien vorliegen. Es ist jeweils eine CSV-Datei für die Residuallast, das biogene CO₂-Angebot, den Wärmebedarf, den Wasserstoffbedarf, den Gasbedarf und das gesamte CO₂-Angebot, welches die Summe aus biogenem und fossilem CO₂ darstellt, vorhanden. Die Daten liegen jeweils stundengenau für die 8760 Stunden eines Jahres vor. Die Zeilen der CSV-Dateien stehen dabei für die einzelnen Stunden des Jahres. Die Spalten bilden die jeweiligen NUTS-3-Gebiete ab. Über den Parameter *Smoothness* der einzelnen *CombiTimeTable*-Blöcke wird eingestellt, dass keine Interpolation zwischen den Werten durchgeführt wird. Es zeigen sich somit stufenförmige Eingangsprofile. Über *RealExpression*-Blöcke der Standardbibliothek können die Inputdaten an einer anderen Stelle in der Simulation abgerufen werden. Dazu wird die Variable NUTS-3-Gebiet definiert, welche über einen *IntegerExpression*-Block verändert werden kann. Die Zahlen von 1 bis 53 stehen dabei jeweils für ein NUTS-3-Gebiet von NRW und somit für eine bestimmte Spalte in der jeweiligen Input-Datei. Die Zuordnung der NUTS-3-Gebiete zu den Zahlen kann einer Tabelle in der grafischen Übersicht des Modells entnommen werden.

Der PtH-Pfad besteht zunächst aus der Abfrage, ob negative Residuallasten vorhanden sind. Falls diese vorhanden sind, schaltet die PtH-Anlage ein. Jedoch kann die PtH-Anlage maximal die Leistung aufnehmen, die der Wärmebedarf vorgibt. Umgesetzt wird dies durch Verweise auf die *CombiTimeTable*-Blöcke für Residuallast und Wärmebedarf sowie verschiedenen Blöcken der Modelica-Standardbibliothek. Genutzt werden die Blöcke *Greater* bzw. *greaterThreshold*, *lessThreshold*, zwei *Switch*-Blöcke sowie ein *And-Block*. Die PtH-Anlage wird durch einen *ElectricBoiler*-Block der TransiEnt-Bibliothek dargestellt. In diesem Block wird lediglich ein Wirkungsgrad von 100 % angegeben. Somit wird angenommen, dass die Umwandlung von Strom zu Wärme verlustfrei geschieht. Den Strom bezieht die PtH-Anlage über einen *ActivePower.Frequency*-Block. Dieser stammt aus der TransiEnt-Bibliothek. Ebenso stammen die beiden Blöcke *BoundaryVLE_Txim_flow* und *BoundaryVLE_PTxi* aus der TransiEnt-Bibliothek. Diese werden zur Darstellung des Wärmenetzes verwendet. Durch die beiden Blöcke kann das Wärmenetz im Modell verlustfrei eine unbegrenzte Menge an Wärme aufnehmen.

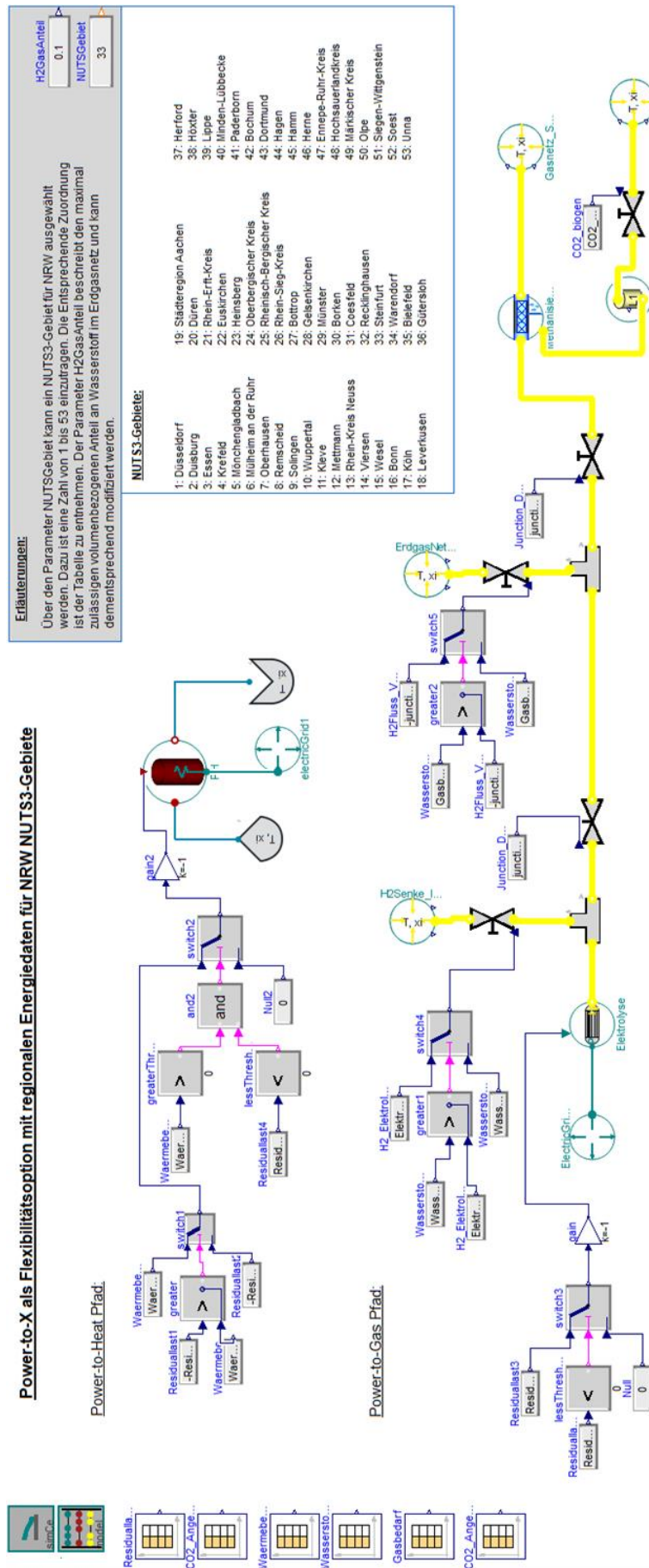


Abbildung 144: Modell des Scale-ups. Darstellung in Dymola mit den Pfaden Power-to-Heat und Power-to-Gas.

Der PtG-Pfad besteht aus den Hauptkomponenten *PEMElektrolyzer_L1* und *MethanatorSystem_L1*. Die Parametrisierung dieser Blöcke bleibt im Vergleich zur Parametrisierung der Blöcke im *Digital Twin* unverändert. Eine Ausnahme bildet der Wirkungsgrad der Elektrolyse. Im Elektrolysemodell des *Digital Twins* ist eine Wirkungsgradkurve hinterlegt. Dies hat zur Folge, dass die Wasserstoffproduktion vom Verhältnis zwischen Inputleistung und Nennleistung abhängig ist. Daraus ergibt sich, dass das Modell der Elektrolyse nur Leistungen eines bestimmten Leistungsbereiches aufnehmen bzw. realistisch darstellen kann. Um eine Abhängigkeit der Wasserstoffproduktion von der Nennleistung im *Scale-up* zu vermeiden, wird der Wirkungsgrad über alle Leistungsbereiche des Modells der Elektrolyse konstant angenommen. Die Höhe des Wirkungsgrades wird mit 67 % angegeben. Dies entspricht nach einer Literaturrecherche von Milanzi *et al.* [83] einem mittleren Wirkungsgrad einer Wasserstoff-Elektrolyse. Die Elektrolyse bezieht die benötigte Leistung über einen *ActivePower.Frequency*-Block. Die Höhe der Leistung wird durch die Differenz aus Überschussstrom und aufgenommenener Leistung der PtH-Anlage vorgegeben. Im Modell wird dies mit einer Kombination aus Verweisen auf die Inputdaten der Residuallast, *RealExpression*-Blöcken, einem *lessThreshold*-Block sowie einem *Switch*-Block umgesetzt. Der Output der Elektrolyse ist mit dem Input eines *junction*-Blocks verbunden. Dieser splittet den Wasserstoffstrom in zwei Ströme auf. Die Größe dieser Ströme wird jeweils durch ein *valve_mFlow*-Block geregelt, wobei wieder *lessThreshold*-Blöcke, *RealExpression*-Blöcke sowie *Switch*-Blöcke genutzt werden. Bedingt durch die Regelung wird der Wasserstoff entsprechend dem Bedarf von Industrie und Verkehr in die Senke für Industrie und Verkehr bzw. zu einem weiteren *Junction*-Block geleitet. In diesem *Junction*-Block wird der übrige Wasserstoffstrom ebenfalls in zwei Ströme aufgeteilt und entweder in eine Senke, die das Erdgasnetz darstellt oder zur Methanisierung geleitet. Alle Gassenken werden durch *BoundaryRealGas_pTxi*-Blöcke der TransiEnt-Bibliothek dargestellt. Die Massenströme zur Senke bzw. zur Methanisierung werden über *valve_mFlow*-Blöcke geregelt. Zunächst wird die Senke für Industrie und Verkehr priorisiert. Erst wenn dieser Bedarf gedeckt ist, wird Wasserstoff weiter zur Senke des Erdgasnetzes geleitet. Dort wird Wasserstoff aufgenommen bis der maximale Anteil an Wasserstoff im Erdgasnetz erreicht wird, erst dann wird die Methanisierung mit Wasserstoff versorgt. Die maximalzulässige Menge an Wasserstoff wird dabei über die Variable *H2GasAnteil* vorgegeben. Diese kann in einem separaten *RealExpression*-Block angepasst werden. Die Berechnung der erlaubten Menge an Wasserstoff im Erdgasnetz erfolgt mit der Annahme, dass neben dem Anlagenverbund keine anderen Einspeisungen von Wasserstoff in das Erdgasnetz im jeweiligen NUTS-3-Gebiet geschehen. Grundlage für die Berechnung sind dafür die Daten über den Erdgasbedarf des jeweiligen NUTS-3-Gebietes. Die Methanisierung ist ebenfalls mit einer Senke verbunden, welche das erzeugte SNG in unbegrenzter Menge aufnehmen kann. Das Erdgasnetz wird somit als unbegrenzter Speicher für SNG angesehen. Außerdem bezieht die Methanisierung CO₂ aus einem Speicher, welcher durch einen *GasStorage_ConstXi_L1*-Block dargestellt wird. Dieser Speicher ist ideal und kann somit verlustfrei eine unbegrenzte Menge CO₂ aufnehmen bzw. wieder abgeben. Der Speicher bezieht CO₂ über einen *valve_mFlow*-Block, welcher mit einem *BoundaryRealGas_pTxi*-Block verbunden ist. Die Menge an zugeführtem CO₂ ist in der für das biogene CO₂-Angebot hinterlegt.

5.2.2. REGIONALE ENERGIEDATEN

Zur virtuellen Platzierung des *Scale-ups* in einem NUTS-3-Gebiet innerhalb von Nordrhein-Westfalen (NRW) werden verschiedene Energiedaten benötigt. Diese Daten werden als Input-Daten für die Simulation des *Scale-ups* genutzt. Es werden Datensätze für die Residuallast, den Fernwärmebedarf, den Wasserstoffbedarf und das CO₂-Potential der einzelnen NUTS-3-Gebiete in NRW erzeugt und für die Simulation aufbereitet. Diese Daten sind stündlich aufgelöst und umfassen den Zeitraum eines Jahres. Viele Statistiken über den Energiebedarf von NRW sind nur bis einschließlich 2018 vorhanden. Aus diesem Grund wird angestrebt, das Jahr 2018 abzubilden. Jedoch ist es aufgrund der begrenzten Datenlage insbesondere für den Wasserstoffbedarf nicht möglich, einen Wert für das Jahr 2018 zu bilden. Aus diesem Grund wird der Wasserstoffbedarf für das Jahr 2020 gebildet. Ebenfalls sind Abweichungen bei den Daten über die Sonneneinstrahlung zur Berechnung der Residuallast vorhanden. Die Erzeugung der Daten beruht teilweise auf der Arbeit von Manuel Behlke [84], welche am GWI entstanden ist.

Fernwärme

Die PtH-Anlage erzeugt unter der Bedingung Wärme, dass negative Residuallasten und ein Fernwärmebedarf vorhanden sind. Folglich werden auch Daten über den Fernwärmebedarf der einzelnen NUTS-3-Gebiete benötigt. Das Vorgehen zu Erzeugung dieser Daten ist schematisch in

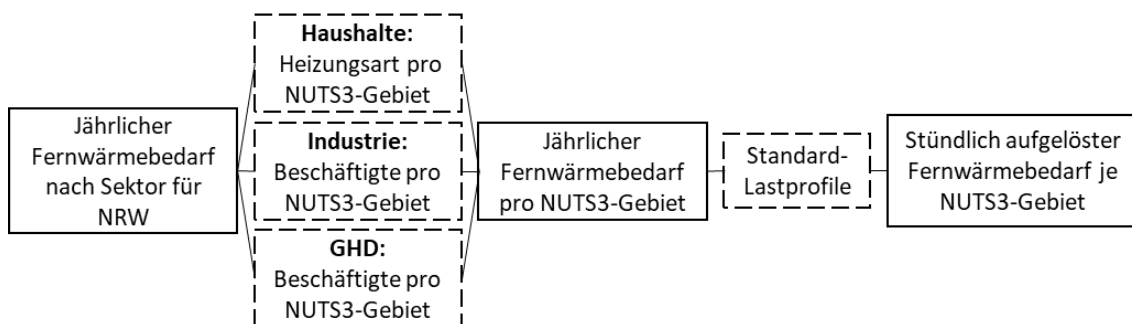


Abbildung 145: Vorgehen bei der Erzeugung der stündlichen Fernwärmedaten. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt.

Abbildung 145 dargestellt. Aus dem Energieatlas NRW lassen sich Daten über den jährlichen Fernwärmebedarf von NRW der Sektoren Haushalte, GHD und Industrie beziehen [85]. Dieser Bedarf ist jedoch nur jährlich aufgelöst und für gesamt Nordrhein-Westfalen vorhanden. Die Umlegung der Daten geschieht mit Umrechnungsfaktoren für die einzelnen Sektoren. Der Umrechnungsfaktor für die Haushalte wird über die Anzahl der Wohngebäude mit Fernwärmeheizung pro NUTS-3-Gebiet im Verhältnis zur Anzahl der Wohnungen mit Fernwärmeheizung in ganz NRW gebildet. Die dazu benötigten Daten stammen aus einem Zusatzprogramm des Mikrozensus und werden der Landesdatenbank NRW entnommen [86]. Es wird angenommen, dass die Verteilung des Wärmebedarfes der Sektoren Industrie und GHD mit der Verteilung der Beschäftigten auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete zusammenhängt. Dem liegt die Annahme zugrunde, dass in größeren Betrieben mehr Beschäftigte vorhanden sind als in kleineren Betrieben und dass der Energieverbrauch großer Betriebe höher ist als der Energieverbrauch kleiner Betriebe. Durch die Nutzung von Daten über

die Beschäftigten wird somit auch die Größe der Betriebe indirekt mitbetrachtet. Aus diesem Grund wird diese Berechnung der Berechnung über die einfache Verteilung der Betrieb auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete bevorzugt.

Der Landesdatenbank NRW werden Daten über die versicherungspflichtigen Beschäftigten in den Sektoren GHD und Industrie entnommen. Die Beschäftigten werden den einzelnen Abschnitten der Wirtschaftszweigklassifikation des Statistischen Bundesamtes [87] zugeordnet. Die Abschnitte „Bergbau und Gewinnung von Stein und Erden“ und „Verarbeitendes Gewerbe“ werden dem Sektor Industrie zugeordnet und die übrigen Abschnitte dem Sektor GHD. Über die Anzahl der versicherungspflichtigen Beschäftigten in dem jeweiligen NUTS-3-Gebiet im Verhältnis zur Gesamtzahl an Beschäftigten werden Umrechnungsfaktoren für die Sektoren Industrie und GHD gebildet.

Über die Umrechnungsfaktoren lässt sich der jährliche Fernwärmebedarf pro NUTS-3-Gebiet in NRW bestimmen. Für die Simulation werden jedoch stündlich aufgelöste Daten über den Fernwärmebedarf benötigt. Zur Erzeugung dieser Daten für die Sektoren Haushalte und GHD werden Standardlastprofile für Gas genutzt. Mit Standardlastprofilen ist es möglich, den jährlichen Fernwärmebedarf mithilfe von Wetterdaten auf einen täglichen Bedarf umzurechnen. Dazu werden neben den Standardlastprofilen Tagesmitteltemperaturen über ein gesamtes Jahr benötigt. Diese Daten werden der Datenbank des Deutschen Wetterdienst (DWD) über historische Wetterdaten entnommen [88]. Die einzelnen NUTS-3-Gebiete werden dabei Wetterstationen des DWD zugeordnet. Die genaue Zuordnung ist in Anhang D zu finden. Zur Umlegung auf stündliche Daten werden jeweils Standardlastprofile für Einfamilienhäuser, Mehrfamilienhäuser und für den GHD Sektor genutzt. Daten über die Verteilung von Einfamilienhäusern und Mehrfamilienhäusern in den jeweiligen NUTS-3-Gebieten können ebenfalls der Landesdatenbank NRW entnommen werden. Für die Durchführung des Standardlastprofilverfahrens für Gas wird auf den Leitfaden zur Abwicklung von Standardlastprofilen des Bundesverbandes der Energie- und Wasserwirtschaft e. V. (BDEW), dem Verband kommunaler Unternehmen e. V. (VKU) und des europäischen Verbandes der unabhängigen Strom- und Gasverteilerunternehmen (GEODE) verwiesen [89]. Zur Berechnung der stündlich aufgelösten Daten werden abschließend die täglichen Werte gleichmäßig auf die einzelnen Stunden des jeweiligen Tages umgelegt. Der stündliche Bedarf des Industriesektors wird unter der Annahme gebildet, dass dieser Sektor das gesamte Jahr über produziert und dementsprechend konstant Wärme benötigt. Die Umlegung geschieht folglich durch die gleichmäßige Aufteilung des jährlichen Bedarfs auf alle Stunden eines Jahres. Die Summe der stündlichen Bedarfswerte der einzelnen NUTS-3-Gebiete ergibt den anfänglichen jährlichen Bedarfswert für NRW.

Der gesamte, stündlich aufgelöste Fernwärmebedarf pro NUTS-3-Gebiet wird anschließend aus der Summe der einzelnen Sektoren berechnet. Der jährliche Bedarf an Fernwärme pro NUTS-3-Gebiet ist in Abbildung 146 dargestellt.

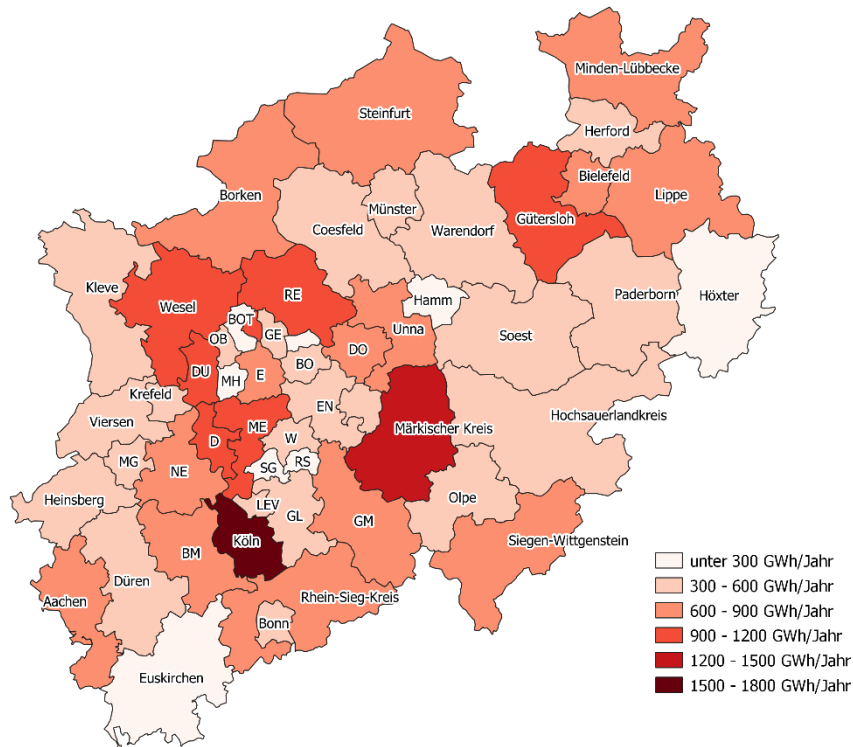


Abbildung 146: Jährlicher Fernwärmebedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018.

Wasserstoff

Im Modell des *Scale-ups* schaltet sich die Elektrolyse erst bei einem positiven Wasserstoffbedarf ein. Dieser Wasserstoffbedarf setzt sich zum einen aus dem Wasserstoffbedarf der Industrie und dem Verkehr zusammen. Zum anderen besteht die Möglichkeit, Wasserstoff in das Erdgasnetz einzuspeisen. Dazu werden ebenfalls stündlich aufgelöste Daten benötigt. Das Vorgehen bei der Erzeugung der Daten für den Wasserstoffbedarf der Industrie ist in Abbildung 147 dargestellt.

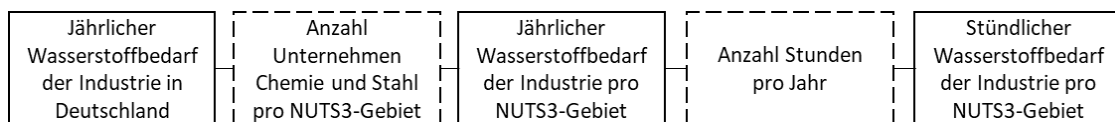


Abbildung 147: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen Wasserstoffbedarfs für den Sektor Industrie. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt.

Der aktuelle Wasserstoffbedarf für stoffliche Anwendungen der deutschen Industrie beläuft sich laut der Wasserstoffstrategie der Bundesregierung auf 55 TWh pro Jahr [82]. Aufgrund der schlechten Datenlagen über den Wasserstoffbedarf der Industrie muss hier abweichend von Daten des Jahres 2020 ausgegangen werden. Daten des Jahres 2018 sind nicht vorhanden. Dieser Wert bildet jedoch nur einen jährlichen Bedarf für ganz Deutschland ab. Laut Hebling *et al.* [90] sind die Chemieindustrie sowie die Stahlindustrie große Verbraucher von Wasserstoff und zeigen in Zukunft ein besonders großes Potential beim Einsatz von Wasserstoff. Aus diesem Grund wird angenommen, dass die Anzahl

an Unternehmen in der Stahl- und Chemieindustrie zur Verteilung des Wasserstoffbedarfes auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete genutzt werden kann. Zusätzlich dazu wird angenommen, dass alle Betriebe in diesen Industriesektoren Emissionen erzeugen und im *Pollutant Release and Transfer Register (PRT-Register)* registriert sind [91]. Zur Erzeugung der stundengenauen Daten werden zunächst die Betriebe der betroffenen Industriesektoren je nach Bundesland gefiltert. Im weiteren Verlauf werden nur die Betriebe aus NRW betrachtet. Diese werden über die Postleitzahl den einzelnen NUTS-3-Gebieten zugeordnet und anschließend wird die Anzahl der Betriebe in NRW bestimmt. Diese Anzahl pro NUTS-3-Gebiet wird darauffolgend ins Verhältnis mit der gesamten Anzahl der Betriebe gesetzt. Der dabei entstehende Faktor wird mit dem jährlichen Wasserstoffbedarf der Industrie für Deutschland multipliziert. Dieses Produkt ergibt dann den jährlichen Wasserstoffbedarf der Industrie für das jeweilige NUTS-3-Gebiet. Um stündlich aufgelöste Daten zu erhalten, wird davon ausgegangen, dass die Betriebe, die Wasserstoff verbrauchen, konstant produzieren. Es entsteht dementsprechend eine gleichmäßige Verteilung des Bedarfes auf alle Stunden des Jahres. Die Summe der stündlichen Bedarfswerte der einzelnen NUTS-3-Gebiete ergibt den anfänglichen jährlichen Bedarfswert für Deutschland.

Der Verkehrssektor hat ebenfalls einen Anteil am Wasserstoffbedarf. Das Vorgehen bei der Erzeugung der Daten für den Wasserstoffbedarf der Industrie ist in Abbildung 148 dargestellt. Sowohl Nutzfahrzeuge als auch PKWs können mit Wasserstoff betrieben werden. Im Vergleich zur Elektromobilität ist der Anteil an Wasserstofffahrzeugen jedoch sehr gering. Ausgehend von der Problematik, dass der Wasserstoffbedarf der Industrie für das Jahr 2018 nicht bestimmt werden kann, wird auch der Wasserstoffbedarf des Verkehrssektors für das Jahr 2020 bestimmt. Somit kann der gesamte Wasserstoffbedarf für das Jahr 2020 aus den Bedarfen der beiden Sektoren gebildet werden. Zu Beginn des Jahres 2020 waren deutschlandweit 24 Brennstoffzellenomnibusse in Betrieb. Die Zulassungen von PKWs mit Wasserstoffantrieb betrug in den letzten zehn Jahren weniger als 1000 Fahrzeuge. Zur Betankung der Fahrzeuge stehen deutschlandweit 92 Wasserstofftankstellen zur Verfügung. Fünf dieser Tankstellen wurden im Jahr 2021 errichtet und werden zur Bestimmung des Wasserstoffbedarfes des Verkehrssektors nicht beachtet. Über die Verteilung der einzelnen Tankstellen in den NUTS-3-Gebieten wird ein Wasserstoffbedarf des Verkehrssektors für die einzelnen Gebiete bestimmt. [92]

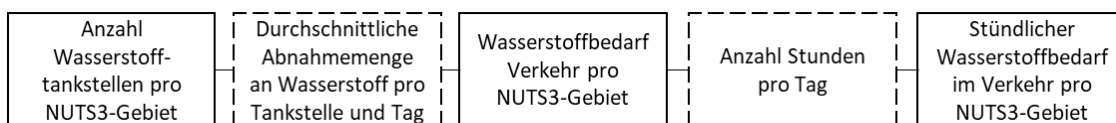


Abbildung 148: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen Wasserstoffbedarfs für den Sektor Verkehr. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt.

Zunächst werden die Standorte der Wasserstofftankstellen in NRW über eine Bestandskarte der *H₂ Mobility Deutschland GmbH & Co. KG* bestimmt. Diese Karte zeigt alle Standorte von Wasserstofftankstellen in Europa [93]. Die *H₂ Mobility Initiative* hat für eine mittelgroße Wasserstofftankstelle mit zwei Zapfpunkten eine durchschnittliche Wasserstoffabgabe von 336 kg pro Tag definiert [94]. Das Fraunhofer ISE *et al.* [95] nutzt diesen Wert für ihre Studie über die Wasserstoff-Infrastruktur für eine nachhaltige Mobilität. Dieser Wert wird zur Generierung der Daten über den Wasserstoffbedarf des Verkehrssektors in den einzelnen NUTS-3-Gebieten genutzt. So wird die Anzahl an Wasserstofftankstellen pro NUTS-3-Gebiet mit der durchschnittlichen Wasserstoffabgabe

multipliziert. Dadurch ergeben sich tägliche Bedarfswerte pro Gebiet. Um die täglichen Bedarfswerte auf stündliche Werte umzulegen, wird angenommen, dass der Bedarf über den kompletten Zeitraum eines Jahres und dementsprechend auch über den Zeitraum eines Tages konstant ist.

Der gesamte Bedarf des Verkehrs- und Industriesektors wird über die Summe der beiden einzelnen Bedarfe berechnet. Er setzt sich somit aus einem Gesamtbedarf Industrie von 365.472 Tonnen Wasserstoff pro Jahr in NRW dem Bedarf des Verkehrssektors mit 2.208 Tonnen pro Jahr in NRW zusammen. Der Bedarf des Verkehrssektors fällt im Vergleich zum Bedarf des Industriesektors gering aus. Verteilung des jährlichen Bedarfes an Wasserstoff ist in Abbildung 149 zu sehen.

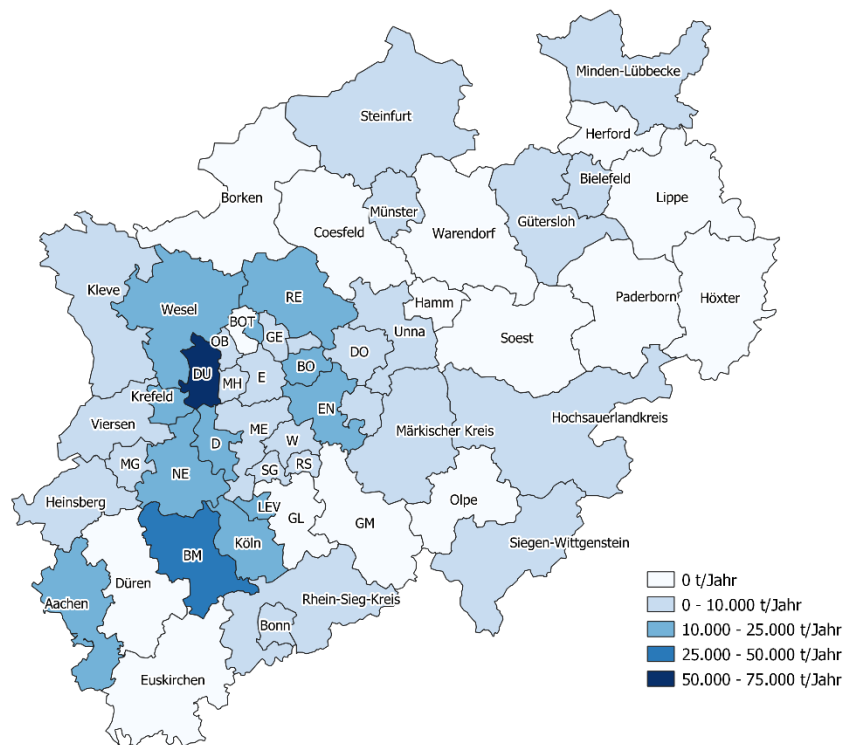


Abbildung 149: Jährlicher Wasserstoffbedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2020.

Eine weitere Möglichkeit der Nutzung von Wasserstoff stellt die Speicherung im Erdgasnetz dar. Der zulässige Anteil für die Zumischung von Wasserstoff in das Erdgasnetz liegt gesetzlich momentan bei fünf Volumenprozent. Es wird jedoch eine Toleranzerhöhung auf zehn Prozent angestrebt [96]. Zur Bestimmung der Mengen, die im Erdgasnetz gespeichert werden können, wird zunächst ein stündlicher Erdgasbedarf pro NUTS-3-Gebiet bestimmt. Der jährliche Erdgasbedarf der einzelnen NUTS-3-Gebiete ist in Abbildung 150 dargestellt. Mit den gesetzlichen Vorgaben bzw. dem zukünftig angestrebten Wert für die Zumischung von Wasserstoff kann anschließend das Potential zur Einspeicherung von Wasserstoff im Erdgasnetz in den einzelnen NUTS-3-Gebieten stundengenau bestimmt werden.

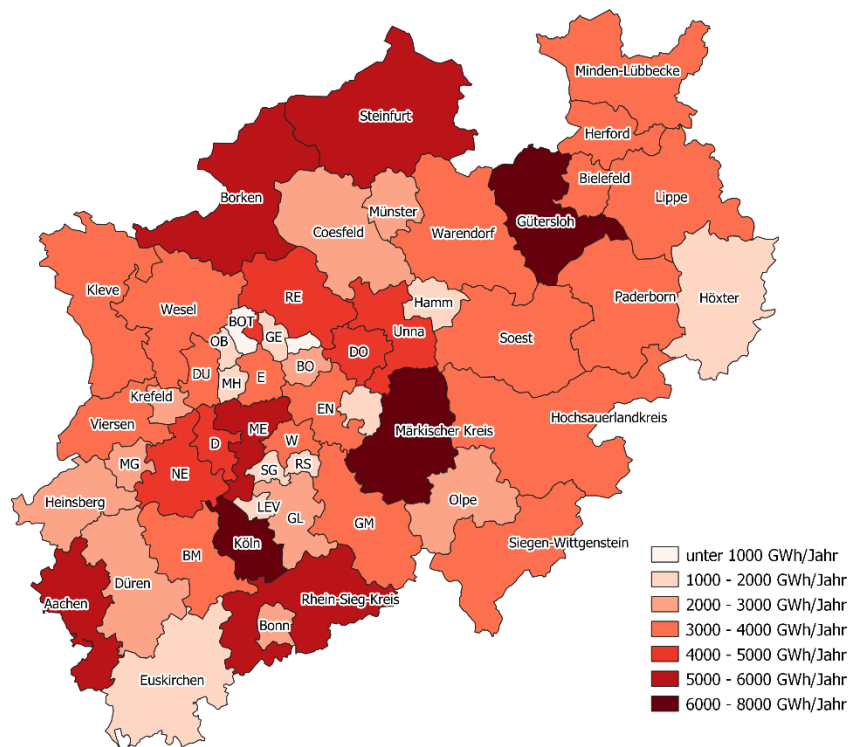


Abbildung 150: Jährlicher Erdgasbedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018.

Der Energieatlas NRW listet den jährlichen Endenergieverbrauch der Sektoren Haushalte, Industrie, GHD und Verkehr für NRW im Jahr 2018 auf [85]. Der Endenergiebedarf für Erdgas ist ebenfalls aufgeführt. Die Umlegung der Daten geschieht analog zur Umlegung des Fernwärmebedarfes auf die einzelnen Stunden des Jahres. Es kommt jedoch noch ein Bedarf des Sektors Verkehr hinzu. Der Endenergiebedarf für Erdgas wird mithilfe von Umrechnungsfaktoren auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete umgelegt. Beim Sektor Haushalte geschieht dies über die Anzahl der Heizungen in dem jeweiligen NUTS-3-Gebiet. Die Anzahl der Heizungen nach Heizungsart kann der Landesdatenbank NRW entnommen werden [97]. Daten über die überwiegend verwendete Energieart für die Beheizung in den einzelnen Gebieten stammen aus einem Zusatzprogramm des Mikrozensus [86]. Mithilfe dieser Daten lässt sich anschließend der jährliche Bedarf an Erdgas pro NUTS-3-Gebiet für die Haushalte berechnen. Zur Bestimmung des Gasbedarfes der Industrie und des GHD-Sektors werden die versicherungspflichtig beschäftigten Personen im jeweiligen Gebiet im Verhältnis zur Gesamtzahl an Beschäftigten als Umrechnungsfaktor genutzt. Diese sind in der Landesdatenbank NRW verfügbar [98]. Für den Verkehrssektor wird angenommen, dass der Gasbedarf im Zusammenhang mit der Bevölkerung im jeweiligen Gebiet steht. Die Daten über die Bevölkerungszahlen stammen ebenfalls aus der Landesdatenbank NRW [99]. Der jährliche Bedarf kann anschließend über Standardlastprofile in einen täglich aufgelösten Gasbedarf überführt werden. Dazu werden analog zum Fernwärmebedarf Standardlastprofile für Gas genutzt. Der stündliche Bedarf wird darauffolgend durch gleichmäßige Aufteilung des täglichen Bedarfs auf die einzelnen Stunden des jeweiligen Tages berechnet. Die Summe der stündlichen Bedarfswerte der einzelnen NUTS-3-Gebiete ergibt den anfänglichen jährlichen Bedarfswert für NRW.

Kohlendioxid

Ein Angebot von Kohlendioxid ist Voraussetzung dafür, dass der Wasserstoff im Modell des *Scale-ups* von der Methanisierung genutzt werden kann, um SNG herzustellen und dieses in das Erdgasnetz einzuspeisen. Grundsätzlich kann zwischen CO₂ aus fossilen und biogenen Quellen unterschieden werden. Für beide Arten werden stundengenaue Profile über das CO₂-Angebot in den jeweiligen NUTS-3-Gebieten benötigt. Dazu werden die CO₂ Potentiale der jeweiligen NUTS-3-Gebiete für biogenes und fossiles CO₂ bestimmt. Biogasanlagen lassen sich dabei in Anlagen unterteilen, die das Rohbiogas aufbereiten und in das Erdgasnetz einspeisen und Anlagen, die das Rohbiogas mittels Blockheizkraftwerk (BHKW) direkt vor Ort verstromen. Das Potential an fossilem CO₂ wird durch die CO₂ Emissionen der Industrie bestimmt. Die Wirtschaftlichkeit wird nicht betrachtet. Außerdem wird von einer ausreichenden Transportinfrastruktur ausgegangen. Das gesamte CO₂-Potential der einzelnen NUTS-3-Gebiete ergibt sich durch die Summe aus fossilem und biogenem CO₂ und ist grafisch in Abbildung 152 dargestellt. Das Vorgehen bei der Erzeugung der Daten ist in Abbildung 151 dargestellt.

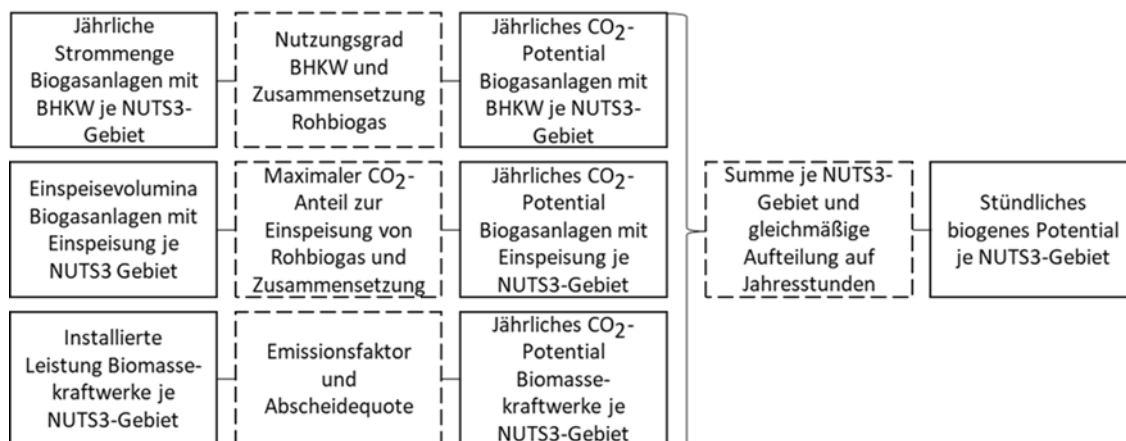


Abbildung 151: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen biogenen Potentials an CO₂. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt.

Biogasanlagen mit BHKW werden in der Biogasbetreiberdatenbank registriert. Die Landwirtschaftskammer NRW hat aus der Datenbank eine Karte erstellt, welche die installierte Leistung in Megawatt pro NUTS-3-Gebiet für Ende 2017 darstellt. Es wird eine Auslastung der Anlagen von 80 % angenommen [100]. Über die sich dadurch ergebenden Volllaststunden von 7008 Stunden pro Jahr lässt sich der jährlich produzierte Strom pro NUTS-3-Gebiet berechnen. Mit diesem lassen sich über den Nutzungsgrad eines BHKWs und die Zusammensetzung des Rohbiogases die jährlichen Mengen an CO₂ pro NUTS-3-Gebiet bestimmen. Dabei wird von einer Rohbiogaszusammensetzung von 40 Vol.-% Kohlendioxid und 60 Vol.-% Methan ausgegangen [101]. Der durchschnittliche elektrische Nutzungsgrad eines BHKWs wird nach Lauf *et al.* [102] mit 48 % angenommen. Daraus ergibt sich eine jährliche Menge an CO₂, die vom Rohbiogas abgespalten werden kann. Um eine stündliche Menge an CO₂ zu erhalten, wird davon ausgegangen, dass die Abspaltung des Kohlendioxids konstant verläuft und somit für jede Stunde des Jahres gleich ist.

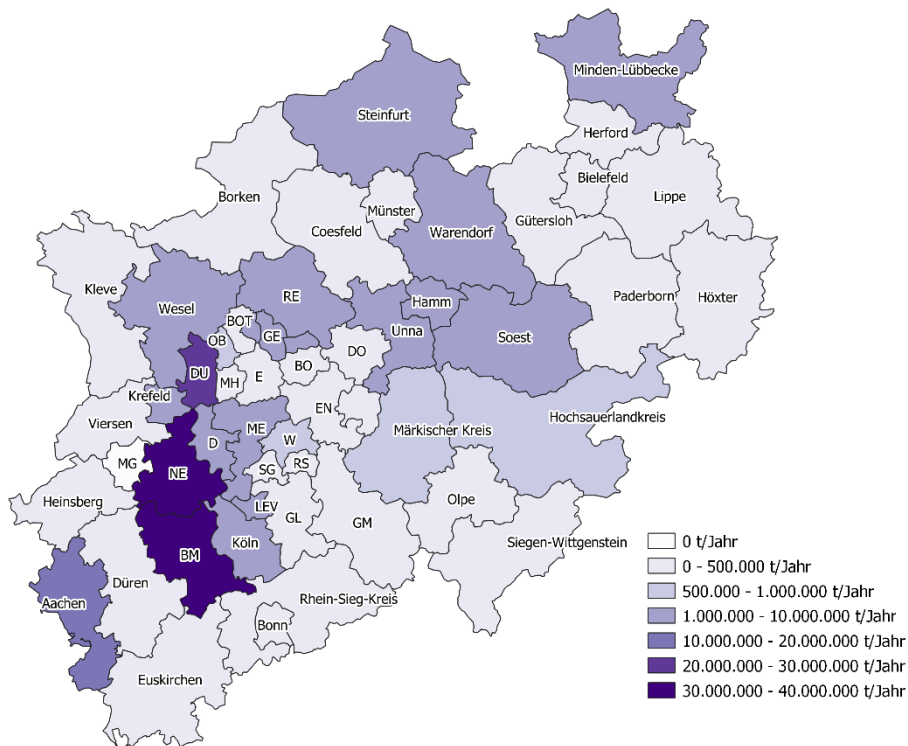


Abbildung 152: Jährliches Potential an CO₂ aus biogenen und fossilen Quellen der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018.

Biogasanlagen mit Gasaufbereitung und Einspeisung werden im Einspeiseatlas der deutschen Energie-Agentur aufgeführt [103]. Für die Anlagen sind jährliche Einspeisevolumina und Standorte hinterlegt. Die Standorte werden den einzelnen NUTS-3-Gebieten zugeordnet. Laut DVGW [79] ist für eine Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz ein maximaler Anteil von 6 Vol.-% CO₂ im eingespeisten Biogas erlaubt. Es wird angenommen, dass das Rohbiogas aus 60 Vol.-% Methan und 40 Vol.-% CO₂ besteht [101]. Damit lässt sich die Menge an CO₂ errechnen, die abgeschieden werden muss, um die gewünschte Gasqualität zu erreichen. Für NRW ergibt sich dadurch eine jährliche CO₂ Menge von über 79.000 Tonnen pro Jahr. Die Umlegung auf stündliche Werte geschieht ebenfalls über die Annahme, dass die Abspaltung des CO₂ konstant verläuft und somit für jede Stunde des Jahres gleich ist.

Biomassekraftwerke mit einer Netto-Nennleistung von mindestens 10 MW werden in der Kraftwerkliste der Bundesnetzagentur aufgeführt [104]. Neben den Standorten sind auch die Leistungen der einzelnen Biomassekraftwerke in der Kraftwerkliste hinterlegt. Zunächst werden die Standorte den einzelnen NUTS-3-Gebieten zugeordnet. Für die einzelnen Kraftwerke werden anschließend die Art des Brennstoffes und die jährlich verbrauchte Menge an Brennstoff recherchiert. Als Brennstoff wird bei den Kraftwerken in NRW ausschließlich Altholz A1-A4 bzw. industrielles Restholz verwendet. Der CO₂-Emissionsfaktor für die beiden Brennstoffarten liegt laut Umweltbundesamt [105] bei 107,8 t/TJ. Zusammen mit dem Brennwert der Brennstoffe kann somit ein jährliches Potential an biogenem CO₂ aus Biomassekraftwerken berechnet werden [106]. Es muss jedoch zusätzlich beachtet werden, dass in großtechnischen Anwendungen bisher nur Abscheidequoten von um die 90 % erreicht werden [107]. Unter der Annahme, dass das CO₂ über das gesamte Jahr konstant abgeschieden wird, wird das jährliche Potential gleichmäßig auf die Stunden eines Jahres aufgeteilt. Die Summe aus den einzelnen Potenzialen der biogenen CO₂-Quellen ergibt

das gesamte biogene CO₂-Potential. Das jährliche biogene CO₂-Potential ist in Abbildung 153 dargestellt.

Das fossile CO₂-Potential wird über die CO₂-Emissionen in dem jeweiligen NUTS-3-Gebiet bestimmt. Es wird angenommen, dass für alle CO₂ emittierenden Industrieprozesse Abscheidetechnologien vorhanden sind. Für die Abscheidequote wird ein Wert von 90 % angenommen [107]. Zur Bestimmung der jährlichen CO₂-Emissionen in dem jeweiligen NUTS-3-Gebiet wird das *PRT-Register* genutzt. Das Register wird ausschließlich nach CO₂-Emissionen gefiltert. Eine Unterscheidung zwischen einzelnen Sektoren geschieht nicht. Die Standorte der CO₂-Emittenten werden über die Postleitzahl den einzelnen NUTS-3-Gebieten in NRW zugeordnet. Anschließend werden die CO₂-Emissionen für das jeweilige Gebiet aufsummiert. Auf diese Weise ergibt sich das jährliche Potential für fossiles CO₂. Unter der Annahme, dass die Industrie das gesamte Jahr über konstant produziert, wird das jährliche Potential gleichmäßig auf alle Stunden eines Jahres verteilt. Dadurch ergibt sich ein stündliches Potential für das fossile CO₂. Die Summe der stündlichen Bedarfswerte der einzelnen NUTS-3-Gebiete ergibt die Summe der anfänglichen jährlichen Bedarfswerte.

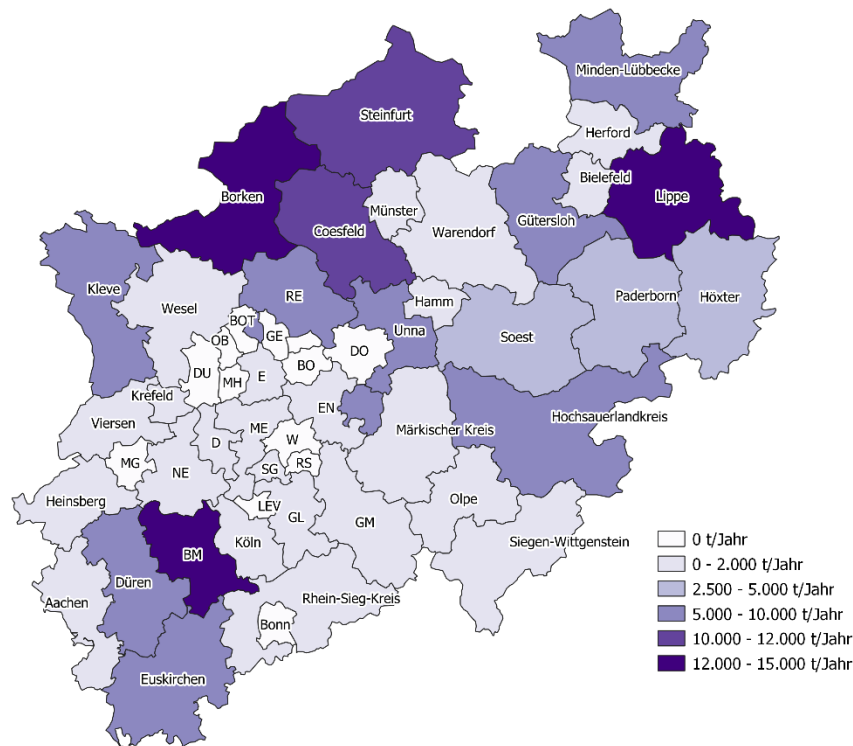


Abbildung 153: Jährliches Potential an CO₂ aus biogenen Quellen der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018.

Residuallast

Die Residuallast lässt sich aus der Differenz von Stromlast und der Einspeiseleistung erneuerbarer Energien bestimmen. Dementsprechend sind zur Berechnung regionaler Residuallasten in den einzelnen NUTS-3-Gebieten, sowohl Daten über den Strombedarf als auch über die Menge an erneuerbar produziertem Strom erforderlich. Zur Bestimmung des Stromverbrauches werden die Sektoren Haushalt, Industrie, GHD und Verkehr betrachtet. Das Vorgehen zur Berechnung ist in Abbildung 154 dargestellt. Der gesamte erneuerbar produzierte Strom wird aus der Summe von produziertem Strom aus Windenergie, Solarenergie, Biomasse und Laufwasserkraftwerken gebildet.

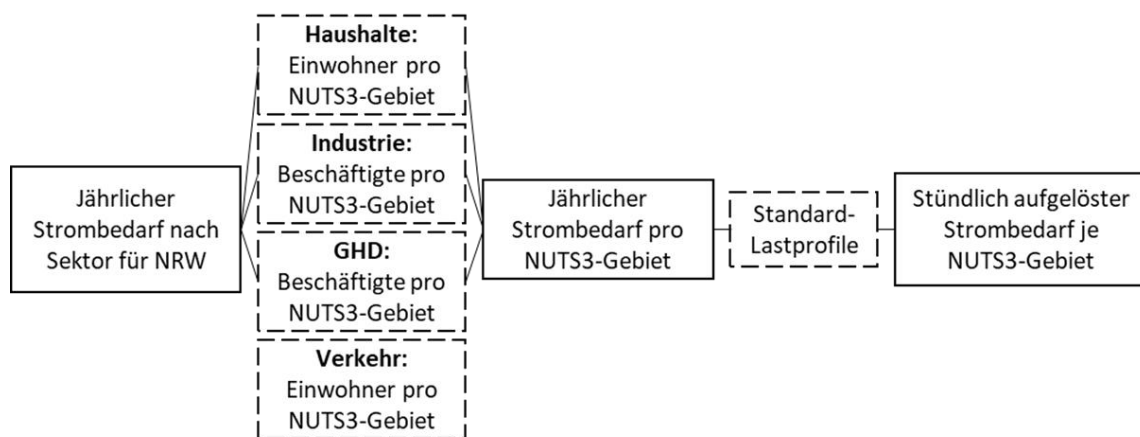


Abbildung 154: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen Strombedarfs. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt.

Die Berechnung des Stromverbrauches der einzelnen NUTS-3-Gebiete verläuft ähnlich zur Berechnung des Fernwärmebedarfs. Daten über den Stromverbrauch im Jahr 2018 für gesamt NRW sind im Energieatlas NRW hinterlegt [85]. Dabei wird der Stromverbrauch aufgeteilt auf die Sektoren Haushalt, Industrie, GHD und Verkehr angegeben. Um die Werte für das gesamte Land NRW auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete umzulegen, werden Umrechnungsfaktoren für die einzelnen Sektoren genutzt. Für die Sektoren Haushalt und Verkehr wird dazu die Einwohnerzahl im jeweiligen NUTS-3-Gebiet im Verhältnis zur gesamten Einwohnerzahl in NRW gewählt. Es wird dabei angenommen, dass in diesen Sektoren der Energieverbrauch mit der Einwohnerzahl zusammenhängt. Daten über die Einwohnerzahlen sind einer Datenbank des Statistischen Landesamtes NRW [99] zu entnehmen. Für die beiden Sektoren Industrie und GHD werden der Landesdatenbank NRW die versicherungspflichtigen Beschäftigten des jeweiligen NUTS-3-Gebiet entnommen [98]. Die Verteilung des Stromverbrauches dieser Sektoren erfolgt analog zur Verteilung des Wärmebedarfes. Über ein Verhältnis zur Gesamtmenge an versicherungspflichtigen Beschäftigten in NRW kann so der Stromverbrauch der Sektoren auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete umgelegt werden. Die Summe des Stromverbrauches der einzelnen Sektoren im jeweiligen Gebiet ergibt dann den gesamten jährlichen Stromverbrauch. Dieser ist in Abbildung 155 dargestellt. Die Umlegung auf stündliche Werte geschieht durch Standardlastprofile für Strom. Die einzelnen Tage des Jahres 2018 werden dazu den einzelnen Profilen für Werktagen, Samstagen und Sonntagen bzw. Feiertagen zugeordnet. Außerdem geschieht eine gesonderte Betrachtung der einzelnen Jahreszeiten. Zur Durchführung des Standardlastprofilverfahrens wird auf das VDEW Material M32/99 „Repräsentative VDEW- Lastprofile“ verwiesen [108]. Dabei werden für die Sektoren Haushalte und GHD spezifische Standardlastprofile

verwendet. Der Bedarf von Industrie und Verkehr wird über das gesamte Jahr als konstant angenommen. Die Summe der stündlichen Bedarfswerte der einzelnen NUTS-3-Gebiete ergibt den anfänglichen jährlichen Bedarfswert für NRW.

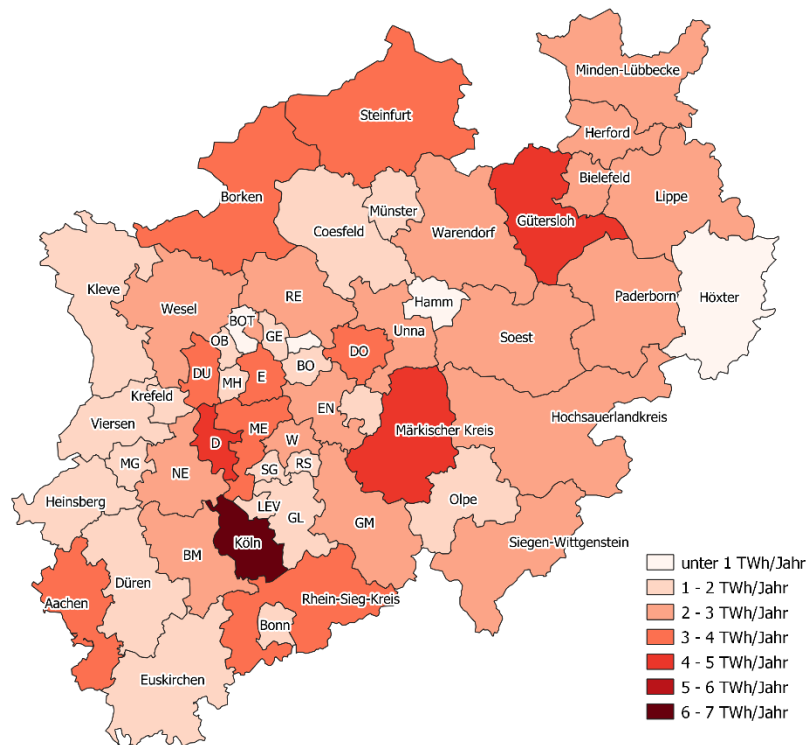


Abbildung 155: Jährlicher Strombedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018.

Der durch Windkraftanlagen erzeugte Strom stellt einen Teil des gesamten regenerativ erzeugten Stroms in NRW dar. Zur Bestimmung des stündlich erzeugten Stroms durch Windkraftanlagen im jeweiligen NUTS-3-Gebiet von NRW werden die Daten des Energieatlas NRW genutzt. Dieser bietet sowohl den genauen Standort als auch Angaben über den Typ, die Leistung und die Nabenhöhe der jeweiligen Anlage [109]. Zunächst werden die einzelnen Anlagen den NUTS-3-Gebieten von NRW zugeordnet. Es werden dabei nur Anlagen betrachtet, die bis einschließlich 2018 errichtet wurden. Anschließend werden den NUTS-3-Gebieten Wetterstationen des Deutschen Wetterdienstes (DWD) zugeordnet. Die genaue Zuordnung ist in Anhang D zu finden. Anschließend werden die mittleren Windgeschwindigkeiten in 10 Meter Höhe für das Jahr 2018 für die jeweiligen Wetterstationen aus den freien Klimadaten des Deutschen Wetterdienstes entnommen [88]. Die Messdaten des DWD sind stündlich aufgelöst. Teilweise weisen diese Wetterdaten fehlende Messzeitpunkte auf. Die Daten werden unter der Annahme, dass die Windgeschwindigkeit in diesem Zeitraum konstant den Wert der letzten Messung annimmt, aufbereitet. Die Windgeschwindigkeiten in 10 Meter Höhe $v(z_1)$ werden in die jeweiligen Windgeschwindigkeiten in Nabenhöhe $v(z_2)$ umgerechnet. Dazu wird eine Rauigkeitslänge von $z_0=0,1$ angenommen. Diese entspricht der Rauigkeitsklasse 2 und beschreibt einen landwirtschaftlichen Geländetypen mit einigen Häusern. Der Annahme liegt zugrunde, dass Windkraftanlagen in NRW vermehrt in überwiegend ländlichen Regionen vorzufinden sind. Eine Differenzierung der Rauigkeitsklasse zwischen den einzelnen Anlagen bzw. Wetterstationen wird

nicht vorgenommen. [110] Die Windgeschwindigkeit in Nabenhöhe wird über folgende Formel berechnet:

$$v(z_2) = v(z_1) \cdot \frac{\ln\left(\frac{z_2}{z_0}\right)}{\ln\left(\frac{z_1}{z_0}\right)} \quad (5.3)$$

Zusätzlich zu den Windgeschwindigkeiten werden die Anlagenkennlinien der Windkraftanlagen den einzelnen Anlagentypen zugeordnet. Dazu wird ein Datensatz über Leistungskennlinien der verschiedenen Windkraftanlagen genutzt [111]. Mit den stündlichen mittleren Windgeschwindigkeiten in Nabenhöhe und der Anlagenkennlinie der jeweiligen Anlage lässt sich eine stündliche mittlere Leistung der Windenergieanlagen bestimmen. Durch die Zuordnung der Anlagen zu den einzelnen NUTS-3-Gebieten von NRW lässt sich anschließend die mittlere stündliche Stromproduktion im jeweiligen Gebiet berechnen. Die jährlich produzierte Strommenge wird anschließend über die Aufsummierung der Werte der einzelnen Stunden berechnet.

Photovoltaik- (PV) bzw. Solaranlagen sind ebenfalls regenerative Stromproduzenten. Zur Ermittlung des stündlich produzierten Stroms dieser Anlagen werden sowohl Dachanlagen als auch Freiflächenanlagen betrachtet. Die installierte Leistung von PV-Dachanlagen pro NUTS-3-Gebiet lässt sich dem Energieatlas NRW entnehmen [112]. Die Standorte der Freiflächenanlagen sowie deren Leistung lassen sich ebenfalls aus Daten des Energieatlas NRW entnehmen [109]. Zur Berechnung der stündlich produzierten Strommenge wird das Online-Tool PVGIS genutzt. Dieses Tool nutzt stündliche Sonneneinstrahlungsdaten, um die stündlich produzierte Strommenge von PV-Anlagen zu bestimmen. Für die von PVGIS genutzten Datenquellen und Berechnungsmethoden wird an dieser Stelle auf die Internetseite des European Science Hubs verwiesen [113]. Die Daten stehen für die Jahre 2015 bis 2016 zur Verfügung. Für die Berechnungen wird der Datensatz der Satellite Application Facility on Climate Monitoring (CM SAF) für das Jahr 2016 genutzt. Die Standorte der PV-Anlagen werden jeweils in die Mitte der NUTS-3-Gebiete gelegt, da nicht für alle Anlagen Standorte bekannt sind. Zusätzlich zum Standort sind Angaben über den Azimutwinkel, die Neigung, die PV-Technologie und die Systemverluste im Tool anzugeben. Es wird vereinfacht angenommen, dass alle PV-Anlagen einen Azimutwinkel von 0° und eine Neigung von 35° aufweisen. Dies entspricht den Standardwerten in PVGIS. Ebenso wird angenommen, dass es sich um Solarzellen mit kristallinem Silizium handelt. Als Systemverlust wird der Standardwert in PVGIS von 14 % genutzt. Über PVGIS lässt sich so für jedes NUTS-3-Gebiet ein stundengenauer Verlauf der produzierten Strommengen von PV-Anlagen erzeugen. Über die Aufsummierung der einzelnen Stunden kann die jährliche Strommenge pro NUTS-3-Gebiet bestimmt werden.

Laufwasserkraftwerke sind ebenfalls regenerative Stromproduzenten. Die Standorte der Laufwasserkraftwerke und ihre Leistung sind den Daten des Energieatlas NRW zu entnehmen [109]. Die einzelnen Laufwasserkraftwerke werden zunächst den NUTS-3-Gebieten von NRW zugeordnet. Unter der Annahme, dass diese Kraftwerke das komplette Jahr konstant Strom produzieren, kann eine jährlich produzierte Strommenge pro NUTS-3-Gebiet berechnet werden. Diese Strommenge wird anschließend gleichmäßig auf die Stunden eines Jahres verteilt. Es entstehen somit stundengenaue Daten über das Stromangebot von Laufwasserkraftwerken.

Biogasanlagen mit direkter Verbrennung des Rohbiogases in einem BHKW erzeugen ebenfalls regenerativen Strom. Wie bereits für die Berechnung des CO₂-Potentials von Biogasanlagen mit BHKW werden die Angaben der Landwirtschaftskammer NRW [100] genutzt, um die jährlich produzierte Strommenge pro NUTS-3-Gebiet zu bestimmen. Nach Angaben der Landwirtschaftskammer NRW [100] seien diese Anlagen zu 80 % ausgelastet. Mit den sich daraus ergebenden Volllaststunden von 7008 h/a lässt sich die jährlich produzierte Strommenge berechnen. Diese wird für eine stündlich produzierte Strommenge pro NUTS-3-Gebiet gleichmäßig auf die Stunden eines Jahres aufgeteilt. Die Summe aus regenerativ erzeugtem Strom von Windkraftanlagen, PV-Anlagen, Laufwasserkraftwerken und Biogasanlagen mit BHKW stellen das regenerative Stromangebot dar. Die jährlichen Werte für die einzelnen NUTS-3-Gebiete sind grafisch in Abbildung 156 dargestellt.

Die Residuallast für die einzelnen NUT3-Gebiete in NRW wird über die Differenz von Strombedarf und regenerativem Stromangebot berechnet. Dies wird ebenfalls in stündlicher Auflösung für die Simulation des *Scale-up* benötigt. Durch Subtraktion der beiden entsprechenden stündlichen Profile können NUTS-3-Gebiete bestimmt werden, in denen zu bestimmten Stunden des Jahres negative Residuallasten vorliegen. Abbildung 157 stellt die Anzahl an Stunden mit negativer Residuallast für die einzelnen NUTS-3-Gebiete grafisch dar.

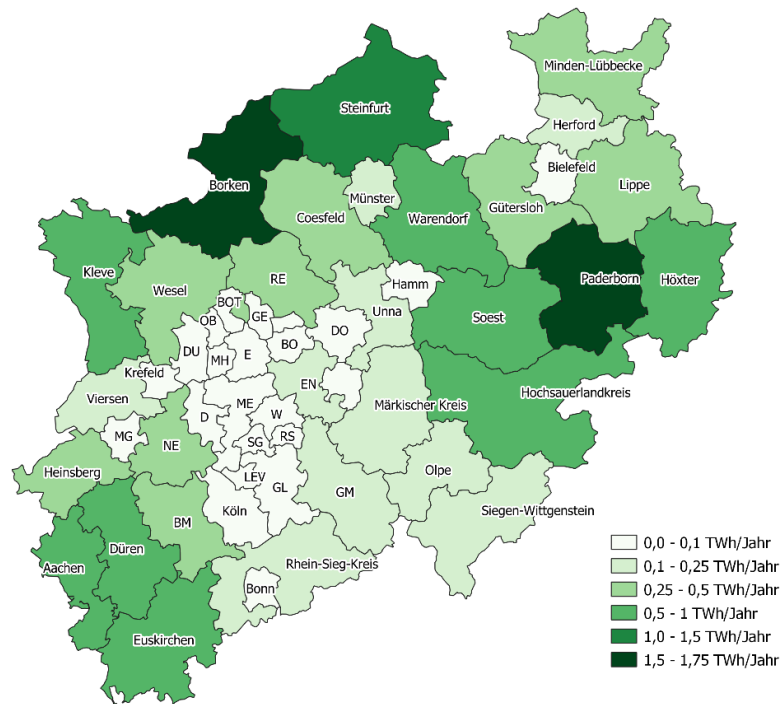


Abbildung 156: Jährlicher regenerativ erzeugter Strom der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird die Strommenge für das Jahr 2018. Daten über die Sonneneinstrahlung stammen aus dem Jahr 2016.

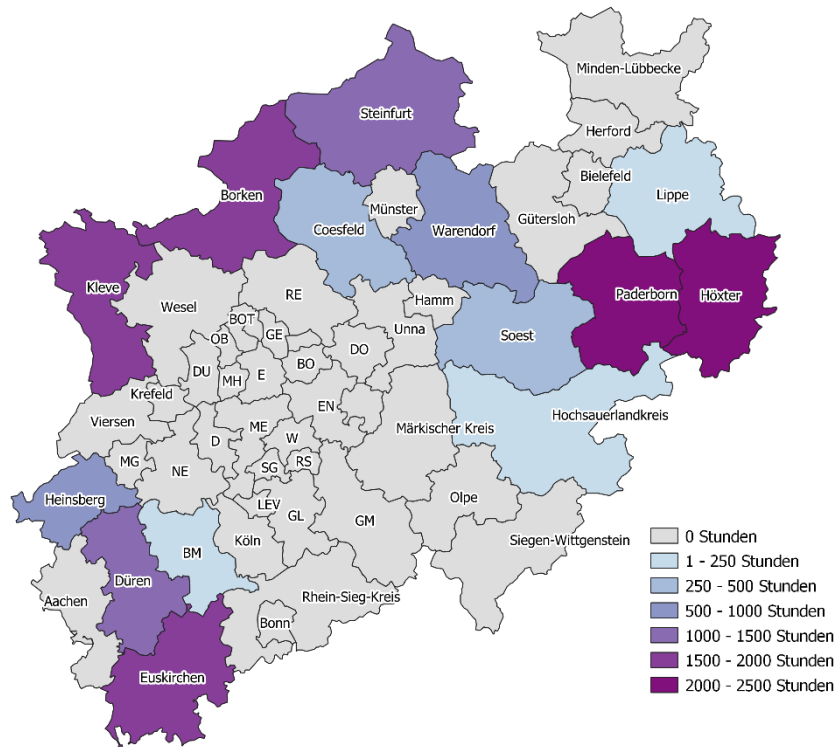


Abbildung 157: Jährliche Stunden mit negativer Residuallast pro NUTS-Gebiet in NRW

5.2.3. SIMULATIONSERGEBNISSE

Zur Erzeugung der Simulationsergebnisse des *Scale-ups* werden alle NUTS-3-Gebiete, die im Laufe des betrachteten Jahres negative Residuallasten aufweisen, untersucht. In den übrigen NUTS-3 Gebieten ist kein regenerativer Überschussstrom vorhanden, sodass weder der PtH-Pfad noch der PtG-Pfad des *Scale-ups* aktiviert werden. Diese Gebiete werden nicht betrachtet. Jedes der betrachteten NUTS-3-Gebiete wird sowohl mit einem maximal zulässigen Wasserstoffanteil von 5 Vol.-% als auch mit einem zulässigen Anteil von maximal 10 Vol.-% untersucht. Mit dem höheren Anteil soll insbesondere eine perspektivische Erhöhung des zulässigen Anteils an Wasserstoff im Erdgasnetz untersucht werden. Anschließend werden die Ergebnisse weiter aufbereitet. Dafür werden anfänglich die Ergebnisse des gesamten Landes Nordrhein-Westfalen betrachtet. Anschließend werden gesondert die drei NUTS-3-Gebiete Steinfurt, Höxter und Coesfeld betrachtet. Diese NUTS-3-Gebiete unterscheiden sich zum einen in ihrer Stadt/Land Typologie. Zum anderen unterscheiden sie sich in ihren Bedarfen und dem Angebot an regenerativem Strom. Diese Unterschiede bedingen auch unterschiedliche Betriebsstunden der einzelnen Pfade des Anlagenverbundes.

Nordrhein-Westfalen

Zunächst wird die Verteilung der Stunden mit negativer Residuallast in NRW in Bezug auf die Stadt/Land Typologie betrachtet. Nach Angaben des statistischen Amtes der Europäischen Union [114] lassen sich NUTS-3-Gebiete in die Kategorien überwiegend städtisch, intermediär und überwiegend ländlich unterteilen. Als Zuteilungskriterium dient dabei der Bevölkerungsanteil in ländlichen Regionen innerhalb eines NUTS-3-Gebietes. Beträgt dieser mehr als 50 %, wird das Gebiet als überwiegend ländlich eingestuft. Beträgt der Bevölkerungsanteil in ländlichen Regionen eines NUTS-3-Gebietes weniger als 20 %, wird es als überwiegend städtisch eingestuft. Alle dazwischenliegenden NUTS-3-Gebiete (20 % bis 50 %) werden einer intermediären Typologie zugeordnet. In [Abbildung 158](#) ist die Zuordnung der NUTS-3-Gebiete von NRW zu diesen Kategorien zu sehen. [Abbildung 157](#) zeigt die Anzahl an Stunden mit negativer Residuallast für die einzelnen NUTS-3-Gebiete in NRW. Beim Vergleich der beiden Abbildungen fällt auf, dass überwiegend städtische Regionen keine Stunden mit Residuallasten aufweisen. Eine Ausnahme stellen Düren und Coesfeld dar. Die Mehrzahl der NUTS-3-Gebiete, die der Kategorie Intermediär zugeordnet sind, weisen negative Residuallasten im Laufe des Jahres auf. NRW hat mit Höxter nur ein NUTS-3-Gebiet, das der Kategorie überwiegend ländlich zugeordnet wird. Höxter zeigt mit über 2.251 Stunden, in denen überschüssiger regenerativer Strom vorhanden ist, auch die größte Anzahl dieser Stunden in NRW. Es lässt sich somit feststellen, dass es einen starken Zusammenhang zwischen der Stadt/Land-Typologie und der Anzahl an Stunden mit negativer Residuallast gibt.

Beim Vergleich von [Abbildung 155](#) mit [Abbildung 158](#) fällt auf, dass überwiegend städtische Regionen durchschnittlich einen höheren Strombedarf aufweisen als überwiegend ländliche Regionen oder intermediäre Regionen. Außerdem ist auffällig, dass die meisten Regionen mit einer großen Menge an regenerativ erzeugtem Strom den Kategorien intermediär und überwiegend ländlich zugeordnet werden können. Der Bedarf an Strom und die Erzeugung von regenerativem Strom steht dementsprechend im Kontrast zueinander. Dies führt dazu, dass insbesondere städtische NUTS-3-

Gebiete kaum Stunden mit negativer Residuallast aufweisen und ländlichere Gebiete einen Großteil der jährlichen Stunden mit überschüssigem regenerativem Strom ausmachen.

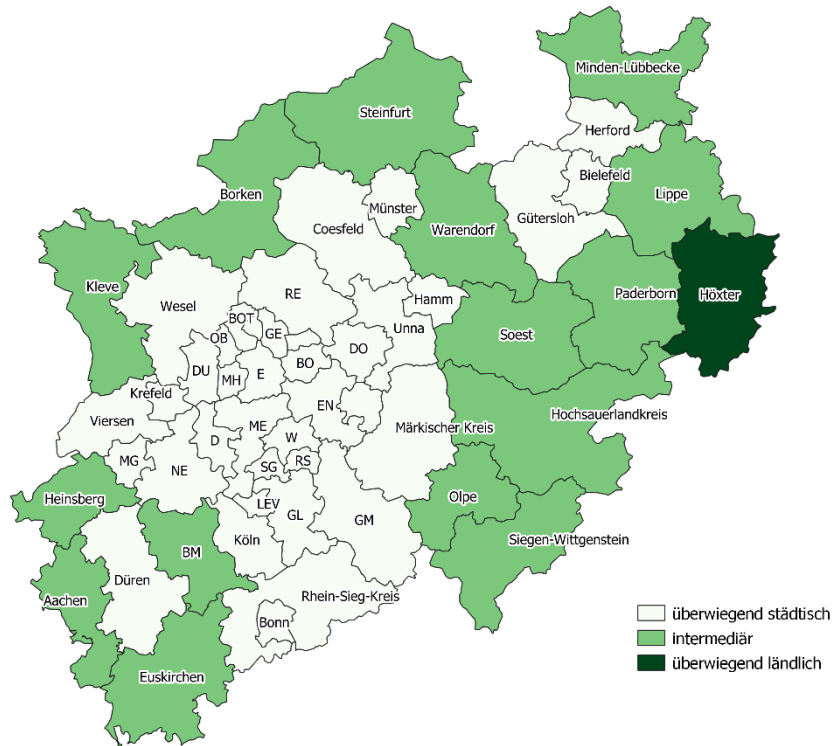


Abbildung 158: Verteilung der städtischen, ausgeglichenen und ländlichen Gebiete in NRW [114]

Zusätzlich zur gesamten Anzahl an Stunden mit negativer Residuallast werden auch die Betriebsstunden der einzelnen Pfade des *Scale-ups* betrachtet. Dabei wird zwischen dem Power-to-Heat- und dem Power-to-Gas-Pfad unterschieden. Der PtG-Pfad wird jedoch noch zusätzlich in drei weitere Pfade aufgeteilt. Diese sind die Bereitstellung von Wasserstoff für Industrie und Verkehr, die Einspeisung von Wasserstoff in das Erdgasnetz sowie der Pfad der Methanisierung mit der Einspeisung von SNG in das Erdgasnetz. Bei ausreichend hoher negativer Residuallast und ausreichenden Bedarfen können prinzipiell alle Pfade parallel ablaufen. Die Anzahl der Betriebsstunden der einzelnen Pfade für einen maximal erlaubten Anteil von 5 Vol.-% Wasserstoff im Erdgasnetz ist in Abbildung 159 abgebildet. Dabei fällt auf, dass der PtH-Pfad immer aktiviert wird, sobald negative Residuallasten vorliegen. Dies liegt an der priorisierten Regelung der PtH-Anlage im *Scale-up*. Die Differenz aus 8760 h/a und den Betriebsstunden des PtH-Pfades ergibt dementsprechend die Stunden, in denen keiner der Pfade aktiviert wird. Abgesehen vom Hochsauerlandkreis sind in allen NUTS-3-Gebieten Stunden vorhanden, in denen die Elektrolyse betrieben wird. Es ist auch zu erkennen, dass in vielen Gebieten kein Bedarf an Wasserstoff, in Industrie und Verkehr vorhanden ist. Dies lässt sich mit Abbildung 149 erklären. In dieser Abbildung wird der Wasserstoffbedarf dargestellt.

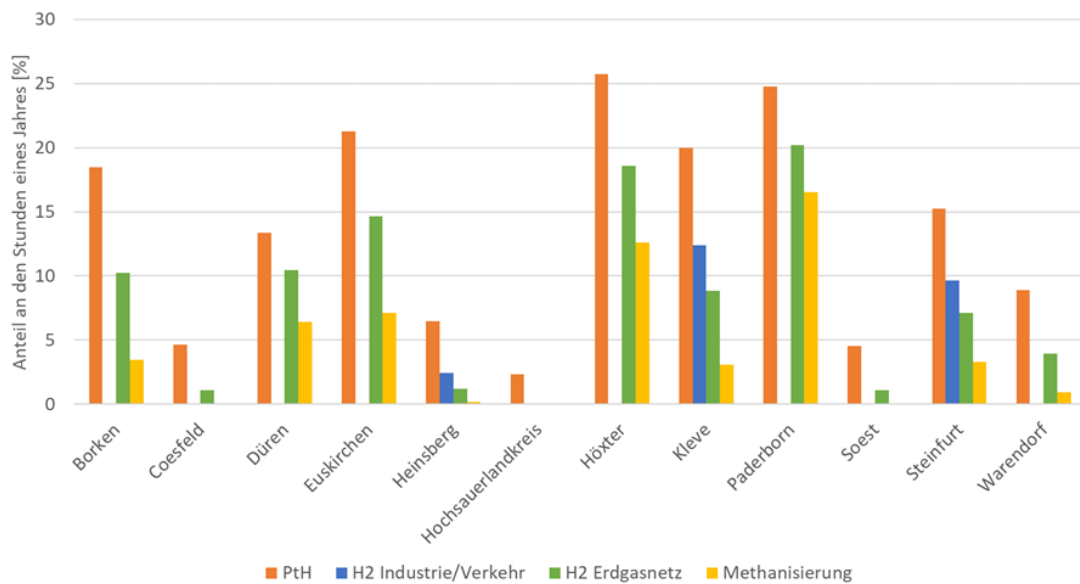


Abbildung 159: Betriebsstunden relativ zu den Stunden eines Jahres mit einem maximalen Wasserstoffanteil von 5 Vol.-% im Erdgasnetz. Gezeigt werden NUTS-3-Gebiete mit negativer Residuallast.

Als Datengrundlage für den Wasserstoffbedarf der Industrie in Deutschland dient die Wasserstoffstrategie der Bundesregierung [82]. Die Verteilung des gesamten Bedarfs auf die einzelnen NUTS-3-Gebiete geschieht über die Verteilung der wasserstoffbeziehenden Industrie in Deutschland. Zur wasserstoffbeziehenden Industrie zählen dabei die Stahl- und Chemie Industrie. Die Region um Rhein und Ruhr ist eine der führenden Chemiestandorte in Deutschland und Europa [115]. In dieser Region ist ebenfalls die Stahlindustrie vermehrt angesiedelt. So gilt zum Beispiel Duisburg als einer der größten Stahlstandorte Europas [116]. Die Region um Rhein und Ruhr ist jedoch auch vorwiegend städtisch geprägt, sodass dort wenige bis keine Stunden mit negativer Residuallast vorhanden sind. Ländlichere Gebiete weisen im Vergleich dazu im Durchschnitt deutlich weniger Bedarf an Wasserstoff in Industrie und Verkehr auf. In vielen dieser Gebiete wird dementsprechend der komplette produzierte Wasserstoff in das Erdgasnetz eingespeist oder in der Methanisierung zu SNG umgewandelt. In den meisten der untersuchten NUTS-3-Gebiete gibt es Stunden, in denen die Methanisierung aktiviert wird. Ausnahmen sind Coesfeld, der Hochsauerlandkreis und Soest. Diese Gebiete weisen insgesamt auch eine eher geringe Anzahl an Stunden mit negativer Residuallast von unter 500 Stunden pro Jahr auf.

Zusätzlich wird auch ein maximal zulässiger Anteil von 10 Vol.-% Wasserstoff im Erdgasnetz untersucht. Diesbezüglich sind die Betriebsstunden der einzelnen Pfade für die NUTS-3-Gebiete mit negativer Residuallast in Abbildung 157 dargestellt. Es lässt sich im Vergleich mit Abbildung 160 erkennen, dass sich die Anzahl der Stunden, in denen die Methanisierung aktiviert wird, pro NUTS-3-Gebiet reduziert. Dies ist bedingt durch die Priorisierung der Wasserstoffbeimischung in das Erdgasnetz vor der Umwandlung in SNG. Die höhere Wasserstoffkapazität des priorisierten Pfades führt dazu, dass weniger Wasserstoff für die Methanisierung genutzt werden kann. Dies hat insgesamt zur Folge, dass nur die beiden NUTS-3-Gebiete Höxter und Paderborn Betriebsstunden der Methanisierung von über 438 Stunden pro Jahr aufweisen. 438 Stunden pro Jahr entspricht dabei 5 % der gesamten Jahresstunden. In den Simulationsergebnissen mit einem geringeren maximalen Anteil von Wasserstoff im Erdgasnetz ist zu erkennen, dass vier Gebiete über dieser Grenze von 5 % der

Jahresstunden liegen. Zusätzlich zu Paderborn und Höxter sind dies Düren und Euskirchen. In Gebieten, in denen die Methanisierung bereits bei einem Wasserstoffanteil von 5 Vol.-% im Erdgasnetz keine Betriebsstunden aufweist, bleibt für einen Anteil von 10 Vol.-% die Anzahl der Stunden der restlichen Pfade unverändert.

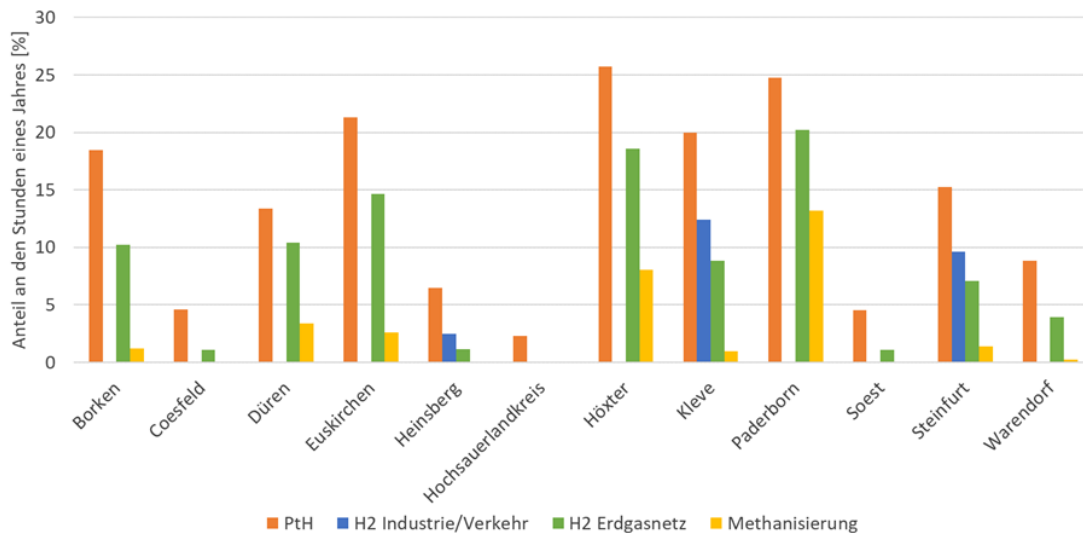


Abbildung 160: Betriebsstunden relativ zu den Stunden eines Jahres mit einem maximalen Wasserstoffanteil von 10 Vol.-% im Erdgasnetz. Gezeigt werden NUTS-3-Gebiete mit negativer Residuallast.

Steinfurt

Nach Angaben des Statistischen Bundesamtes der Europäischen Union [114] handelt es sich bei Steinfurt um ein NUTS-3-Gebiet mit intermediärer Stadt/Land Typologie. Steinfurt weist einen Fernwärmebedarf von 758 GWh/Jahr, einen sehr geringen Strombedarf von unter 3230 GWh/Jahr und ein Angebot von regenerativem Strom in Höhe von 1450 GWh/Jahr auf. Steinfurt hat einen Wasserstoffbedarf der Sektoren Industrie und Verkehr von 7028 t/Jahr. Der Erdgasbedarf liegt bei 5411 GWh/Jahr. Somit hat Steinfurt einen vergleichsweise hohen Bedarf an Energie und Wasserstoff bei gleichzeitig hohem Angebot an regenerativer Energie. Im Laufe des simulierten Jahres werden in Steinfurt alle Pfade angesprochen. Es ist dementsprechend auch ein Bedarf an Wasserstoff für Industrie und Verkehr vorhanden. In Abbildung 161 ist die Aufteilung der gesamten Betriebsstunden der einzelnen Anlagenkomponenten des *Scale-ups* auf die Jahreszeiten zu sehen.

Die Jahreszeit Frühling umfasst die Monate März bis Mai. Der Sommer umfasst die Monate Juni bis August und der Herbst den Zeitraum von September bis November. Der Winter ist von Dezember bis Februar definiert. Es lässt sich erkennen, dass im Winter die meisten und im Herbst die wenigsten Stunden mit Betriebsstunden der PtH-Anlage in Steinfurt zu finden sind. Die Abbildung zeigt, dass die Elektrolyse im Frühling und im Sommer ungefähr gleichviele Betriebsstunden aufweist, obwohl die PtH-Anlage im Frühling öfter aktiviert wird, als im Sommer. Auch die Betriebsstunden der Methanisierung verteilen sich in Steinfurt unterschiedlich stark auf die Jahreszeiten. Es ist zu sehen,

dass die meisten Betriebsstunden im Sommer zu finden sind. Im Frühling und Herbst wird die Methanisierung weniger oft aktiviert. Im Winter kommt sie am wenigsten zum Einsatz.

Eine Erklärung für die abweichende Verteilung der Betriebsstunden der Elektrolyse im Vergleich zur Verteilung der Betriebsstunden der PtH-Anlage für die Jahreszeiten Frühling und Sommer kann der Wärmebedarf von Steinfurt sein. In den Sommermonaten sind gegenüber dem Frühling höhere Temperaturen zu erwarten, was einen geringeren Wärmebedarf im Sommer zur Folge hat. Dementsprechend wird die PtH-Anlage weniger oft betrieben. Dies hat zur Folge, dass die negativen Residuallasten im Sommer vermehrt der Elektrolyse zugeordnet werden. Im Winter sind mehr Stunden mit negativer Residuallast in Steinfurt zu finden. Folglich sind dort auch die Betriebsstunden der Elektrolyse höher. Ein Erklärungsansatz für die vermehrten Betriebsstunden der Methanisierung in den wärmer anzunehmenden Jahreszeiten ist die Verteilung des Gasbedarfes über das Jahr. Im Sommer wird weniger Erdgas zum Heizen benötigt als in den kälteren Jahreszeiten. Die angewendeten Standardlastprofile stellen diesen Umstand dar. Dadurch wird dem Erdgasnetz weniger Gas entnommen und die Menge an Wasserstoff, die dem Netz zugeführt werden kann, sinkt. Es bleibt dementsprechend mehr Wasserstoff übrig, der in SNG umgewandelt werden kann. Dies kann höhere Betriebsstunden der Methanisierung in warmen Jahreszeiten zur Folge haben.

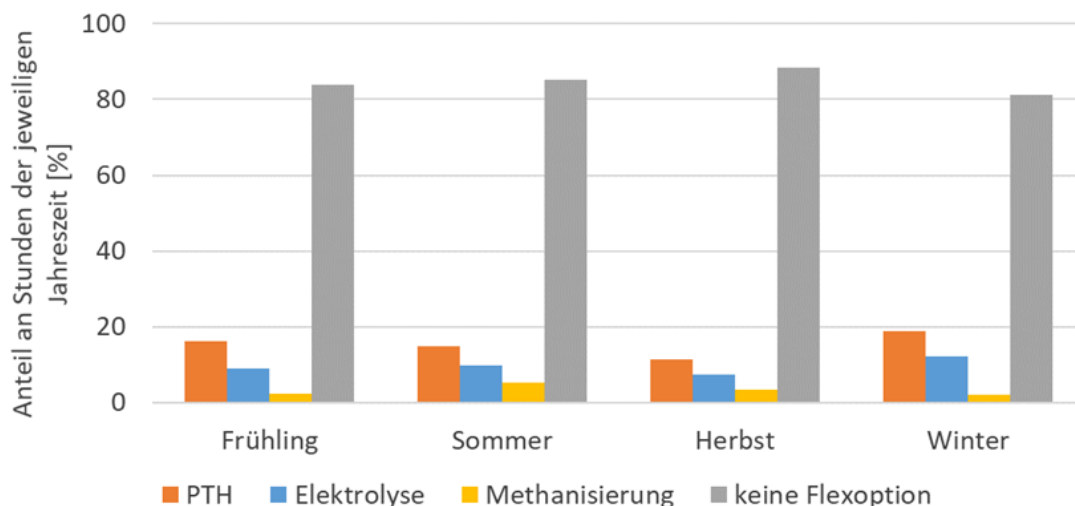


Abbildung 161: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Jahreszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Jahreszeit in Steinfurt

Abbildung 162 zeigt die Verteilung der Betriebsstunden auf die einzelnen Tageszeiten für das NUTS-3-Gebiet Steinfurt. Die Tageszeit Morgen umfasst dabei den Zeitraum von 6:00 Uhr bis 10:00 Uhr. Die Tageszeit Mittag ist über das Intervall von 10:00 Uhr bis 18:00 Uhr definiert. Die Abendstunden sind von 18:00 Uhr bis 22:00 Uhr definiert und die Nachtstunden von 22:00 Uhr bis 6:00 Uhr. Es gilt zu beachten, dass die Tageszeiten jeweils unterschiedlich viele Stunden umfassen. Der Grafik lässt sich entnehmen, dass sich die Verteilung am Morgen und in der Nacht sehr ähnlich zueinander verhält. Etwas mehr Betriebsstunden sind am Abend vorhanden. Die meisten negativen Residuallasten der einzelnen Anlagenteile sind den Mittagsstunden zugeordnet. Es ist ebenfalls ersichtlich, dass die Methanisierung hauptsächlich in den Mittagsstunden aktiviert wird.

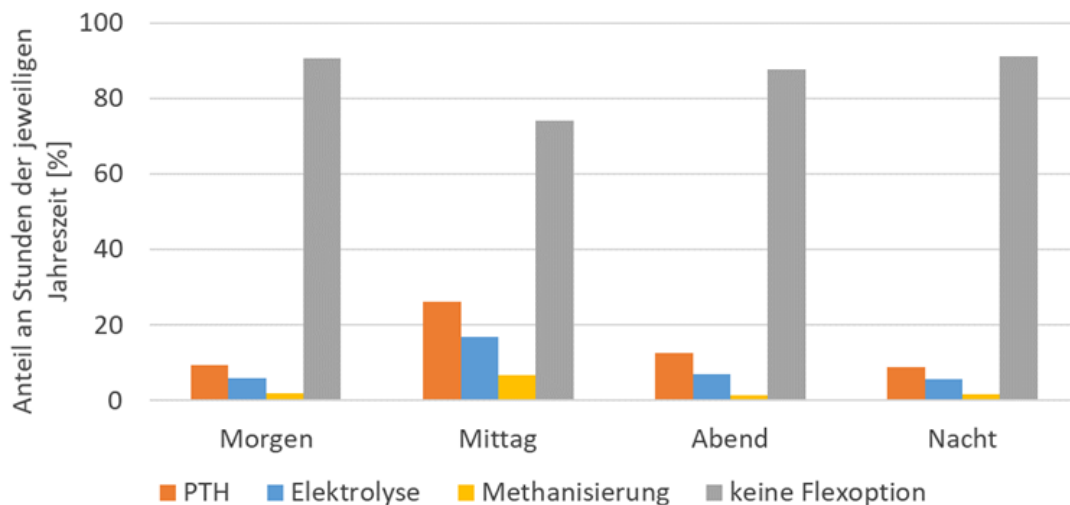


Abbildung 162: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Tageszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Tageszeit in Steinfurt

Die Verteilung am Morgen und Abend im Vergleich zu den Mittagsstunden kann über den Strombedarf erklärt werden. Zu diesen Tageszeiten wird auch der höchste Stromverbrauch erwartet. Die verwendeten Standardlastprofile für Strom berücksichtigen dies. Somit kommt es zu diesen Tageszeiten selten dazu, dass negative Residuallasten auftreten. In den Mittagsstunden hingegen sinkt der Stromverbrauch in den hinterlegten Strombedarfsprofilen für Haushalte und den GHD-Sektor vorübergehend. Der Stromverbrauch der Industrie wird über den gesamten Tag als konstant angenommen und hat somit keinen Einfluss auf die Verteilung der Betriebsstunden auf die einzelnen Tageszeiten. Ebenfalls keinen Einfluss haben die Gasbedarfsprofile. Der Gasbedarf wird durch die genutzten Standardlastprofile über den Verlauf eines Tages als konstant angenommen. Der Stromverbrauch ist in den Nachtstunden geringer als tagsüber. Jedoch ist die Produktion von regenerativer Energie teilweise einem Tageszyklus unterworfen. PV-Anlagen benötigen Sonneneinstrahlung, um Strom zu produzieren. Diese Sonneneinstrahlung ist bei idealen Verhältnissen zu den Mittagsstunden maximal und nimmt zur Nacht hin ab. In der Nacht kann eine PV-Anlage dementsprechend keinen Strom produzieren. Insofern kommt es nachts zu einem geringeren regenerativem Stromangebot als tagsüber. Die Aktivierung der Methanisierung in den Mittagsstunden kann auf das höhere Stromangebot in dieser Zeit zurückgeführt werden. Die Menge an überschüssigem, regenerativem Strom ist in diesen Zeiten höher und somit wird auch mehr Strom in Wasserstoff umgewandelt.

Zusätzlich zur Aufteilung der Betriebsstunden auf die Jahreszeiten bzw. die Tageszeiten wird untersucht, welche Größe die Lasten haben, welche die einzelnen Anlagenteile aufnehmen. Abbildung 163 zeigt, wie viele Stunden die einzelnen Anlagenteile mit welcher Leistung im simulierten Zeitraum von einem Jahr betrieben werden. Dabei wird in fünf Leistungsbereiche unterteilt. Die Leistungsbereiche belaufen sich von 0 MW bis 1 MW, von 1 MW bis 5 MW, von 5 MW bis 20 MW, von 20 MW bis 100 MW bzw. ab 100 MW. Es ist ersichtlich, dass die PtH-Anlage wenige Stunden mit einer Leistung von unter 20 MW aufweist. Die meisten Stunden wird die Anlage mit einer Leistung zwischen 20 MW und 100 MW betrieben. Deutlich weniger Stunden fallen in die Kategorie ab 100 MW. Für die Elektrolyse lässt sich feststellen, dass es wenige Stunden gibt, in denen diese mit einer Leistung von

unter 20 MW betrieben wird. Die meisten Stunden sind im Leistungsbereich ab 100 MW vorhanden. Etwas weniger Betriebsstunden weist der Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW auf. Für die Methanisierung wird ersichtlich, dass die meisten Stunden in einem Leistungsbereich von unter 1 MW vorhanden sind. Nur verhältnismäßig wenige Stunden verteilen sich auf die anderen Leistungsbereiche.

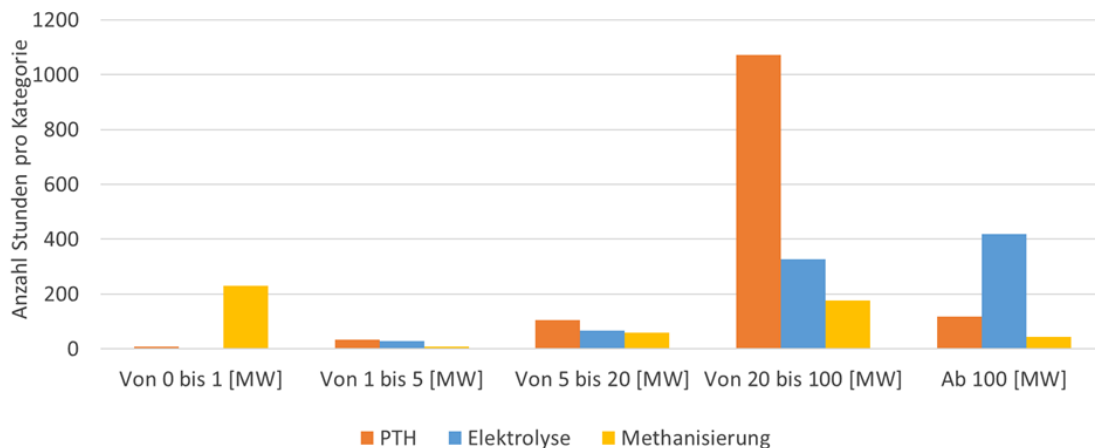


Abbildung 163: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Höhe der abgerufenen Leistung in Steinfurt

Die Häufung der Stunden der PtH-Anlage in dem Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW lässt sich durch die Höhe des Wärmebedarfes des NUTS-3-Gebietes erklären. Die PtH-Anlage wandelt maximal Strom in Höhe des Fernwärmebedarfes in Wärme um. Der Wärmebedarf liegt nur in wenigen Stunden über 100 MWh. Betriebsstunden mit einer Leistung von über 100 MW treten in Steinfurt dementsprechend eher selten auf. Die aufgenommene Leistung der Elektrolyse hängt von der Höhe der Residuallast und der aufgenommenen Leistung der PtH-Anlage ab. Die Energiemenge, welche die PtH-Anlage nicht aufnehmen kann, wird der Elektrolyse zugeführt. Die Verteilung der Betriebsstunden auf die höheren Leistungsklassen kommt also durch verhältnismäßig große Mengen an überschüssigem regenerativem Strom in einzelnen Stunden zustande, die den Wärmebedarf in Steinfurt deutlich übersteigen. Die durchschnittlich eher geringe Leistung der Methanisierung deutet auf einen hohen Wasserstoffbedarf in Steinfurt hin, sodass kleinere Mengen Wasserstoff zu SNG umgewandelt werden und der Großteil für Industrie und Verkehr bereitgestellt bzw. dem Erdgasnetz zugeführt wird.

Um die meisten negativen Residuallasten in Steinfurt aufzunehmen, ist eine PtH-Anlage nötig, die in einem Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW arbeitet. Da in vielen Stunden der überschüssige regenerative Strom den Wärmebedarf deutlich übersteigt, ist eine Elektrolyse in einem Leistungsbereich ab 100 MW nötig, um die Power-to-Heat-Anlage optimal zu ergänzen. Es reicht jedoch eine verhältnismäßig kleine Methanisierung, um die Überschüsse nach der PtH-Anlage und der Elektrolyse optimal aufzunehmen. Diese Methanisierung sollte Leistungen in einem Bereich von 0 bis zu einem MW abdecken. Die Errichtung einer Methanisierung ist mit zusätzlichen Kosten verbunden. Gleichzeitig weist sie vergleichsweise wenige Betriebsstunden auf. Es lässt sich vermuten, dass eine Methanisierung aufgrund ihrer hohen Investitionskosten und der geringen Anzahl an Betriebsstunden nicht wirtschaftlich wäre. Der Vergleich von Elektrolyse und PtH-Anlage zeigt, dass die PtH-Anlage

das höchste wirtschaftliche Potential aufweist. Die Investitionskosten sind im Vergleich zur Elektrolyse geringer und die Betriebsstunden höher.

Höxter

Höxter ist nach Angaben des Statistischen Bundesamtes der Europäischen Union [114] ein NUTS-3-Gebiet mit vorwiegend ländlicher Stadt/Land Typologie. Höxter weist einen Fernwärmebedarf von 221 GWh/Jahr, einen Strombedarf von 940 GWh/Jahr und ein Angebot von regenerativem Strom in Höhe von 610 GWh/Jahr auf. In Höxter ist kein Wasserstoffbedarf der Sektoren Industrie und Verkehr vorhanden. Der Erdgasbedarf liegt bei 1358 GWh/Jahr. Somit hat Höxter einen eher geringen Bedarf an Energie und Wasserstoff bei einem relativ hohen Angebot an regenerativem Strom. Im simulierten Zeitraum werden nur die Pfade der PtH-Anlage, der Wasserstoffeinspeisung in das Gasnetz und der Methanisierung angesprochen. Ein Wasserstoffbedarf für Industrie und Verkehr existiert nicht. Im Folgenden werden nur die Daten für einen maximalen Wasserstoffanteil von 5 Vol.-% im Erdgasnetz ausgewertet.

In Abbildung 164 ist die Aufteilung der gesamten Betriebsstunden der einzelnen Anlagenkomponenten des *Scale-ups* auf die Jahreszeiten eines Jahres zu sehen. Es ist zu sehen, dass die PtH-Anlage im Frühling und im Winter die meisten Betriebsstunden aufweist. Die wenigsten Stunden sind im Herbst vorhanden. Die Betriebsstunden des Sommers ordnen sich nach ihrer Anzahl zwischen den Betriebsstunden des Winters und des Herbstes ein. Die Elektrolyse weist ebenfalls die meisten Betriebsstunden im Frühling auf. Sommer und Winter zeigen etwa gleich viele Betriebsstunden der Elektrolyse. Die wenigsten Stunden zeigen sich im Herbst. Die meisten Betriebsstunden der Methanisierung sind im Frühling vorhanden. Ähnlich viele Betriebsstunden sind im Sommer vorhanden. Weniger Stunden sind dem Herbst und dem Winter zugeordnet.

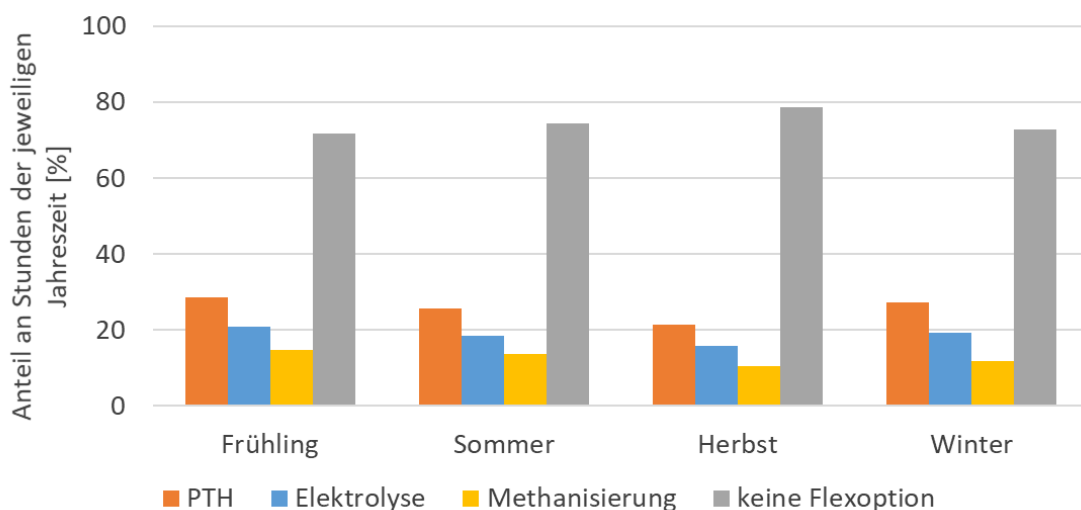


Abbildung 164: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Jahreszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Jahreszeit in Höxter

Insgesamt lässt sich eine gleichmäßige Verteilung auf die einzelnen Jahreszeiten erkennen. Anhand der Betriebsstunden der PtH-Anlage lässt sich die Verteilung der Stunden mit negativer Residuallast feststellen, da die PtH-Anlage, durch den konstant vorhandenen Wärmebedarf in Höxter aktiviert wird,

sobald negative Residuallasten auftreten. Die Betriebsstunden der einzelnen Anlagenkomponenten weichen nicht auffällig von der Verteilung der Stunden mit negativer Residuallast ab.

Abbildung 165 zeigt die Verteilung der Betriebsstunden auf die einzelnen Tageszeiten für das NUTS-3-Gebiet Höxter. Es ist zu erkennen, dass es zu jeder Tageszeit Stunden gibt, in denen die jeweiligen Anlagenteile aktiviert werden. Die Tageszeiten Morgen, Abend und Nacht sind in der Anzahl der Betriebsstunden der einzelnen Anlagenteile sehr ähnlich. Es sind nur wenige Stunden mit einer Aktivierung der einzelnen Anlagenteile zu diesen Tageszeiten vorhanden. Die meisten Stunden mit einer Aktivierung von PtH-Anlage, Elektrolyse oder Methanisierung treten in den Mittagsstunden auf.

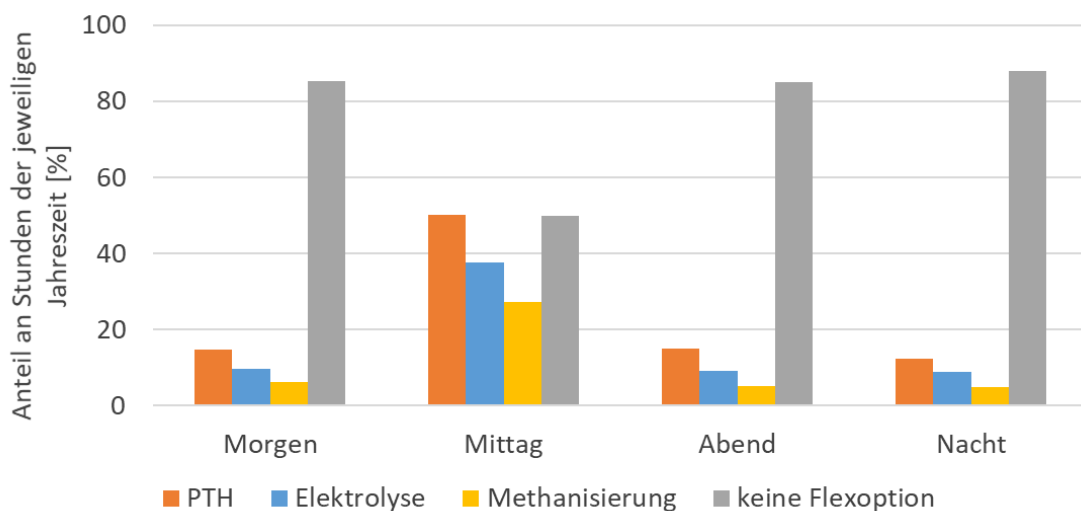


Abbildung 165: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Tageszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Tageszeit in Höxter

Die wenigen Betriebsstunden der Tageszeiten Morgen und Abend können über den Strombedarf erklärt werden. Beide Tageszeiten weisen ein ähnliches Verhalten im Strombedarf auf. Die benutzten Standardlastprofile für die Haushalte und den Sektor GHD zeigen, dass zu diesen Tageszeiten die höchste Stromnachfrage vorhanden ist. Dadurch kommt es nur zu wenigen Betriebsstunden der PtH-Anlage, Elektrolyse und Methanisierung am Morgen und am Abend. Zwischen den Tageszeiten Morgen und Abend wird weniger Strom nachgefragt. Dementsprechend ist der Strombedarf in den Mittagsstunden geringer. Außerdem wird in den Mittagsstunden durch eine hohe Sonneneinstrahlung mehr Strom von PV-Anlagen produziert. Es kommt somit zu einer verminderten Stromnachfrage und einem hohen Stromangebot in den Mittagsstunden. Der Stromverbrauch der Industrie wird über den gesamten Tag als konstant angenommen und hat dementsprechend keinen Einfluss auf die Verteilung der Betriebsstunden auf die einzelnen Tageszeiten. Ebenfalls keinen Einfluss haben die Gasbedarfsprofile. Der Gasbedarf wird durch die genutzten Standardlastprofile über den Verlauf eines Tages als konstant angenommen.

Abbildung 166 zeigt, wie viele Stunden die einzelnen Anlagenteile mit welcher Leistung im simulierten Zeitraum von einem Jahr in Höxter betrieben werden. Es fällt auf, dass es nur wenige Stunden gibt, in denen die einzelnen Anlagenteile mit einer Leistung von unter 5 MW betrieben werden. Die meisten Betriebsstunden aller Anlagenteile sind dem Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW zugeordnet. Deutlich weniger Betriebsstunden zeigt der Leistungsbereich von 5 MW bis 20 MW. Im Vergleich zur

Elektrolyse und zur Methanisierung wird die PtH-Anlage in diesem Bereich jedoch häufiger betrieben. Es sind keine Betriebsstunden der PtH-Anlage dem Leistungsbereich von über 100 MW zugeordnet.

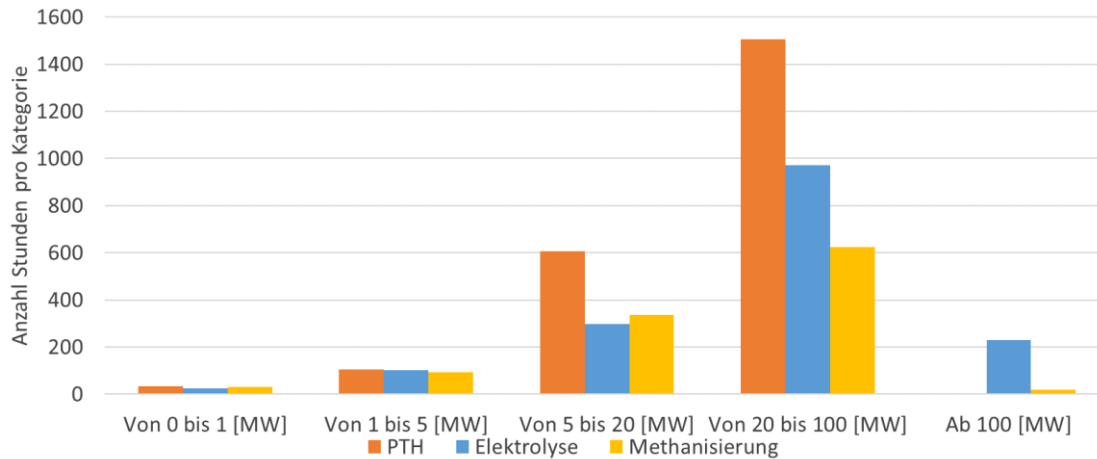


Abbildung 166: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Höhe der abgerufenen Leistung in Höxter

Die Verteilung der Betriebsstunden der PtH-Anlage hängt dabei mit der Höhe des Wärmebedarfes zusammen. Die maximale Leistung, die die Anlage aufnehmen kann, ist durch den Wärmebedarf begrenzt. Dem Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW sind die meisten Betriebsstunden der Elektrolyse zugeordnet. Dies zeigt, dass es gehäuft überschüssigen regenerativen Strom gibt, der den Energiebedarf im Fernwärmenetz übersteigt. Zu diesen Zeiten wird der restliche überschüssige Strom in Wasserstoff umgewandelt. Aufgrund des fehlenden Bedarfes an Wasserstoff in Industrie und Verkehr zeigt auch die Methanisierung die meisten Stunden im Bereich von 20 MW bis 100 MW. Der von der Elektrolyse hergestellte Wasserstoff kann nur zum Teil in das Erdgasnetz eingespeist werden. Der restliche Anteil wird in SNG umgewandelt. Für den höchsten Leistungsbereich ab 100 MW sind keine Betriebsstunden der PtH-Anlage aufgeführt. Die Elektrolyse weist weniger Stunden als im Leistungsbereich von 5 bis 20 MW auf. Die Methanisierung läuft sehr selten in diesem Leistungsbereich.

Um die meisten negativen Residuallasten in Höxter aufzunehmen, ist dementsprechend eine PtH-Anlage nötig, die in einem Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW arbeitet. Dies kann durch eine Elektrolyse in einem Leistungsbereich von 20 MW bis 100 MW ergänzt werden, um Überschüsse aufzunehmen, die nicht komplett von der PtH-Anlage aufgenommen werden können. Eine Methanisierung sollte ebenfalls diesen Leistungsbereich abdecken. Es ist jedoch zu erwähnen, dass der Betrieb und die Errichtung einer Methanisierung mit zusätzlichen Kosten verbunden ist. Es gilt somit zu überprüfen, ob eine Methanisierung für diese Anzahl an Stunden wirtschaftlich wäre. Auch die anderen Anlagenteile müssen bezüglich ihrer Wirtschaftlichkeit hinterfragt werden. Die PtH-Anlage mit vergleichsweise geringen Investitionskosten und der größten Anzahl an Stunden zeigt hier das größte Potential.

Coesfeld

Coesfeld ist nach Angaben des Statistischen Bundesamtes der Europäischen Union [114] ein NUTS-3 Gebiet mit überwiegend städtischer Stadt/Land Typologie. Coesfeld weist einen sehr geringen Fernwärmebedarf von unter 317 GWh/Jahr, einen sehr geringen Strombedarf von unter 1390 GWh/Jahr und ein Angebot von regenerativem Strom in Höhe von 380 GWh/Jahr auf. In Coesfeld ist kein Wasserstoffbedarf der Sektoren Industrie und Verkehr vorhanden. Der Erdgasbedarf liegt bei 2363 GWh/Jahr. Somit hat Coesfeld einen eher hohen Bedarf an Energie und gleichzeitig ein eher geringes Angebot an regenerativem Strom. Im Laufe des simulierten Jahres sind keine Betriebsstunden für die Methanisierung vorhanden. Außerdem besteht auch kein Bedarf an Wasserstoff für Industrie und Verkehr. Der gesamte produzierte Wasserstoff wird dementsprechend in das Erdgasnetz eingespeist. Der maximale Grenzwert von 5 Vol.-% an Wasserstoff im Erdgasnetz wird nicht erreicht.

In Abbildung 167 ist die Aufteilung der gesamten Betriebsstunden der einzelnen Anlagenkomponenten in Coesfeld des *Scale-ups* auf die Jahreszeiten dargestellt. Zunächst lässt sich erkennen, dass es nur wenige Stunden gibt, in denen einzelne Anlagenteile aktiviert werden. Die Methanisierung wird zu keinem Zeitpunkt aktiviert und ist deswegen auch nicht in der Darstellung zu finden. Die Betriebsstunden der PtH-Anlage verteilen sich vor allem auf die Jahreszeiten Frühling und Sommer. Im Herbst sind nur wenige Betriebsstunden der Anlage vorhanden. Im Winter sind fast keine Stunden vorhanden. Die Elektrolyse weist ausschließlich im Frühling und im Sommer Betriebsstunden auf. Es gibt dort jedoch auch nur sehr wenige Stunden, in denen die Elektrolyse betrieben wird. Im Herbst und Winter wird sie nicht betrieben.

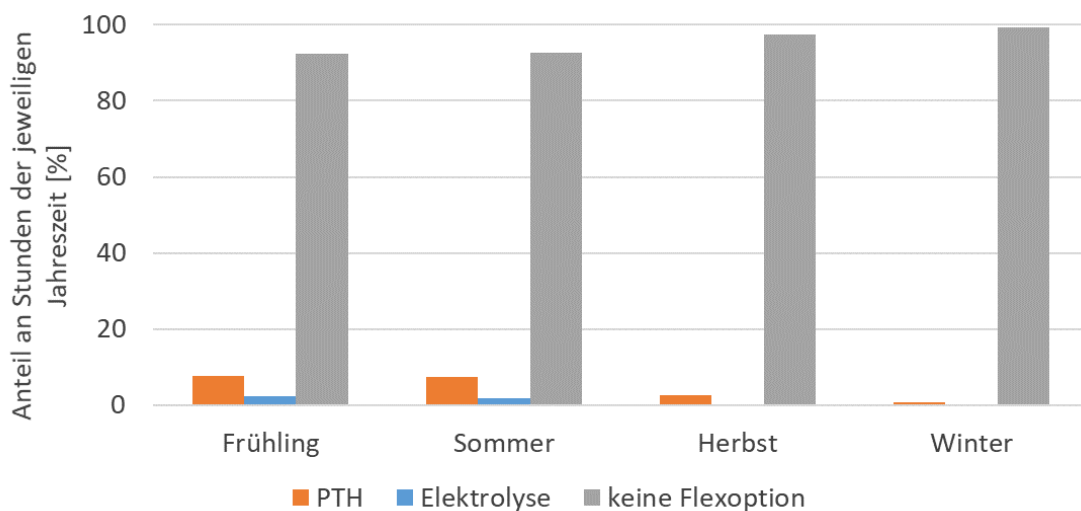


Abbildung 167: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Jahreszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Jahreszeit in Coesfeld

Die wenigen Betriebsstunden der einzelnen Anlagenteile lassen sich durch die geringe Anzahl der Stunden mit negativer Residuallast erklären. Die geringen Betriebsstunden der Elektrolyse weisen darauf hin, dass nur in wenigen Stunden im Jahr die negativen Residuallasten den Wärmebedarf überstiegen. Es wird somit nur in wenigen Stunden im Jahr Wasserstoff produziert. Das Erdgasnetz bietet dabei zu jedem Zeitpunkt genug Kapazität, um diesen Wasserstoff aufzunehmen. Dies führt dazu, dass zu keinem Zeitpunkt die Methanisierung aktiviert wird und somit kein SNG hergestellt wird.

Die Verteilung der Betriebsstunden auf die einzelnen Tageszeiten für das NUTS-3-Gebiet Coesfeld ist in Abbildung 168 zu sehen. Es lässt sich erkennen, dass den Tageszeiten Nacht und Morgen keine Betriebsstunden zugeordnet sind. Nur sehr wenige Betriebsstunden der PtH-Anlage sind den Abendstunden vorhanden. Die meisten Betriebsstunden dieser Anlage sind den Mittagsstunden zugeordnet. Fast alle Betriebsstunden der Elektrolyse sind der Tageszeit Mittag zugeteilt. Die Methanisierung wird zu keiner Zeit betrieben.

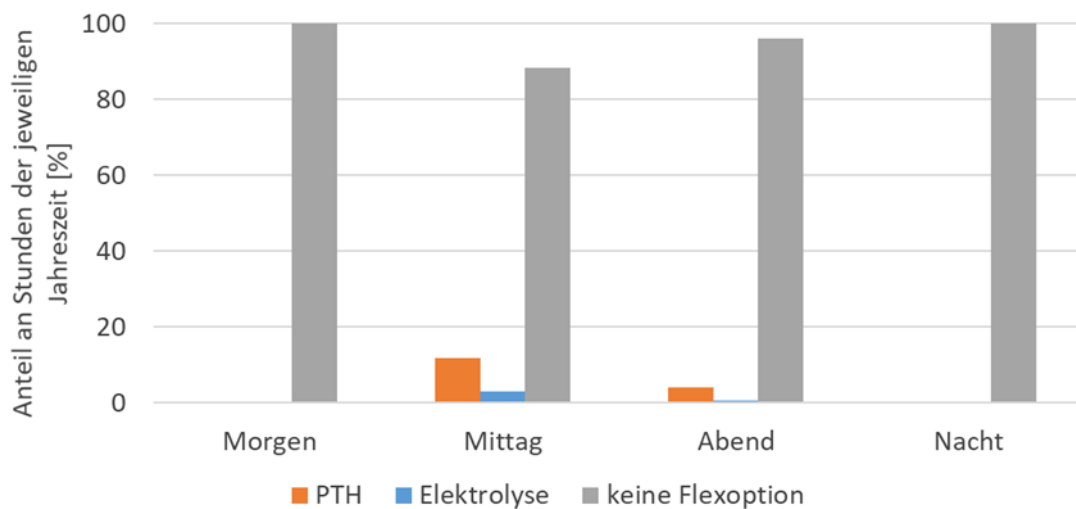


Abbildung 168: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Tageszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Tageszeit in Coesfeld

Wie auch in den anderen NUTS-3-Gebieten können die wenigen Betriebsstunden der Tageszeiten Morgen und Abend über den Strombedarf erklärt werden. Die beiden Tageszeiten weisen ein ähnliches Verhalten im Strombedarf vor. Die Standardlastprofile für die Haushalte und den Sektor GHD zeigen, dass zu diesen Tageszeiten die höchste Stromnachfrage vorhanden ist. Dadurch wird die PtH-Anlage am Morgen gar nicht und am Abend nur selten betrieben. Zu diesen Tageszeiten gibt es in Coesfeld fast keine Stunden, in denen der überschüssige Strom den Wärmebedarf übersteigt. Die Elektrolyse wird somit zu diesen Zeiten kaum betrieben. Zwischen den Tageszeiten Morgen und Abend wird weniger Strom nachgefragt. Dementsprechend ist der Strombedarf in den Mittagsstunden geringer. Außerdem wird in den Mittagsstunden mehr Strom von Photovoltaikanlagen produziert. Es kommt somit zu einer verminderten Stromnachfrage und einem hohen Stromangebot in den Mittagsstunden. Dabei übersteigt das Angebot an überschüssigem regenerativem Strom nur zu wenigen Stunden den Wärmebedarf. Der Stromverbrauch der Industrie wird über den gesamten Tag als konstant angenommen und hat daher keinen Einfluss auf die Verteilung der Betriebsstunden auf die einzelnen Tageszeiten. Ebenfalls keinen Einfluss haben die Gasbedarfsprofile. Der Gasbedarf wird durch die genutzten Standardlastprofile über den Verlauf eines Tages als konstant angenommen. In den Nachtstunden ist die regenerative Stromproduktion zu gering, um negative Residuallast hervorzurufen.

Abbildung 169 zeigt, wie viele Stunden die einzelnen Anlagenteile mit welcher Leistung im simulierten Zeitraum von einem Jahr in Coesfeld betrieben werden. Es lässt sich erkennen, dass keine Betriebsstunden der Leistungskategorie von über 100 MW zugeordnet sind. Die meisten Betriebsstunden der PtH-Anlage sind zwischen 20 MW und 100 MW vorzufinden. Eine kleine Anzahl

an Stunden entfällt auf die Kategorie 5 MW bis 20 MW. Noch weniger Betriebsstunden weist die Kategorie von 1 MW bis 5 MW auf. Sehr wenige Betriebsstunden zeigen sich in der Kategorie von unter 1 MW. In dieser Kategorie weist die Elektrolyse ebenfalls die wenigsten Betriebsstunden auf. Ungefähr dreimal so viele Betriebsstunden weist diese im Leistungsbereich von 1 MW bis 5 MW auf. Die meisten Betriebsstunden der Elektrolyse zeigt die Bereiche von 5 MW bis 20 MW. Wiederum weniger Stunden fallen in den Bereich von 20 MW bis 100 MW.

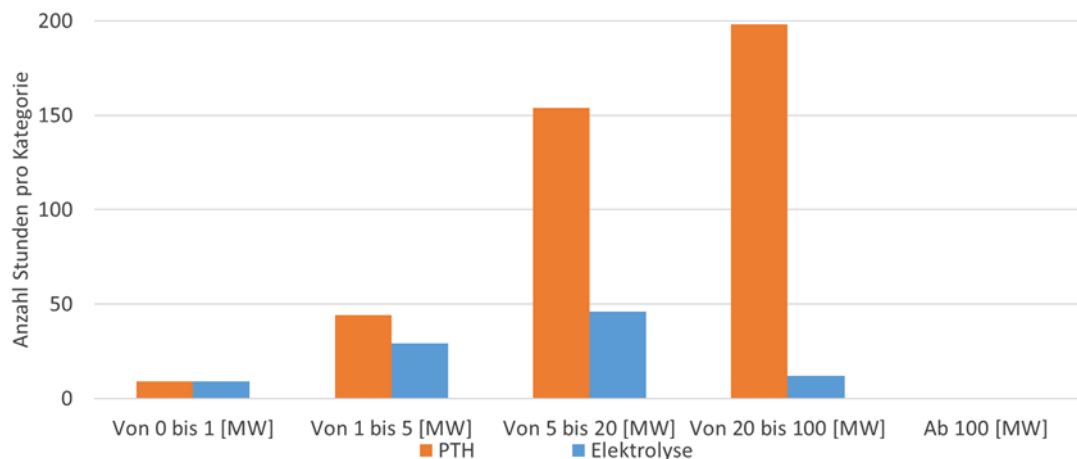


Abbildung 169: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Höhe der abgerufenen Leistung in Coesfeld

Dass alle Betriebsstunden der PtH-Anlage sich dem Bereich unter 100 MW zuordnen lassen, kann durch den Wärmebedarf in Coesfeld erklärt werden. Dieser liegt in Coesfeld zu keiner Stunde über 100 MWh. Allerdings zeigt sich durch die Betriebsstunden der Elektrolyse, dass in einigen Stunden des Jahres der Wärmebedarf komplett gedeckt werden kann. Somit kommt es in diesen Stunden zu einer Aktivierung der Elektrolyse. Es wird ersichtlich, dass in den Stunden, in denen überschüssiger Strom vorhanden ist, die Menge an überschüssigem Strom vergleichsweise hoch ist. Dies zeigen die vermehrten Betriebsstunden in der Leistungsklasse zwischen 20 und 100 MW.

Um die meisten negativen Residuallasten in Coesfeld aufzunehmen, ist dementsprechend eine PtH-Anlage nötig, die einen Leistungsbereich von 5 MW bis 20 MW arbeitet. Dies kann durch eine Elektrolyse in einem Leistungsbereich von 5 MW bis 20 MW ergänzt werden, um Überschüsse aufzunehmen, die nicht komplett von der PtH-Anlage aufgenommen werden können. Ein Potenzial für eine Methanisierung existiert in Coesfeld nicht. Es muss jedoch auch beachtet werden, dass die Anzahl an Stunden mit negativer Residuallast in Coesfeld eher gering ist, sodass die einzelnen Anlagenteile nur zu wenigen Stunden im Jahr betrieben werden würden. Aufgrund der vergleichsweise hohen Kosten einer Elektrolyse und der geringen Anzahl an Betriebsstunden lässt sich vermuten, dass sich die Errichtung einer Elektrolyse in diesem Fall aus wirtschaftlicher Sicht nicht lohnen würde. Auch eine PtH-Anlage muss trotz der geringeren Investitionskosten und auf Grund der eher geringen Betriebsstunden aus wirtschaftlicher Sicht hinterfragt werden.

Insgesamt zeigt sich bei der Betrachtung der NUTS-3-Gebiete ein starker Zusammenhang zwischen der Stadt/Land Typologie und der Anzahl an negativen Residuallasten. So weisen fast keine Gebiete mit überwiegend städtischer Typologie Stunden mit überschüssigem regenerativem Strom auf. Hingegen sind bei fast allen Gebieten mit einer intermediären bzw. einer überwiegend ländlichen Typologie Stunden mit negativer Residuallast aufzufinden. Dies lässt sich durch den Flächenbedarf von

regenerativen Energien begründen. Ländliche Gebiete weisen dabei eine weniger dichtere Bebauung auf und bieten dementsprechend ein höheres Potenzial zur Errichtung von regenerativen Energieanlagen. Insbesondere für Windenergieanlagen trifft dies zu. Eine ausreichend gute Verteilung des Stroms zwischen den einzelnen Gebieten ist nötig. Außerdem hat die Auswertung ergeben, dass mit einer Erhöhung des maximal zulässigen Anteils von Wasserstoff im Erdgasnetz die Betriebsstunden der Methanisierung zurückgehen. Die Notwendigkeit einer Methanisierung muss folglich für das jeweilige Gebiet einzeln geprüft werden und ist von der Höhe der negativen Residuallasten abhängig.

Die Untersuchung der Abhängigkeit der Betriebsstunden der Anlagenteile von den Tageszeiten zeigt jedoch, dass insbesondere in den Mittagsstunden die größten Potenziale zum Betrieb der einzelnen Anlagenteile vorhanden sind. Dies bedingt sich durch ein höheres Stromangebot aus regenerativen Energien in der Mittagszeit bei gleichzeitig geringer Stromnachfrage.

Die Untersuchung der Höhe der aufgenommenen Leistungen der einzelnen Anlagenteile zeigt, dass die PtH-Anlagen in den betrachteten Gebieten insbesondere mit Leistungen zwischen 20 MW und 100 MW betrieben werden. Anlagen in dieser Größenordnung sind technisch realisierbar und sind teilweise bereits umgesetzt worden [2]. In NUTS-3-Gebieten, in denen die Elektrolyse viele Betriebsstunden aufweist, wird sie in Leistungsbereichen von über 20 MW betrieben. Die Auswertung des NUTS-3-Gebietes Steinfurt zeigt jedoch die meisten Betriebsstunden in einem Bereich von über 100 MW. In diesem NUTS-3-Gebiet sind besonders hohe negative Residuallasten zu verordnen. Dies zeigt, dass insbesondere in Gebieten mit sehr großen Mengen an überschüssigem regenerativem Strom Elektrolysen mit Leistungen von deutlich über 20 MW benötigt werden. Elektrolysen mit einer Nennleistung von über 10 MW befinden sich jedoch erst noch in der Entwicklung und werden in den kommenden Jahren zunehmend in Betrieb genommen [117, 118]. Es ist somit ein erhöhter Forschungsbedarf in diesem Bereich vorhanden. Die aufgenommene Leistung der Methanisierung ist von dem Wasserstoffbedarf der einzelnen Gebiete abhängig. Dies zeigt der Vergleich der Simulationsergebnisse mit unterschiedlichen erlaubten Anteilen von Wasserstoff im Erdgasnetz. Die Betriebsstunden der Methanisierung sind folglich nicht eindeutig einem Leistungsbereich zuzuordnen. Insgesamt fallen die Betriebsstunden der Methanisierung in den einzelnen Gebieten eher gering aus. Es zeigt sich somit, dass die Methanisierung nur bedingt negative Residuallasten aufnehmen kann. Bei der Betrachtung der Kosten der einzelnen Anlagenteile wird ersichtlich, dass die PtH-Anlage die geringsten Investitionskosten aufweist. Gleichzeitig zeigen sich auch die meisten Betriebsstunden bei der PtH-Anlage. Die Herstellung von SNG weist die höchsten Kosten und die geringsten Betriebsstunden auf. Die Elektrolyse befindet sich diesbezüglich zwischen der Methanisierung und der PtH-Anlage.

6. PTH ALS FLEXIBILITÄTSOPTION

Bearbeitet durch: Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie gGmbH (WI), Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI)

Im Kapitel 6 werden unterschiedliche Betrachtungen zu der Technologie PtH, welche im Projekt durchgeführt wurden zusammengefasst. Ein Teil der experimentellen und theoretischen Arbeiten werden im Herbst 2022 zum Abschluss des Gesamtprojektes noch ergänzt.

In diesem Kapitel wird die PtH-Technologie qualitativ im Vergleich zu anderen Wärmetechnologien bewertet, eine Übersicht über aktuelle, alternative Wärmequellen und Wärmebedarfe beschrieben sowie der experimentelle Aufbau der PtH-Anlage auf der Demonstrationsplattform dokumentiert.

6.1. MULTIKRITERIELLER VERGLEICH VON PTH MIT ANDEREN WÄRMEVERSORGUNGSOPTIONEN

Bearbeitet durch: Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie gGmbH (WI)

6.1.1. ZIELE UND METHODIK

In diesem Kapitel sollen wichtige Bedingungen für einen ökologisch und ökonomisch sinnvollen Einsatz von PtH-Optionen in Wärmenetzen aus Systemsicht (z.B. Pfadabhängigkeiten, Transformationspfade, Systemkompatibilität, Temperaturniveau) qualitativ beschrieben werden. Dazu wird eine Gegenüberstellung der Vor- und Nachteile bzw. Stärken und Schwächen von PtH-Technologien im Vergleich zu anderen effizienten bzw. erneuerbaren leitungsgebundenen Wärmeversorgungstechnologien (KWK, Solarthermie, Bioenergie, Power-to-Gas, Geothermie, Abwärme...) erarbeitet. Darin werden auch Vorteile und Synergieeffekte, die sich durch eine kombinierte Wärmeversorgungsstrategie ergeben können, aufgezeigt. Im Fokus steht die Forschungsfrage „Wie ordnen sich PtH-Technologien im Vergleich zu anderen zukunftsfähigen leitungsgebundenen Wärmeversorgungstechnologien ein?“. Sie wird auf Basis eines multikriteriellen Vergleichs (im nachfolgenden MCA¹ abgekürzt) analysiert. Die Gründe für den Einsatz dieser Methode sind im Folgenden erläutert. Eine MCA

¹ MCA = Multi Criteria Assessment

- erweitert den Betrachtungswinkel abseits der üblichen ein- oder zweidimensionalen ökonomisch-ökologischen Bewertung (i.d.R. aus dem Blickwinkel heutiger Geschäftsmodelle),
- erlaubt einen ganzheitlichen, systemischen Blick mit konkreter Zukunfts- bzw. Zielperspektive,
- ermöglicht einen synoptischen Überblick über Optionen mit Vor- und Nachteilen sowie Trade-Offs,
- kann - bei entsprechender Aufbereitung - auch für interessierte Laien / Nicht-Experten eine schnell zu erfassende Übersicht komplexer Systeme bzw. Alternativen bieten (Nicht-Techniker, Entscheidungsträger im Unternehmen, Politik, interessierte Öffentlichkeit...),
- bildet eine gute Grundlage für die Analyse von Stärken und Schwächen sowie Chancen und Risiken (SWOT) einzelner Versorgungsoptionen und
- kann ein geeignetes Hilfsmittel für strategische Entscheidungsfindungen verschiedener Akteure (Stadtwerke, Energieversorger, Politik, Kommunen, Industrie und Gewerbe...) darstellen.

Zielbestimmung

Für die Auswahl geeigneter Kriterien und Versorgungsalternativen ist zunächst eine Zielbestimmung erforderlich. In dem hier vorliegenden Fall wird als übergeordnetes Ziel eine „zukünftige, dekarbonisierte, nachhaltige und systemdienliche (leitungsgedundene) Wärmeversorgung“ definiert. Der Fokus liegt demnach auf der Veränderung („zukünftige“) von Energietechnologien und Energiesystemen im Zeitverlauf. Dabei muss eine „Dekarbonisierung“ der Energieträger angestrebt werden, um die Klimaschutzziele auf internationaler (1,5°C- bzw. 2°C-Ziel des Pariser Klimaabkommens [119] und nationaler Ebene (Klimaneutralität bis spätestens 2045, [120, 121]) erreichen zu können. Die Dekarbonisierung soll jedoch möglichst nicht zu Lasten anderer Grenzen der „Nachhaltigkeit“ gehen, d.h. beispielsweise der Verbrauch an Flächen und Ressourcen und die Risiken für Mensch und Umwelt sollen ebenso berücksichtigt werden wie die Belastung von Böden, Luft oder Wasser durch Schadstoffe². In dem idealisierten Zielsystem wirkt zudem die Wärmeversorgungstechnologie „systemdienlich“, indem sie andere Systeme (z.B. Stromerzeugungsanlagen auf Basis erneuerbarer Energie) durch Flexibilität, Energieeffizienz, Risikoabsicherung oder Minderung des Konkurrenzdrucks stützt und insgesamt zur Senkung der volkswirtschaftlichen Energiesystemkosten und zur gesellschaftlichen Akzeptanz beiträgt.

² Umfassende Definitionen von Nachhaltigkeit und deren Grenzen finden sich z.B. in Form der 17 Indikatoren der UN-Nachhaltigkeitsziele, den sogenannten Sustainable Development Goals SDG (<https://sdgs.un.org/goals>), oder der vom Stockholm Resilience Centre entwickelten Nine Planetary Boundaries (www.stockholmresilience.org/research/planetary-boundaries/the-nine-planetary-boundaries.html).

Wie ein solcher Transformationspfad und Zielzustand für Wärmenetze aussehen kann, ist z.B. in [122] beschrieben. Dort wird mit Hilfe der drei Ebenen „Nischen“, „Regime“ und „Landscape“ die Multi-Level-Perspective (MLP) nach Geels [123] als Analyserahmen benutzt³, um den Transformationsprozess beim Übergang von fossilen (nicht-nachhaltigen) zu dekarbonisierten („grünen“) Wärmenetzen zu beschreiben. Abbildung 170 ordnet die soziotechnischen Rahmenbedingungen, Innovationen, Transformationskonzepte und Zielzustände aus den drei MLP-Ebenen exemplarisch kommenden Transformationsphasen⁴ zu. Abbildung 171 übersetzt die allgemeine Transformationsdarstellung konkret für das Anwendungsbeispiel „Nachhaltige Wärmenetze“.

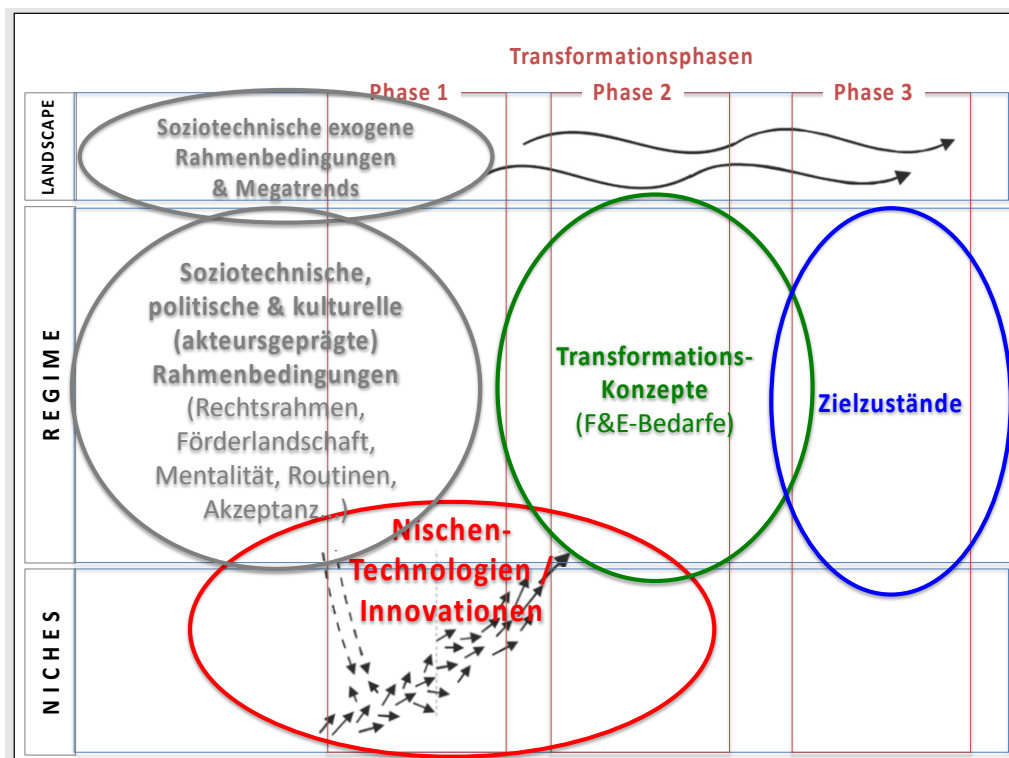


Abbildung 170: Allgemeine Beschreibung von Transformationsphasen in der Multi-Level-Perspective (MLP)

Quelle: [122]

³ Nischen-Ebene: Entstehen radikaler Innovationen, die Veränderungsdruck auf etablierte Regime(strukturen) ausüben.

Regime-Ebene: Bestehender, aber gestaltbarer soziotechnischer Rahmen, der alle vorherrschenden technisch-ökonomischen, politischen, kulturellen sowie Akteurs-, Markt-, Nutzungs- und Verhaltenskonstellationen umfasst.

Landscape-Ebene: Durch exogene Rahmenbedingungen geprägt, die das Regime graduell (Klimawandel, Demographie) oder disruptiv (Krieg, Fukushima, Fridays-for-Future, Corona-Pandemie, Klimawandelkatastrophe) beeinflussen.

⁴ Zu den Transformationsphasen siehe Fishedick und Henning in [124].

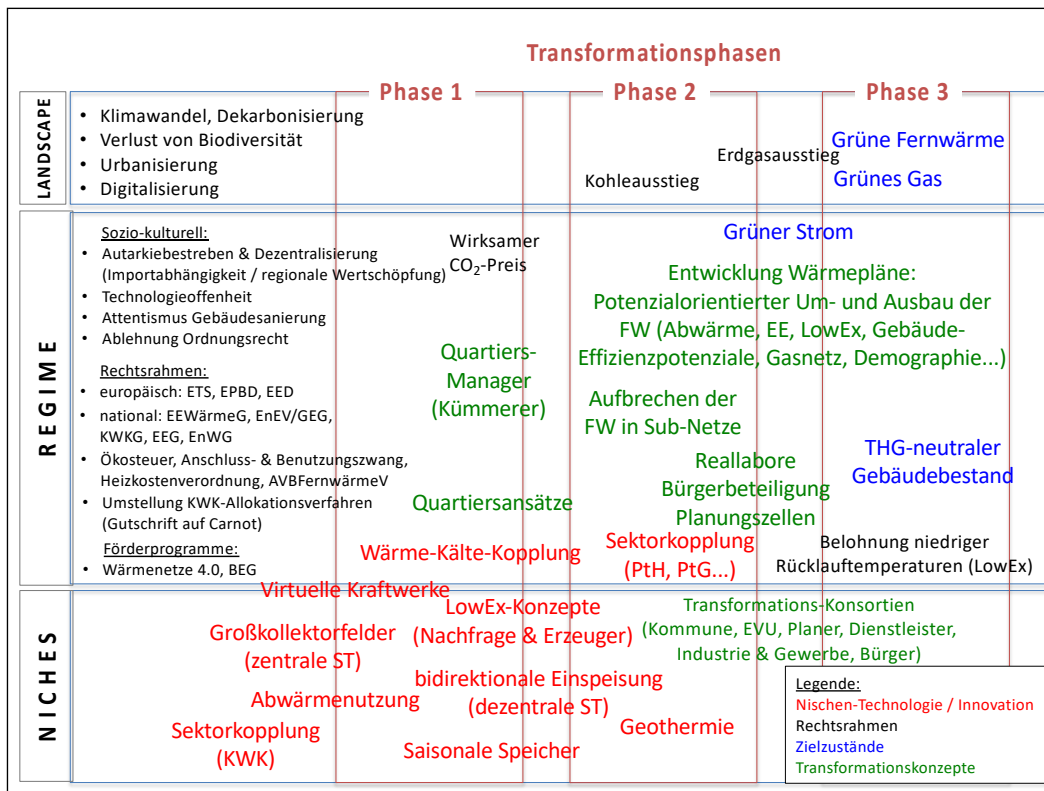


Abbildung 171: Transformationsphasen von Wärmenetzen in der Multi-Level-Perspective (MLP)

Quelle: [122] mit eigenen Änderungen

Vorgehen bei der Bewertung

Um die potenzielle Rolle von PtH in einem zukünftigen nachhaltigen Energiesystem in Deutschland zu bewerten, wurde in diesem Papier ein qualitativer, mehrdimensionaler Bewertungsansatz verwendet.

Ähnlich wie die im Energiebereich seit langem angewandte Multikriterienanalyse MCA (für Multi-Criteria Analysis) bzw. MCDM (für Multi Criteria Decision Making) berücksichtigt sie beim Vergleich und der Auswahl von Alternativen explizit mehrere Kriterien, die von technischen, wirtschaftlichen und ökologischen bis hin zu sozialen Aspekten reichen. Anders als bei der MCA wird hier jedoch auf eine Gewichtung der Kriterien und auch auf eine Quantifizierung der Präferenzen von Akteuren für verschiedene Optionen verzichtet. Der Grund dafür liegt in dem Ziel, möglichst technologieoffen die unterschiedlichen Stärken und Schwächen sowie Chancen und Risiken von zukunftsfähigen Wärmeversorgungsoptionen in ihrer Breite zu analysieren und übersichtlich darzustellen. Dies kann als Informations-Grundlage dafür dienen, in einem späteren Auswahlprozess beliebiger Akteure (z.B. Energieversorger, Stadtwerke, Planer, Politiker oder Wissenschaftler) eine an die eigenen Präferenzen sowie an die jeweilige Situation vor Ort angepasste und fundierte Entscheidung treffen zu können.

Dahinter liegt die Annahme zu Grunde, dass die Transformation der Wärmeversorgung eine so gewaltige Aufgabe darstellt, dass grundsätzlich alle in dieser Untersuchung genannten „zukunftsfähigen“ Versorgungsalternativen entwickelt werden müssen. Bei der hier vorgenommenen

mehrdimensionalen Analyse wird speziell die potenzielle Rolle von PtH im zukünftigen Energiesystem auf der Grundlage jedes einzelnen Kriteriums auf qualitative Weise untersucht. Auf diese Weise können auch dessen Entwicklungspotenziale und Entwicklungsnotwendigkeiten identifiziert werden, die für eine zukünftig großmaßstäblich Nutzung dieser Technologie erforderlich sind.

Die Bewertung erfolgte auf Basis

- Eigener Literaturrecherchen zu PtH und alternativen Versorgungsoptionen
- Eigenen Expertenwissens aus jahrelanger Projekterfahrung im Bereich Methodiken (multikriterielle Bewertung, SWOT-Analysen, Szenario- und Systemanalyse, Technikbewertung) und Energieexpertise (Wärmeversorgung) am Wuppertal Institut

und mit Input, Feedback und Qualitätssicherung durch:

- Experten-Workshops:
 - Workshop zu PtH (Durchführung im Nov. 2019, Wuppertal)
 - Workshops zur Zukunft der leitungsgebundenen Wärmeversorgung
 - a) Allgemeine Versorgung (Teilnahme im Feb. 2020, Duisburg) und
 - b) Industrie (Durchführung im März 2020, Duisburg)
 darin jeweils Diskussion verschiedener Wärmeversorgungsoptionen (inkl. PtH) für zwei Klimaschutz-Szenarien (80%-CO₂-Reduktion vs. Klimaneutralität)
- Daten-Input von Ing.-Büro (z.B. zu Kosten) und Review durch Ramboll Deutschland und Fraunhofer IFAM zur MCA-Tabelle
- Präsentation der MCA-Ergebnisse (Bewertungsmatrix und Methodik) und jeweils Feedback im Jan. 2021 (Begleitkreis KWK und Wärmenetze) und im März 2020 (Projekttreffen des KoVI-Konsortiums) sowie
- Input zur und Review der MCA-Bewertung durch den KoVI-Praxispartner AGFW.

6.1.2. DEFINITION VON POWER-TO-HEAT UND AUSWAHL DER VERGLEICHSTECHNOLOGIEN

Im Allgemeinen werden Fernwärmesysteme in Deutschland mit maximalen Vorlauftemperaturen von 85 °C bis 140 °C betrieben. Die Vorlauftemperatur wird in der Regel in Abhängigkeit von der Umgebungstemperatur variiert, so dass die Vorlauftemperatur im Sommer bis auf etwa 80 °C abgesenkt werden kann. PtH-Anlagen können auch Temperaturen erreichen, die über dem Fernwärmeebene liegen, diese Eigenschaft ist insbesondere für industrielle Anwendungen (Prozesswärme) wichtig. Die hier vorrangig untersuchten PtH-Technologien sind die in Wärmenetzen zum Einsatz kommenden Elektrokessel (Widerstandskessel), Elektrodenkessel sowie Groß-Wärmepumpen. In kleineren Wärmenetzen (Quartiersversorgung), die in der Regel mit niedrigeren Netztemperaturen betrieben werden, können auch kleinere Wärmepumpen oder einfache (im Wärmespeichertank installierte) elektrische Heizstäbe zum Einsatz kommen.

Elektrokessel⁵

Elektro(widerstands)heizkessel, auch Elektrodurchlauferhitzer oder kurz Elektrokessel genannt, bieten die Möglichkeit, das Fernheizwasser ohne zusätzlichen Wasserkreislauf zu erwärmen. Sie bestehen aus einem oder mehreren Heizelementen, die in den Strom des Fernheizwassers getaucht werden. Sobald das Heizelement unter Spannung steht, erwärmt es sich aufgrund seines elektrischen Widerstandes und gibt die Heizenergie an das durchfließende Wasser ab (vgl. Abbildung 172). Die Leistungsregelung ist stufenlos möglich. Elektrische Widerstandskessel werden üblicherweise im Leistungsbereich von 50 kW bis zu 15 MW betrieben. Der Anschluss an das elektrische Netz erfolgt auf der Niederspannungsebene bei 690 V und niedriger.

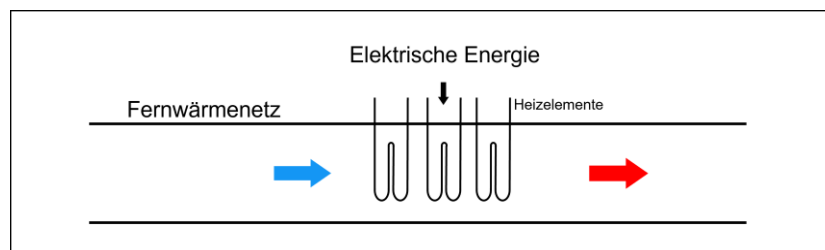


Abbildung 172: Prinzipschema eines Elektrokessels, Quelle: AGFW | Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V. 2021

Elektrodenkessel

Elektrodenkessel erwärmen auf direktem Weg elektrisch leitfähiges Wasser, das in Kontakt mit zwei stromdurchflossenen Elektroden steht. Der Wasserkreislauf des Kessels muss vom Fernwärmewasserkreislauf elektrisch getrennt sein, da das Fernwärmewasser entionisiert und somit nicht elektrisch leitfähig ist. Die vom Kessel erzeugte Wärme wird über einen Wärmetauscher in den Fernwärme-Wasserkreislauf übertragen (vgl. Abbildung 173). Die Leistung des Heizkessels kann stufenlos über den Wasserstand im Kessel und die daraus resultierende Eintauchtiefe der Elektroden geregelt werden. Elektrodenkessel werden üblicherweise ab einer Leistung von 10 MW gebaut und eingesetzt. Im Unterschied zu Elektrokesseln werden sie an die Mittelspannungsebene von 6 bis 24 kV angeschlossen.

⁵ Die nachfolgenden Beschreibungen der drei PtH-Technologien basieren auf Informationen von Dr. Jens Kühne von der AGFW.

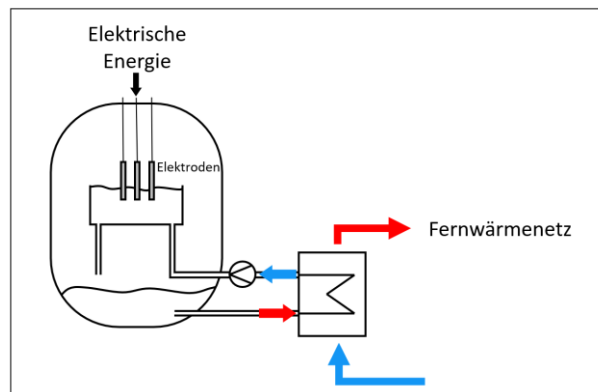


Abbildung 173: Prinzipschema eines Elektrodenkessels, Quelle: AGFW | Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V. 2021

Elektrische Wärmepumpe

Elektrische Kompressionswärmepumpen (kurz: Elektro-Wärmepumpen) heben in einem thermodynamischen Kreisprozess unter Einsatz von elektrischer Energie Niedertemperatur-Wärme (z. B. Umgebungs-, Erd- oder Abwärme) auf ein nutzbares Temperaturniveau. In Abbildung 174 sind die vier Hauptkomponenten der Wärmepumpe 1) Verdampfer (Wärmeaufnahme aus Niedertemperatur-Wärmequelle), 2) Verdichter (Elektro-Kompressor), 3) Kondensator (Abgabe Nutzenergie auf höherem Temperaturniveau) und 4) Drossel (Entspannung) dargestellt. Das gewählte Arbeitsmedium ist abhängig von der gewählten Wärmequelle und dem Temperaturniveau der Anwendung. Wärmepumpen können - in Abhängigkeit von den verfügbaren Wärmequellen - auf mehreren Spannungsebenen im Leistungsbereich von ca. 1 kW_{el} bis mehrere zig MW_{el} eingesetzt.

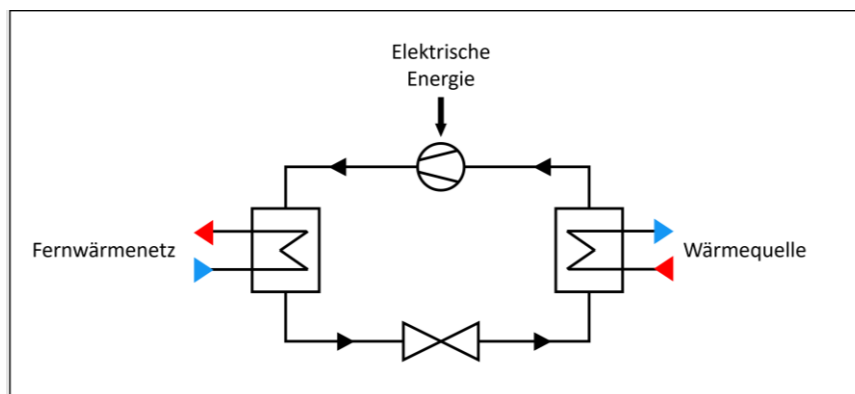


Abbildung 174: Prinzipschema einer elektrischen Wärmepumpe, Quelle: AGFW | Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V. 2021

Auswahl der zu vergleichenden Technologien

Die Auswahl der zu betrachtenden Versorgungsalternativen orientiert sich an dem oben beschriebenen (idealisierten) Zielzustand einer „zukünftigen, dekarbonisierten, nachhaltigen und systemdienlichen (leitungsgelinkten) Wärmeversorgung“. Dadurch entfallen beispielsweise mit fossilen Energieträgern gespeiste Wärmeerzeuger bzw. werden nur für eine Übergangszeit noch zugelassen („zukünftig dekarbonisiert“). Auch Technologien, die Nachhaltigkeitsaspekten und/oder der gesellschaftlichen Akzeptanz (zumindest in Deutschland) grundlegend widersprechen, wie z.B. die

Kernenergie mit der nach wie vor ungelösten Frage der Endlagerung radioaktiver Abfälle, werden aus der Betrachtung ausgeschlossen. Alle betrachteten Technologien sind prinzipiell marktfähig (TRL-Level 9 = erfolgreicher kommerzieller Systemeinsatz)⁶ oder befinden sich zumindest im Übergang zur kommerziellen Markteinführung.

Die hier betrachteten Versorgungstechnologien – inklusive diverser Sub-Technologien und verschiedener Energieträger – sind:

0. Power-to-Heat (PtH)
 - a) direktelektrisch (Elektrokessel, Elektrodenkessel oder Heizstab)
 - b) Wärmepumpe
1. Kraft-Wärme-Kopplung (Motor-BHKW/GuD/GT/DT/BZ⁷) mit (übergangsweise) fossilen oder erneuerbaren Brennstoffen
2. Tiefe Geothermie (> 400 m, i.d.R. ohne Wärmepumpe)
3. Bioenergie (Biomasse/Biogas mit/ohne KWK)
4. Abwärme (industriell/kommunal) und
5. Solarthermie (Gebäude/Freifläche).

6.1.3. DEFINITION VON BEWERTUNGSKRITERIEN

Für die vergleichende Analyse von PtH mit anderen Wärmeversorgungsoptionen wurden Kriterien entwickelt, die geeignet sind, die Rolle von PtH im Kontext der Energiewende bzw. des beschriebenen Zielzustandes abzubilden. Die Vor- und Nachteile bzw. Stärken und Schwächen von PtH-Technologien können dadurch im Vergleich zu anderen effizienten bzw. erneuerbaren Wärmeversorgungstechnologien betrachtet und Synergien für kombinierte Wärmeversorgungsstrategien sowie Optionen für die Sektorkopplung aufgezeigt werden.

Wichtig bei der Auswahl ist, dass die Kriterien geeignet sind, die Eigenschaften der oben beschriebenen Zielzustände abbilden zu können und dass sie möglichst überschneidungsfrei sind, um Doppelbewertungen zu vermeiden. Insgesamt werden 13 Kriterien für die Einordnung und qualitative Bewertung von PtH im Vergleich zu den oben genannten alternativen Wärmeversorgungssystemen herangezogen. Die Auswahl ist ein Kompromiss aus möglichst guter Abdeckung der wichtigsten Aspekte und gleichzeitig noch der Möglichkeit einer übersichtlichen und kompakten Darstellung. Die ausgewählten Kriterien gliedern sich in die Kategorien **Techno-Ökonomie** (K 1 bis 6), **Umwelt** (K 7 bis 9), **Nachhaltiges Energiesystem** (K 10 bis 11) und **Soziales** (K 13):

⁶ TRL: Technology Readiness Level, siehe [125], Seite 25

⁷ BHKW: Blockheizkraftwerk / GuD: Gas- und Dampfturbine / GT: Gasturbine / DT: Dampfturbine / BZ: Brennstoffzelle

Techno-Ökonomie

1. Leistungsbereich (thermisch)
Bandbreite der Anlagengröße für verschiedene Technologien und Anwendungsbereiche.
2. Temperaturniveau
Bandbreite für typische Anwendungen (im Rahmen der technischen oder Potenzial-Grenzen).
3. Anwendungsbereich
Differenzierung in Objektversorgung (Einzelgebäude), Wärmenetze und Industrie.
4. Einsatzbereich
Differenzierung in Grundlast, Spitzenlast oder Backup (bei Wärme) bzw. Residuallast (bei Strom).
5. Spezifische Kosten der Wärmeerzeugung
Ungefähre Bandbreite der Kosten über alle hier genannten Technologien für
 - a) Investition (pro Kilowatt installierter Wärmeleistung €/kW_{th})
 - b) Betrieb (Energiekosten pro Kilowattstunde Wärme €/kWh_{th})
 z.B. Stromkosten für Wärmepumpe zur Erzeugung einer Kilowattstunde Wärme

Da insbesondere die betrieblichen Kosten nur auf individueller Projektebene fundiert darstellbar sind, können hierzu nur qualitative Angaben (hoch/mittel/niedrig) im Verhältnis zu den Kosten der übrigen Anlagen bzw. Energieträger gemacht werden.

6. Synergien und Optionen für Sektorkopplung
Mögliche Synergien und Sektorkopplungs-Optionen werden aus systemischer Sicht analysiert und dabei insbesondere sinnvolle Kombinationen aus verschiedenen Erzeugungstechnologien hervorgehoben.

Umwelt

7. Dekarbonisierungspotenzial
Beschreibt den Grad der Reduktion der Treibhausgase und ist u.a. abhängig von den verwendeten Brennstoffen bzw. Energieträgern (fossil oder erneuerbar und Art der Erzeugung) sowie der verwendeten Technologie (monovalent, hybrid).
8. Lokale Verfügbarkeit und Flächenbedarf
Dieses Kriterium beschreibt die lokale Verfügbarkeit von erneuerbaren Wärmequellen (z.B. bei Geothermie oder Biomasse) sowie den direkten und indirekten (vorgelagerten) Flächenbedarf, der zur Erschließung bzw. Gewinnung der Energiequellen erforderlich ist. Beispiele für direkten Flächenbedarf sind Freiflächen für Solarthermie, für indirekten Flächenbedarf Freiflächen für Solar- oder Windstrom zur Stromerzeugung (PtH) bzw. zur nachgelagerten Synthesegaserzeugung (PtG). Zur Vereinfachung werden hier nur die erneuerbaren Energiequellen betrachtet, d.h. es wurden keine Abschätzungen zur lokalen Verfügbarkeit und zum Flächenbedarf fossiler oder nuklearer Energien vorgenommen.
9. Pfadabhängigkeiten (Lock-in-Risiko) im Sinne des Klimaschutzes bzw. der THG-Neutralität
Hierunter werden Risiken verstanden, die dazu führen können, dass Klimaschutzziele verfehlt werden. Diese Risiken können sich z.B. aus einem fossilen Lock-in ergeben, mit dem zwar möglicherweise Zwischenziele (z.B. für das Jahr 2030) erreichbar sind, aber eine THG-neutrale

Energieversorgung im Jahr 2050 nicht oder nur noch mit extrem hohem (Umbau-) Aufwand und dementsprechenden Kosten erreichbar sind. Die Höhe des Risikos ist u.a. abhängig von der Leistungsgröße, den Investitionskosten, der Lebensdauer und dem Dekarbonisierungspotenzial der betrachteten Technologie.

Nachhaltiges Energiesystem

10. Beitrag zur Energie-/Exergie-Effizienz

Beschreibt die Energieeffizienz des eigentlichen Wärmeerzeugungsprozesses sowie den Aufwand an nicht-erneuerbaren energetischen Ressourcen inklusive der Verluste in den Vorketten von Erzeugung, Umwandlung und Transport. Die exergetische Bewertung liefert Hinweise darauf, ob für den jeweiligen Verwendungszweck (d.h. Temperatur- und somit Exergieniveau der Wärme) eine angepasste Erzeugungstechnologie verwendet wird⁸.

11. Regelbarkeit und Flexibilisierungspotenzial

Beschreibt die technische bzw. ökonomische Einschätzung der zeitlichen Verfügbarkeit und Regelbarkeit der Wärmeerzeugung, um auf Veränderungen der Nachfrage (möglichst kurzfristig) reagieren zu können. Bei den Sektorkopplungstechnologien ist der Aspekt auch auf die Flexibilisierung der Stromnachfrage (PtH) bzw. der gekoppelten Stromerzeugung (KWK) erweitert mit dem Ziel, volatile Stromerzeugung aus Photovoltaik und Windstrom besser integrieren zu können. Grundsätzlich kann die Flexibilität durch weitere Maßnahmen bzw. Infrastrukturen, insbesondere durch Wärmespeicher, verbessert werden.

12. Infrastrukturbedarf

Beschreibt die notwendige technische Infrastruktur bzw. dessen Ausbau in Bezug auf Strom-, Gas- und Wärmenetze. So ist beispielsweise die Nutzung von Abwärme oder Tiefengeothermie in der Regel nicht darstellbar ohne ein Wärmenetz.

⁸ Analysen zu den Potenzialen zukünftiger treibhausgasarmer Versorgungsoptionen zeigen, dass die Wertigkeit der Energie in Zukunft eine viel stärkere Rolle spielen muss als es bisher der Fall ist. In der Thermodynamik wird für diese Wertigkeit der Begriff des „Exergiegehalts“ verwendet, der Werte zwischen Null (0 %) und Eins (100 %) annehmen kann. Der Exergiegehalt der besonders hochwertigen Energieform „Elektrische Energie“ liegt beispielsweise bei 100 %. Im Gegensatz dazu beträgt der Exergiegehalt von Wärme auf Umgebungstemperaturniveau 0 %. Die exergetisch benötigte Qualität der Wärme im Gebäude liegt bei ca. 7% für die Bereitstellung von Raumwärme, bei ca. 15 % zur Erwärmung von Trinkwarmwasser (55 °C) und ca. 28 % beim Kochen [126]. Aus thermodynamischer Sicht ist es in hohem Maße ineffizient, zu Heizzwecken fossile Brennstoffe bei mehreren hundert bis über tausend Grad Celsius zu verbrennen, um letztendlich eine Raumtemperatur von nur ca. 20 °C zu erzielen. Solche Umwandlungsprozesse gehen mit hohen Exergieverlusten einher. Um die begrenzt vorhandenen Energieressourcen optimal nutzen zu können, ist es in Zukunft unabdingbar, Energieträger mit hohem Exergiegehalt („High-Ex“) wie Brennstoffe oder elektrische Energie nur für hochwertige Anwendungen einzusetzen: Hochtemperaturprozesswärme, Antriebe, Stromerzeugung und den Betrieb von Wärmepumpen. Um den Raumwärmebedarf von gut gedämmten Gebäuden zu decken, reichen im Prinzip „Low-Ex“-Niedertemperaturquellen, wie sie beispielsweise solar, geothermisch, aus der Umgebung (über Wärmepumpen) oder aus industrieller bzw. KWK-Abwärme gewonnen werden können. Daher ist bei Wärmeanwendungen auf der Nachfrageseite eine Unterscheidung der Temperaturniveaus zwingend erforderlich, um Versorgungslösungen darauf optimal abstimmen zu können.

Soziale Aspekte

13. Gesellschaftliche & Markt-Akzeptanz

Die Gesellschaftliche Akzeptanz bezieht sich auf das gesellschaftliche Klima bezüglich einer Technologie und ist beeinflusst von der breiten Öffentlichkeit, Politikern und besonders auch von weiteren Schlüsselpersonen. Die Markt-Akzeptanz stellt die Ebene der Investoren und Konsumenten dar sowie die intra-organisationale Perspektive (z. B. inwieweit sich Firmen auf erneuerbare Energien in ihrer Unternehmensstrategie einstellen). Deutlichster Indikator ist jeweils die Diffusion einer Technologie, z. B. inwieweit Brennstoffzellen tatsächlich gekauft werden und zum Einsatz kommen [125].

6.1.4. ERGEBNISSE DER MULTIKRITERIELLEN BEWERTUNG

Als Ergebnis der MCA liegt eine Matrix aus 91 Zellen (7 Technologien x 13 Kriterien) mit jeweiliger individueller Kurz-Beschreibung bzw. -Bewertung. Diese Matrix liefert Richtwerte und gibt konzeptionelle Hinweise, erhebt aber nicht den Anspruch, individuelle Detailuntersuchungen (inkl. Wirtschaftlichkeitsberechnungen) vor Ort ersetzen zu können.

Die Ergebnisse der multikriteriellen Bewertung der insgesamt sieben betrachteten Wärmeversorgungsoptionen ist in den folgenden Tabellen dargestellt. Die ersten sechs Kriterien (vgl. Tabelle 22) sind rein deskriptiv aufgeführt, während bei den Kriterien 7 bis 13 (vgl. Tabelle 23) eine qualitative Bewertung in einem fünfstufigen System von „sehr positiv“ (bzw. Grad der Erfüllung „sehr hoch“) bis „sehr negativ“ (bzw. Grad der Erfüllung „sehr niedrig“) vorgenommen wurde. Die farbliche Kodierung der Bewertung ist in Tabelle 21 definiert. Die detaillierte qualitative Bewertung der Kriterien 7 bis 13 mit stichwortartigen Begründungen ist in Tabelle 24 dokumentiert. Hier sind auch verschiedene Annahmen bzw. Fälle hinterlegt, die zu einer gewissen Bandbreite im Ergebnis führen können (z.B. Dekarbonisierungspotenzial von 0 bis -- in Abhängigkeit vom Einsatz fossiler oder erneuerbarer Energieträger).

Tabelle 21: Legende zur Tabelle 23 und Tabelle 24 zum Erfüllungsgrad der Kriterien 7 bis 13

++	Sehr positiv
+	Positiv
o	Neutral / nicht eindeutig positiv oder negativ
-	Negativ
--	Sehr negativ

Tabelle 22: Multikriterielle Bewertung von PtH im Vergleich zu anderen innovativen Wärmeversorgungsoptionen (Kriterien 1 bis 6 - deskriptiv), Quelle: Wuppertal Institut

KRITERIUM	0 PtH		1 KWK	2 Geothermie tief (> 400 m, i.d.R. ohne WP)	3 Bioenergie	4 Abwärme	5 Solarthermie
	Direktelektrisch (Kessel/Heizstab)	Wärmepumpe	Motor-BHWWK / GuD/GT/DT/BZ		Biomasse / Biogas	industriell / kommunal	Gebäude / Freifläche
1 Leistungsbereich (thermisch)	Elektro-Heizstab: ca. 1 bis 3 kW Elektrokessel: ca. 50 kW - 15 MW Elektrodenkessel: ca. 1 - 90 MW	ca. 1,5 kW (Passivhaus-WP- Kompaktgerät oder für WW-Bereitung) bis ca. 20 MW (FW-Netz, ggf. kaskadiert)	ca. 1 kW (kleine Brennstoffzelle) bis ca. 500 MW (große GuD-Anlage)	ca. 100 kW bis ca. 75 MW (in Deutschland)	ca. 10 kW (kleiner Pelletofen) bis ca. 500 MW (großes Biomasse- Heiz(kraft)werk)	einige 100 kW bis ca. 90 MW	Gebäude: ab ca. 4 kW _{peak} (kleine 6m ² -WWV- Anlage) Solare FW: ca. 100 kW _{peak} - 50 MW _{peak} (ca. 140 - 71.000 m ²)
2 Temperatur- niveau	bis ca. 240°C (mit elektr. Dampfüberhitzer bis ca. 500°C)	Standard-WP bis ca. 60°C Groß-WP bis ca. 90°C HT-WP bis ca. 150°C	ca. 80°C bis ca. 500°C	ca. 40°C bis ca. 250°C	bis ca. 500°C	<u>kommunal:</u> 10 bis 15°C mit WP: bis ca. 90°C <u>Industrie:</u> 11% < 60°C 29% < 90°C 36% < 110°C S = 61% < 150°C 39% > 150°C	ca. 60 bis 110°C
3 Anwendungen	Objektversorgung (Heizstab) Wärmenetze Industrie	Objektversorgung Wärmenetze Industrie	Objektversorgung Wärmenetze Industrie	Wärmenetze Industrie	Objektversorgung Wärmenetze Industrie	Wärmenetze Industrie	Objektversorgung Wärmenetze Industrie
4 Einsatzbereich	Spitzenlast	Grundlast	Wärme: Grundlast Strom: Residuallast (zur IEE-Erzeugung)	Grundlast	Grundlast Spitzenlast/Backup (z.B. als Ergänzung zur Solarthermie)	Grundlast (aber dargebotsabhängig)	Grundlast (aber dargebotsabhängig)
5 Spez. Kosten: a) Investition (€ pro kW _n) b) Betrieb (Energiekosten € pro kWh _n)	a) niedrig (300 €/kW _n) b) hoch (Strom)	a) mittel (700 - 1.000 €/kW _n inkl. Erschließung Wärmequelle) b) mittel (Strom - jedoch in Kombination mit einer Umweltwärmequelle)	a) mittel bis hoch (1.000 - 5.000 €/kW _n abhängig von Technologie und Stromkennzahl) b) mittel (Erdgas/Kohle/H ₂ /Bio masse - Allokation auf Strom & Wärme)	a) hoch (Bohrung) b) niedrig (Eigenstrom Pumpen)	a) niedrig (Biomassekessel: ca. 250 €/kW _n) bis mittel (Biogas-BHKW: ca. 1.050 €/kW _n) b) niedrig (feste Biomasse) bis mittel (Biogas)	a) individuell abhängig von Komplexität der Auskopplung, Druck- und Temperaturniveau sowie Entfernung zum Wärmenetz b) niedrig (Eigenstrom Pumpen)	a) mittel (Freifläche: ca. 600 €/kW _n bzw. 350 €/m ²) bis hoch (Gebäude: ca. 1.500 €/kW _n) b) niedrig (Eigenstrom Pumpen)
6 Synergien & Optionen für Sektorkopplung	Potenzial zur Verbesserung der Prozesseffizienz (keine Abgasverluste, zielgenaue Dosierung der Energiemengen) und der Produktqualität (bei Prozesswärme) gute Kombinierbarkeit / Flexibilität mit KWK (iKWK) z.B. für Redispatch oder Bereitstellung von Regelenergie	Grundlastfähige erneuerbare Wärmequelle Potenzial zur Wärme- Kälte-Kopplung (Wärmeschaukel) gute Kombinierbarkeit / Flexibilität mit KWK (iKWK) Durch Nutzung von NT-Abwärme in Kombination mit Solarthermie (unterer Bereich im Solarspeicher) oder KWK (Abwärme aus Abgasen / Motorkühlung) Effizienzverbes- serungen möglich	Potenzial zur Kraft- Wärme-Kälte- Kopplung (KWKK)	Grundlastfähige erneuerbare Wärmequelle Potenzial zur (saisonalen) Wärme- und Kältespeicherung in Aquiferen	Speicherbarer erneuerbarer Energieträger in Kombination mit KWK hohe Effizienz und hohes Dekarbonisierungspot- enzial	In Kombination mit WP (PtH) höhere Temperaturniveaus erreichbar	gute Kombinierbarkeit mit KWK (iKWK), da im Sommer KWK- Stromerzeugung tendenziell unrentabel (hohe PV- Stromeinspeisung & niedrige Stromlast)

Tabelle 23: Multikriterielle Bewertung von PtH im Vergleich zu anderen innovativen Wärmeversorgungsoptionen (Kriterien 7 bis 13 - qualitativ), Quelle: Wuppertal Institut

KRITERIUM	0 PtH		1	2	3	4	5
	Direktelektrisch (Kessel/Heizstab)	Wärmepumpe	KWK Motor-BHKW / GuD/GT/DT/BZ	Geothermie tief (> 400 m, i.d.R. ohne WP)	Bioenergie Biomasse / Biogas	Abwärme industriell / kommunal	Solarthermie Gebäude / Freifläche
7 Dekarbonisierungspotenzial	+	++	++ bis o	++	++ bis o	++ bis o	++ bis o
8 Lokale Verfügbarkeit und Flächenbedarf (nur Erneuerbare Energien)	++ bis -	+	--	++ bis o	++ bis -	++	++ bis o
9 Pfadabhängigkeiten (Lock-in-Risiko) im Sinne des Klimaschutzes bzw. der THG-Neutralität	+ bis -	+ bis o	+ bis -	++	o	o	++
10 Beitrag zur Energie-/Exergie-Effizienz	+ bis -	++ bis +	++ bis +	++	++ bis -	++	++
11 Regelbarkeit und Flexibilisierungspotenzial	++	+	++ bis +	o	+ bis o	o	-
12 Infrastrukturbedarf (Netze)	o	o bis -	+ bis -	-	+ bis -	o	+ bis -
13 a) gesellschaftlich b) Markt	+ bis o	++ bis o	++ bis o	+ bis -	+ bis -	++ bis +	++ bis o

Die farblich zusammenfassende Bewertung ermöglicht auch für interessierte Laien eine verständliche und schnell erfassbare multikriterielle Einordnung der Stärken und Schwächen der betrachteten Wärmeerzeugungsoptionen. Für eine konkrete Technologieauswahl kommen diejenigen Optionen, die Stärken in für den Anwender besonders interessanten Indikatorbereichen aufweisen (z.B. THG-Emissionen), daher zunächst in die nähere Auswahl. Allerdings müssen anschließend mögliche Lösungen für Schwächen oder Risiken dieser Technologien gefunden werden bzw. geprüft werden, ob eine Schwäche in einem Indikator möglicherweise ein Ausschlusskriterium sein kann. Das Bewertungsschema kann auch Experten eine strukturierte Vorgehensweise bieten, um die Vor- und Nachteile von Optionen aus systemischer Sicht aufzudecken und auf dieser Basis Quintessenzen und weiterführende Fragen zu erarbeiten. Auch für die Beurteilung der sinnvollen Einsetzbarkeit von PtH-Lösungen gibt die Analyse wertvolle Hinweise.

Die hier vorgenommene Analyse zeigt, dass PtH in vier von sieben (direktelektrisch = DE) bzw. sechs von sieben (Wärmepumpe = WP) der hier betrachteten qualitativen Kriterien K 7 bis K 13 neutral, positiv oder sehr positiv bewertet wird. Bei den Vergleichstechnologien tritt diese Bewertung in einer Bandbreite von drei- (Biomasse) bis siebenmal (Abwärme) auf.

Direktelektrische Anwendungen (DE)

Die größten **Stärken** liegen für DE bei der sehr guten bzw. schnellen Regelbarkeit und Flexibilisierungspotenzial (K11) sowie beim nicht vorhandenen bzw. geringem zusätzlichen Flächenbedarf für Stromerzeugungsanlagen (K8) im Falle der ausschließlichen bzw. vorwiegenden Nutzung von Überschussstrom, der ansonsten im Rahmen des Einspeisemanagement (EinsMan) abgeregelt werden müsste. Diese Voraussetzung begrenzt jedoch die Einsatzzeiten der direktelektrischen Anwendungen und setzt somit einen hybriden Betrieb voraus, so dass auch außerhalb von Zeiten ausreichenden erneuerbaren Stroms die Wärmebereitstellung gewährleistet ist.

Diese Begrenzung ist zugleich eine der **Schwächen** von DE-Anwendungen. Für den Fall, dass zusätzliche Stromerzeugungskapazitäten ausgebaut werden müssten, ergäbe sich ein relativ hoher Flächenbedarf (K8), der im Vergleich zur Wärmepumpe - je nach Temperaturniveau der Anwendung und somit

Abhängig vom COP⁹ - etwa zwei- bis viermal mal so groß ausfällt. Um diesen Faktor ist auch die Energieeffizienz (K10) geringer als bei der Wärmepumpe. Für einen exergieeffizienten Einsatz von DE eignen sich daher insbesondere Hochtemperatur-Anwendungen deutlich oberhalb von 100°C (z.B. für Prozesswärme), wo der Effizienzvorteil der Wärmepumpe aufgrund sinkender COPs nachlässt. Bei monovalenter Betriebsweise begibt man sich mit DE in eine gewisse Pfadabhängigkeit (K9), da man sich dem Risiko nicht ausreichender erneuerbarer Strommengen aussetzt.

Wärmepumpen-Anwendungen (WP)

Die **Stärken** der WP liegen insbesondere im sehr hohen Dekarbonisierungspotenzial (K7), aber auch - wie oben ausgeführt - bei der hohen Energie- und Exergieeffizienz (K10), insbesondere bei Niedertemperatur-Anwendungen. Aufgrund der hohen Energieeffizienz fällt auch der Flächenbedarf (K8) für die Bereitstellung erneuerbaren Stroms (vorwiegend aus Wind- und Solarstromanlagen) entsprechend gering aus. Aufgrund der thermischen Trägheit von Gebäuden und Wärmenetzen eignen sich Wärmepumpen grundsätzlich auch für die Bereitstellung von Flexibilität (K11), allerdings eingeschränkter als die sehr flexiblen direktelektrischen Anwendungen. Ggf. muss ein zu häufiges und für den Kompressor schädliches Takten der WP durch den Einsatz von Wärmespeichern verhindert werden. WP erfreuen sich grundsätzlich einer hohen gesellschaftlichen Akzeptanz, allerdings wird teilweise kritisch auf die Notwendigkeit grünen Stroms zum klimafreundlichen Betrieb der Anlagen verwiesen.

Bei den **Schwächen** ergibt sich bei WP für den monovalenten Betrieb ein gewisses Risiko nicht ausreichender EE-Strommengen (K9) sowie ein gewisser Infrastruktur-Aufwand (K12) sowohl für eine eventuell notwendige Verstärkung der Stromübertragungskapazitäten als auch für die Erschließung einer Abwärme- oder Umweltwärmequelle in ausreichender Leistung. Auch die Marktakzeptanz ist – zumindest bei Groß-Wärmepumpen - bislang noch sehr ausbaufähig. Allerdings zeigen sowohl Good-Practice-Erfahrungen aus anderen Ländern, insbesondere Skandinavien [127], als auch diverse Klimaschutz-Szenarien für grüne Fernwärme in Deutschland [[128], S. 17f][[129], S. 58][[130], S. 223][[131], S. 167], dass zukünftig auch für Groß-WP im Wärmemarkt ein großes Potenzial zu erwarten ist.

⁹ COP = Coefficient of Performance = Wirkungsgrad der Wärmepumpe

Tabelle 24: Multikriterielle Bewertung von Pth (Kriterien 7 bis 13 - qualitative Detailbewertung), Quelle: Wuppertal Institut

KRITERIUM	0 PTH Direktelektrisch (Kessel/Heizstab)	0 Wärmepumpe	1 KWK Motor-BHKW/GUD/GTD/TBZ	2 Geothermie tief (> 400 m, i.d.R. ohne WIP)	3 Bioenergie Biomasse/Biogas	4 Abwärme industriell/kommunal	5 Solarthermie Gebäude/Freifläche
7 Dekarbonisierungspotenzial	+	++ (bei hohen EE-Stromanteilen)	0 (fossile Brennstoffe) ++ (erneuerbare Brennstoffe)	++ (nur Pumpstrom)	+ / ++ (aus nachhaltiger Holzbewirtschaftung und Biogas aus Reststoffen / zusätzlich mit KWK) 0 (Biogas aus Anbau)	o bis ++ (abhängig vom Primärenergieeinsatz für Hauptprozess)	++ (monovalent oder hybrid mit EE-Backup) o bis + (hybrid mit fossilem Backup)
8 Lokale Verfügbarkeit und Flächenbedarf (nur Erneuerbare Energien)	++ Sehr geringer (zusätzlicher) Flächenbedarf für EE-Stromerzeugung bei Nutzung von "Überschussstrom"	+	-- Sehr hoher Flächenbedarf zur Erzeugung synthetischer Brennstoffe aus Strom (H ₂ , EE-Methan) oder Anbaupflanzen (Blomethan)	o Lokales geothermisches Potenzial in ausreichender Leistung und Temperatur erforderlich ++ bei sehr geringem Flächenbedarf (Tiefenbohrung, Wärmetauscher)	- / -- bei Anbau: Hoher (feste Biomasse) bis sehr hoher (gasförmige Biomasse) Flächenbedarf ++ bei Reststoffnutzung / Gülle Entlastung von Flächen	++ Gebäude: Kein zusätzlicher Flächenbedarf (aber Konkurrenz zu PV) o Freifläche: Mittlerer Flächenbedarf (Ausnahme: belastete Böden oder Hybridnutzung wie z.B. Agri-Solarthermie)	++ Gebäude: Kein zusätzlicher Flächenbedarf (aber Konkurrenz zu PV) o Freifläche: Mittlerer Flächenbedarf (Ausnahme: belastete Böden oder Hybridnutzung wie z.B. Agri-Solarthermie)
9 Pfadabhängigkeiten (Lock-in-Risiko) im Klimaschutzes bzw. der THG-Neutralität	Risiko nicht ausreichender EE-Strom-Mengen: -- (monovalent) + (hybrid)	Risiko nicht ausreichender EE-Strom-Mengen: o (monovalent) + (hybrid)	Risiko eines fossilen Lock-in abhängig u.a. von Energieträger, Leistungsgröße, Investitionskosten, Lebensdauer & Technik: - zentrale fossile KWK (MW bis GW) + dezentrale KWK (KW bis MW) und bei Option zu Fuel Switch (z.B. H2 bei Brennstoffzelle)	++ keine negative Pfadabhängigkeit erkennbar	o Risiko aufgrund begrenzt verfügbarer (nachhaltiger) Ressourcen in Kombination mit Nutzungskonkurrenz (Sektoren Industrie & Verkehr)	o Individuelles Ausfallrisiko von Unternehmen, Branchen und Prozessen (z.B. Wegfall von Produkten oder Produktion, Wegfall von Abwärme durch Umstellung auf LCBTT)	++ (aber i.d.R. keine Vollversorgung mit Solarenergie möglich)
10 Beitrag zur Energie-/Exergie-Effizienz	-- (bei NT-Anwendungen wie Raumwärme) o bis + (bei HT-Anwendungen wie industr. Prozesswärme)	++ (bei NT-Anwendungen wie Raumwärme) + (bei HT-Anwendungen wie industr. Prozesswärme)	++ Nutzung von Koppelprodukten Strom/Wärme/Kälte + bei fossilen Brennstoffen begrenzte Energieressourcen	++ Nutzung regenerativer Wärme (mit oder ohne KWK)	- + ++ bei reiner Verbrennung (NT) + bei reiner Verbrennung (HT) ++ bei KWK	++ (nur Aufwand für z.B. Pumpstrom)	++ Nutzung regenerativer Wärme

KRITERIUM	0 PH	1 KWK	2 Geothermie	3 Bioenergie	4 Abwärme	5 Solarthermie
	Direktelektrisch (Kessel/Heizstab)	Motor-BHKW/GuD/GT/DT/BZ	tiefer (> 400 m, i.d.R. ohne WP)	Biomasse/Biogas	industriell/kommunal	Gebäude/Freifläche
11 Flexibilitätspotenzial	++ sehr schnelle Reaktionszellen	+ abhängig von KWK-Technik und Vorhandensein eines Wärmespeichers	o flexible Fahrweise möglich, aber aus ökonomischen Gründen eher Grundlast	o bei Biomasse + bei Biogas ++ bei Biomethan	o Flexible Fahrweise (mit Notkühler) möglich, aber aus ökonomischen Gründen eher Grundlast. Verfügbarkeit grundsätzlich abhängig vom Lastprofil der Abwärmequelle	- dargebotsabhängig (saisonale, tages- und weiterbedingte Schwankungen), gewisse Flexibilisierung über Wärmespeicher möglich
12 Infrastrukturbedarf (Netze)	o Stromnetz i.d.R. verfügbar (aber ggf. Einschränkungen bei Kapazitäten oder Spannungsebene)	- i.d.R. leistungsgeladene Versorgung (Gasnetz) + bei Biogas (Vor-Ort-Verstromung)	- kein Gasnetz erf., aber Tiefenbohrung und Anschluss an Wärmespeicher, da Verbraucher in Regelfall nicht in unmittelbarer Nähe	+ bei fester Biomasse und Biogas - bei Biomethaneinspeisung in Erdgasnetz	o Infrastruktur für Wärmeübertragung und Anschluss an Wärmenetz + Infrastruktur für aktive Kühlung kann ggf. entfallen bzw. reduziert werden	+ bei dezentraler Nutzung auf Dachflächen - bei Wärmenetzen
13 a) gesellschaftlich b) Markt	o/+ a) Mittel bis hoch, abhängig vom Strommix + b) Noch auf niedrigem Niveau, mit Ausbaupotenzial (aber Belastung mit Umlagen, z.B. EEG)	o/+ a) Prinzipiell als Effizienztechnologie hoch, aber schwindend, sofern mit fossilen Brennstoffen + b) Hoch, aber zunehmend in Konkurrenz zu EE-Strom und mit Abgaben (z.B. EEG-Umlage) und komplexen Ausschreibungen belastet ++	a) Niedrige (wg. Frackingdiskussion) bis hohe Akzeptanz (EE-Wärmetechnologie) -/+ b) Vorreiter in D (z.B. München mit Ziel CO2-freie FW bis 2040). In der Breite noch auf niedrigem Niveau. In NRW Push zu erwarten durch Potenzialuntersuchung in INTERREG-Projekt „Deep Geothermal Rollout (DGE)“ o	a) Akzeptanz bei Reststoffen höher als bei NaWaRo (abhängig von Einhaltung von Nachhaltigkeitsaspekten wie Flächenbedarf, Monokultur, Düngung) -/+ b) Aufgrund eingeschränkter Potenziale und EEG-Förderung kaum noch Zubau o	a) Hoch ++ b) Bislang große ungenutzte industrielle und kommunale Abwärmepotenziale, diverse Hemmnisse (insbesondere ökonomisch und strukturell), aber zunehmendes Interesse bei EVU +	b) Bislang nur wenige Demonstrationsanlagen in D; Marktreife in DK nachgewiesen (Großanlagen ab 700kW, 109 in DK, 18 in D, 195 in EU lt. SDH 2017) o

6.2. AKTUELLE UND POTENTIELLE WÄRMEQUELLEN

Bearbeitet durch: Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie gGmbH (WI)

Um die notwendigen Weichenstellungen in Richtung Transformation zu einer dekarbonisierten Wärmeversorgung einzuleiten, ist die Kenntnis der regionalen erneuerbaren Wärmepotenziale Voraussetzung. Das LANUV hat in mehreren Potenzialstudien für NRW die jeweiligen Potenziale systematisch erfassen lassen¹⁰. Im Rahmen der KWK-Studie für NRW [132] wurden diese identifizierten Potenziale in einer Abschätzung dynamisiert und für die Jahre 2030, 2040 und 2050 fortgeschrieben. Im nachfolgenden Kapitel sind die Ergebnisse für diese Fortschreibung zusammengestellt.

Dabei wurden alle lokal bzw. regional verfügbaren Potenziale klimafreundlicher Wärmequellen berücksichtigt, die eine Relevanz für die leitungsgebundene Wärmeversorgung haben und aus Effizienz- und Klimaschutzgründen vorrangig genutzt werden sollten. Im Einzelnen sind dies:

- Warmes Grubenwasser
- Biomasse
- Industrielle Abwärme
- Große Solarthermie
- Müllverbrennungsanlagen/Abfall
- Gruben-, Deponie- und Klärgas

Noch nicht berücksichtigt sind in dieser Aufstellung die auf der direkten oder indirekten Nutzung von erneuerbarem Strom basierenden Wärmeerzeugungstechnologien. Darunter sind Anwendungen aus dem Bereich Power-to-Heat (in Verbindung mit Umweltwärme oder oberflächennaher Geothermie) sowie die Verbrennung synthetisch hergestellter Brennstoffe (im Wesentlichen Power-to-Gas) zu verstehen. Da diese Energieträger grundsätzlich über Strom- bzw. Gasnetze überall hin transportiert werden können, sind sie nicht direkt an das Vorhandensein lokaler Potenziale gekoppelt. Insbesondere die PtG-Energieträger sollten aus Effizienzgründen (s.o.) räumlich und zeitlich nur dort und dann eingesetzt werden, wenn die vorrangig genannten Alternativen nicht zur Verfügung stehen.

¹⁰ LANUV-Potenzialstudien zur Energiewende in NRW: www.energieatlas.nrw.de/site/potenzialstudien

Tabelle 25: Fortschreibung der Nutzung zukünftiger EE-Wärme-Potenziale in Wärmenetzen für NRW im Klimaneutral-Szenario nach LANUV, Quelle: Eigene Zusammenstellung aus Daten in [132]

Wärmepotenziale in GWh/a	2030	2040	2050	Quellen für techn. Potenziale
Warmes Grubenwasser	534	1 067	1 067	[133]
Biomasse (ohne Klärgas und MVA)	6 464	6 694	6 983	[134]
Industrielle Abwärme	4 762	5 649	7 436	[135], [130]
Große Solarthermie	2 115	3 379	4 052	[130]
MVA	3 000	3 000	3 000	LANUV
Grubengas	75	0	0	LANUV
Deponiegas	0	0	0	[134]
Klärgas	937	1 204	1 267	[134]
Tiefe Geothermie	k.A.	k.A.	k.A.	-
SUMME	17 887	20 993	23 805	-

In der Auflistung der erneuerbaren Wärmepotenziale fehlen noch die Potenziale der Tiefen-Geothermie. Das LANUV begründet dies mit den aus heutiger Sicht noch großen Unsicherheiten bezüglich der Entwicklung dieser Technologie in NRW und fehlender verlässlicher Potenzialabschätzungen. Wie das Beispiel der Großstadt und des Großraums München zeigt, kann aber die tiefe Geothermie möglicherweise große Beiträge zur Dekarbonisierung von Wärmenetzen liefern. In NRW laufen dazu derzeit u.a. im Rahmen des EU-Interreg-Projektes DGE-ROLLOUT¹¹ Erkundungen durch den Geologischen Dienst. Erste vielversprechende Ansätze gibt es beispielsweise in Hagen (geplante Versorgung einer Papierfabrik mit Prozesswärme aus Tiefengeothermie¹²) oder im

¹¹ Geologischer Dienst Dez. 2021: DGE-ROLLOUT - Tiefe Geothermie für Nordwesteuropa: www.gd.nrw.de/ew_pj_interreg-dge-rollout-start.htm

¹² Kabel Premium Pulp & Paper GmbH Dez. 2021: Das Projekt Kabel ZERO - Eine Tiefen-Geothermie-Anlage zur klimaneutralen Papiertrocknung. www.kabelpaper.de/kabel-zero

Münsterland (2D-Seismik-Kampagne zur Erkundung von geothermischen Wärmepotenzialen für Fernwärme¹³).

Die in Tabelle 25 genannten Potenzialzahlen für das Klimaneutral-Szenario von in Summe rund 17,9 TWh in 2030, 21,0 TWh in 2040 und 23,8 TWh in 2050 teilen sich wie in den Abbildungen 176 und 177 gezeigt auf die beiden Wärmenetz-Typen *Allgemeine Versorgung* und *Industrie* auf.

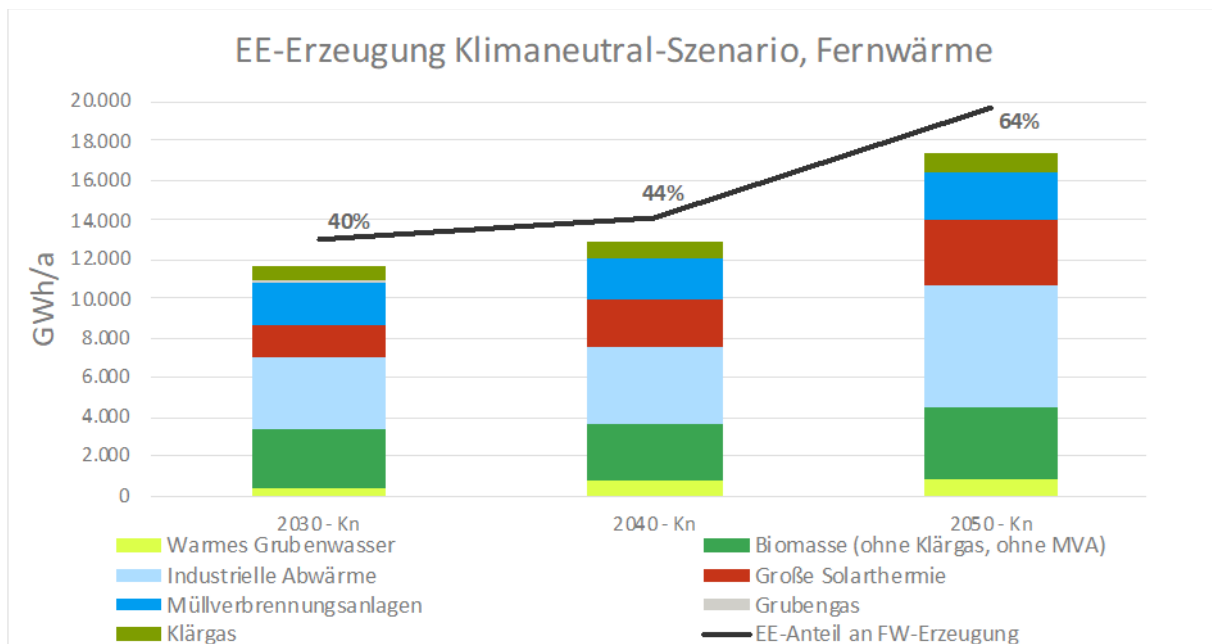


Abbildung 175: Fortschreibung der Nutzung zukünftiger EE-Wärme-Potenziale in Wärmenetzen (allgemeine Versorgung) für NRW im Klimaneutral-Szenario [132]

¹³ Geologischer Dienst Dez. 2021: Informationsseite zur 2D-Seismik im Münsterland www.seismik-muensterland.nrw
 Stadtwerke Münster PM vom 11.03.2021: Stadtwerke forschen für grüne Wärme in Münster: www.stadtwerke-muenster.de/presse/pressemeldungen/gesamt/nachricht/artikel/stadtwerke-forschen-fuer-gruene-waerme-in-muenster.html

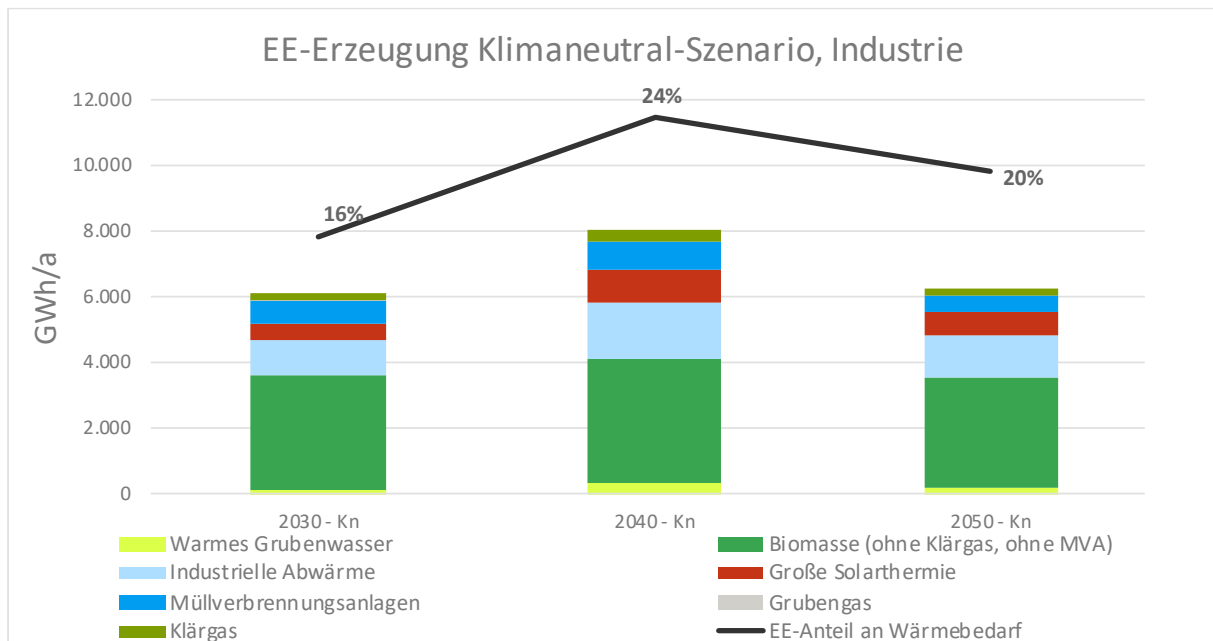


Abbildung 176: Fortschreibung der Nutzung zukünftiger EE-Wärme-Potenziale in Wärmenetzen (Industrie) für NRW im Klimaneutral-Szenario [132]

6.3. AKTUELLE WÄRMESENKEN UND INFRASTRUKTUR

Bearbeitet durch: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V. (GWI)

Neben Wärmequellen sind zur Integration von klimaneutraler Wärme auch Wärmesenken von Bedeutung. So können z.B. Power-to-Heat Anlagen Regelleistung bereitstellen und somit das Stromnetz stabilisieren. Dazu soll zunächst der Wärmebedarf von Nordrhein-Westfalen aufgezeigt werden. Anschließend werden Fernwärmenetze genauer untersucht und als Wärmesenke für Power-to-Heat Anlagen betrachtet.

Wärmebedarf in NRW

Das Bundesland Nordrhein-Westfalen hat einen Wärmebedarf von 398 TWh im Jahr [136] [137]. Der Wärmebedarf von NRW verteilt sich auf Prozesswärme und die Wärmebereitstellung für Wohngebäude bzw. Nichtwohngebäude. Der Wärmebedarf macht dabei mehr als die Hälfte des Endenergieverbrauches aus. Der größte Teil der benötigten Wärme fällt mit 55% auf die Bereitstellung von Raumwärme und Warmwasseraufbereitung für Wohn- und Nichtwohngebäude an [136]. Der restliche Bedarf in Höhe von ungefähr 180 TWh fällt die Bereitstellung von Prozesswärme [137]. Dies macht einen Anteil von 45% aus. Nordrhein-Westfalen weist damit einen überdurchschnittlich hohen Bedarf an Prozesswärme im Vergleich zum deutschen Durchschnitt auf. Der gesamtdeutsche Prozesswärmebedarf beträgt 440 TWh. Insofern spielt in NRW die Bereitstellung von Prozesswärme eine große Rolle. Abbildung 177 zeigt die Verteilung des Wärmebedarfes für Gebäude bzw. des Prozesswärmebedarfes für NRW. Während der Wärmebedarf für Gebäude sich relativ gleichmäßig auf ganz NRW verteilt, zeigen sich bei der Darstellung des Prozesswärmebedarfes höhere Bedarfe in einzelnen NUTS3-Regionen. Dies betrifft insbesondere die wärmeintensiven Industriestandorte um den Rhein.

Die Wärmebedarfe von Wohngebäuden und Industrie unterscheiden sich nicht nur in der Wärmemenge, sondern können sich auch im Temperaturniveau unterscheiden. Wärme kann dabei in verschiedene Temperaturniveaus kategorisiert werden. Die Bereiche teilen sich dabei in Nieder- (<100°C), Mittel- (100-500°C), und Hochtemperatur (>500°C) auf. Für die Bereitstellung von Raumwärme und die Warmwasserbereitung wird zumeist Niedertemperaturwärme mit Temperaturen von unter 90°C benötigt. Auch Niedertemperaturprozesswärme fällt in diese Kategorie. Zusätzlich zur Niedertemperaturprozesswärme werden aber auch zum Teil deutlich höhere Temperaturen in der Industrie benötigt. Dazu zählt Mitteltemperaturwärme aber auch Hochtemperaturprozesswärme von bis zu 2200 °C. Für die Wärmeerzeugung kommen verschiedenste Technologien zum Einsatz, die ihren Anforderungen angepasst sind. Bei der Erzeugung von Wärme mit hohen Temperaturen kann Abwärme je nach Anwendungsfall zurückgewonnen werden und für andere Verbraucher zur Verfügung gestellt werden. Die Bereitstellung dieser Wärme kann zum Beispiel über Fernwärmenetze geschehen. [139] [140]

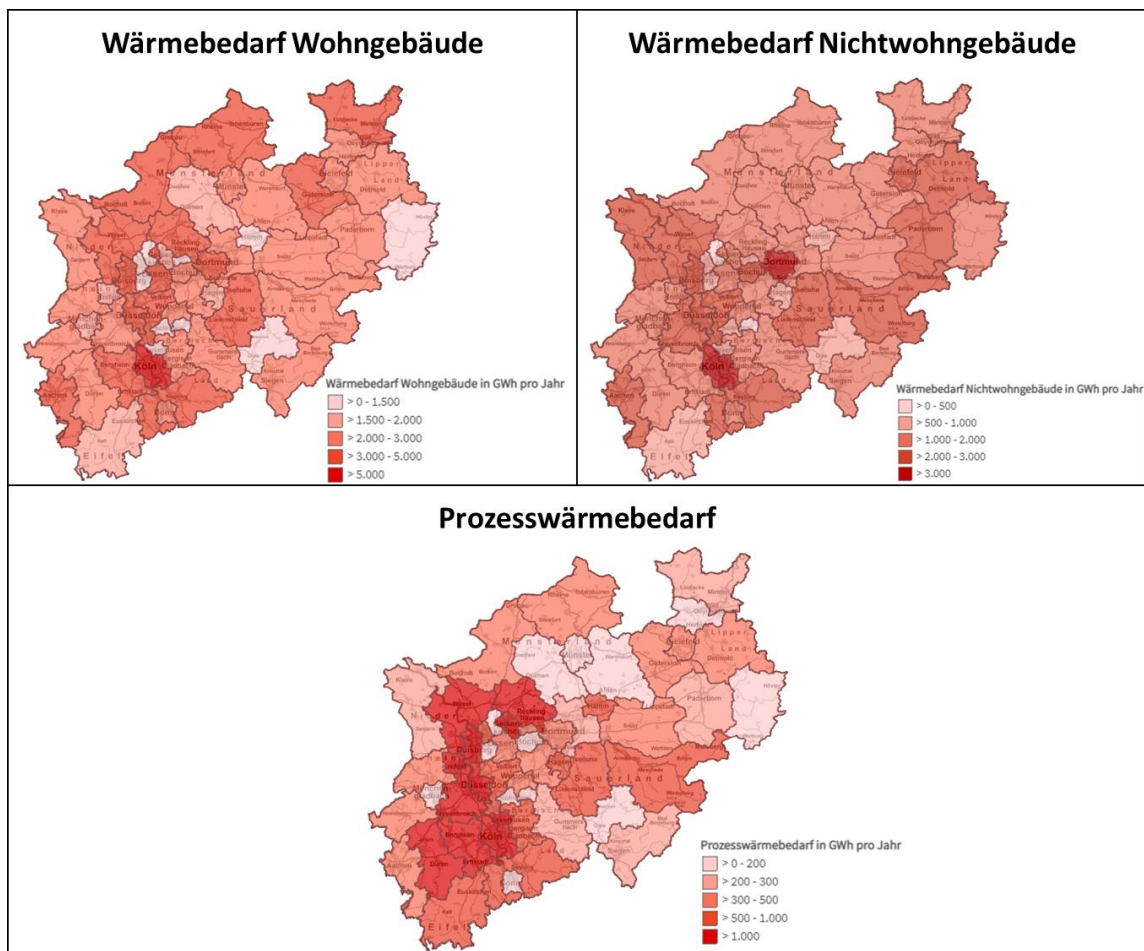


Abbildung 177: Wärmebedarfe für Wohngebäude, Nichtwohngebäude und Prozesse der NUTS3-Gebiete von NRW. Zusammengestellt aus Daten von. [140]

Fernwärme in Deutschland

Fernwärme bezeichnet die Bereitstellung von thermischer Energie über ein Wärmenetz. Auf diese Weise können Gebäude und andere Wärmeverbraucher mit nutzbarer Wärme versorgt werden. Die bereitgestellte Wärme kann dann unter anderem zum Heizen genutzt werden. Zur Nutzung von Fernwärme in Gebäuden wird keine Heizungsanlage benötigt. Fernwärmeübergabestationen übertragen die Wärme aus der Fernwärmeleitung in das Wärmeverteilungsnetz des jeweiligen Gebäudes bzw. Wärmeverbrauchers. Zur Erzeugung von Wärme für das Fernwärmesystem können verschiedene Technologien genutzt werden. Dazu zählen fossile Kraftwerke, wie Stein- oder Braunkohlekraftwerke. Aber auch regenerative Energien oder Müllverbrennungsanlagen können zur Erzeugung der Wärme genutzt werden. Je nach Region und Fernwärmenetz kann sich der Anteil der verwendeten Brennstoffe zur Erzeugung von Fernwärme unterscheiden. In Abbildung 178 ist der Brennstoffeinsatz bei der Fernwärmeerzeugung in Deutschland dargestellt. Dabei ist zu erkennen, dass für einen Großteil der Fernwärme in Deutschland die fossilen Brennstoffe Steinkohle, Braunkohle, Mineralöl und Erdgas eingesetzt werden. Zusammen ergibt sich daraus ein Anteil von 70%. Unter Hinzunahme von Abbildung 179 wird dabei erkenntlich, dass dies große Treibhausgasemissionen zur Folge hat. Insbesondere in Hinblick auf die Klimaziele der Bundesregierung für 2030 bzw. 2045 ist es deshalb wichtig regenerative Technologien zur Wärmeversorgung zu nutzen. [141] [142]

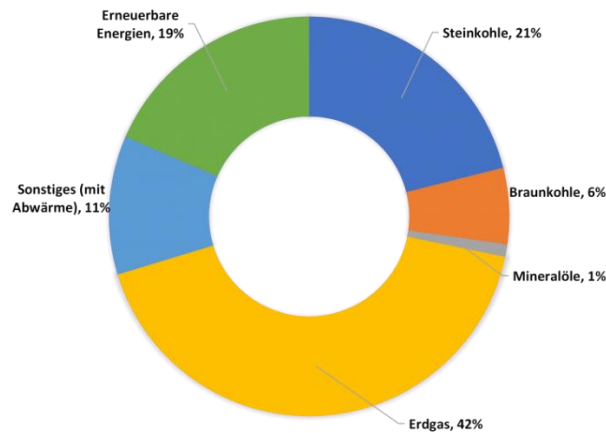


Abbildung 178: Aufteilung der Fernwärmeerzeugung im Jahr 2019 für Deutschland. [143]

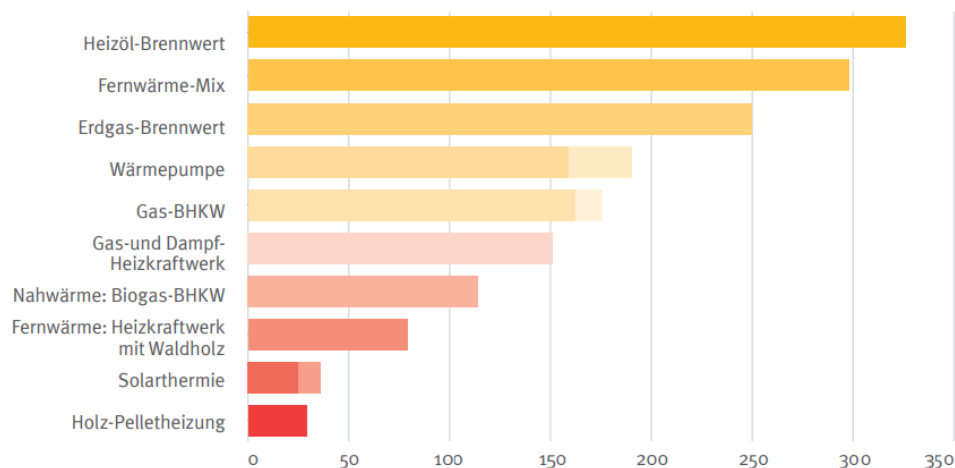


Abbildung 179: Treibhausgas-Emissionen verschiedener Heizungssysteme im Vergleich (CO₂-Äquivalente in Gramm pro Kilogramm Nutzwärme). [144]

Fernwärme in NRW

Das Bundesland NRW verbrauchte im Jahr 2019 Fernwärme in Höhe von ca. 34 TWh. Auch im Fernwärmeverbrauch lässt sich feststellen, dass ein großer Teil des Verbrauches mit über 17 TWh dem Sektor Industrie zuzuordnen ist. [138]

Zur weiteren Betrachtung der Fernwärme werden im Folgenden die Fernwärmenetze in Nordrhein-Westfalen betrachtet. Nach Angaben einer Studie des Ministeriums für Wirtschaft, Innovation, Digitalisierung und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen beträgt die Gesamtlänge der Fernwärmenetze in Nordrhein-Westfalen ca. 6.000 km. Dabei sind für die Versorgung 41 Fernwärmeversorgungsunternehmen in 90 verschiedenen Fernwärmegebieten zuständig. Die kürzeste Fernwärmetrasse ist 1,1 km lang und die längste 675 km. In der Studie wurde eine durchschnittliche Trassenlänge von 63 km berechnet. Wobei ein Großteil der Trassen eher eine geringe Trassenlänge von unter 25 km aufweist. [141]

Das Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen erfasste in einer Studie von 2021 alle Standorte von Fernwärmenetzen in NRW. Diese sind in Abbildung 180 zu sehen. Zusammen mit Abbildung 179 lässt sich erkennen, dass insbesondere in Gebieten mit hohem Prozesswärmebedarf auch Wärmenetze vorhanden sind. Die vorhandene Industrie kann so ihr Abwärmepotentiale anderen Verbrauchern zur Verfügung stellen. Dazu zählen sowohl Wohn- und Nichtwohngebäude als auch industrielle Abnehmer. [136]

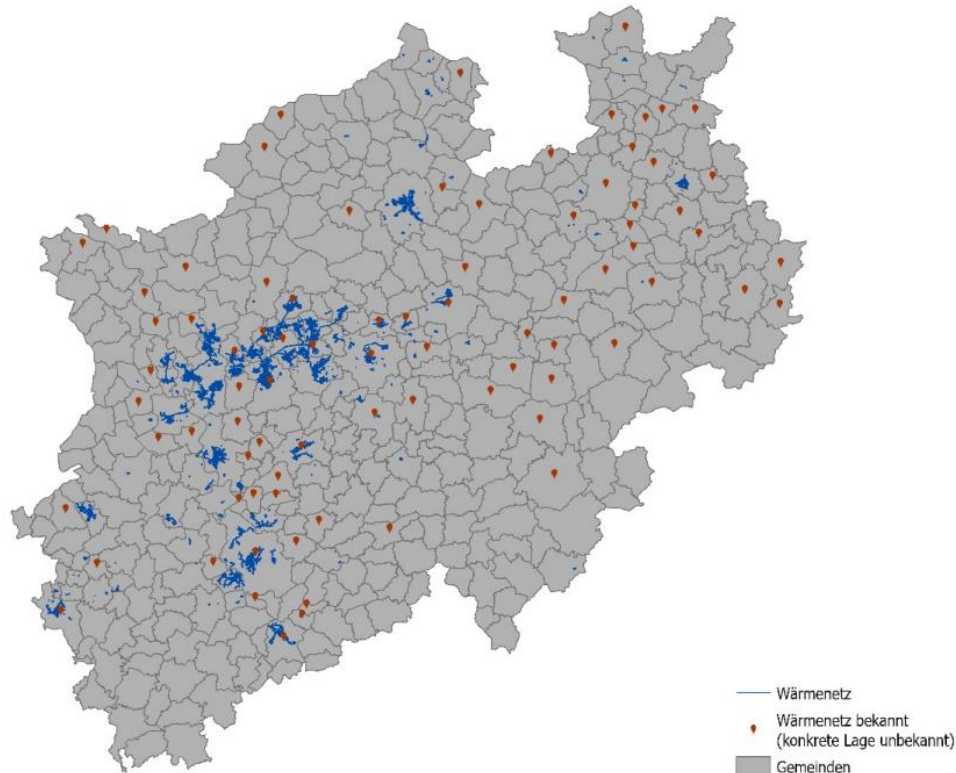


Abbildung 180: Wärmenetze in NRW. Bekannte Wärmenetze mit örtlicher Zuordnung. [136]

Entwicklung der Fernwärme in NRW

Zur Erreichung der Klimaziele der Bundesregierung und zur vollständigen Klimaneutralität im Jahr 2045 ist die Transformation der Fernwärmeerzeugung unabdingbar. Bereits mit der Abschaltung der Kohlekraftwerke gehen Wärmequellen verloren.

Bisher sind die meisten Fernwärmenetze in NRW darauf ausgelegt Wärme aus Verbrennungsanlagen zu verteilen. Dazu zählen unter anderem auch Kohlekraftwerke, die nach aktueller Gesetzeslage bis spätestens zum Jahr 2038 abgeschaltet werden sollen.[145] In Abbildung 181 sind die Wärmenetze und die Standorte von Kohlekraftwerken in Nordrhein-Westfalen zu sehen. Es lässt sich erkennen, dass viele Kohlekraftwerke an größere Fernwärmenetze angeschlossen sind und somit wichtige Wärmelieferanten darstellen. Eine Abschaltung der Kraftwerke hat zur Folge, dass durch andere Technologien Wärme bereitgestellt werden muss. Dazu müssen zum einen die Einsatzmöglichkeiten vorhandener Technologien, wie z.B. Power-to-Heat im Fernwärmenetz geprüft werden. Es ist aber auch wichtig die Entwicklung des Wärmebedarfes bzw. des Fernwärmenetzes in den kommenden Jahren zu betrachten. [146]

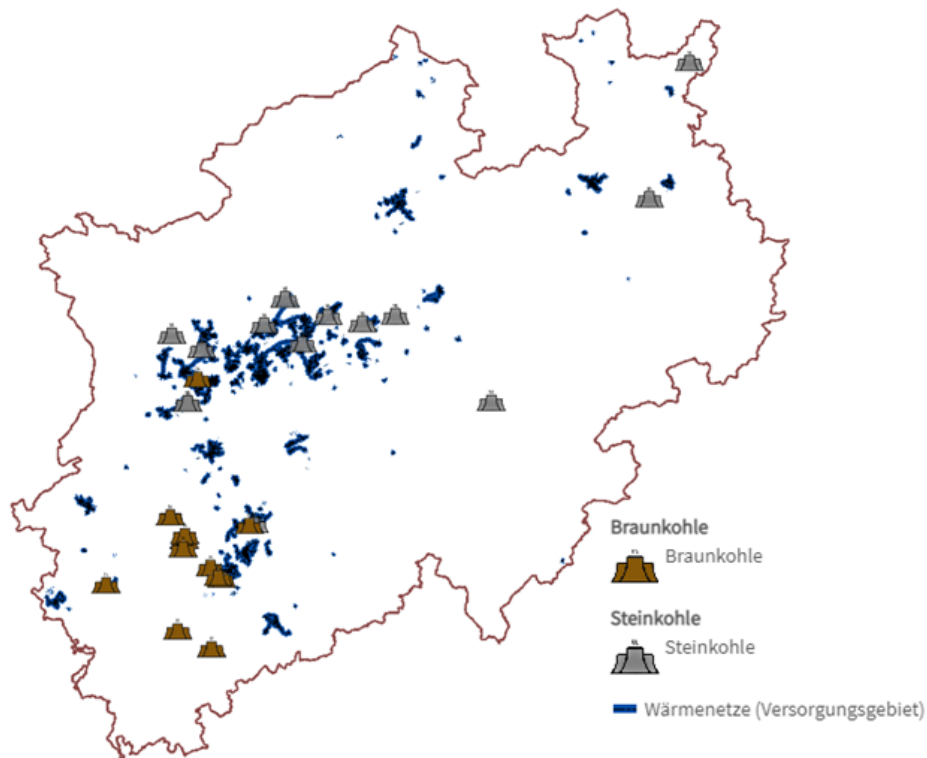


Abbildung 181: Wärmenetze und Kohlekraftwerke. Zu sehen sind alle örtlich bekannten Wärmenetze von NRW und die Standorte der Kohlekraftwerke mit Abwärmenutzung.[138]

Eine Reihe von Studien ([147],[148],[149],[150]) untersuchte die Entwicklung der Fernwärmenetze in NRW. Eine Metaanalyse des Bundesverbandes der Energie- und Wasserwirtschaft zeigt, dass die Studien mit großer Übereinstimmung zu dem Schluss kamen, dass der Gesamtwärmebedarf in Nordrhein-Westfalen sinken wird. Der Anteil von Fernwärme an der gesamten bereitgestellten Wärme wird jedoch steigen. [151]

Auch eine aktuellere Studie des LANUV von September 2021 zeigt, dass ein bedarfsgerechter Ausbau der Wärmenetze in den kommenden Jahren notwendig ist. So soll sich das Fernwärmepotential von 28 TWh im Jahr 2016 auf 38 TWh im Jahr 2030 erhöhen. Da jedoch ein insgesamt sinkender Wärmebedarf prognostiziert wird soll bis 2050 der absolute Fernwärmebedarf wieder auf ca. 35 TWh sinken. Der relative Anteil am Gesamtwärmebedarf soll jedoch bis 2050 von 10% im Jahr 2016 auf 26% im Jahr 2050 steigen. Abbildung 182 zeigt die prognostizierten Änderungen des absoluten Fernwärmebedarfs und des Anteils an Fernwärme am Gesamtwärmebedarf. [136]

Insofern zeigt sich, dass die Integration von erneuerbaren Energien in Fernwärmenetze von hoher Bedeutung ist, um die Klimaziele zu erreichen. Auch die Landesregierung in NRW versteht die Wärmenetze als zentralen Baustein der zukünftig klimaneutralen Wärmeversorgung.[151]

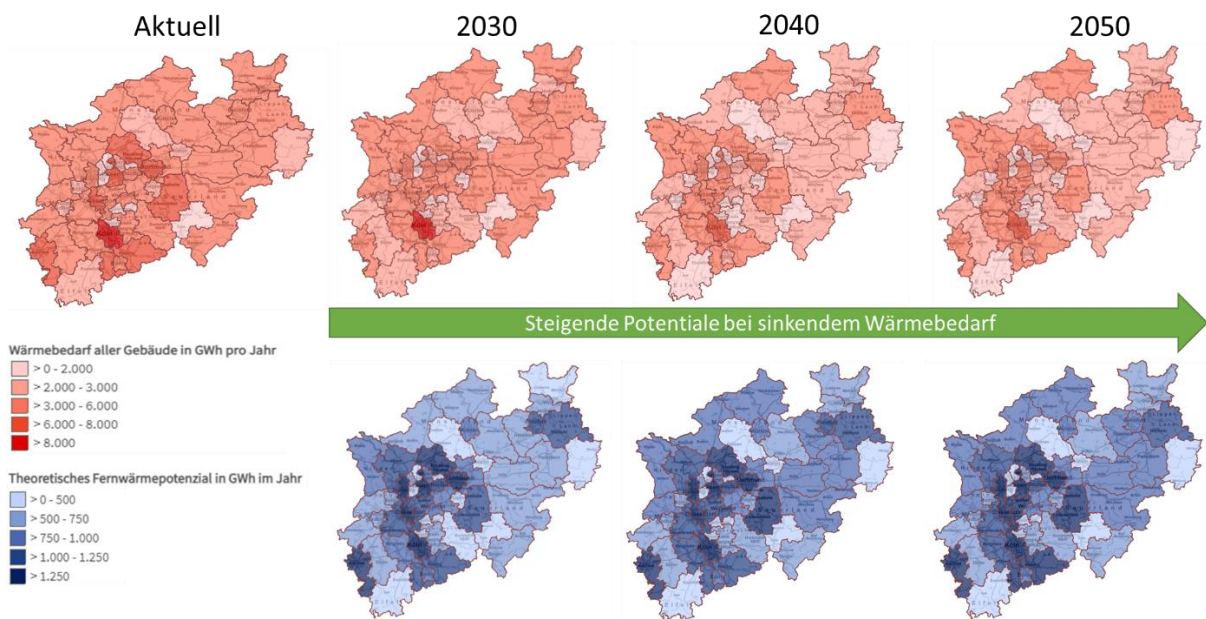


Abbildung 182: Prognostizierte Wärmebedarfe und Fernwärmepotentiale bis zum Jahr 2050. Zusammengestellt aus Daten von [136].

Herausforderungen bei der Integration von Power-to-Heat in Fernwärmenetze

Eine Möglichkeit erneuerbare Energien in Wärmenetze zu integrieren ist der Betrieb von Power-to-Heat Anlagen. Diese Anlagen wandeln Strom direkt in Wärme um. Die Power-to-Heat Technologie ist sehr effizient, da nahezu keine Verluste bei der Umwandlung der elektrischen Energie in thermische Energie auftreten. Bei der Nutzung von regenerativem Strom zum Betrieb solcher Anlagen entstehen während des Betriebes keine klimaschädlichen Abgase. Es handelt sich dementsprechend um eine CO₂-Neutrale Möglichkeit Raum- und Prozesswärme bereitzustellen.

In den vergangenen Jahren wurden nur wenige PtH-Anlagen zugebaut. Die meisten PtH-Anlagen weisen nur geringe Betriebszeiten auf oder sind Forschungsanlagen. Dabei steht die PtH-Technologie bereits großtechnisch zur Verfügung. Um in Zukunft einen relevanten Anteil zur Klimaneutralität in der Wärmebereitstellung zu leisten, muss die Power-to-Heat Technologie laut Maaß et. al. verschiedene Hemmnisse überwinden. Zu den Hemmnissen zählen unter anderem wirtschaftliche Hemmnisse. Zwar sind die Investitionskosten für PtH-Anlagen relativ gering, jedoch sind die Betriebskosten durch anfallende Steuern und Umlagen sehr hoch. Außerdem ist das Marktpotential für Regelleistung bereits durch bestehende Anlagen ausgeschöpft, was zu einem geringen Leistungspreis für Sekundärregelreserve führt und infolgedessen diesen Markt für neue Anlagen unattraktiv macht. Dabei eignen sich insbesondere PtH-Anlagen technisch zur Bereitstellung von Regelleistung. Aus ökologischer Sicht muss außerdem dafür gesorgt werden, dass es sich bei der Nutzung von Strom für PtH-Anlagen um Strom aus erneuerbaren Quellen handelt. Ansonsten kann die PtH-Technologie ihrer Rolle als klimaneutraler Wärmeerzeuger nicht gerecht werden. Durch Abbau dieser Hemmnisse kann die sehr effizient Power-to-Heat Technologie in Zukunft einen Teil zur Wärmewende beitragen. [151]

6.4. PTH IN DER POWER-TO-X DEMONSTRATIONSPLATTFORM

Bearbeitet durch: Gas- und Wärme-Institut Essen e.V (GWI)

Um die Klimaschutzziele erreichen zu können, wird die Elektrifizierung zukünftig auch den Wärmesektor zumindest teilweise erfassen müssen und stellt damit eine Vielzahl nordrhein-westfälischer Kommunen und Wirtschaftssektoren vor neue Herausforderungen. Auf der Demonstrationsplattform PtX werden unterschiedliche technische Flexibilitätsoptionen für das Energiesystem der Zukunft in einer Demonstrationsanlage im Systemverbund erprobt und demonstriert. Als Teil der Weiterentwicklung der gemeinsamen PtX-Demonstrationsanlage wurde die Integration von Power-to-Heat realisiert. Die bestehende Demo-Infrastruktur (siehe auch Kapitel 4) wurde um eine Flexibilitätsoption in Form eines Warmwasserspeichers inkl. Heizpatrone und Ansteuerung erweitert, welche es ermöglicht, vorgegebene Lastprofile abzufahren. Die Integration ins Gesamtsystem ermöglicht, unterschiedliche Flexibilitätsoptionen im Energiesystem abzubilden und in Konkurrenz zueinander unter realistischen Rahmenbedingungen zu demonstrieren.

Für die Integration einer technischen Lösung für PtH in die Gesamtanlage wurden folgende Schritte durchgeführt:

- ▶ Entwicklung eines technischen Konzepts
- ▶ Auswahl von Komponenten
- ▶ Aufbau und Inbetriebnahme des Teststands
- ▶ Erstellung eines Versuchsprogramms & Auswertung
- ▶ Integration und Visualisierung ins übergeordnete Gesamtsystem
 - Signalliste
 - übergeordnete Regelstrategie
- ▶ Power-to-Heat als Flexibilitätsoption in NRW

Technisches Konzept und Aufbau des Teststandes

In Abstimmung mit den anderen Anlagen auf der PtX-Demonstrationsplattform wurde die Dimensionierung des Power-to-Heat-Teststands der Dimensionierung der anderen Teststände angepasst. Dementsprechend wird der Teststand elektrische Leistung in der Größenordnung von bis zu 12 kW (2x 6 kW) nutzen können. Begrenzt wird die thermische Leistung durch die Kapazität der Wärmespeicher.

Es handelt sich um zwei Wärmespeicher mit jeweils etwa 500 L Volumen, so dass in Reihe geschaltet ein beheizbares Wasservolumen von etwa 1000 Liter zur Verfügung steht. Beheizt wird jeder Wärmespeicher direkt mit einem in den Speicher integrierten Elektroheizer. Ebenfalls im Speicher befinden sich drei Temperaturmessstellen (oben, mitte, unten). Diese wurden redundant in beiden Speichern verbaut, um zu überprüfen, ob die gleichen Temperaturbereiche vorliegen. Die Wärmenutzung wird durch einen Wärmetauscher realisiert, an dem ein Kühlkreislauf mit Frischwasserkühlung angeschlossen ist. Der technische Aufbau ist in den Abbildung 184 und Abbildung 183 dokumentiert.

Signalübermittlung und Visualisierung

Neben dem Entwurf des Systems wurde definiert, welche Datensignale zwischen dem Teststand und der übergeordneten Steuerung und Visualisierung der gesamten Demonstrationsplattform ausgetauscht werden (siehe Tabelle 26). Wie aus Sicht des Anwenders, die geplante Power-to-Heat-Anlage eingebunden wurde ist in *Abbildung 183* und *Abbildung 184* zu sehen.

Tabelle 26: Signalliste für die Kommunikation zwischen Teststand, Steuerung der Anlage und Steuerung der gesamten Demonstrationsplattform (Visualisierung)

Tag_Name	Beschreibung	Einheit
PTH_T_EH_EIN	T vor Elektroheizer (Speichereingang)	°Celsius
PTH_T_EH_AUS	T nach Elektroheizer (Speicherausgang)	°Celsius
PTH_V_EH	V Heizkreis	l/min
PTH_T_RK_EIN	T vor Rückkühlung Frischwasser	°Celsius
PTH_T_RK_AUS	T nach Rückkühlung Abwasser	°Celsius
PTH_V_RK	V Rückkühlung	l/min
PTH_T_WS1_O	T Wärmespeicher 1 oben	°Celsius
PTH_T_WS1_M	T Wärmespeicher 1 mitte	°Celsius
PTH_T_WS1_U	T Wärmespeicher 1 unten	°Celsius
PTH_T_WS2_O	T Wärmespeicher 2 oben	°Celsius
PTH_T_WS2_M	T Wärmespeicher 2 mitte	°Celsius
PTH_T_WS2_U	T Wärmespeicher 2 unten	°Celsius
PTH_T_KW	T Kühlwasser	°Celsius
PTH1_P_EIN	Leistung PtH_ Elektroheizer 1	kW
PTH2_P_AUS	Leistung PtH_ Elektroheizer 2	kW
PTH_FS_WS1	Füllstand Wärmespeicher 1	%
PTH_FS_WS2	Füllstand Wärmespeicher 1	%
PTH_P_SOLL1	Sollwert: Leistung in PtH_ Elektroheizer 1	kW
PTH_P_SOLL2	Sollwert: Leistung in PtH_ Elektroheizer 2	kW

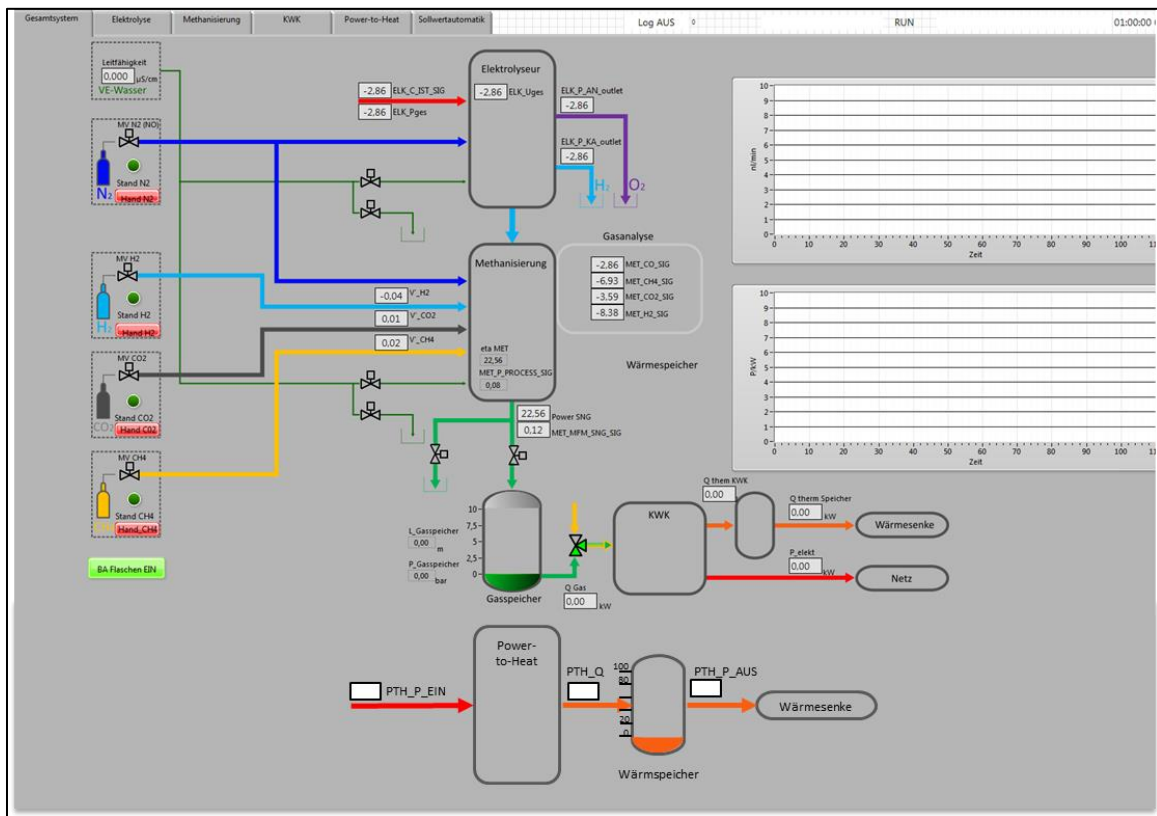


Abbildung 183: Darstellung der gesamten Demonstrationsanlage in der Anwendungsumgebung der Steuerung ergänzt um Power-to-Heat

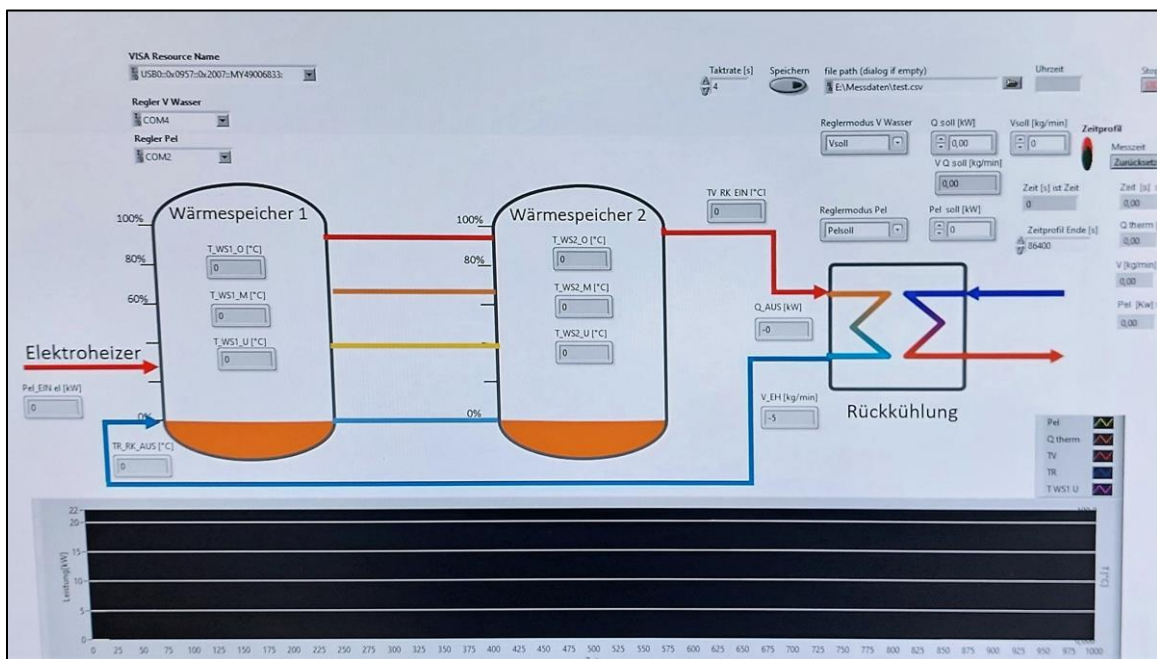


Abbildung 184: Darstellung der geplanten Power-to-Heat-Anlage in der Anwendungsumgebung

Versuchsprogramm und Auswertung

Nach der technischen Inbetriebnahme des Versuchstandes wurde ein Versuchsprofil entworfen, um die wichtigsten Betriebscharakteristika zu erfassen. Dabei wurden mehrere Untersuchungsziele definiert:

- ▶ Verhalten des Teststandes bei unterschiedlichen Leistungssprüngen
- ▶ Kennenlernen jeder Laststufe und Zeitdauer zwischen den Sprüngen beim Hoch- und Runterfahren
- ▶ Wie lange braucht der Wärmespeicher um bei Volllast die maximale Speichertemperatur zu erreichen?
- ▶ Wie lange braucht der Speicher zum Auskühlen bei einer maximalen Kühllast?

Die Tabelle 27 zeigt einige Grundannahmen bzw. Stammdaten des Pth-Teststandes.

Tabelle 27: Grundannahmen/ Stammdaten des Pth-Teststandes

Parameter	Wert	Einheit
Max. elektrische Leistung P_{el} (100%)	12	kW
Max. Volumenstrom Kühlwasser	20	l/min
Dichte Wasser	997	kg/m ³
Spezifische Wärmekapazität (C_p) Wasser	4,18	J/(kg*m ³)
Frischwassertemperaturbereich	10 - 18 °C	°C

Die in Abbildung 187 dargestellten Versuchsprofile wurden hintereinander in der Anlage mit konstant hoher Kühlleistung abgefahren. Auf diese Weise wird ein Abbruch des Versuches durch die Erreichung der maximal eingestellten Speichertemperatur vermieden. Abbildung 188 zeigt die Ergebnisse.

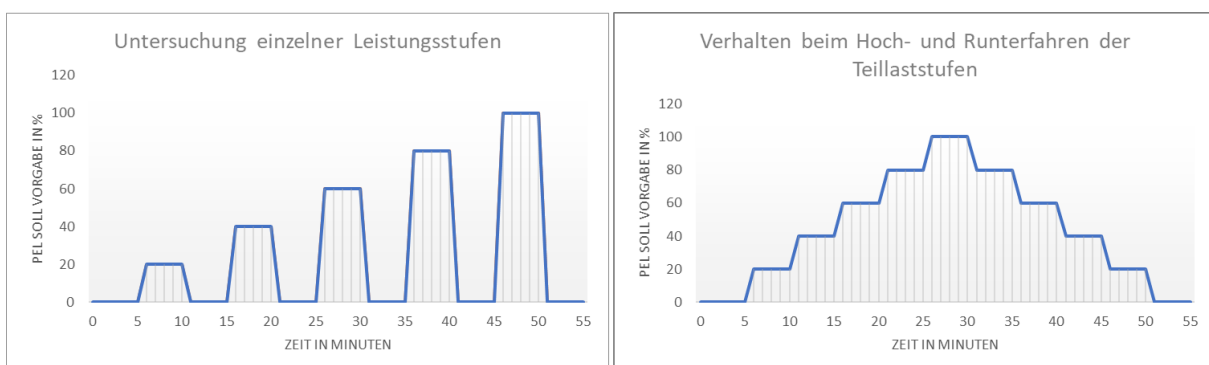


Abbildung 185: Versuchsprofile zur Untersuchung der Betriebscharakteristika

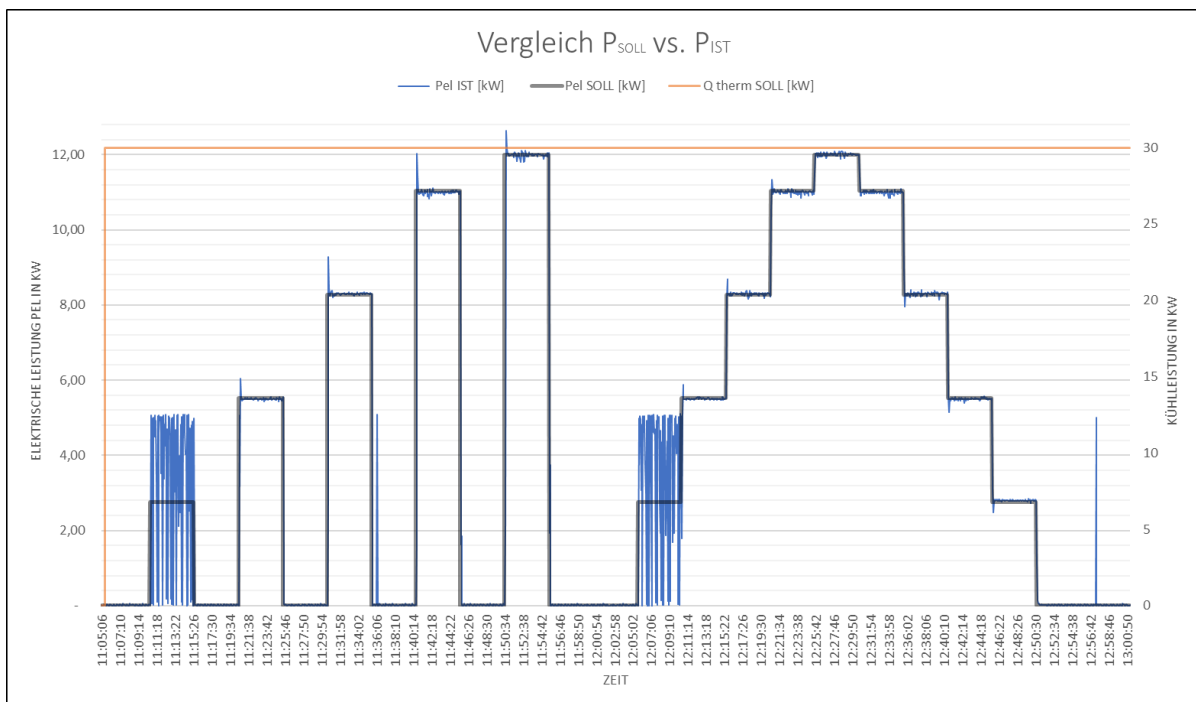


Abbildung 186: Auswertung der Versuchsprofile zur Untersuchung der Betriebscharakteristika

Die Anlage zeigt zu Beginn jeder Leistungsstufe ein leichtes Überschwingen bei der elektrischen Leistung abweichend von der Soll-Vorgabe. Dies liegt im Regelverhalten begründet und dauert im Durchschnitt weniger als 20 Sekunden bis zum Einpendeln der Leistungsvorgabe. Ausnahme ist die Ansteuerung der 20% Teilleistung, hier schafft es der gewählte Regler beim Hochfahren der Leistung nicht sich einzupendeln und gerät in Dauerschwingung. Beim Runterfahren der Leistungsstufen wird der Zielwert mit leichtem Überschwingen jedoch erreicht. Für eine Regelbarkeit bzw. für das Abfahren der Anlage als Flexibilitätsoption wird für die weiteren Versuche also nur eine Regelbarkeit zwischen 40 und 100 % gesichert (zumindest beim Hochfahren) gesichert möglich sein.

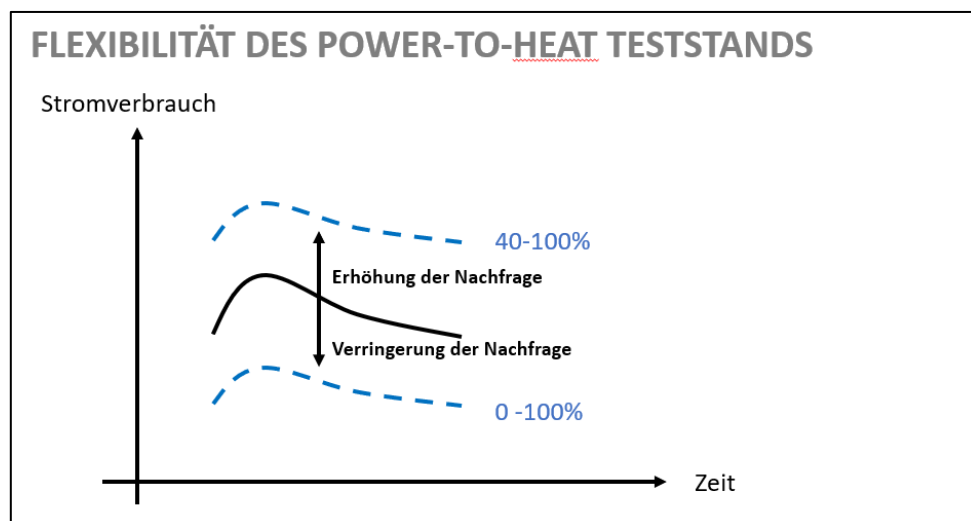


Abbildung 187: Flexibilitätsangebot des Power-to-Heat Teststands

Für die Bestimmung der Zeit, welche benötigt wird, um die Speicher vollständig zu befüllen und zu entladen wurde im ersten Versuch der Speicher komplett ausgekühlt und bei einer Starttemperatur von etwa 25°C unter Vollastbetrieb (12 kW elektrische Heizlast) beladen. Die Abbildung 190 zeigt, dass etwa 7 Stunden bis zur einer Speichertemperatur von 60 °C benötigt wird, wenn keine Wärme abgenommen bzw. keine Kühlung der Speicher erfolgt.

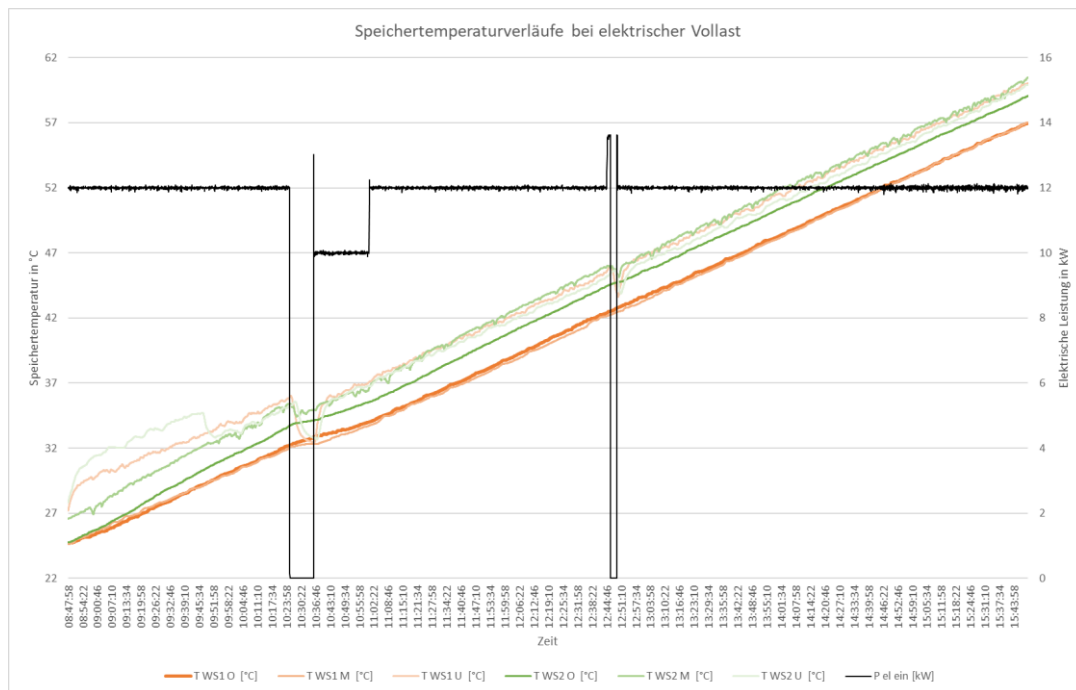


Abbildung 188: Thermische Beladung des Wärmespeichers

Durch einen technischen Defekt wurde die Aufheizphase zwischen 10:22 und 10:35 sowie zwischen 12:45 und 12:49 Uhr vollständig unterbrochen. Zwischen 10:35 und 11:01 Uhr wurde nur mit reduzierter Leistung (10 kW) gefahren. Durch die vollständige Unterbrechung von 17 Minuten und die gedrosselte Leistung von 26 Minuten wurde der Aufheizvorgang etwas verlangsamt. So dass für weitere Versuche von einer Aufheizzeit unter Vollast von etwa 6,5 h ausgegangen wird.

Beim zweiten Versuch wurde der Speicher bei einer Temperatur von 60°C mit einer maximalen Kühlwassermenge betrieben, um das Verhalten und die Zeitdauer für das Auskühlen (=Speichertemperatur gleich Frischwassertemperatur) zu untersuchen. Abbildung 191 zeigt den Verlauf der im Speicher installierten Temperatursensoren und der verwendeten thermischen Kühlleistung. Die Abbildung 191 zeigt, dass für eine Abkühlung von 60°C auf etwa 15°C eine Zeitdauer von etwa 3,5 h benötigt wird.

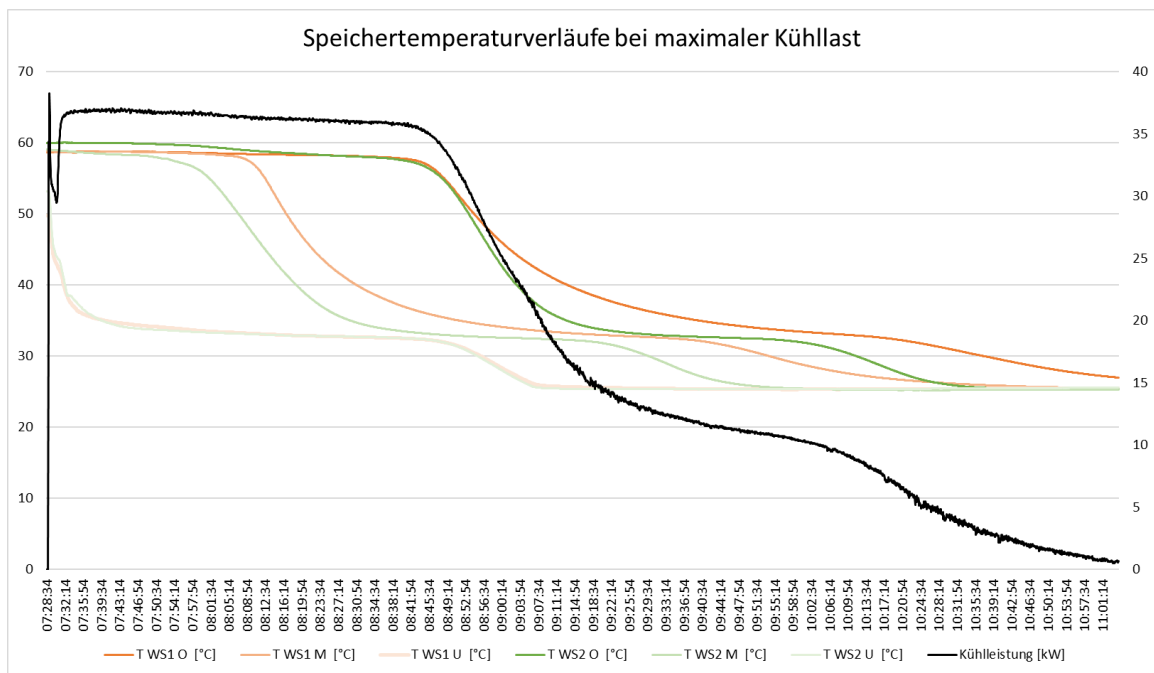


Abbildung 189: Thermische Entladung des Speichers

6.5. POWER-TO-HEAT ALS FLEXIBILITÄTSOPTION

Mit Hilfe der in Kapitel 6.1 dargestellten multikriteriellen Bewertung wurden anhand ausgewählter Kriterien die Stärken und Schwächen von PtH-Optionen untereinander und im Vergleich zu anderen zukunftsfähigen Wärmeerzeugern beleuchtet.

Abbildung 190 fasst die Stärken und Schwächen sowie Chancen und Risiken von PtH-Anwendungen noch mal zusammen, dabei werden zum Teil noch weitere Aspekte (beispielsweise Verwendung problematischer Kältemittel) berücksichtigt, die in den oben genannten Kriterien K1 bis K13 nicht enthalten sind.

INTERN	<ul style="list-style-type: none"> › Erprobte, lokal emissionsfreie und leise Technologie › Wartungsarm › Skaleneffekte bei großen WP-Aggregaten › Mit WP hocheffiziente Nutzung erneuerbarer Wärme (Umgebungswärme, Geothermie, Abwärme, Solarwärme) mittels erneuerbaren Stroms › Instrument zur Lastverschiebung › Erfüllt Voraussetzungen zur Teilnahme am Regelleistungsmarkt (nur direktelektrische PtH) 	Stärken	<ul style="list-style-type: none"> › Bei WP Erschließung von Wärmequellen mit ausreichender Leistung und Temperaturniveau erforderlich (-> Potenziale, Platzbedarf, Kosten) › Abnehmende Energieeffizienz bei höheren Vorlauftemperaturen (WP) › Fertigung von Großwärmepumpen (noch) kein Massenmarkt › Teils Verwendung problematischer Kältemittel in Groß-WP: klimaschädlich → GWP, ozonschädlich → ODP, brennbar (Butan, Propan) oder giftig (z.B. Ammoniak) 	Schwächen
	<ul style="list-style-type: none"> › Potenzial zur vollständigen Dekarbonisierung (bei 100% EE) › Potenziale bei WP für Kostensenkung, Effizienzerhöhung und Nutzung in kalten Nahwärmenetzen (LowEx) › Nutzung von fEE-Angebotsspitzen im Stromnetz bei Integration von Wärmespeichern (stabilisiert Stromnetz) › Synergien mit KWK-Anlagen (iKWK): Hohe Freiheitsgrade für netzdienliche und/oder kostenoptimierte flexibilisierte Fahrweise › Synergien zur Solarnutzung bei WP mit Wärmespeicher: Erhöhung Speicherkapazität und Solarertrag 	Chancen	<ul style="list-style-type: none"> › Abhängigkeit von übergeordnetem Stromnetz(ausbau) › Grad der Dekarbonisierung abhängig vom EE-Ausbau (Wind und PV) › Wärmepreis abhängig vom Strompreis sowie Entwicklung von Umlagen, Abgaben und Steuern › Monovalenter Einsatz erhöht elektrische Last (Thermosensibilität), insbesondere im Winter und in Dunkelflauten problematisch 	Risiken
EXTERN				

Abbildung 190: SWOT-Analyse für Power-to-Heat-Anwendungen (direktelektrisch und Wärmepumpen), Quelle: Wuppertal Institut

Das Dekarbonisierungspotenzial von PtH ist sowohl in der Breite (mögliche Anwendungen) als auch in der Tiefe (100% Dekarbonisierungspotenzial bei absehbarem Einsatz von 100% erneuerbarer Stromerzeugung) sehr groß. Inwieweit PtH auch Beiträge zur Flexibilisierung im Stromsystem leisten kann, kann aus heutiger Sicht noch nicht abschließend beantwortet werden. Nachfolgend sollen aber zumindest qualitativ Aspekte der Flexibilisierung durch PtH für verschiedene **technische** (Elektro-Kessel, WP), **strukturelle** (Fernwärme, Individualversorgung) sowie **sektorale** (Haushalte, Industrie, Energieerzeugung) Anwendungen sowie der Vergleich zu anderen Flexibilitätsoptionen dargestellt werden.

Technische Differenzierungen

E-Kessel/E-Heizstab:

- Geringe Investitionskosten und geringe, aber weitgehend temperaturunabhängige Effizienz (im Vergleich zur WP)
- Temperatur-Einsatzbereich bis ca. 95°C (Heizstab) bzw. bis ca. 240°C (E-Kessel, mit zusätzlichem elektr. Dampfüberhitzer bis ca. 500°C)
- Geringe Laufzeiten, bevorzugt zu Zeiten hoher/überschüssiger Stromerzeugung (ökologisch-ökonomische Orientierung)
- I.d.R. bivalenter Betrieb (als Zusatzheizer)
- Abfahren steiler Gradienten möglich
- Keine Anforderungen an Mindestlaufzeiten oder Stillstandszeiten bzw. Anzahl Starts

Wärmepumpe:

- Hohe Investitionskosten (u.a. zur Erschließung der Wärmequelle) und hohe Effizienz (abhängig insbesondere vom Temperaturhub)
- Temperatur-Einsatzbereich bis ca. 60°C (Standard-WP), 90°C (Groß-WP) bzw. 150°C (Hochtemperatur-WP)
- Hohe Laufzeiten (Grundlast)
- In Individualversorgung i.d.R. monovalenter Betrieb, in Wärmenetzen i.d.R. weitere Erzeuger (KWK-Anlagen, Solarthermie, Abwärme etc.)
- Gewisse zeitliche Flexibilität über Tank-Wärmespeicher sowie Speicherfähigkeit von Gebäuden und Wärmenetzen ermöglicht netzdienliche Fahrweise (z.B. zur Bereitstellung von positiver oder negativer Regelennergiebereitstellung)
- Mindest-Laufzeiten bzw. Mindest-Stillstandszeiten zur Begrenzung der Anzahl von Starts (Schutz des Verdichters)

Strukturelle Differenzierungen

Individualversorgung

- Hoher leistungs- bzw. anlagenbezogener technischer (IKT) und administrativer Aufwand zur Bereitstellung von Systemdienstleistungen
- Markterlöse z.B. durch Teilnahme am Regelenenergiemarkt i.d.R. nur durch Poolung und über externen Dienstleister (Netzbetreiber, Aggregator) möglich
- Interoperable, standardisierte und austauschbare IKT-Systeme als Grundlage zukünftiger Flexibilisierung erforderlich
- Schaffung eines geeigneten Regulierungsrahmens zur Entwicklung kleinteiliger Flexibilität, inkl. Konzepte für Quartiere, Mietende und Wohnungsgesellschaften erforderlich
- Einbindung der PtH-Regelung zur gemeinschaftlichen Erschließung weiterer Flex-Technologien (insbesondere E-Mobilität und Klein-BHKW)

Fernwärme:

- Durch Bündelung, größere Anlagen und ohnehin vorhandene IKT und personeller Kompetenzen vertretbarer technischer und administrativer Aufwand zur Teilnahme an Regelenergiemarkt
- Im Vergleich zu Privathaushalten größerer Gestaltungsspielraum zur Entwicklung von Flexibilitäts-Geschäftsmodellen aufgrund abweichender Preisstrukturen (Umlagen, Steuern, Strombezugskosten...)

Sektorale / Akteursbezogene DifferenzierungenPrivate Haushalte, Wohnungsgesellschaften, Eigentümergemeinschaften

- Datenschutz muss beachtet werden (DSGVO)
- Auswirkungen auf Komfort und Fragen der Akzeptanz, der freiwilligen (z.B. über Anreize, Tarifmodelle) oder verpflichtenden Teilnahme müssen geklärt werden¹⁴
- Komplexe rechtliche Situationen bei Vermietung und in Mehrparteienhäusern

Industrie/GHD

- Teilweise fehlende Kompetenzen und fehlendes Interesse -> Teilnahme am Regelenergiemarkt nicht Kerngeschäft (Ausnahme: energieintensive Industrie z.B. Chemie oder Aluminium)
- Fragen der Akzeptanz, z.B. Sorge um Produktqualitäten oder Produktionsunterbrechungen

Energieerzeugung

- Zentrale Anlagen tragen bereits heute zum Regelleistungsmarkt bei, jedoch eingeschränkt durch (teils kontraproduktive) regulatorische Rahmenbedingungen (Abgaben, Steuern, Arbeits- versus Leistungspreis-Komponenten...)

Flexibilitätsbereitstellung - Vergleich mit anderen Flexibilitätsoptionen

- Für Lastverschiebungspotentiale als Flexibilitätsoption (Demand Side Management DSM) sind Nachholeffekte notwendig. Dies ist bei PtG und PtH als Flexibilitätsoption nicht der Fall.
- Die Modellberechnung aus Kapitel 5 zeigen, dass PtH in Regionen mit Fernwärmeversorgung oder zentralen Wärmesenken eine Alternative zu Power-to-Gas Anlagen darstellt und durchaus einen Beitrag zur regionalen Flexibilität leisten kann
- Dabei sprechen besonders die geringeren CAPEX und OPEX-Kosten im Vergleich zu einer Power-to-Gas Anlage eine Rolle
- Ein Nachteil ist die Notwendigkeit der zeitnahen Abnahme von Wärme, hier liegt die Speicherung von Wasserstoff im Vorteil, da hier eine bessere Speicherbarkeit vorliegt

¹⁴ So hat z.B. ein Pilotversuch der Stadtwerke München gezeigt, dass wirtschaftliche Vorteile nur im theoretischen Modell, nicht aber im konkreten Feldtest realisiert werden konnten. Des Weiteren wurden aus Komfortgründen keine WP-Kombianlagen (Heizung und Warmwasser) in den Versuch integriert [151].

- Durch eine Verbesserung der Prognostizierbarkeit von Flexibilitätsoptionen könnte dieser Nachteil jedoch ausgeglichen werden: Erste Demonstrationsversuche (Im Projekt Designetz) zeigten zum Beispiel, dass PtH durchaus auch prognostizierbar als Flexibilitätsoption einsetzbar ist. Unterschiedliche Demonstationsversuche in Industrie, Gewerbe und privaten Haushalten haben gezeigt, dass verbraucherbedingte Wärmebedarfe durchaus prognostizierbar und somit flexibilisierbar sind [152].

LITERATURANGABEN

- [1] K. Görner and D. Lindenberg, Eds., *Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme -Flexibilisierungsoptionen im Strom-Gas-Wärme-System: Abschlussbericht, Band III*, 2018.
- [2] Vattenfall GmbH, *Europas größter Wasserkocher ist am Netz*. [Online]. Available: <https://group.vattenfall.com/de/newsroom/pressemitteilungen/2019/europas-groebter-wasserkocher-ist-am-netz> (accessed: Apr. 15 2021).
- [3] Umweltbundesamt, *Treibhausgasminderungsziele Deutschlands*. [Online]. Available: <https://www.umweltbundesamt.de/daten/klima/treibhausgasminderungsziele-deutschlands#internationale-vereinbarungen-weisen-den-weg> (accessed: Mar. 7 2022).
- [4] *Gasbeschaffenheit*, DVGW G 260:2021-09, DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V., Sep. 2021. [Online]. Available: <https://www.dvgw-regelwerk.de/>
- [5] AVL List GmbH, *AVL FIRE™ 2020 R1 Documentation*.
- [6] K. Hanjalić, M. Popovac, and M. Hadžiabdić, “A robust near-wall elliptic-relaxation eddy-viscosity turbulence model for CFD,” *International Journal of Heat and Fluid Flow*, vol. 25, no. 6, pp. 1047–1051, 2004, doi: 10.1016/j.ijheatfluidflow.2004.07.005.
- [7] F. Herrmann, M. Grünwald, T. Meijer, U. Gardemann, L. Feierabend, and J. Riese, “Operating window and flexibility of a lab-scale methanation plant,” *Chemical Engineering Science*, submitted, 2022.
- [8] P. Forchheimer, “Wasserbewegung durch Boden,” *Z. Ver. Deutsch, Ing.*, vol. 45, pp. 1782–1788, 1901.
- [9] F. Herrmann, T. Meijer, U. Gardemann, and J. Riese, “Dynamics and Flexibility of a Lab-Scale Methanation Plant,” online, Sep. 22 2021. [Online]. Available: <https://ecce-ecab2021.eu/>
- [10] M. Sterner *et al.*, “Speicherintegration zur Kopplung unterschiedlicher Energiesektoren,” in *Energiespeicher - Bedarf, Technologien, Integration*, M. Sterner and I. Stadler, Eds., 2nd ed., Berlin: Springer Vieweg, 2017, pp. 769–818. Accessed: May 31 2021. [Online]. Available: https://link.springer.com/content/pdf/10.1007/978-3-662-48893-5_14.pdf
- [11] S. Schubert and M. Härdtlein, “Mini-/Mikro-KWK in städtischen Energiesystemen: Eine Analyse von Herausforderungen und Erfolgsfaktoren,” in *Lokale Impulse für Energieinnovationen*, G. Fuchs, Ed., 2017.
- [12] U. Arndt, D. Kraus, S. von Roon, and W. Mauch, “Innovative KWK zur Hausenergieversorgung -Teil A,” 2007. [Online]. Available: https://www.ffe.de/download/langberichte/Endbericht_Innovative_KWK.pdf
- [13] erdgas.info, *Kraft-Wärme-Kopplung: Funktionsprinzip*. [Online]. Available: <https://www.erdgas.info/neue-heizung/heizungstechnik/strom-selbst-erzeugen/funktionsprinzip-kwk> (accessed: Jun. 1 2021).
- [14] M. Dittmann, *Mini- und Nano-BHKW fürs Eigenheim*. [Online]. Available: <https://www.bauen.de/mini-bhkw.html> (accessed: Sep. 5 2021).
- [15] LEYCO Wassertechnik GmbH, *Anleitung: zur Bedienung einer A1-RKLA-600 mit LFM*.
- [16] C. Noack *et al.*, *Studie über die Planung einer Demonstrationsanlage zur Wasserstoff-Kraftstoffgewinnung durch Elektrolyse mit Zwischenspeicherung in Salzkavernen unter Druck*, 2015. [Online]. Available: <https://elib.dlr.de/94979/>
- [17] K. Ghaib and F.-Z. Ben-Fares, “Power-to-Methane: A state-of-the-art review,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 81, pp. 433–446, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2017.08.004.
- [18] M. Lehner, *Power-To-Gas*, 1st ed. Cham: Springer International Publishing AG, 2014.

- [19] J. Nie, Y. Chen, S. Cohen, B. D. Carter, and R. F. Boehm, "Numerical and experimental study of three-dimensional fluid flow in the bipolar plate of a PEM electrolysis cell," *International Journal of Thermal Sciences*, vol. 48, no. 10, pp. 1914–1922, 2009, doi: 10.1016/j.ijthermalsci.2009.02.017.
- [20] A. C. Olesen, S. H. Frensch, and S. K. Kær, "Towards uniformly distributed heat, mass and charge: A flow field design study for high pressure and high current density operation of PEM electrolysis cells," *Electrochimica Acta*, vol. 293, no. 12, pp. 476–495, 2019, doi: 10.1016/j.electacta.2018.10.008.
- [21] A. C. Olesen, C. Rømer, and S. K. Kær, "A numerical study of the gas-liquid, two-phase flow maldistribution in the anode of a high pressure PEM water electrolysis cell," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 41, no. 1, pp. 52–68, 2016, doi: 10.1016/j.ijhydene.2015.09.140.
- [22] G. Tjarks, *PEM-Elektrolyse-Systeme zur Anwendung in Power-to-Gas Anlagen*. Jülich: Forschungszentrum Jülich GmbH, 2017.
- [23] P. Olivier, C. Bourasseau, and P. B. Bouamama, "Low-temperature electrolysis system modelling: A review," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 78, pp. 280–300, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.099.
- [24] T. E. Springer, T. A. Zawodzinski, and S. Gottesfeld, "Polymer Electrolyte Fuel Cell Model," *J. Electrochem. Soc.*, vol. 138, no. 8, pp. 2334–2342, 1991.
- [25] M. Schalenbach, M. Carmo, D. L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, "Pressurized PEM water electrolysis: Efficiency and gas crossover," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 38, no. 35, pp. 14921–14933, 2013, doi: 10.1016/j.ijhydene.2013.09.013.
- [26] H. Ito, T. Maeda, A. Nakano, and H. Takenaka, "Properties of Nafion membranes under PEM water electrolysis conditions," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 36, no. 17, pp. 10527–10540, 2011, doi: 10.1016/j.ijhydene.2011.05.127.
- [27] J. R. Rodriguez *et al.*, "Large Current Rectifiers: State of the Art and Future Trends," *IEEE Trans. Ind. Electron.*, vol. 52, no. 3, pp. 738–746, 2005, doi: 10.1109/TIE.2005.843949.
- [28] H. A. Jakobsen, *Chemical Reactor Modeling*. Cham: Springer International Publishing, 2014.
- [29] D. Schlereth and O. Hinrichsen, "A fixed-bed reactor modeling study on the methanation of CO₂," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 92, no. 4, pp. 702–712, 2014, doi: 10.1016/j.cherd.2013.11.014.
- [30] K. L. Fischer, M. R. Langer, and H. Freund, "Dynamic Carbon Dioxide Methanation in a Wall-Cooled Fixed Bed Reactor: Comparative Evaluation of Reactor Models," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 58, no. 42, pp. 19406–19420, 2019, doi: 10.1021/acs.iecr.9b02863.
- [31] VDI, Ed., *VDI-Wärmeatlas*, 11th ed. Berlin, Heidelberg: Springer Vieweg, 2013.
- [32] J. Bremer and K. Sundmacher, "Operation range extension via hot-spot control for catalytic CO₂ methanation reactors," *React. Chem. Eng.*, vol. 4, no. 6, pp. 1019–1037, 2019, doi: 10.1039/C9RE00147F.
- [33] B. Eisfeld and K. Schnitzlein, "The influence of coning walls on the pressure drop in packed beds," *Chemical Engineering Science*, vol. 56, pp. 4321–4329, 2001.
- [34] F. Koschany, D. Schlereth, and O. Hinrichsen, "On the kinetics of the methanation of carbon dioxide on coprecipitated NiAl(O)," *Applied Catalysis B: Environmental*, vol. 181, pp. 504–516, 2016, doi: 10.1016/j.apcatb.2015.07.026.
- [35] G. Ertl, H. Knozinger, F. Schuth, and J. Weitkamp (Eds), *Handbook of heterogeneous catalysis*, 2nd ed. Weinheim, Chichester: Wiley-VCH; John Wiley distributor, 2008. [Online]. Available: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/book/10.1002/9783527619474>

- [36] L. Kiewidt and J. Thöming, "Predicting optimal temperature profiles in single-stage fixed-bed reactors for CO₂-methanation," *Chemical Engineering Science*, vol. 132, no. 1, pp. 59–71, 2015, doi: 10.1016/j.ces.2015.03.068.
- [37] S. Matthischke, S. Roensch, and R. Güttel, "Start-up Time and Load Range for the Methanation of Carbon Dioxide in a Fixed-Bed Recycle Reactor," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 57, no. 18, pp. 6391–6400, 2018, doi: 10.1021/acs.iecr.8b00755.
- [38] H. Martin and M. Nilles, "Radiale Wärmeleitung in durchströmten Schüttungsrohren," *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 65, no. 12, pp. 1468–1477, 1993.
- [39] A. G. Dixon, "An improved equation for the overall heat transfer coefficient in packed beds," *Chemical Engineering and Processing*, vol. 35, pp. 323–331, 1996.
- [40] E. Tsotsas, "Wärmeleitfähigkeit von Schüttschichten," in *VDI-Wärmeatlas*, Springer-Verlag GmbH, Ed., Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2013a, pp. 651–660.
- [41] E. Tsotsas, "Wärmeleitung und Dispersion in durchströmten Schüttungen," in *VDI-Wärmeatlas*, Springer-Verlag GmbH, Ed., Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2013b, pp. 1517–1533.
- [42] V. Scharl, F. Fischer, S. Herrmann, S. Fendt, and H. Spliethoff, "Applying Reaction Kinetics to Pseudohomogeneous Methanation Modeling in Fixed-Bed Reactors," *Chem. Eng. Technol.*, vol. 43, no. 6, pp. 1224–1233, 2020, doi: 10.1002/ceat.201900535.
- [43] R. Try, A. Bengaouer, P. Baurens, and C. Jallut, "Dynamic modeling and simulations of the behavior of a fixed-bed reactor-exchanger used for CO₂ methanation," *AIChE J.*, vol. 64, no. 2, pp. 468–480, 2018, doi: 10.1002/aic.15874.
- [44] T. Schaaf, J. Grünig, M. Schuster, and A. Orth, "Speicherung von elektrischer Energie im Erdgasnetz - Methanisierung von CO₂-haltigen Gasen," *Chemie Ingenieur Technik*, vol. 86, no. 4, pp. 476–485, 2014, doi: 10.1002/cite.201300144.
- [45] A. Buttler and H. Spliethoff, "Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 82, no. 3, pp. 2440–2454, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2017.09.003.
- [46] M. Carmo, D. L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, "A comprehensive review on PEM water electrolysis," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 38, no. 12, pp. 4901–4934, 2013, doi: 10.1016/j.ijhydene.2013.01.151.
- [47] S. A. Grigoriev, V. N. Fateev, D. G. Bessarabov, and P. Millet, "Current status, research trends, and challenges in water electrolysis science and technology," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 45, no. 49, pp. 26036–26058, 2020, doi: 10.1016/j.ijhydene.2020.03.109.
- [48] G. Tjarks, J. Mergel, and D. Stolten, "Dynamic Operation of Electrolyzers – Systems Design and Operating Strategies," in *Hydrogen science and engineering: Materials, processes, systems and technology*, D. Stolten and B. Emonts, Eds., Weinheim: Wiley-VCH, 2016, pp. 309–329.
- [49] M. Schalenbach, G. Tjarks, M. Carmo, W. Lueke, M. Mueller, and D. Stolten, "Acidic or Alkaline? Towards a New Perspective on the Efficiency of Water Electrolysis," *J. Electrochem. Soc.*, vol. 163, no. 11, F3197–F3208, 2016, doi: 10.1149/2.0271611jes.
- [50] S. A. Grigoriev *et al.*, "Hydrogen safety aspects related to high-pressure polymer electrolyte membrane water electrolysis," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 34, no. 14, pp. 5986–5991, 2009, doi: 10.1016/j.ijhydene.2009.01.047.

- [51] B. Bruns, F. Herrmann, M. Polyakova, M. Grünewald, and J. Riese, "A systematic approach to define flexibility in chemical engineering," *Jnl Adv Manuf & Process*, vol. 2, no. 4, p. 74, 2020a, doi: 10.1002/amp2.10063.
- [52] J. Bremer, K. H. G. Rätze, and K. Sundmacher, "CO₂ methanation: Optimal start-up control of a fixed-bed reactor for power-to-gas applications," *AIChE J.*, vol. 63, no. 1, pp. 23–31, 2017, doi: 10.1002/aic.15496.
- [53] Siemens AG, "Energiespeicher und Wandler - Möglichkeiten und Hürden," Hochschule Karlsruhe, Jun. 20 2018.
- [54] L. Frost, E. Elangovan, and J. Hartvigsen, "Production of synthetic fuels by high-temperature co-electrolysis of carbon dioxide and steam with Fischer-Tropsch synthesis," *Can. J. Chem. Eng.*, vol. 94, no. 4, pp. 636–641, 2016, doi: 10.1002/cjce.22427.
- [55] A. Fache, F. Marias, V. Guerré, and S. Palmade, "Optimization of fixed-bed methanation reactors: Safe and efficient operation under transient and steady-state conditions," *Chemical Engineering Science*, vol. 192, no. 8, pp. 1124–1137, 2018, doi: 10.1016/j.ces.2018.08.044.
- [56] A. Fache and F. Marias, "Dynamic operation of fixed-bed methanation reactors: Yield control by catalyst dilution profile and magnetic induction," *Renewable Energy*, vol. 151, no. 1, pp. 865–886, 2020, doi: 10.1016/j.renene.2019.11.081.
- [57] K. L. Fischer and H. Freund, "Intensification of load flexible fixed bed reactors by optimal design of staged reactor setups," *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, vol. 159, p. 108183, 2021, doi: 10.1016/j.cep.2020.108183.
- [58] Vereinigte Füllkörper-Fabriken GmbH & Co. KG, *Datenblatt Duranit*.
- [59] F. Herrmann, M. Grünewald, T. Meijer, U. Gardemann, J. Riese, "Performance of a Lab-scale Methanation Plant with Catalyst Dilution Under Dynamic Operating Conditions," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, submitted, 2022.
- [60] B. Bruns, F. Herrmann, M. Grünewald, and J. Riese, "Dynamic Design Optimization for Flexible Process Equipment," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 60, no. 20, pp. 7678–7688, 2021b, doi: 10.1021/acs.iecr.1c00306.
- [61] L. Mleczko and T. Westermann, "Maßstabsvergrößerung (scale up) chemischer Reaktoren," in *Springer Reference Naturwissenschaften, Handbuch Chemische Reaktoren*, W. Reschetilowski, Ed., Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2019, pp. 1–41.
- [62] M. Gruber, "Detaillierte Untersuchung des Wärme- und Stofftransports in einem Festbett-Methanisierungsreaktor für Power-to-Gas Anwendungen," 2020.
- [63] R. Keller, E. Rauls, M. Hehemann, M. Müller, and M. Carmo, "An adaptive model-based feedforward temperature control of a 100 kW PEM electrolyzer," *Control Engineering Practice*, vol. 120, p. 104992, 2022, doi: 10.1016/j.conengprac.2021.104992.
- [64] *Entwicklung und Optimierung der Druckregelung eines PEM-Elektrolyseteststandes: Masterarbeit FH-Aachen Abt. Jülich*, 2018.
- [65] Vesa Ruuskanen *et al.*, "Power quality estimation of water electrolyzers based on current and voltage measurements," *Journal of Power Sources*, p. 227603, 2020, doi: 10.1016/j.jpowsour.2019.227603.
- [66] M. Müller *et al.*, "Water management in membrane electrolysis and options for advanced plants," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 44, no. 21, pp. 10147–10155, 2019, doi: 10.1016/j.ijhydene.2019.02.139.
- [67] M. Kopp, D. Coleman, C. Stiller, K. Scheffer, J. Aichinger, and B. Scheppat, "Energiepark Mainz: Technical and economic analysis of the worldwide largest Power-to-Gas plant with PEM electrolysis," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 42, no. 19, pp. 13311–13320, 2017, doi: 10.1016/j.ijhydene.2016.12.145.

- [68] AD 2000-Regelwerk, Verband der TÜV e.V., Berlin, 2015.
- [69] European Commission, *Manufacturers responsibilities when placing a product on the EEA market: List of regulations*. [Online]. Available: https://ec.europa.eu/growth/single-market/ce-marking/manufacturers_en (accessed: Mar. 4 2022).
- [70] DIN EN ISO 12100:2011-03, *Sicherheit von Maschinen_ - Allgemeine Gestaltungsleitsätze - Risikobeurteilung und Risikominderung (ISO_12100:2010); Deutsche Fassung EN_ISO_12100:2010*, Berlin.
- [71] Internationale Vereinigung für Soziale Sicherheit, *Das PAAG-/HAZOP-Verfahren und weitere praxisbewährte Methoden: Risikobeurteilung in der Anlagensicherheit*, 5th ed. Heidelberg: IVSS Sektion Chemie, 2020.
- [72] *Explosionsgefährdete Bereiche an Ausblaseöffnungen von Leitungen zur Atmosphäre an Gasanlagen*, DVGW G 442 (M), DVGW Deutscher Verein des Gas- und Wasserfaches e.V., Jul. 2015. [Online]. Available: <https://www.dvgw-regelwerk.de/>
- [73] K. Görner and D. Lindenberg, Eds., *Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme -Flexibilisierungsoptionen im Strom-Gas-Wärme-System: Abschlussbericht, Band II*.
- [74] Viessmann, *Datenblatt Vitocell 340-M/360-M: Heizwasser-Pufferspeicher mit Trinkwassererwärmung*, 2021.
- [75] Statistisches Amt der Europäischen Union, *NUTS - Systematik der Gebietseinheiten für die Statistik*. [Online]. Available: <https://ec.europa.eu/eurostat/de/web/nuts/background> (accessed: Oct. 9 2021).
- [76] V. Milella *et al.*, "Potenzialbeschreibung-Wasserstofftransport-über-das-Schiennetz," 2020. [Online]. Available: <https://blog.lea-hessen.de/wp-content/uploads/2020/08/Potenzialbeschreibung-Wasserstofftransport-%C3%BCber-das-Schiennetz.pdf>
- [77] D. Böttger, M. Götz, N. Lehr, H. Kondziella, and T. Bruckner, "Potential of the Power-to-Heat Technology in District Heating Grids in Germany," *Energy Procedia*, vol. 46, pp. 246–253, 2014, doi: 10.1016/j.egypro.2014.01.179.
- [78] G. Brauner, "Effizienz durch Sektorenkopplung," in *Systemeffizienz bei regenerativer Stromerzeugung: Strategien für effiziente Energieversorgung bis 2050*, G. Brauner, Ed., Wiesbaden: Springer Vieweg, 2019, pp. 225–241.
- [79] DVGW, "Technische Regel - Arbeitsblatt DVGW G260 (A): Gasbeschaffenheit," 2013.
- [80] G. Müller-Syring and M. Henel, "Abschlussbericht Wasserstofftoleranz der Erdgasinfrastruktur inklusive aller assoziierten Anlagen," 2014.
- [81] Bundesnetzagentur, "Regulierung von Wasserstoffnetzen - Bestandsaufnahme," 2020.
- [82] Bundesministerium für Wirtschaft und Energie, "Nationales Reformprogramm 2020 - Die Nationale Wasserstoffstrategie," 2020.
- [83] S. Milanzi, C. Spiller, B. Grosse, L. Hermann, J. Kochems, and J. Müller-Kirchenbauer, "Technischer Stand und Flexibilität des Power-to-Gas-Verfahrens," 2018. [Online]. Available: https://www.er.tu-berlin.de/fileadmin/a38331300/Dateien/Technischer_Stand_und_Flexibilit%C3%A4t_des_Power-to-Gas-Verfahrens.pdf
- [84] Manuel Behlke, "Potentialanalyse der im Projekt „Virtuelles Institut Strom zu Gas und Wärme“ betrachteten Flexibilitätsoptionen," 2018.
- [85] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz NRW, *Energieatlas NRW: Energiedaten*. [Online]. Available: <https://www.energieatlas.nrw.de/site/werkzeuge/energiestatistik> (accessed: Sep. 1 2021).
- [86] Statistisches Landesamt NRW, *12212-21ir: Zusatzprogramm des Mikrozensus: Bewohnte Wohnungen (ohne Wohnheime) in Wohngebäuden nach überwiegend verwendeter Energieart der Beheizung -*

- kreisfreie Städte und Kreise - Jahr*. [Online]. Available: <https://www.landesdatenbank.nrw.de/ldb NRW//online?operation=table&code=12212-21ir&bypass=true&levelindex=0&levelid=1630480745798#abreadcrumb> (accessed: Sep. 1 2021).
- [87] Statistisches Bundesamt, "Klassifikation der Wirtschaftszweige 2008 (WZ 2008)," 2008.
- [88] Deutscher Wetterdienst, *Klimadaten Deutschland - Stundenwerte*. [Online]. Available: https://opendata.dwd.de/climate_environment/CDC/observations_germany/climate/hourly/ (accessed: Sep. 2 2021).
- [89] BDEW, VKU, and GEODE, *BDEW/VKU/GEODE Leitfaden: Abwicklung von Standardlastprofilen Gas*, 2016.
- [90] C. Hebling et al., "Eine Wasserstoff-Roadmap für Deutschland," 2019.
- [91] Umweltbundesamt, *PRTR-Gesamtdatenbestand*. [Online]. Available: <https://www.thru.de/thru/de/downloads/> (accessed: Sep. 1 2021).
- [92] Umweltbundesamt, *Wasserstoff im Verkehr*. [Online]. Available: <https://www.umweltbundesamt.de/themen/verkehr-laerm/kraftstoffe/wasserstoff-im-verkehr-haeufig-gestellte-fragen#frage-1-wie-kann-wasserstoff-im-verkehr-eingesetzt-werden-und-welche-ziele-werden-damit-verfolgt> (accessed: Sep. 1 2021).
- [93] H2 Mobility Deutschland GmbH & Co. KG, *H2.LIVE: Wasserstofftankstellen in Deutschland & Europa*. [Online]. Available: <https://h2.live/> (accessed: Aug. 31 2021).
- [94] H2 Mobility Deutschland GmbH & Co. KG, "H2 Mobility - Functional Description of Station Modules: 70Mpa Hydrogen Refuelling Station Standardization," 2010.
- [95] Fraunhofer ISE, e-mobil BW GmbH, and Ministerien des Landes Baden-Württemberg, "Wasserstoff-Infrastruktur für eine nachhaltige Mobilität: Entwicklungsstand und Forschungsbedarf," 2013. [Online]. Available: https://www.e-mobilbw.de/fileadmin/media/e-mobilbw/Publikationen/Studien/Wasserstoff-Infrastruktur_fuer_eine_nachhaltige_Mobilitaet_-_final_WEB.pdf
- [96] DVGW, "Abschlussbericht Wasserstofftoleranz der Erdgasinfrastruktur inklusive aller assoziierten Anlagen," 2014.
- [97] Statistisches Landesamt NRW, *31211-07i: Gebäude mit Wohnraum sowie Wohngebäude nach Art der Heizung (6) - Gemeinden - Stichtag*. [Online]. Available: <https://www.landesdatenbank.nrw.de/ldb NRW//online?operation=table&code=31211-07i&bypass=true&levelindex=0&levelid=1630480629018#abreadcrumb> (accessed: Sep. 1 2021).
- [98] Statistisches Landesamt NRW, *52111-02ir: Niederlassungen und deren Beschäftigte nach Wirtschaftsabschnitten (17) der WZ 2008 - kreisfreie Städte und Kreise - Jahr*. [Online]. Available: <https://www.landesdatenbank.nrw.de/ldb NRW//online?operation=table&code=52111-02ir&bypass=true&levelindex=0&levelid=1630480466236#abreadcrumb> (accessed: Sep. 1 2021).
- [99] Statistisches Landesamt NRW, *121-5-01i: Bevölkerung am Ort der Hauptwohnung nach Geschlecht - Gemeinden - Stichtag*. [Online]. Available: <https://www.landesdatenbank.nrw.de/ldb NRW//online?operation=table&code=121-5-01i&bypass=true&levelindex=0&levelid=1630480114719#abreadcrumb> (accessed: Sep. 1 2021).
- [100] Landwirtschaftskammer NRW, *Biogas in Nordrhein-Westfalen*. [Online]. Available: <https://www.landwirtschaftskammer.de/landwirtschaft/technik/energie/biogas/veroeffentlichungen/biogas-in-nrw.htm> (accessed: Sep. 1 2021).
- [101] H. Hermann, L. Emele, and C. Loreck, "Prüfung der klimapolitischen Konsistenz und der Kosten von Methanisierungsstrategien," 2014.

- [102] T. Lauf, M. Memmler, and S. Schneider, "Emissionsbilanz erneuerbarer Energieträger: Bestimmung der vermiedenen Emissionen im Jahr 2018," 2019.
- [103] Deutsche Energie-Agentur, *Biogaspartner Einspeiseatlas Deutschland*. [Online]. Available: <https://www.biogaspartner.de/einspeiseatlas/> (accessed: Sep. 1 2021).
- [104] Bundesnetzagentur, *Kraftwerksliste*. [Online]. Available: https://www.bundesnetzagentur.de/DE/Sachgebiete/ElektrizitaetundGas/Unternehmen_Institutionen/Versorgungssicherheit/Erzeugungskapazitaeten/Kraftwerksliste/start.html (accessed: Sep. 1 2021).
- [105] Umweltbundesamt, "Berichterstattung unter der Klimarahmenkonvention der Vereinten Nationen und dem Kyoto-Protokoll 2018," 2018.
- [106] U. Fritsche, *Holz-DE-Altholz-mix-A1-4-2010*. [Online]. Available: <http://www.gemis.de/de/doc/prd/%7B236053C8-7BA2-459B-841D-9D2F8EF1C5B9%7D.htm> (accessed: Sep. 1 2021).
- [107] Wissenschaftliche Dienste des Deutschen Bundestages, "Erkenntnisse aus der Erprobung von Technologien zur CO₂-Abscheidung und CO₂-Speicherung (CCS) in Deutschland: Ausarbeitung WD 8 -3000 - 055/18," 2018. [Online]. Available: <https://www.bundestag.de/resource/blob/567342/f356ac5bb411dca92e8a18c8c3037c28/WD-8-055-18-pdf-data.pdf>
- [108] H. Meier, C. Fünfgeld, T. Adam, and B. Schieferdecker, *Representative VDEW-Lastprofile*, 1999.
- [109] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz NRW, *Energieatlas NRW: Excel-Tabelle zu den Standorten der stromerzeugenden Anlagen in NRW*. [Online]. Available: <https://www.energieatlas.nrw.de/site/service/download> (accessed: Sep. 2 2021).
- [110] V. Quaschnig, *Regenerative Energiesysteme*. München: Carl Hanser, 2007.
- [111] The Wind Power, *Power curves database: 883 power curves*. [Online]. Available: https://www.thewindpower.net/store_manufacturer_turbine_en.php?id_type=7 (accessed: Sep. 2 2021).
- [112] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz NRW, *Energieatlas NRW: Bestandskarte Strom*. [Online]. Available: <https://www.energieatlas.nrw.de/site/bestandskarte> (accessed: Sep. 2 2021).
- [113] European Commission - EU Science Hub, *Data sources and calculation methods*. [Online]. Available: <https://ec.europa.eu/jrc/en/PVGIS/docs/methods> (accessed: Sep. 2 2021).
- [114] Statistisches Amt der Europäischen Union, *Liste der Stadt-Land-Regionen (NUTS-2021)*. [Online]. Available: <https://ec.europa.eu/eurostat/de/web/rural-development/methodology> (accessed: Sep. 21 2021).
- [115] Chemieatlas, *Chemische Industrie: Wo chemische Produkte entwickelt werden*. [Online]. Available: <https://www.chemieatlas.de/unternehmen/chemische-industrie> (accessed: Sep. 21 2021).
- [116] Ministerium für Wirtschaft, Innovation, Digitalisierung und Energie NRW, *Industrie in Nordrhein-Westfalen*. [Online]. Available: <https://www.wirtschaft.nrw/industrie-nordrhein-westfalen> (accessed: Sep. 21 2021).
- [117] NRW.Energy4Climate GmbH, *REFHYNE Wasserstoff-Elektrolyseanlage*. [Online]. Available: <https://www.in4climate.nrw/best-practice/projekte/2019/refhyne/> (accessed: Sep. 24 2021).
- [118] Lumitos AG, *Linde baut Produktion von grünem Wasserstoff weiter aus: In Leuna entsteht die größte PEM-Elektrolyse-Anlage der Welt*. [Online]. Available: <https://www.chemie.de/news/1169412/linde-baut-produktion-von-gruenem-wasserstoff-weiter-aus.html> (accessed: Sep. 24 2021).
- [119] UNFCCC, "The Paris Agreement," United Nations Framework Convention on Climate Change, Bonn, Germany, 2018. Accessed: Jan. 12 2018. [Online]. Available: http://unfccc.int/paris_agreement/items/9485.php

- [120] Bundesregierung, *Klimaschutzgesetz 2021 - Generationenvertrag für das Klima*. Accessed: Dec. 22 2021. [Online]. Available: www.bundesregierung.de/breg-de/themen/klimaschutz/klimaschutzgesetz-2021-1913672
- [121] Bundesregierung, *Erstes Gesetz zur Änderung des Bundes-Klimaschutzgesetzes vom 18. August 2021*. Accessed: Dec. 22 2021. [Online]. Available: www.bgbl.de/xaver/bgbl/media/D7A33677680B0BAEC7CBD1D1ABCAA0C0/bgbl121s3905_80174.pdf
- [122] F. Merten, D. Schüwer, J. Horst, and P. Matschoss, "Technologiebericht 7.4 Systemintegration, -innovation und -transformation innerhalb des Forschungsprojekts TF\ Energiewende," Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie, Wuppertal, 2018. [Online]. Available: <http://nbn-resolving.de/urn:nbn:de:bsz:wup4-opus-70680>
- [123] F. W. Geels, "Disruption and low-carbon system transformation: Progress and new challenges in socio-technical transitions research and the Multi-Level Perspective," *Energy Research & Social Science*, Vol. 37, pp. 224–231, 2018. [Online]. Available: https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/4241623/mod_resource/content/1/Geels%202017.pdf
- [124] FVEE, "Forschung für ein nachhaltiges Strom-Wärme-System - Beiträge zur FVEE-Jahrestagung 2013," in *Forschung für ein nachhaltiges Strom-Wärme-System*, 2014, p. 113. Accessed: Nov. 6 2015. [Online]. Available: www.fvee.de/fileadmin/publikationen/Themenhefte/th2013-2/th2013.pdf
- [125] P. Viebahn *et al.*, "Technologien für die Energiewende - Kriterienraster: Teilbericht 1 zum Teilprojekt A im Rahmen des strategischen BMWi-Leitprojekts „Trends und Perspektiven der Energieforschung," Wuppertal Institut für Klima, Umwelt, Energie, Wuppertal, 2018. [Online]. Available: <http://nbn-resolving.de/urn:nbn:de:bsz:wup4-opus-70812>
- [126] BMWi / IBP, "Tagungsband zum LowEx Symposium zum deutschen Projektverbund des BMWi am 28. – 29.10.2009 in Kassel," Tagungsband, Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie (BMWi) / Fraunhofer-Institut für Bauphysik (IBP), Kassel, Kassel, 2009. Accessed: Oct. 16 2014. [Online]. Available: www.enob.info/fileadmin/media/Publikationen/LowEx/LowEx-Tagungsband_10-09.pdf
- [127] H. Pieper, T. Ommen, F. Buhler, B. L. Paaske, B. Elmegaard, and W. B. Markussen, "Allocation of investment costs for large-scale heat pumps supplying district heating," *Energy Procedia*, vol. 147, pp. 358–367, 2018, doi: 10.1016/j.egypro.2018.07.104.
- [128] HIC and FfE, "Grüne Fernwärme für Deutschland – Potenziale, Kosten, Umsetzung (Kurzstudie)," Kurzstudie, HIC Hamburg Institut Consulting GmbH, Forschungsgesellschaft für Energiewirtschaft mbH, Hamburg, München, 2021. Accessed: Dec. 23 2021. [Online]. Available: www.bdew.de/media/documents/2021-04-06_Bericht_Kurzstudie_gr%C3%BCne_Fernw%C3%A4rme_Finalfassung.pdf
- [129] Prognos, Öko-Institut, and Wuppertal Institut, "Klimaneutrales Deutschland - In drei Schritten zu null Treibhausgasen bis 2050 über ein Zwischenziel von -65% im Jahr 2030 als Teil des EU-Green-Deals Studie (im Auftrag von Agora Energiewende, Agora Verkehrswende und Stiftung Klimaneutralität)," Berlin, Wuppertal, 2020. Accessed: Dec. 23 2021. [Online]. Available: https://static.agora-verkehrswende.de/fileadmin/Projekte/2020/KNDE2050/A-EW_195_KNDE_Langfassung_DE_WEB.pdf
- [130] BCG and Prognos, "Klimapfade für Deutschland," 2018. Accessed: Sep. 25 2019. [Online]. Available: <https://bdi.eu/publikation/news/klimapfade-fuer-deutschland>
- [131] BCG, "Klimapfade 2.0 - Ein Wirtschaftsprogramm für Klima und Zukunft," 2021. Accessed: Nov. 8 2021. [Online]. Available: <https://web-assets.bcg.com/59/8a/77a561e04a33b1ea31fc1d76a749/klimapfade2-gesamtstudie-vorabversion-de.pdf>

- [132] LANUV NRW, "Potenzialstudie Kraft-Wärme-Kopplung LANUV-Fachbericht 116," LANUV-Fachberichte, Recklinghausen, 2021. Accessed: Dec. 20 2021. [Online]. Available: www.lanuv.nrw.de/fileadmin/lanuvpubl/3_fachberichte/30116.pdf
- [133] R. Bracke *et al.*, "Potenzialstudie Warmes Grubenwasser LANUV-Fachbericht 90," LANUV-Fachberichte, Recklinghausen, 2018. Accessed: Jan. 13 2020. [Online]. Available: [www.lanuv.nrw.de/landesamt/veroeffentlichungen/publikationen/fachberichte?tx_cartproducts_products\[product\]=931](http://www.lanuv.nrw.de/landesamt/veroeffentlichungen/publikationen/fachberichte?tx_cartproducts_products[product]=931)
- [134] LANUV NRW, "Potenzialstudie Erneuerbare Energien NRW Teil 3 - Biomasse-Energie LANUV-Fachbericht 40," Recklinghausen, 2014. [Online]. Available: www.lanuv.nrw.de/fileadmin/lanuvpubl/3_fachberichte/30040c.pdf
- [135] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen, *Potenzialstudie Industrielle Abwärme - LANUV-Fachbericht 96*. Accessed: Mar. 18 2020. [Online]. Available: www.lanuv.nrw.de/fileadmin/lanuvpubl/3_fachberichte/LANUV_fabe96_Potenzialstudie_Industrielle_Abw%C3%A4rme_web.pdf
- [141] Ministerium für Wirtschaft, Innovation, Digitalisierung und Energie des Landes Nordrhein-Westfalen, „Sektoruntersuchung Fernwärme“, Düsseldorf, Aug. 2020.
- [142] Bundesministerium für Wirtschaft und Klimaschutz, „Was ist eigentlich ‚Fernwärme‘?“. Accessed: Sept 27 2022. [Online]. Available: <https://www.bmwi-energiewende.de/EWD/Redaktion/Newsletter/2021/03/Meldung/direkt-erklaert.html>
- [143] FfE München, „Wie kann eine Transformation der Fernwärme erreicht werden?“. Accessed: Sep 27 2022. [Online]. Available: <https://www.ffe.de/veroeffentlichungen/wie-kann-eine-transformation-der-fernwaerme-erreicht-werden/>
- [144] Verbraucherzentrale NRW e.V (Hrsg.), „Heizen mit Fernwärme“, Düsseldorf, 2016.
- [136] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen (LANUV), „Potentialstudie Kraft-Wärme-Kopplung“, Sep. 2021.
- [137] IN4climate.NRW (Hrsg.), „Prozesswärme für eine klimaneutrale Industrie. Impulspapier der Initiative IN4climate.NRW“, Düsseldorf, 2022.
- [138] Landesamt für Natur, Umwelt und Verbraucherschutz Nordrhein-Westfalen (LANUV), „Energieatlas NRW“. Accessed: Sep 27 2022. [Online]. Available: <https://www.energieatlas.nrw.de/site/werkzeuge/energiestatistik>
- [139] M. Blesl u. a., „Wärmeatlas Baden-Württemberg - Erstellung eines Leitfadens und Umsetzung für Modellregionen“, Stuttgart.
- [140] J. Sauer et al., „Stellungnahme des Forschungsnetzwerks Energie - Industrie und Gewerbe: Dialog Klimaneutrale Wärme“, 2021.
- [145] Landesregierung Nordrhein-Westfalen, „Ministerpräsidenten der Braunkohleländer zu Kohleausstieg und Strukturstärkung: Beschäftigung, Infrastruktur und Wissenschaft: Zügig mit konkreten Projekten beginnen | Land.NRW“. Accessed: Sep 27 2022. [Online]. Available: <https://www.land.nrw/pressemitteilung/ministerpraesidenten-der-braunkohlelaender-zu-kohleausstieg-und-strukturstaerkung>
- [146] S. Fritz, M. Pehnt, und ifeu - Institut für Energie- und Umweltforschung, „Der Kohleausstieg und die Auswirkungen auf die betroffenen Wärmenetze“, Heidelberg, Kurzstudie, Aug. 2019.
- [147] A. Kemmler et al., „Energiewirtschaftliche Projektionen und Folgeabschätzungen 2030/2050“, 2020.
- [148] P. Gerbert et al, „Klimapfade für Deutschland“, Jan. 2018.

- [149] K. Purr, J. Günther, H. Lehmann, und P. Nuss, „Wege in eine ressourcenschonende Treibhausgasneutralität“, Deßau-Roßlau, 36, 2019.
- [150] P. Sterchele et al., „Wege zu einem klimaneutralen Energiesystem - Die deutsche Energiewende im Kontext gesellschaftlicher Verhaltensweisen“, Freiburg, Feb. 2020.
- [151] C. Maaß, P. Möhring, A. Purkus, M. Sandrock, L. Freiberger, und B. Kleinertz, „Grüne Fernwärme für Deutschland – Potenziale, Kosten, Umsetzung“, Hamburg - München, März 2021.
- [152] S. Greif, B. Kern, and A. Weigand, “Flexibilisierung von Power-to-Heat-Anlagen. Digitalisierung des dezentralen Energiesystems,” *BWK Das Energie Fachmagazin*, Jg.72, Nr. 12, 2020, S.45-48, 2020. [Online]. Available: www.baufachinformation.de/flexibilisierung-von-power-to-heat-anlagen/z/2021019005277
- [153] in Vertretung für DESIGNETZ (E.ON SE), Ed., *Themen.Projekte.Ergebnisse.: Von Einzelanlagen zum integrierten Energiesystem der Zukunft - Band 2*, 2021.

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1: Erhebung aus eigener Literaturrecherche von in Betrieb / in Planung befindlichen sowie außer Kraft gesetzter Power-to-Gas Anlagen im Energiesektor von 6 kW bis 100 MW, Stand 06/2021 (GWI)	9
Abbildung 2: PtX-Demonstrationsplattform des Virtuellen Instituts - Strom zu Gas und Wärme.....	9
Abbildung 3: SWOT-Analyse für Power-to-Heat-Anwendungen (direktelektrisch und Wärmepumpen), WUPPERTAL INSTITUT.....	12
Abbildung 4: Schematisches Fließbild 1,5 kW PEM Elektrolyseur	18
Abbildung 5: 1,5 kW 5 Zellen PEM-Stack am GWI in Essen.....	19
Abbildung 6: 1,5 kW PEM Elektrolyseur im Anlagenverbund am GWI in Essen	20
Abbildung 7: Sollwert Eingangsleistung 1,5 kW PEM-Elektrolyseur	21
Abbildung 8: Elektrische Größen 1,5 kW PEM-Elektrolyseur.....	21
Abbildung 9: H ₂ -/O ₂ -Fluss & Druck Anode und Kathode 1,5 kW PEM-Elektrolyseur	22
Abbildung 10: Stacktemperatur 1,5 kW PEM-Elektrolyseur	22
Abbildung 11: Lastprofil 1,5 kW Elektrolyseur	23
Abbildung 12: Elektrische Größen 1,5 kW PEM-Elektrolyseur.....	23
Abbildung 13: Druck und Flüsse 1,3 kW PEM-Elektrolyseur	24
Abbildung 14: Stacktemperatur 1,5 kW PEM-Elektrolyseur bei starker Dynamik Eingangsleistung	24
Abbildung 15: Stromdichte und Zellspannung vor und nach einem Jahr	25
Abbildung 16: Stacktemperatur in Abhängigkeit der Stromdichte / Druck & Volumenstrom Kathode	26
Abbildung 17: Dauerbetrieb mit hoher Anlagenauslastung	27
Abbildung 18: 30 kW PEM Elektrolyseur in der Teststandumgebung am IEK 14.....	28
Abbildung 19: 30 kW 27 Zellen Elektrolyse-Stack am GWI in Essen	28
Abbildung 20: Elektrische Größen 30 kW PEM-Elektrolyseur.....	29
Abbildung 21: Fluss und Druck kW PEM-Elektrolyseur.....	30
Abbildung 22: Temperatur 30 kW PEM-Elektrolyseur	30
Abbildung 23: Sollwert Eingangsleistung 30 kW PEM-Elektrolyseur	31
Abbildung 24: Temperatur und Druck 30 kW PEM-Elektrolyseur.....	31
Abbildung 25: PV-Profil 30 kW PEM-Elektrolyseur	32
Abbildung 26: Windprofil 30 kW PEM-Elektrolyseur	32
Abbildung 27: Sollwert Eingangsleistung 30 kW PEM-Elektrolyseur	33
Abbildung 28: Schematisches Fließbild der zweistufigen Methanisierungsanlage.....	36
Abbildung 29: Rohrbündelreaktor mit Katalysatorpellets	38
Abbildung 30: Geometrische Bereiche und ihre rechnerische Darstellung für die gekoppelten 3D-CFD-Simulationen: Gasbereich (rot), feste Rohrwände und Leitbleche (gelb) und Kühlmittelbereich (blau).....	39
Abbildung 31: Abschätzung des Druckabfalls auf der Grundlage von Messungen (schwarz), rein analytischen Berechnungen (rot) und 3D-CFD-Simulationen unter Anwendung der Forchheimer-Gleichung für die porösen Rohrabschnitte (blau) für die Stickstoffströmung durch den Reaktorgasbereich bei 18,5 °C und atmosphärischem Ausgangsdruck	40

Abbildung 32: Vergleich von 3D- und 1D-Simulationen für ein einzelnes Reaktorrohr: a) Temperaturprofile in der Rohrmitte (durchgezogen), auf halbem Rohrradius (gestrichelt) und an der Rohrwand (gepunktet) b) Entwicklung der Spezies entlang der Mittelachse 41

Abbildung 33: Verteilung der Oberflächentemperaturen an der Schnittstelle der drei Bereiche: Gasbereich (links), feste Rohrwände und Leitbleche (Mitte) und Kühlmittelbereich (rechts) 42

Abbildung 34: Abweichungen vom mittleren Rohrmassenstrom (links, schwarz) und vom mittleren Wärmeübergangskoeffizient (links, rot) für jedes der 19 Reaktorrohre entsprechend der rechten Abbildung .. 43

Abbildung 35: Katalysatorkonfiguration vor a) und nach Modifikation b) [9] 44

Abbildung 36: Aufheizzeit aus Kaltstart, Temperaturentwicklung im Reaktor Stufe 1 47

Abbildung 37: Zeitlicher Verlauf zentraler Anlagenparameter bei Variation der Laststufe nach Hardwaremodifikationen 48

Abbildung 38: Leistungsbereich, Produktgaszusammensetzung der Methanisierungsanlage bei 12 bar (g) 49

Abbildung 39: Funktionsprinzip einer KWK-Anlage mit Verbrennungsmotor. [14] 52

Abbildung 40: Schematische Darstellung des KWK-Systems. Vereinfachter Darstellung des Systems, bestehend aus KWK-Anlage, Wärmespeicher und Wärmesenke. 53

Abbildung 41: Benutzeroberfläche des Messdatenerfassungs- und Steuerungssystems 54

Abbildung 42: Kaltstartverhalten des KWK-Systems. Zeitlicher Verlauf ausgewählte Parameter von KWK-Anlage, Speicher und Wärmetauscher..... 55

Abbildung 43: Auswirkungen von verbrauchseitigen Lastvariationen auf das KWK-System. Zeitlicher Verlauf ausgewählte Parameter von KWK-Anlage, Speicher und Wärmetauscher..... 56

Abbildung 44: PTG-Pfad der Laboranlage und KWK-Anlage. Vereinfachte schematische Darstellung der Stoff- und Energieströme und der Anlagenteile. 57

Abbildung 45: Versuchsprofile für den Verbundversuch. Soll-Leistungen der einzelnen Anlagenteile über des gesamten Versuchszeitraum..... 60

Abbildung 46: Leistungen der Elektrolyse im Verbundversuch. Verlauf der Input- und Outputleistung der Elektrolyse über den Versuchszeitraum..... 61

Abbildung 47: Leistungen der Methanisierung im Verbundversuch. Verlauf der Input- und Outputleistung der Methanisierung über den Versuchszeitraum..... 62

Abbildung 48: Leistungen der KWK-Anlage im Verbundversuch. Verlauf der Input- und Outputleistung der KWK-Anlage über den Versuchszeitraum. 63

Abbildung 49: Ausgewählte Parameter des KWK-Systems im Verbundversuch. Verlauf der Kühlleitung des Wärmetauschers und der Rück- bzw. Vorlauftemperatur des Wärmespeichers. 63

Abbildung 50: Wirkungsgrade der Laststufen der 1 kW Elektrolyse im Verbundversuch. Die dargestellten Werte zeigen die jeweils letzten sieben Minuten der angefahrenen Laststufen..... 65

Abbildung 51: Einzelversuch 30 kW Elektrolyse. Darstellung von Input- und Outputgrößen 66

Abbildung 52: Wirkungsgrade der Laststufen der 30kW Elektrolyse im Einzelversuch. Die dargestellten Werte zeigen die jeweils letzte Minuten der angefahrenen Laststufen. 66

Abbildung 53: Wirkungsgrade der Laststufen der Methanisierung im Verbundversuch. Die dargestellten Werte zeigen die jeweils letzte Minuten der angefahrenen Laststufen. 68

Abbildung 54: Wirkungsgradverlauf der KWK-Anlage im Verbundversuch. Verlauf des elektrischen und des thermischen Wirkungsgrades über den Versuchszeitraum. 69

Abbildung 55: Wirkungsgrade der einzelnen Anlagen. Dargestellt werden die Wirkungsgrade, der Laststufen mit dem maximalen bzw. minimalen Wirkungsgrad 70

Abbildung 56: Virtuelle Kopplung der 30 kW Elektrolyse mit den übrigen Anlagenteilen. Die Elektrolyse vom Standort Jülich wird mit den übrigen Anlagenteilen des Standortes Essen gekoppelt. Zur Charakterisierung der Anlagenteile werden die zuvor ermittelten maximalen bzw. minimalen Wirkungsgrade genutzt.....	71
Abbildung 57: a) Polarisationskurven bei unterschiedlichen Temperaturen und 1,013 bar und b) die unterschiedlichen Anteile der Überspannungen an der Zellspannung bei 80 °C und 1,013 bar	74
Abbildung 58: a) Druckerhöhung Δp infolge von Stofftransportlimitierung zur Membran hin bei 80 °C und 4 bar. b) Wärmeströme innerhalb eines Zellelements bei 80 °C und 3 bar.	75
Abbildung 59: Angepasste Polarisationskurven für Stack 1 und Stack 2 im Vergleich zur Modellversion mit Literaturparametern	77
Abbildung 60: Produktgasströme (Normvolumen bei 0 °C, 1.013 bar) für a) Wasserstoff und b) Sauerstoff	77
Abbildung 61: Gemessene vs. Simulierte Temperaturprofile für die erste Reaktorstufe bei 13 bar und $\lambda=1$ [7].	85
Abbildung 62: a) Gaszusammensetzung des getrockneten Produktgases nach Stufe 1 und Stufe 2 sowie b) die integrale Anlagenleistung bei 13 bar und $\lambda=1$ [7].	85
Abbildung 63: Anteil an Wasserstoff in Sauerstoff anodenseitig bei 75 °C für verschiedene Drücke	87
Abbildung 64: Einfluss der Membrandicke auf die anodenseitige Konzentration von Wasserstoff und die Zellspannung, bei 75 °C und 5 bar Gleichdruckbetrieb.....	88
Abbildung 65: Auswirkungen des a) Betriebsdrucks (bei 75 °C) und b) der Betriebstemperatur (bei 5 bar) auf die Zellspannung	89
Abbildung 66: Auswirkungen des a) Betriebsdrucks (bei 75 °C) und b) der Betriebstemperatur (bei 5 bar) auf die Zelleffizienz	89
Abbildung 67: Parametrische Sensitivität des gekühlten Festbettreaktors bei veränderlicher Kühltemperatur bei einer GHSV von 2000 h ⁻¹ . Dargestellt sind die gemittelte Maximaltemperatur im Reaktor und die Gasqualität nach der ersten Reaktorstufe im getrockneten Gas für das 1D- und 2D-Modell. [7].....	91
Abbildung 68: Experimentell validierte Temperaturprofile für verschiedene Kühltemperaturen T _c bei einer GHSV von 2000 h ⁻¹ [7]	92
Abbildung 69: Experimentell validierte Temperaturprofile für verschiedene Kühltemperaturen T _c bei einer GHSV von 2400 h ⁻¹	92
Abbildung 70: Molanteil an Methan in Abhängigkeit von λ für unterschiedliche GHSV nach der zweiten Kondensatorstufe im trockenen Produktgas. Das Betriebsfenster der Methanisierungsanlage ist der rot umrandete Bereich, in welchem SNG produziert werden kann. [7].....	94
Abbildung 71: Maximaltemperatur in der ersten Reaktorstufe in Abhängigkeit von λ für unterschiedliche GHSV innerhalb des untersuchten Parameterbereichs. Das Temperaturmaximum wird bei hohen GHSV und niedrigen λ -Werten überschritten (gekennzeichnet durch schwarze Linie). [7].....	94
Abbildung 72: Volumenströme von Wasserstoff und Sauerstoff bei stufenweiser gesteigerter Leistung. Die maximal zulässige Konzentration von Wasserstoff an der Anode wird bei Teillast laut Modell überschritten....	97
Abbildung 73: Stromstärke als vorgegebenes Inputsignal für das Stufenprofil und die resultierende mittlere Temperatur des Stacks. Im Vergleich sind die mittleren Temperaturen der Anode und Kathode zu sehen.....	97
Abbildung 74: Zellspannung und Zellwirkungsgrad im zeitlichen Verlauf	98
Abbildung 75: Volumenströme von Wasserstoff und Sauerstoff im Verbundprofil bei 18 bar und 75 °C. Die maximal zulässige Konzentration von Wasserstoff an der Anode wird bei Teillast laut Modell überschritten....	98
Abbildung 76: Stromstärke als vorgegebenes Inputsignal für das Verbundprofil und die resultierende mittlere Temperatur des Stacks bei 18 bar und 75 °C. Im Vergleich sind die Temperaturen an Anoden- und Kathodeneintritt zu sehen.	99
Abbildung 77: Zellspannung und Zellwirkungsgrad für das Verbundprofil im zeitlichen Verlauf bei 18 bar und 75 °C.....	99

Abbildung 78: Experimentell ermittelte vs. simulierte Temperaturprofile in der ersten Reaktorstufe bei unterschiedlichen GHSV mit angepassten Modellparametern [59] 101

Abbildung 79: Experimentell ermittelter vs. simulierter Methangehalt im trockenen Produktgas nach der zweiten Reaktorstufe und der simulierte Methangehalt nach der ersten Reaktorstufe [59] 102

Abbildung 80: Gemessene vs. simulierte Leistung der Methanisierungsanlage im Profil mit Laststufen. Input ist der variable Wasserstoffstrom, Kohlenstoffdioxid wird stöchiometrisch zugegeben. [59]..... 103

Abbildung 81: Verlauf der Temperatur an den Messstellen T2 und T3 im Reaktor. Dargestellt sind experimentelle und simulierter Werte. [59] 103

Abbildung 82: Polarisationskurven für alle betrachteten Cases 108

Abbildung 83: Molanteil Wasserstoff an der der Anode für alle betrachteten Cases 108

Abbildung 84: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Temperaturverlauf für Fall 1 für Öl- und Siedewasserkühlung..... 110

Abbildung 85: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Konzentrationsverlauf für Fall 1 für Öl- und Siedewasserkühlung..... 110

Abbildung 86: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Temperaturverlauf mit Ölkühlung und Siedewasserkühlung..... 111

Abbildung 87: Einfluss der Variation des Volumenstroms auf den Konzentrationsverlauf mit Ölkühlung und Siedewasserkühlung..... 112

Abbildung 88: Einfluss der Variation der Volumenströme auf den Temperaturverlauf für Öl- und Siedewasserkühlung..... 113

Abbildung 89: Einfluss der Variation der Volumenströme auf den Konzentrationsverlauf für Öl- und Siedewasserkühlung..... 113

Abbildung 90: Übersicht über Temperatur- und Konzentrationsverläufe für Fall 1-3. Die Konzentrationsverläufe sind zur besseren Übersichtlichkeit invertiert dargestellt. 114

Abbildung 91: Entwicklungen in der aktiven Fläche 116

Abbildung 92: Rekombinationsschicht (hellblau) innerhalb der Zelle 117

Abbildung 93: 100 kW PEM-Elektrolyseur am IEK-14 118

Abbildung 94: 2 x 50 kW PEM-Elektrolysestacks am IEK-14 119

Abbildung 95: 100 kW PEM-Elektrolyseur elektrische Größen..... 120

Abbildung 96: 100 kW PEM-Elektrolyseur Fluss H₂ & Drücke Produktgase 120

Abbildung 97: 100 kW PEM-Elektrolyseur Stacktemperatur 121

Abbildung 98: 100 kW PEM-Elektrolyseur Konzept Druckregelung..... 122

Abbildung 99: Stromprofil Validierung Druckregelung 122

Abbildung 100: Validierung Druckregelung: Abweichungen vom Sollruck..... 122

Abbildung 101: Nichtlinearer Zusammenhang 123

Abbildung 102: Optimierter Regelalgorithmus Temperaturregelung..... 124

Abbildung 103: PV-Profil Validierung Temperaturregelung..... 125

Abbildung 104: Windkraftprofil Validierung Temperaturregelung 125

Abbildung 105: Experimentell bestimmte Füllstandsschwankungen in Gas-Wasser-Abscheidern eines 100 kW_{el}-Elektrolyseurs bei Stromdichtesprüngen 129

Abbildung 106: Verfahrensschema für die Verwendung von Speichersystemen im Kontext von Wasserelektrolyseuren 130

Abbildung 107: Potenzial elektrischer Zwischenspeicherung für Photovoltaik-Elektrolyseur-Systeme anhand eines idealen Tagesganges	131
Abbildung 108: Fließbilder des Anoden- und Kathodenkreislaufes	132
Abbildung 109: Steuerungsstruktur	142
Abbildung 110: Teststand zur Katalysatorqualifizierung.....	150
Abbildung 111: Lambdavariation ($p = 8 \text{ bar}$, $\text{GHSV} = 4.000 \text{ h}^{-1}$).....	152
Abbildung 112: Erzielte Produktgaszusammensetzung bei Lambdavariation	152
Abbildung 113: GHSV-Variation ($p = 8 \text{ bar}$, $\lambda = 1,02 - 0,98$)	153
Abbildung 114: Auswertung GHSV-Variation.....	154
Abbildung 115: Vergleich von Katalysatorkonfigurationen	154
Abbildung 116: Temperaturverlauf in der Katalysatorschüttung bei Variation der Schüttungskonfiguration ...	155
Abbildung 117: Dauerversuch mit drei Phasen zyklischer Belastung, Ausschnitt über ca. 1.400 h.....	156
Abbildung 118: Produktgaszusammensetzung und Umsatzentwicklung im Dauerversuch	157
Abbildung 119: Temperaturentwicklung in der Katschüttung	158
Abbildung 120: Schematischer Aufbau der 100 kW Methanisierungsanlage	159
Abbildung 121: Reaktor Stufe 1	160
Abbildung 122: Reaktor Stufe 2	160
Abbildung 123: Ausschnitt aus der Stückliste – Darstellung der Komponentenspezifikationen	161
Abbildung 124: 100 kW-Anlage (rechts) mit Adsorptionstrocknung PSA (links), Hauptkomponenten im Anlagenrack.....	162
Abbildung 125: 100 kW-Anlage im 20'-Container, Gesamtaufbau	162
Abbildung 126: Gasfackel am Container [Bild: ennox biogas technology GmbH]	163
Abbildung 127: 20'-Container mit kugel- bzw. kegelförmigen Explosionsschutz-Zonen für Ausbläser (links) und Fackel (rechts).....	166
Abbildung 128: Komponenten für SIMATIC SPS	168
Abbildung 129: Fließschema Gesamtanlage 100 kW mit Funktionskomponenten, Betriebs- und Schnittstellenparametern	171
Abbildung 130: Modell des Digital Twins. Darstellung in Dymola mit den Anlagenteilen: Power-to-Heat, Elektrolyse, Methanisierung und KWK-Anlage.	174
Abbildung 131: Versuchsprofil zur Bestimmung des Wirkungsgrades der Elektrolyse.....	176
Abbildung 132: Wirkungsgradverlauf Elektrolyse. Ausgleichsgrade durch die gemittelten Wirkungsgrade pro Laststufe.....	176
Abbildung 133: Versuchsprofile für den Verbundversuch. Soll-Leistungen der einzelnen Anlagenteile über des gesamten Versuchszeitraum.	180
Abbildung 134: Zeitlicher Verlauf des Massenstroms der Elektrolyse in Simulation und Versuch.....	181
Abbildung 135: Zeitlicher Verlauf des Wirkungsgrades der Elektrolyse in Simulation und Versuch	182
Abbildung 136: Zeitlicher Verlauf des Massenstromes der Methanisierung in Simulation und Versuch.	183
Abbildung 137: Zeitlicher Verlauf des Wirkungsgrades der Methanisierung in Simulation und Versuch	184
Abbildung 138: Zeitlicher Verlauf der Zusammensetzung des SNGs der Methanisierung in Simulation und Versuch	185

Abbildung 139: Zeitlicher Verlauf der Wirkungsgrade und Leistungen der KWK-Anlage in Simulation und Versuch 186

Abbildung 140: Zeitlicher Verlauf ausgewählter Parameter des Wärmespeichers der KWK-Anlage in Simulation und Versuch 187

Abbildung 141: Zeitlicher Verlauf der Wasserstoff-Massenströme in Simulation und Versuch..... 188

Abbildung 142: Zeitlicher Verlauf des Wirkungsgrades des Gesamtsystems in Simulation und Versuch 189

Abbildung 143: Darstellung der Logik des Scale-ups 192

Abbildung 144: Modell des Scale-ups. Darstellung in Dymola mit den Pfaden Power-to-Heat und Power-to-Gas. 194

Abbildung 145: Vorgehen bei der Erzeugung der stündlichen Fernwärmedaten. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt. 196

Abbildung 146: Jährlicher Fernwärmebedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018. 198

Abbildung 147: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen Wasserstoffbedarfs für den Sektor Industrie. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt. 198

Abbildung 148: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen Wasserstoffbedarfs für den Sektor Verkehr. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt. 199

Abbildung 149: Jährlicher Wasserstoffbedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2020. 200

Abbildung 150: Jährlicher Erdgasbedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018. 201

Abbildung 151: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen biogenen Potentials an CO₂. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt. 202

Abbildung 152: Jährliches Potential an CO₂ aus biogenen und fossilen Quellen der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018. 203

Abbildung 153: Jährliches Potential an CO₂ aus biogenen Quellen der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018. 204

Abbildung 154: Vorgehen bei der Erzeugung des stündlichen Strombedarfs. Umrechnungsschritte sind gestrichelt dargestellt. 205

Abbildung 155: Jährlicher Strombedarf der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird der Bedarf für das Jahr 2018. 206

Abbildung 156: Jährlicher regenerativ erzeugter Strom der NUTS-3-Gebiete in NRW. Gezeigt wird die Strommenge für das Jahr 2018. Daten über die Sonneneinstrahlung stammen aus dem Jahr 2016. 208

Abbildung 157: Jährliche Stunden mit negativer Residuallast pro NUTS-Gebiet in NRW 209

Abbildung 158: Verteilung der städtischen, ausgeglichenen und ländlichen Gebiete in NRW [114] 211

Abbildung 159: Betriebsstunden relativ zu den Stunden eines Jahres mit einem maximalen Wasserstoffanteil von 5 Vol.-% im Erdgasnetz. Gezeigt werden NUTS-3-Gebiete mit negativer Residuallast. 212

Abbildung 160: Betriebsstunden relativ zu den Stunden eines Jahres mit einem maximalen Wasserstoffanteil von 10 Vol.-% im Erdgasnetz. Gezeigt werden NUTS-3-Gebiete mit negativer Residuallast. 213

Abbildung 161: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Jahreszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Jahreszeit in Steinfurt..... 214

Abbildung 162: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Tageszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Tageszeit in Steinfurt 215

Abbildung 163: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Höhe der abgerufenen Leistung in Steinfurt 216

Abbildung 164: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Jahreszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Jahreszeit in Höxter	217
Abbildung 165: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Tageszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Tageszeit in Höxter	218
Abbildung 166: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Höhe der abgerufenen Leistung in Höxter	219
Abbildung 167: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Jahreszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Jahreszeit in Coesfeld	220
Abbildung 168: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Tageszeit relativ zu den Stunden der jeweiligen Tageszeit in Coesfeld	221
Abbildung 169: Betriebsstunden eines Jahres geordnet nach Höhe der abgerufenen Leistung in Coesfeld	222
Abbildung 170: Allgemeine Beschreibung von Transformationsphasen in der Multi-Level-Perspective (MLP)	226
Abbildung 171: Transformationsphasen von Wärmenetzen in der Multi-Level-Perspective (MLP)	227
Abbildung 172: Prinzipschema eines Elektrokessels, Quelle: AGFW Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V. 2021	229
Abbildung 173: Prinzipschema eines Elektrodenkessels, Quelle: AGFW Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V. 2021	230
Abbildung 174: Prinzipschema einer elektrischen Wärmepumpe, Quelle: AGFW Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KWK e. V. 2021	230
Abbildung 175: Fortschreibung der Nutzung zukünftiger EE-Wärme-Potenziale in Wärmenetzen (allgemeine Versorgung) für NRW im Klimaneutral-Szenario [132]	242
Abbildung 176: Fortschreibung der Nutzung zukünftiger EE-Wärme-Potenziale in Wärmenetzen (Industrie) für NRW im Klimaneutral-Szenario [132]	243
Abbildung 177: Wärmebedarfe für Wohngebäude, Nichtwohngebäude und Prozesse der NUTS3-Gebiete von NRW. Zusammengestellt aus Daten von. [140]	245
Abbildung 178: Aufteilung der Fernwärmeerzeugung im Jahr 2019 für Deutschland. [143]	246
Abbildung 179: Treibhausgas-Emissionen verschiedener Heizungssysteme im Vergleich (CO ₂ -Äquivalente in Gramm pro Kilogramm Nutzwärme). [144]	246
Abbildung 180: Wärmenetze in NRW. Bekannte Wärmenetze mit örtlicher Zuordnung. [136]	247
Abbildung 181: Wärmenetze und Kohlekraftwerke. Zu sehen sind alle örtlich bekannten Wärmenetze von NRW und die Standorte der Kohlekraftwerke mit Abwärmenutzung. [138]	248
Abbildung 182: Prognostizierte Wärmebedarfe und Fernwärmepotentiale bis zum Jahr 2050. Zusammengestellt aus Daten von [136].	249
Abbildung 184: Technischer Aufbau der PtH Anlage	Fehler! Textmarke nicht definiert.
Abbildung 183: Links – Gesamtanlage, Rechts – Verbindung zwischen den Wärmespeichern	Fehler! Textmarke nicht definiert.
<i>Abbildung 185: Darstellung der gesamten Demonstrationsanlage in der Anwendungsumgebung der Steuerung ergänzt um Power-to-Heat</i>	<i>253</i>
<i>Abbildung 186: Darstellung der geplanten Power-to-Heat-Anlage in der Anwendungsumgebung</i>	<i>253</i>
Abbildung 187: Versuchsprofile zur Untersuchung der Betriebscharakteristika	254
Abbildung 188: Auswertung der Versuchsprofile zur Untersuchung der Betriebscharakteristika	255
Abbildung 189: Flexibilitätsangebot des Power-to-Heat Teststands	255
Abbildung 190: Thermische Beladung des Wärmespeichers	256
Abbildung 191: Thermische Entladung des Speichers	257

Abbildung 192: SWOT-Analyse für Power-to-Heat-Anwendungen (direktelektrisch und Wärmepumpen), Quelle:
Wuppertal Institut..... 258

TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 1: Auszug - Multikriterielle Bewertung von PtH im Vergleich zu anderen innovativen Wärmeversorgungsoptionen	12
Tabelle 2: Aufgeprägte Stromdichte in Abhängigkeit der Stacktemperatur	25
Tabelle 3: Aufgeprägte Stromdichte in Abhängigkeit der Stacktemperatur	33
Tabelle 4: Datenblatt der Methanisierungsanlage (inkl. Hardware-Modifikationen)	37
Tabelle 5: Geometrische Daten der Reaktoren	37
Tabelle 6: Modellparameter für die PEM-Elektrolyse	75
Tabelle 7: Randbedingungen für alle verwendeten Reaktormodelle. L_1 und L_2 sind der Ein- und Austrittspunkt des Kühlmediums.	79
Tabelle 8: Katalysatoreigenschaften	82
Tabelle 9: Stoffeigenschaften des Füllmaterials	101
Tabelle 10: Optimale Designparameter für die Elektrolyse für alle Cases.	107
Tabelle 11: PID Regelparameter	124
Tabelle 12: Wirkungsbereiche charakteristischer Anlagenkomponenten von Wasserelektrolyseuren	128
Tabelle 13: Auslöser möglicher Gefahrenquellen 200 kW PEM-Elektrolyseur	136
Tabelle 14: Betriebsbedingte Gefahrenquellen 200 kW PEM-Elektrolyseur	138
Tabelle 15: Versagen von Wandungen, Leckagen	138
Tabelle 16: Steuerungselemente und Regelungsaufgaben 200 kW PEM-Elektrolyseur	139
Tabelle 17: Stackdatenblatt 200 kW PEM-Elektrolyseur	143
Tabelle 18: Regelstrukturen 200 kW PEM-Elektrolyseur	144
Tabelle 19: Leistungsklassen PEM-Elektrolyseur	146
Tabelle 20: Zusammenfassung der Richtlinienrecherche für die Methanisierungsanlage 100 KW	164
Tabelle 21: Legende zur Tabelle 23 und Tabelle 24 zum Erfüllungsgrad der Kriterien 7 bis 13	234
Tabelle 22: Multikriterielle Bewertung von PtH im Vergleich zu anderen innovativen Wärmeversorgungsoptionen (Kriterien 1 bis 6 - deskriptiv), Quelle: Wuppertal Institut	235
Tabelle 23: Multikriterielle Bewertung von PtH im Vergleich zu anderen innovativen Wärmeversorgungsoptionen (Kriterien 7 bis 13 - qualitativ), Quelle: Wuppertal Institut	236
Tabelle 24: <i>Multikriterielle Bewertung von PtH (Kriterien 7 bis 13 - qualitative Detailbewertung), Quelle: Wuppertal Institut</i>	238
Tabelle 25: Fortschreibung der Nutzung zukünftiger EE-Wärme-Potenziale in Wärmenetzen für NRW im Klimaneutral-Szenario nach LANUV, Quelle: Eigene Zusammenstellung aus Daten in [132]	241
Tabelle 26: Signalliste für die Kommunikation zwischen Teststand, Steuerung der Anlage und Steuerung der gesamten Demonstrationsplattform (Visualisierung)	252
Tabelle 27: Grundannahmen/ Stammdaten des PtH-Teststandes	254