




Lehrstuhl für Energieverbundtechnik

Masterarbeit



QUALITATIVE UND QUANTITATIVE
BEURTEILUNG DER EIGNUNG VON
INDUSTRIESEKTOREN FÜR DIE
INTEGRATION EINES RSOC-SYSTEMS

Markus Gallaun, BSc

März 2023



EIDESSTÄTTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich diese Arbeit selbständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt, und mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfsmittel bedient habe.

Ich erkläre, dass ich die Richtlinien des Senats der Montanuniversität Leoben zu "Gute wissenschaftliche Praxis" gelesen, verstanden und befolgt habe.

Weiters erkläre ich, dass die elektronische und gedruckte Version der eingereichten wissenschaftlichen Abschlussarbeit formal und inhaltlich identisch sind.

Datum 14.02.2023

Unterschrift Verfasser/in
Markus Gallaun

KURZFASSUNG

Die Masterarbeit befasst sich mit dem Einsatz von reversiblen Festoxidzellen (rSOC) in der energieintensiven Industrie Österreichs. Das Ziel ist, eine Aussage über die Wirtschaftlichkeit eines solchen Systems in den einzelnen Industriespaten zu treffen.

Es wird im Vorfeld auf die Eigenschaften von rSOC-Systemen eingegangen und deren Nutzen und Anwendung in der Industrie beschrieben. Es wird auf Basis des Abwärmekatasters Österreichs eine Auswahl an geeigneten energieintensiven Industriefeldern getroffen, welche in weiterer Folge detailliert betrachtet werden. Anhand der Temperaturbereiche und des Abwärmepotentials sind folgende Industrien für eine quantitative und qualitative Untersuchung geeignet: Papierindustrie, Stahlerzeugung, Zementindustrie, Kalkindustrie, Glasindustrie, Ziegelindustrie, Feuerfestindustrie und Chemieindustrie.

Die qualitative Untersuchung gibt Aufschluss über die technische Nutzbarkeit von Abwärmeströmen in den einzelnen Verfahren. Die Untersuchung zeigt, dass Zement-, Glas- und Stahlindustrie gut für die Kopplung zum rSOC-System geeignet sind. Für die Feuerfest- und Ziegelindustrie konnte auf Grund mangelnder Datenlage keine Aussage getroffen werden. Die Papier-, Chemie- und Kalkindustrie eignet sich auf Grund niedriger Abwärmepotentialen oder bereits ausgeschöpfter Abwärmepotentialen nicht für die untersuchte Integration.

Die quantitative Betrachtung gibt Aufschluss über die Energieströme und zeitlichen Abläufe in den Industrien. In weiterer Folge werden Modelle und Zeitreihen mit dem Programm Ganymed für die Industriespaten erstellt. Diese Zeitreihen fließen anschließend in verschiedene Betriebsszenarien ein. Es wird eine wirtschaftliche Aussage hinsichtlich der rentablen Betriebsstunden eines rSOC-Systems auf Basis der Betriebskosten getroffen, wobei eine mathematische Optimierung zum Einsatz kommt.

Diese Optimierung zeigt, dass sich die Elektrolysebetriebsstunden im Verlauf von 2030 zu 2050 aufgrund der höheren Strom- und niedrigeren Wasserstoffpreise wesentlich vermindern. Der Profit bei vollständiger Nutzung des Abwärmepotentials im Jahr 2030 beträgt in der Glasindustrie 5,5 Millionen €. in der Zementherstellung 11 Millionen €. und in der Stahlerzeugung 6,2 Millionen €. Im Jahr 2050 halbiert sich dieser Profit unabhängig von der Industriespate aufgrund der Preisentwicklungen. Die Ergebnisse geben wieder, dass der Einsatz von Abwärme zur Dampferzeugung den Profit eines rSOC-Systems im Jahr 2030 um bis zu 27,7% und im Jahr 2050 um bis zu 9% erhöht.

Unter Annahme von Investitionskosten und operativen Kosten liegt die Betriebszeit für eine Deckung jener Kosten bei 6,2 bis 6,6 Jahren bei einer statischen Annahme des Jahresergebnisses 2030.

ABSTRACT

This master's thesis investigates the usage of reversible solid oxide cells (rSOC) in Austria's energy-intensive industry. The aim is to make a statement about the economic feasibility of such a system in the different sections of industry.

To begin with, the properties of rSOC-systems and their uses and applications in industry will be addressed. Based on Austria's national waste heat register, a selection of suitable energy-intensive fields of industry will be made, which will subsequently be analysed in greater detail. By means of the temperature ranges and the waste heat potential, the following industries are suitable for a quantitative and qualitative study: Paper industry, steel production, cement industry, lime industry, glass industry, brick industry, refractory industry and chemical industry.

The qualitative analysis provides an insight into the technical usability of waste heat flows in the individual processes. This analysis has not yielded unequivocal suitability of the use of rSOC-systems in the Chemical industry, the refractory industry, lime production and the paper industry. The suitable fields of industries for the use of an rSOC-system are the glass industry, cement industry and steel production.

The quantitative analysis provides information about the energy currents and the timelines in the different industries. Subsequently, models and time series are created using the Ganymed are created for the industry sectors. These time series then feed into different operating scenarios. A first economic statement concerning the viable operating hours of a rSOC-systems, based on the operating costs can be made. To determine the most economically suitable mode of operation, the individual scenarios of the industry sectors are optimised using algorithms.

This optimisation shows that the electrolysis operating hours during the course from 2030 to 2050 are significantly decreased due to the heightened electrical and lowered hydrogen prices. The resulting profit for full utilisation of the potential waste heat in the year 2030 is 5,5 million € in the gas industry, 11 million € in the cement industry and 6,2 million € in the steel production industry. In the year 2050, this profit is halved, regardless in which industry sector, due to the price developments. These results show, that the usage of waste heat for the production of steam can raise the profitability of a rSOC-system by 27,7% in the year 2030 and by 9% in the year 2050.

Assuming the investment and operative costs, the operating time to cover these costs results in 6,2 to 6,6 years when a static assumption of the yearly result for 2030 is made.

VORWORT

An dieser Stelle möchte ich mich bei allen Personen bedanken, welche mich in fachlicher Hinsicht aber auch auf persönlicher Ebene bei dieser Arbeit unterstützt haben. Besonders möchte ich mich beim Lehrstuhl für Energieverbundtechnik und im speziellen bei Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Thomas Kienberger und MSc. David Banasiak bedanken, dass sie mir im Zuge des FIRST Projektes diese Arbeit ermöglicht haben. Bei der Recherche unterstützend möchte ich mich zudem bei BSc. Christoph Rinnhofer, Dipl.-Ing. Patrick Krall und Marina Auer bedanken.

Abschließend bedanke ich mich bei allen, die meinen Bildungsweg an der Montanuniversität Leoben begleitet und unterstützt haben. Sie waren es, die diese Zeit zu einem großartigen und prägenden Lebensabschnitt gemacht haben.

INHALTSVERZEICHNIS

1	Einleitung.....	1
2	Aufgabenstellung.....	2
	2.1 Vorgehensweise	2
3	Hochtemperaturbrennstoffzelle.....	3
	3.1 Grundlagen der Brennstoffzelle	4
	3.2 Reversible solid oxide cell	5
	3.3 Aufbau rSOC-System	6
	3.4 Betriebsarten	8
	3.4.1 Elektrolysebetrieb.....	8
	3.4.2 Brennstoffzellenbetrieb.....	9
	3.5 rSOC-Wirkungsgrad	10
	3.6 Verhaltensweise und Einsatz.....	12
	3.7 Relevanz in der Industrie.....	13
4	Qualitative Bewertung von Industriefeldern für den Einsatz von rSoc-Systemen	14
	4.1 Bewertungsgrundlage und Bewertungsmatrix.....	14
	4.2 Industriesektoren.....	15
	4.3 Papierindustrie.....	17
	4.3.1 Zellstoffherstellung aus Holz.....	17
	4.3.2 Zellstoffherstellung aus Altpapier	19
	4.3.3 Papiermaschine	20
	4.3.4 Einordnung der Papierindustrie.....	22
	4.4 Metallerzeugung	23
	4.4.1 Sintern	23
	4.4.2 Hochofenprozess	25
	4.4.3 Stahlerzeugung im LD-Konverter	26
	4.4.4 Sekundärmetallurgie.....	28

4.4.5	Einordnung der Metallerzeugung	29
4.5	Zementindustrie.....	31
4.5.1	Klinkerherstellung.....	32
4.5.2	Einordnung Zementindustrie	33
4.6	Kalkherstellung.....	35
4.6.1	GGR-Ofen.....	36
4.6.2	Einordnung Kalkherstellung.....	37
4.7	Glasindustrie	38
4.7.1	Einordnung Glasindustrie.....	39
4.8	Ziegelherstellung.....	41
4.8.1	Einordnung Ziegelherstellung	42
4.9	Feuerfestindustrie	44
4.9.1	Lepolofen/Drehrohrofen (RHI MAGNESITA BREITENAU)	44
4.9.2	Tunnelofen (RHI MAGNESITA VEITSCH)	46
4.9.3	Einordnung Feuerfestindustrie	47
4.10	Chemieindustrie	48
4.10.1	Einordnung Chemieindustrie	48
5	Quantitative Bewertung von Industriefeldern für den Einsatz von rSOC-Systemen....	49
5.1	Methodik	49
5.2	Zementindustrie.....	66
5.2.1	Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen	66
5.2.2	Ergebnisse.....	69
5.3	Glasindustrie	76
5.3.1	Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen	76
5.3.2	Ergebnisse.....	78
5.4	Metallerzeugung	90
5.4.1	Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen	90
5.4.2	Ergebnisse.....	91

5.5 Ziegelherstellung.....	97
5.5.1 Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen	97
6 Zusammenfassung und Ausblick	99
7 Literaturverzeichnis	104
8 Anhang	109
8.1 rSOC-Modelldaten.....	109
8.2 Ganymed Modellparameter.....	109
8.3 Optimierung Zementindustrie.....	113
8.4 Optimierung Glasindustrie	115
8.5 Optimierung Stahlerzeugung	120

NOMENKLATUR

Abkürzungen

rSOC	Reversible Festoxidzelle
SOEC	Festoxidelektrolysezellen
SOFC	Festoxidbrennstoffzellen
Stillstand_C	Stillstand bei Elektrolysebetrieb und Brennstoffzellenbetrieb mit Eigenbedarfsdeckung
AW	Vollständige Nutzung des Abwärmepotentials
h_AW	Rentable Betriebsstunden vollständige Abwärmenutzung
Stillstand_G	Stillstand bei Elektrolysebetrieb und Brennstoffzellenbetrieb mit Netzeinspeisung
KW	Keine Nutzung des Abwärmepotentials
h_KW	Rentable Betriebsstunden kein Abwärmepotential
FW	Fernwärmeauskopplung mit voller Systemdimension
h_FW	Rentable Betriebsstunden Fernwärmeauskopplung mit voller Systemdimension
FW0.5	Fernwärmeauskopplung bei halber Systemdimension
h_FW0.5	Rentable Betriebsstunden Fernwärmeauskopplung bei halber Systemdimension
SOFC_C	Festoxidbrennstoffzellenbetrieb zur Eigenbedarfsdeckung
h_SOFC_C	Rentable Betriebsstunden Festoxidbrennstoffzellenbetrieb zur Eigenbedarfsdeckung
SOFC_G	Festoxidbrennstoffzellenbetrieb zur Netzeinspeisung
h_SOFC_G	Rentable Betriebsstunden Festoxidbrennstoffzellenbetrieb zur Netzeinspeisung
SOFCH4_C	Festoxidbrennstoffzellenbetrieb mit CH ₄ zur Eigenbedarfsdeckung
h_SOFCH4_C	Rentable Betriebsstunden Festoxidbrennstoffzellenbetrieb mit CH ₄ zur Eigenbedarfsdeckung
SOFCH4_G	Festoxidbrennstoffzellenbetrieb mit CH ₄ zur Netzeinspeisung
h_SOFCH4_G	Rentable Betriebsstunden Festoxidbrennstoffzellenbetrieb mit CH ₄ zur Netzeinspeisung

Nomenklatur

GR1	Abgas des Sinterbandes
GR2	Abluft des Sinterkühlers
VDK	Verdampfungskühler
GGR	Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativ
LP	Linear programming
MILP	Mixed integer linear programming
KDK	Kalzinator, Drehrohrofen und Klinkerkühler
EFH	Einfamilienhaus
MFH	Mehrfamilienhaus
GKO	Öffentliche Einrichtungen
GHA	Einzelhandel und Großhandel

Indizes

Indizes	Erklärung
H	Abwärme
HV	Verdampfungsabwärme
RG	Rauchgas
PP	Pinchpoint
R	Referenz
V	Verlust
D	Dampf
Si	Sinter

Formelzeichen

Formelzeichen	Erklärung [Einheit]
Q_V	Abwärmeverlust [kW]
Q_H	Abwärme [kW]
Q_{HV}	Verdampfungsabwärme [kW]
Q_{FWS}	Fernwärmesockel Abwärme [kW]
$Q_{FW,1752}$	Fernwärmebedarf geordnet bei Wert 1752 (20%) [kW]
T_{RG}	Temperatur Rauchgas [°C]
T_{PP}	Temperatur Pinchpoint [°C]

Nomenklatur

T_R	Temperatur Referenz [$^{\circ}\text{C}$]
m_D	Dampfmasse [kg]
q_v	Verdampfungsenthalpie [kWh/kg]
C_{PD}	Wärmekapazität Wasser dampfförmig [kWh/kgK]
C_S	Stromkosten [ct/kWh]
C_P	Stromprofit [ct/kWh]
C_{EG}	Erdgaskosten [ct/kWh]
$C_{H_2,EC}$	Erzeugungskosten Elektrolyse [ct/kWh]
$C_{H_2,FC}$	Erzeugungskosten Brennstoffzelle [ct/kWh]
$C_{EG,FC}$	Erdgaspreis angepasst [ct/kWh]
$C_{CH_4,FC}$	Profit durch Erdgaseinsatz [ct/kWh]
η_{EC}	Wirkungsgrad Elektrolyse [-]
η_{FC}	Wirkungsgrad Brennstoffzelle [-]
η_{FC,CH_4}	Wirkungsgrad Brennstoffzelle mit Erdgaseinsatz [-]
$\eta_{FC,EC}$	Messwertverhältnis FC/EC [-]
$\eta_{EC,V}$	Messwertverhältnis Verdampfungsleistung [-]
$P_{EC,zu}$	Zugeführte elektrische Leistung Elektrolyse [kW]
$P_{FC,ab}$	Erzeugte Nettoleistung Brennstoffzelle [kW]
$P_{H_2,zu}$	Wasserstoffeinsatz [kW]
$P_{H_2,ab}$	Wasserstofferzeugung [kW]
$P_{CH_4,zu}$	CH_4 -Einsatz [kW]
GOP	Gewinn der operativen Tätigkeit [€]
E_{SC}	Ertrag Eigenbedarfsdeckung Strom [€]
E_{SG}	Ertrag Stromeinspeisung [€]
E_{H_2G}	Ertrag Wasserstoffverkauf [€]
K_{SOC}	Kosten für den Wasserstoffspeicher [€]
K_{SB}	Kosten Standbymodus [€]
K_{HU}	Kosten für das Aufheizen [€]
K_R	Umschaltkosten [€]
K_I	Investitionskosten [€]
A_t	Amortisationsdauer [Jahre]
P_I	Installierte Leistung [kW]
SOC	Wasserstoffspeicherstand (state of charge) [-]

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abbildung 1: Wirkungsgradvergleich Anlagen [1].....	3
Abbildung 2: Elektrochemische Zelle [2]	4
Abbildung 3: rSOC System Aufbau [5]	6
Abbildung 4: Aufbauschema Zelle [6] Abbildung 5: Plattenstackaufbau [7].....	Fehler!
Textmarke nicht definiert.	
Abbildung 7: Elektrolysebetrieb	9
Abbildung 8: Brennstoffzellenbetrieb	9
Abbildung 9: Temperaturverlauf Brennstoffzelle [7]	10
Abbildung 10: Temperaturverlauf Elektrolyse [7].....	11
Abbildung 11: Abwärmepotential Industriesektoren [11]	16
Abbildung 12: Abwärme Industriesektoren Temperatur [11].....	16
Abbildung 13: Sulfatzellstoffverfahren [12]	18
Abbildung 14: Aufbereitung Altpapier [12]	19
Abbildung 15: Papiermaschine [12].....	20
Abbildung 16: Papiertrocknung [12].....	21
Abbildung 17: Rückgewinnung aus exhaust air [12]	21
Abbildung 18: Sinterprozess [13].....	24
Abbildung 19: Sankey Diagramm Sinteranlage [15].....	24
Abbildung 20: LD-Prozess [14].....	26
Abbildung 21: Abgaskonzentration [14]	27
Abbildung 22: Sankey Diagramm LD Konverter [15].....	27
Abbildung 23: Voest Alpine Prozessschaubild [16]	28
Abbildung 24: Klinkerherstellung [17]	32
Abbildung 25: Abwärmepotential Zementherstellung [19]	33
Abbildung 26: Prozessbild Kalkherstellung [20].....	35
Abbildung 27: GGR Ofen [21]	36
Abbildung 28: Prozessschema Weißglasherstellung [23]	38
Abbildung 29: Sankey-Diagramm Hohlglasherstellung [23].....	39
Abbildung 30: Prozessablauf Ziegelherstellung [27]	41
Abbildung 31: Prozess Sintermagnesitherstellung Breitenau [28].....	45
Abbildung 32: Schema Drehrohrofen mit Lepolofen [28].....	46
Abbildung 33: Schematische Darstellung Fernwärmebedarf Jahresverlauf.....	51

Abbildung 34: Schematische Darstellung aufsteigend geordnete Jahresdauerlinie des Fernwärmebedarfs mit Schnittpunkt bei 20% aller gemessenen Werte	52
Abbildung 35: Schematische Darstellung eines rSOC-Systems für alle Szenarien mit einem Anschluss an die Energienetze und Verbindung mit der Industrie.	55
Abbildung 36: Jahresdauerlinie für eine schematische Analyse	57
Abbildung 37: Jahresdauerlinie vergrößert mit Schnittpunkten für eine schematische Analyse	58
Abbildung 38: Jahresdauerlinie des Brennstoffzellenbetriebes bei Erdgas- und Wasserstoffeinsatz schematisch dargestellt.....	59
Abbildung 39: Jahresdauerlinien des Brennstoffzellenbetriebes vergrößert dargestellt zur schematischen Ermittlung der Schnittpunkte.....	60
Abbildung 40: Branch and Bound Verfahrensschema für eine Maximum Zielfunktion	61
Abbildung 41: Schematische Darstellung der Optimierungsergebnisse einer Woche für die rSOC-Betriebsmodi und den Speicherstandverlauf gemeinsam mit den Preisen für Strompreis, Stromprofit und den Wasserstoffpreis.....	65
Abbildung 42: Jährlicher elektrischer Leistungsverlauf basierend auf Daten der Literatur über den Produktionsverlauf von Zementwerken [46]	67
Abbildung 43: Ganymedmodell der Zementindustrie mit den Energieströmen Direct Fuel (Brennstoff in braun), Elektrizität (gelb) und Wärme (rot)	67
Abbildung 44: Produktionsdaten einer Zementanlage hinsichtlich des Abwärmepotentials (QVDÜN), des Elektrizitätsbedarfs und des benötigten Brennstoffes (Direct Fuel) ..	68
Abbildung 45: Nutzbare Abwärmeströme Zementanlage bestehend aus dem Abwärmepotential des Klinkerkühlers, des Zyklons und deren Summe	68
Abbildung 46: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Zement 2030	70
Abbildung 47: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten der Szenarien für Zement 2050	71
Abbildung 48: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Zementindustrie 2030	72
Abbildung 49: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Zementindustrie 2050	73
Abbildung 50: Profitergebnis der Optimierung des rSOC-Systems für die Zementindustrie und dessen Szenarien im Jahr 2030 und 2050	74
Abbildung 51: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Zementindustrie 2030	75
Abbildung 52: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Zementindustrie 2050	75

Abbildung 53: Jährlicher Energieverbrauch der Stoelzle Glass Group für die Jahre 2017 bis 2019 [48]	76
Abbildung 54: Ganymedmodell der Glasindustrie mit den Energieströmen Direct Fuel (Brennstoff in braun), Elektrizität (gelb) und Wärme (rot)	77
Abbildung 55: Produktionsdaten Glasherstellung wöchentlich	77
Abbildung 56: Fernwärmebedarf Köflach Stoelzle GmbH	79
Abbildung 57: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Glas 2030	80
Abbildung 58: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Glas 2050	81
Abbildung 59: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Glasindustrie 2030.....	82
Abbildung 60: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Glasindustrie 2050.....	83
Abbildung 61: Profitergebnis der Optimierung des rSOC-Systems für die Glasindustrie und dessen Szenarien im Jahr 2030 und 2050	84
Abbildung 62: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Glasindustrie 2030	85
Abbildung 63: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Glasindustrie 2050	86
Abbildung 64: Profitergebnis der Optimierung des rSOC-Systems für die Glasindustrie und dessen Szenarien im Jahr 2030 und 2050 mit Erdgaseinsatz	87
Abbildung 65: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW-CH ₄ wöchentlich für die Glasindustrie 2030	88
Abbildung 66: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW-CH ₄ wöchentlich für die Glasindustrie 2050	89
Abbildung 67: Ganymedmodell der Zementindustrie mit den Energieströmen Direct Fuel (Brennstoff in braun), Elektrizität (gelb) und Wärme (rot)	90
Abbildung 68: Produktionsdaten Sinteranlage	91
Abbildung 69: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Sinter 2030	93
Abbildung 70: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Sinter 2050	93
Abbildung 71: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Sinterherstellung 2030	95
Abbildung 72: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Sinterherstellung 2050	95
Abbildung 73: Modell Ziegelherstellung	98

Abbildung 74: Vergleich des Profites der vollständigen Abwärmenutzung in den Industriespaten hinsichtlich der Jahre 2030 und 2050 unter Annahme einer Installationsleistung von 20 MW	100
Abbildung 75: Betriebsstunden der vollständigen Abwärmepotentialnutzung der Herstellung von Zement, Glas und Sinter im Jahr 2030	101
Abbildung 76: Betriebsstunden der vollständigen Abwärmepotentialnutzung der Herstellung Zement, Glas und Sinter im Jahr 2050	101

TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle 1: Bewertungsmatrix Schema	15
Tabelle 2: Bewertungsmatrix Papierindustrie	22
Tabelle 3: Bewertungsmatrix Metallerzeugung.....	30
Tabelle 4: Bewertungsmatrix Zementindustrie	34
Tabelle 5: Bewertungsmatrix Kalkherstellung	37
Tabelle 6: Bewertungsmatrix Glasindustrie	40
Tabelle 7: Bewertungsmatrix Ziegelherstellung	43
Tabelle 8: Bewertungsmatrix Feuerfestindustrie.....	47
Tabelle 9: Messwertverhältnisse Vollastbetrieb rSOC	53
Tabelle 10: Betriebsstunden der Szenarien schematisch dargestellt.....	58
Tabelle 11: Unveränderbare Parameter, Variablen und Zielfunktionsinhalte der Optimierung	63
Tabelle 12: Betriebsszenarien der Industrien	64
Tabelle 12: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Zementindustrie basierend auf die Messgrößenverhältnisse.....	69
Tabelle 13: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Zementindustrie 2030	71
Tabelle 14: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Zementindustrie 2050	72
Tabelle 15: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Glasindustrie basierend auf die Messgrößenverhältnisse.....	78
Tabelle 16: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Glasindustrie mit Fernwärmeauskopplung basierend auf die Messgrößenverhältnisse	80
Tabelle 17: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Glasindustrie 2030	81
Tabelle 18: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Glasindustrie 2050	82
Tabelle 19: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Sinterherstellung basierend auf die Messgrößenverhältnisse.....	92
Tabelle 20: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Sinterherstellung 2030	94
Tabelle 21: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Sinterherstellung 2050	94

1 EINLEITUNG

Die Auswirkungen des Klimawandels sind Anlass für die Entwicklung und Zielsetzungen der heutigen Energiepolitik. Neben dem Ausbau der Energieinfrastruktur und der Steigerung der Energieeffizienz ist die Maximierung von erneuerbaren Energien eine der zentralen erklärten Maßnahme. Ziel ist es den Energiemix Österreichs unabhängiger von fossilen Brennstoffen zu machen, um somit die gesetzten Klimaziele zu erreichen.

Der Ausbau von erneuerbaren Energien stellt allerdings eine große Herausforderung dar. Die Sicherung der Netzstabilität als auch die Speicherung der volatilen erneuerbaren Energiequellen gelten als wesentliche Aufgaben, die es zu lösen gilt. Hervorgerufen durch die zeitlich und örtlich schwankende Erzeugung erneuerbarer Energien und deren Differenz zum augenblicklich vorliegenden Energiebedarf kommt es zu einer Gefährdung der Stabilität des Stromnetzes.

Ein Lösungsansatz für dieses Problem ist Power-to-gas, indem Methan oder Wasserstoff mittels Überschussstrom aus erneuerbaren Energien erzeugt und gespeichert wird. Bei Bedarf können diese Brenngase wiederum rückverstromt werden.

Reversible Festoxidzellen (rSOC) sind in der Lage zwischen dem Brennstoffzellen- und Elektrolysebetrieb zu wechseln und eignen sich somit für eine Power-to-gas-to-power Anwendung (PtGtP).

Besonders energieintensive Industrien befinden sich in einer Abhängigkeit von fossilen Brennstoffen und weisen meist ein nutzbares Abwärmepotential auf.

Ein Nutzen dieses Abwärmepotentials in einem rSOC-System kann somit den Gesamtwirkungsgrad erhöhen und die Erzeugung von Wasserstoff durch den Elektrolysebetrieb attraktiveren. Zusätzlich kann das System im Brennstoffzellenbetrieb die Industriebetriebe abhängig vom Energiepreis mit Energie versorgen.

Die Arbeit beschäftigt sich mit der Eignung von rSOC-Systemen in der energieintensiven Industrie. Ziel ist es, den optimalen Betrieb eines solches Systems für die geeigneten Industrien zu ermitteln, um in weiterer Folge eine Aussage über die Wirtschaftlichkeit zu treffen.

2 AUFGABENSTELLUNG

Diese Arbeit enthält folgende Aufgabenstellungen, welche ausgearbeitet werden.

- Ermittlung von geeigneten energieintensiven Industrien für die Anwendung von rSOC-Systemen anhand des Abwärmepotentials
- Eine qualitative Betrachtung der ausgewählten Industrien hinsichtlich der Eignung für rSOC-Systeme
- Eine quantitative Betrachtung der energieintensiven Industrien auf Basis von Produktionsdaten und Energieeinsätzen.
- Die Erstellung von Modellen und Zeitreihen auf Basis der Produktionsdaten.
- Eine wirtschaftliche Betrachtung von Modellen und ausgewählten Szenarien auf Basis von geordneten Jahresdauerlinien und rentablen Betriebsstunden
- Die Optimierung der Betriebsweise mittels Algorithmen hinsichtlich wirtschaftlicher Ziele
- Eine Abschließende Beurteilung der Wirtschaftlichkeit des Einsatzes eines optimierten rSOC-Systems

2.1 Vorgehensweise

In erster Linie wird eine Literaturrecherche betrieben, um die rSOC-Modelldaten abzubilden und eine zu untersuchende Auswahl an energieintensiven Industrien zu bestimmen. Die Vorauswahl der geeigneten Industrien fußt auf dem Abwärmekataster Steiermark.

Weiters werden die ausgewählten energieintensiven Industrien auf Basis dieser Literaturrecherche qualitativ als auch quantitativ anhand der Prozessabläufe analysiert. Im Falle einer Eignung werden Produktionsdaten der Industrien erhoben, um in weiterer Folge Modelle und Zeitreihen mithilfe des Programmes Ganymed zu erstellen. Diese Zeitreihen enthalten Energieströme der einzelnen Verfahren und dienen als Basis für die Erstellung von geordneten Jahresdauerlinien und die abschließende Modelloptimierung. Die erstellten Jahresdauerlinien geben einen ersten Aufschluss über die rentablen Betriebsstunden des rSOC-Systems in Bezug auf verschiedene Betriebsszenarien.

Die Optimierung erfolgt via Python unter Anwendung des Softwarepaketes Pyomo und dem Optimierungsprogramm Gurobi. Die Zielfunktion der Optimierung ist die Maximierung des Profits und die damit einhergehende Kostenminimierung für den Betrieb des rSOC-Systems. Anhand des ermittelten Profits und der daraus resultierenden Amortisationszeit eines solchen Systems wird die Eignung in den verschiedenen energieintensiven Industriesparten beurteilt.

3 HOCHTEMPERATURBRENNSTOFFZELLE

Stationäre Hochtemperaturbrennstoffzellen stehen in Konkurrenz zu fossilen Kraftwerksanlagen wie etwa der Gasturbine oder Dieselgeneratoren. Der Systemwirkungsgrad von Hochtemperaturbrennstoffzellen sind besonders hoch und die erzielbare Leistung ist verglichen mit anderen Brennstoffzellenarten größer. [1]

In Abbildung 1 ist der Vergleich zwischen verschiedenen Anlagentypen dargestellt.

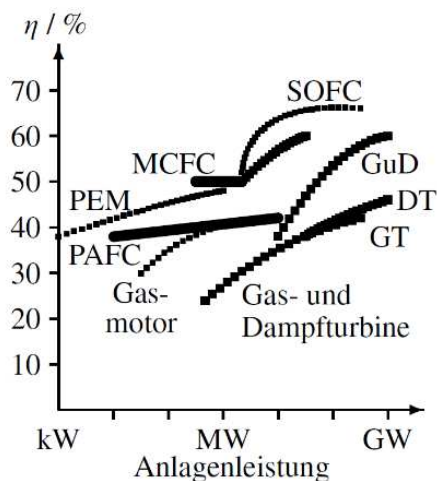


Abbildung 1: Wirkungsgradvergleich Anlagen [1]

Die Verwendung als Kraft Wärme Kopplung, macht den Einsatz in der dezentralen Energieversorgung als auch in der Industrie möglich. Zusätzlich können Hochtemperaturbrennstoffzellen in Elektrolyse- als auch Brennstoffzellenbetrieb agieren.

“Wasserstoff als Brenngas ist heute noch fossiler Herkunft; er wird durch Dampfreformierung, partielle Oxidation oder Cracken aus schwefelarmen Kohlenwasserstoffen oder Methanol erzeugt.“ [1]

Der Ausbau von erneuerbaren Energien und deren Volatilität hinsichtlich Wind- und Sonnenenergie gehen mit einer geringeren Netzstabilität einher. Hochtemperaturbrennstoffzellen sind in der Lage saisonale Schwankungen in der Energieerzeugung auszugleichen, indem überschüssige erneuerbare Energie in Wasserstoff umgewandelt und somit chemisch gespeichert wird. In weiterer Folge kann dieser Wasserstoff bei Bedarf in der Brennstoffzelle verstromt werden. [1]

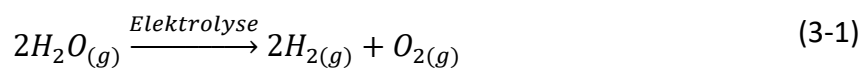
Aufgrund der hohen Verfahrenstemperaturen von 700-1000°C eignet sich dieser Zellentyp beispielsweise für den Einsatz in Industriefeldern mit ungenutzten Abwärmeströmen, sowie in Betrieben mit einem Wärmebedarf oder Stromspitzen.

In diesem Kapitel werden die Eigenschaften und Betriebsweisen des Hochtemperaturzellensystems grundlegend beschrieben.

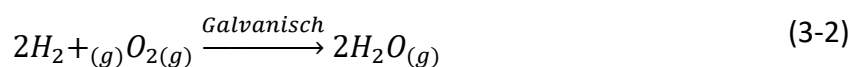
3.1 Grundlagen der Brennstoffzelle

Eine Brennstoffzelle ist eine elektrochemische Zelle, in der Redoxreaktionen ablaufen. Eine Redoxreaktion ist eine chemische Reaktion, bei der Elektronen zwischen den korrespondierenden Redoxpaaren ausgetauscht werden. Durch den Austausch von Elektronen zwischen dem sogenannten Oxidationsmittel und dem Reduktionsmittel kommt es zu einer Ladungsverschiebung und einer Änderung der Oxidationszahl, wodurch eine Zellspannung entsteht. Eine elektrochemische Zelle kann hierbei als elektrolytische Zelle oder galvanische Zelle fungieren.

In der Elektrolysezelle wird eine Spannung an der Zelle angelegt, um Wasser in flüssigem oder gasförmigem Aggregatzustand in Wasserstoff umzusetzen.



Bei der galvanischen Zelle wird die chemische Energie der Redoxreaktion über die Zellspannung als elektrische Energie an den elektrischen Verbraucher abgegeben, weshalb sie als Energiequelle verwendet wird.



Der Aufbau einer elektrochemischen Zelle wird in Abbildung 2 dargestellt.

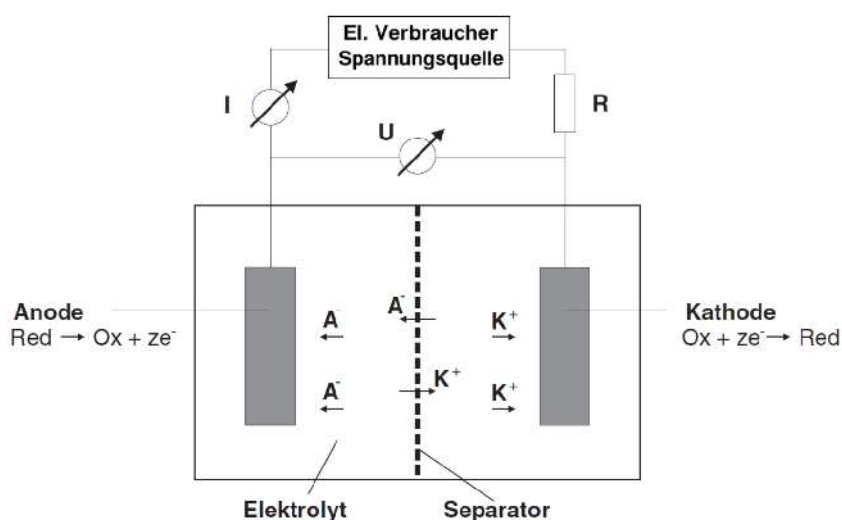


Abbildung 2: Elektrochemische Zelle [2]

An der Anode findet immer die elektrochemische Oxidation statt. Sie ist bei der Elektrolyse der Pluspol und bei der galvanischen Zelle der Minuspol. An der Kathode findet hingegen immer die elektrochemische Reduktion statt. Die Kathode ist im Falle der Elektrolysezelle der Minuspol und bei der galvanischen Zelle der Pluspol. Die beiden Elektroden befinden sich in einem chemisch inerten Elektrolyten, welcher die elektrische Ladung transportiert und somit den Stromkreis zum elektrischen Verbraucher nach außen schließt. Die Trennung der Elektroden wird mittels eines ionendurchlässigen Separators gewährleistet, um einen Kurzschluss vorzubeugen. [3]

3.2 Reversible solid oxide cell

rSOC steht für reversible solid oxide cell und gehört zu den Hochtemperaturbrennstoffzellen. Sie kann sowohl als elektrolytische Zelle als auch Brennstoffzelle in sehr hohen Temperaturbereichen von 700 bis 1000°C betrieben werden. Ein Einsatz von erneuerbaren Energien und Hochtemperatur Festoxidzellen gilt als vielversprechende Alternative, um von fossilen Brennstoffen unabhängiger zu werden. Der Betrieb als Elektrolysezelle macht es möglich, elektrische Energie in chemische Energie umzuwandeln, welche in weiterer Folge als Wasserstoff gespeichert werden kann. Je nach Bedarf, kann die Zelle auf Brennstoffbetrieb umschalten und Wasserstoff verstromen. Der Einsatzbereich des rSOC-Systems liegt vornehmlich im stationären Bereich, was auf die hohen Betriebstemperaturen zurückzuführen ist. In dieser Arbeit liegt der Fokus im Falle des Brennstoffzellenbetriebs auf der Verstromung von Wasserstoff, trotz der Fähigkeit andere kohlenwasserstoffbasierte Brennstoffe, wie etwa Ethanol oder Erdgas, einsetzen zu können. Ein zusätzlicher Vorteil ist die Nutzbarkeit der Abwärme sowohl für Fern- und Nahwärme als auch Prozesswärme, welche für die Dampferzeugung genutzt werden kann.

Es wird im Zuge dieser Arbeit auf Literatur verwiesen, welche zukünftige Preisentwicklungen für Festoxidelektrolysezellen (SOEC) ausgearbeitet darstellt. Die Investitionskosten liegen im Jahr 2030 bei einem Wert von 1.500 € pro kW [4] installierter Leistung.

3.3 Aufbau rSOC-System

Das System besteht aus einer Wasserdampf- bzw. Wasserstoffseite und einer Sauerstoffseite. Der Aufbau wird in Abbildung 3 schematisch dargestellt, wobei es sich hierbei um die Ausführung mit Kaltgasrezirkulation handelt.

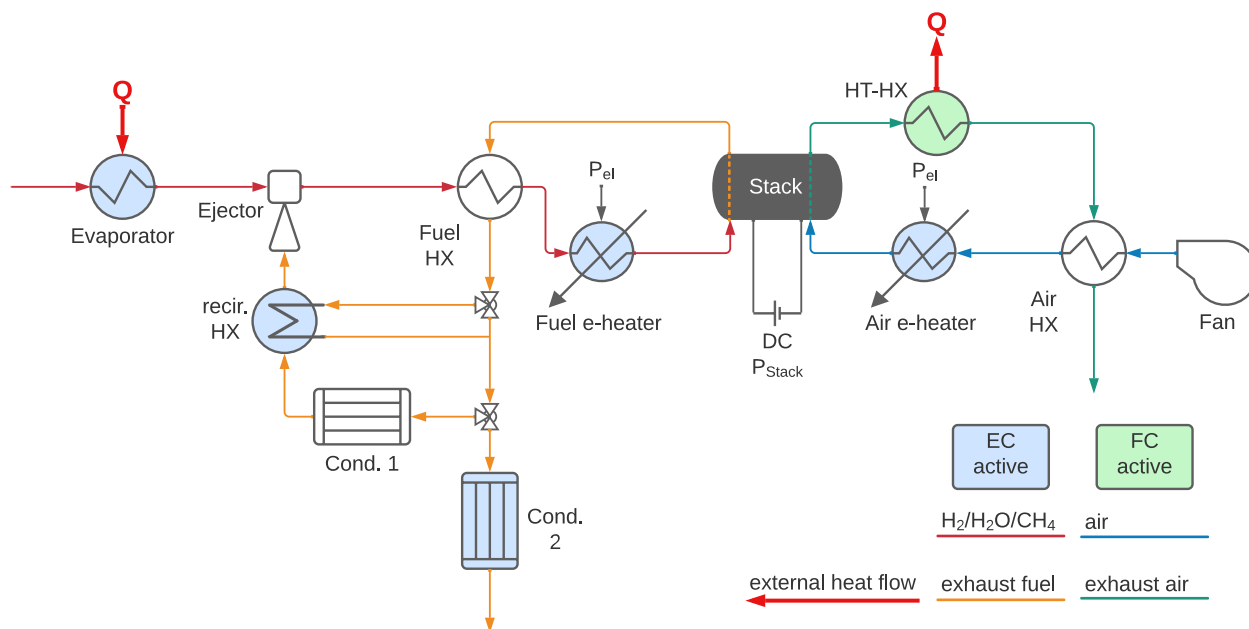


Abbildung 3: rSOC System Aufbau [5]

Diese Rezirkulation erhöht sowohl den Wirkungsgrad als auch die Effizienz des Prozesses.

Zunächst wird Wasser im elektrischen Verdampfer in eine gasförmige Phase umgesetzt und in weiterer Folge mittels elektrischen Erhitzers (Fuel e-heater) auf die gewünschte Temperatur gebracht.

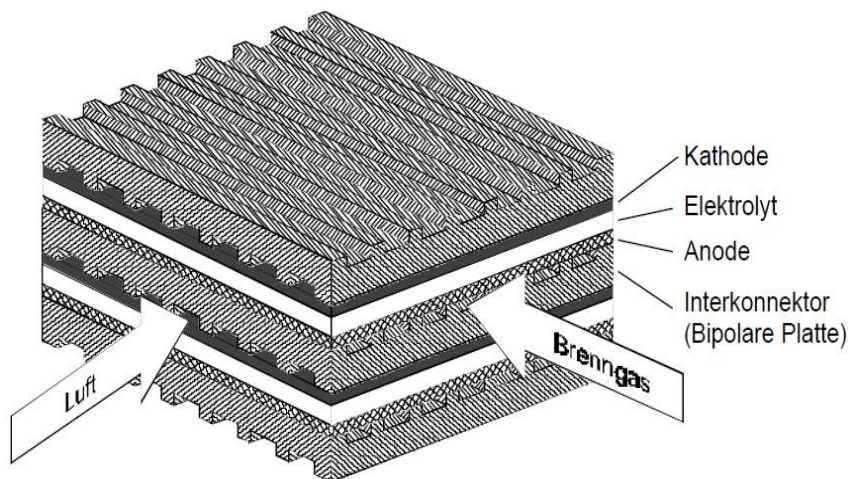


Abbildung 4: Aufbauschema Zelle [6]

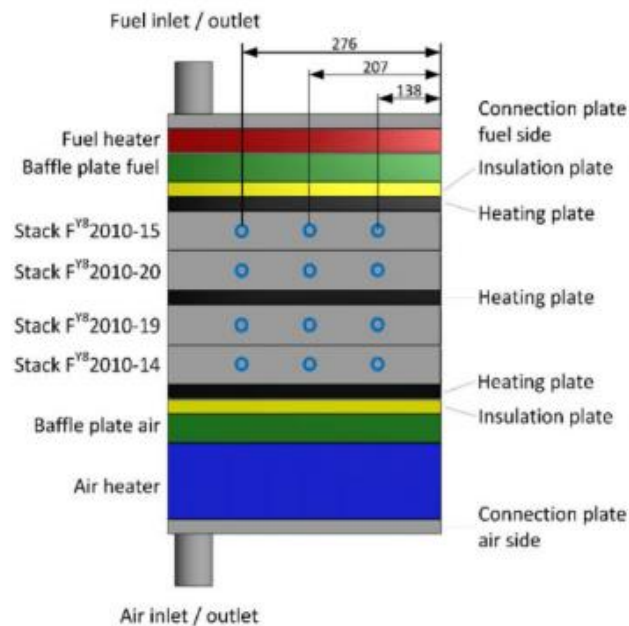


Abbildung 5: Plattenstapelbau [7]

Die Luftseite besteht aus einem Gebläse, das einen Luftstrom gewährleistet, welcher mittels elektrischen Erhitzers (Air e-heater) auf ein bestimmtes Temperaturniveau gehoben wird. Nach der Reaktion wird das Wasserstoff- und Wasserdampfgemisch (exhaust fuel) nach dem Stack in einem Kondensator voneinander getrennt. Der Aufbau eines Stacks bzw. einer Kombination von vier Stacks sind in und angeführt.

Der Elektrolyt besteht in den meisten Fällen aus Zirconiumdioxid und 10mol% [7] beigemischt Yttriumoxid (YSZ), was eine Leitfähigkeit von Sauerstoffionen bei hohen Temperaturen ermöglicht.

Die Kathode wird meist aus Lanthan-Mangan-Oxiden (LaMnO_3) hergestellt, welche eine Kalzium- oder Strontiumdotierung erhalten. Dies verbessert die elektrische Leitfähigkeit und fördert die Anpassung des thermischen Ausdehnungskoeffizienten an den Elektrolyten.

Für die Anode werden neben Edelmetallen auch Kobalt oder das aktivere Nickel verwendet. Derzeit werden Anoden meist aus einem Gemisch aus Nickel und yttriumstabilisiertem Zirkonoxid (YSZ-Ni) gefertigt. [6]

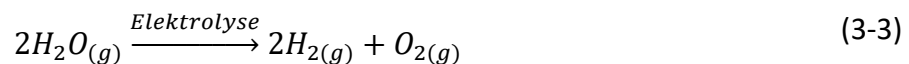
3.4 Betriebsarten

Die reversible solid oxide cell hat den Vorteil, dass sie zwischen zwei Betriebsarten umschalten kann, ohne dabei einen zweiten Zellenstack zu benötigen. Einerseits ist der Betrieb als Elektrolysezelle und andererseits als Brennstoffzelle möglich.

Der Umschaltvorgang zwischen elektrolytischen und galvanischen Betrieb dauert nur wenige Minuten an. Um eine thermomechanische Belastung während des Umschaltvorgangs zu vermeiden, wird eine konstante Temperatur von 750°C gehalten, um ebenfalls die Umschaltzeit auf weniger als fünf Minuten zu verkürzen. Ein Kaltstart der Zelle dauert hingegen länger als eine Stunde, da diese sehr langsam und gleichmäßig auf eine Einsatztemperatur von 750°C gebracht werden muss, um den Zellenstack nicht zu beschädigen. [8]

3.4.1 Elektrolysebetrieb

Unter Elektrolysebetrieb versteht man die Umwandlung von elektrischer Energie in chemische Energie. Dabei wird Wasser wie in Formel (3-3) angeführt Wasser (H₂O) in Wasserstoff (H₂) und Sauerstoff (O₂) umgesetzt.



Es wird Wasserdampf mit hohen Temperaturen und elektrische Energie eingesetzt, um diesen Vorgang zu gewährleisten. Einer der großen Vorteile stellt hierbei der Einsatz zur chemischen Speicherung von erneuerbaren Energien dar, da diese mit Ausnahme der Biomasse und geothermie in Österreich sehr volatil sind. Der Aufbau des rSOC-Systems ist in Abbildung 3 veranschaulicht.

Links von dem Zellenstack wird dampfförmiges Wasser mit über 800°C in die Zelle geleitet und mittels Elektrolyse in Wasserstoff (H₂) umgesetzt. Die rechte Seite stellt in diesem Betriebsfall die etwas kältere Reaktionsseite mit 750°C dar.

Die Pumpe fördert den Wassermassenstrom in den elektrischen Verdampfer und wird in einen gasförmigen Phasenzustand gebracht. Anschließend wird der Dampf unter Zugabe von 10vol% Wasserstoff in den Fuel-Preheater geleitet und durch Einsatz von elektrischer Energie und Abwärme der Zelle auf die gewünschte Temperatur von zirka 900°C gebracht. [8]

Hochtemperaturbrennstoffzelle

Die Zugabe von H_2 dient der Reduzierung von Degradation an der Elektrode der Zelle, da diese mit dem Wasserdampf reagiert. Luft wird mittels eines Gebläses und via elektrischen Erhitzer in die Zelle eingebracht, um einen Materialverschleiß in Form von Korrosion zu vermeiden. Der Stoff- und Energiestrom sind in Abbildung 6 [9] dargestellt. Nach der Reaktion herrscht eine Temperatur von zirka $800^\circ C$ und der Wasserstoff wird im Kondensator vom restlichen Wasserdampf abgetrennt und in einen Speicher geleitet. [8]

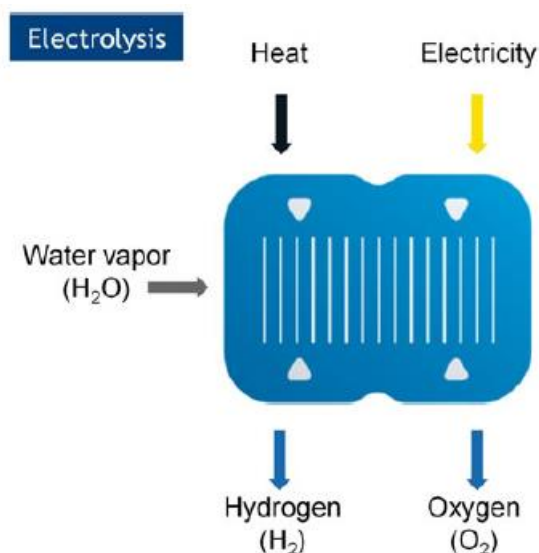


Abbildung 6: Elektrolysebetrieb

3.4.2 Brennstoffzellenbetrieb

Der Brennstoffzellenbetrieb (SOFC) verwendet Wasserstoff als Brennstoff und produziert Wärme als auch Elektrizität. Der Betrieb der Brennstoffzelle wird in Abbildung 7 veranschaulicht. Der Wasserstoff wird hierbei direkt in den Fuel-Preheater geleitet, auf zirka $750^\circ C$ erwärmt und anschließend in den Stack gespeist. Die Stacktemperatur wird durch den Luftstrom kontrolliert. Der Luftstrom ist im Brennstoffzellenbetrieb wesentlich höher als im Elektrolysebetrieb. Der Stoff und Energiestrom sind in Abbildung 7 [9] dargestellt. Die chemische Reaktion ist in Formel (3-4) angeführt.

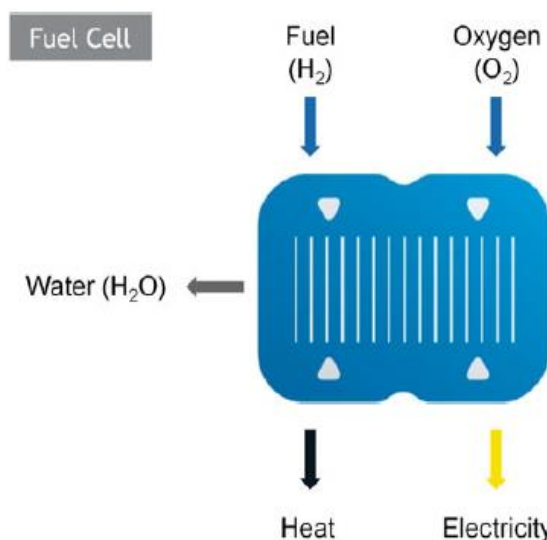
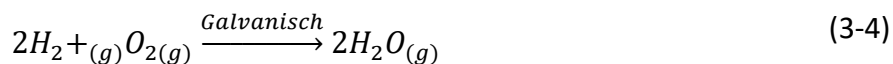


Abbildung 7: Brennstoffzellenbetrieb



Da es sich um eine exotherme Reaktion handelt, herrscht nach der Reaktion eine Temperatur von ungefähr $850^\circ C$ und Wärme wird als Produkt abgegeben. Das Abgas auf der Fuel Seite besteht zum größten Teil aus Wasser und aus einer Restmenge an Wasserstoff, die im Kondensator getrennt und in den Tank gespeichert wird.

3.5 rSOC-Wirkungsgrad

Eine Langzeitstudie eines rSOC-Systems gibt Aufschluss über den Wirkungsgrad als auch die Degradation über die Zeit. Hierfür wurde ein Modul aus vier Stacks mit jeweils 10 Layers eingesetzt, welches bei atmosphärischem Druck mehr als 9000 Stunden betrieben wurde. Es wurden Langzeittests im Brennstoffzellenbetrieb und Elektrolysebetrieb ausgeführt, als auch Umschaltzyklen und Abschaltvorgänge vorgenommen. Der Elektrolysebetrieb über 4000 Stunden ergab eine Degradation und damit einhergehenden Spannungsanstieg von 0,6mV/kh. Nach dieser Phase wurde in den Brennstoffzellenbetrieb umgeschaltet und ebenfalls ein Spannungsabfall beobachtet. Der Wirkungsgrad ist hierbei das Verhältnis aus erzeugter elektrischer Energie und intern verbrauchter Energie. Der erzielte Wirkungsgrad liegt im Brennstoffzellenbetrieb bei 62,7% [7]

Zu beobachten ist, dass sich im Betrieb mit Brennstoffrezirkulation die Leistung des Moduls als auch den Wirkungsgrad erhöht. Dies ist auf die Spannungserhöhung als Konsequenz der erhöhten durchschnittlichen Wasserstoffkonzentration durch die Brennstoffrezirkulation rückzuschließen. Die Einführung einer Brennstoffrezirkulation führt zu einer Wirkungsgradsteigerung von 13,8% und einem Brennstoffausnutzungsgrad im System von 97,3%. Der Temperaturverlauf der Zelle im Brennstoffzellenbetrieb ist in Abbildung 8 dargestellt, wobei Abbildung 5 Fehler! Verweisquelle konnte nicht gefunden werden. als Bezug für die Anordnung der Temperaturfühler dient. [7]

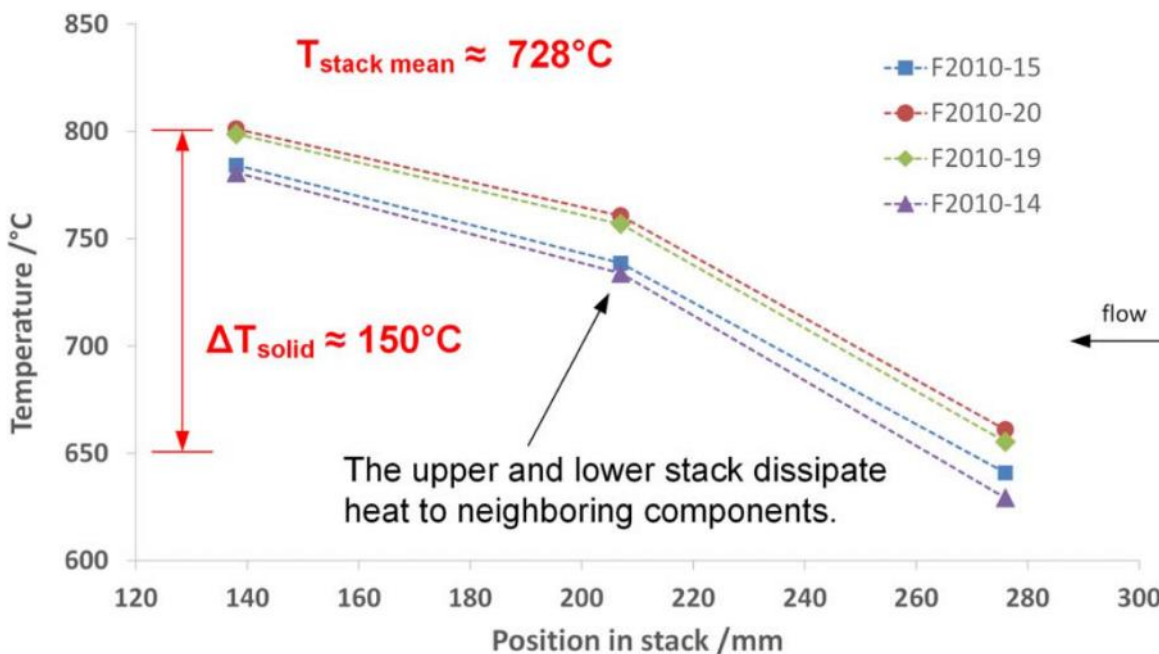


Abbildung 8: Temperaturverlauf Brennstoffzelle [7]

Die mittlere Temperatur im Zellenstack beläuft sich auf 728°C, wobei die durchschnittliche Temperaturdifferenz zwischen Ein- und Auslass 150°C beträgt.

Hochtemperaturbrennstoffzelle

Der Wirkungsgrad des Elektrolysebetriebes ist das Verhältnis zwischen der chemisch gebundenen Energie im produzierten Wasserstoff und der dafür aufgewendeten elektrischen Energie. Es wurden drei Betriebspunkte gemessen, wobei eine Rezirkulation bei der Elektrolyse nicht vorgenommen wurde, da dies den Wirkungsgrad aufgrund der Dampfkondensation nicht erhöht. Die Betriebspunkte unterscheiden sich hinsichtlich der Temperatur, der Stromdichte und der Ausnutzung des Dampfes. Bemerkbar ist, dass die Zellspannung trotz veränderter Stromdichte konstant bleibt. Das ist auf den Anstieg der Temperatur von 730°C auf 830°C zurückzuführen. Der Wirkungsgrad beläuft sich im Elektrolysebetrieb auf 70%. Die Steigerung des Wirkungsgrades wird erzielt, indem der Dampfentzug sowie die zugeführte Leistung erhöht wird. Der Temperaturverlauf ist in Abbildung 9 dargestellt, wobei Abbildung 5 als Bezug für die Anordnung der Temperaturfühler dient. [7]

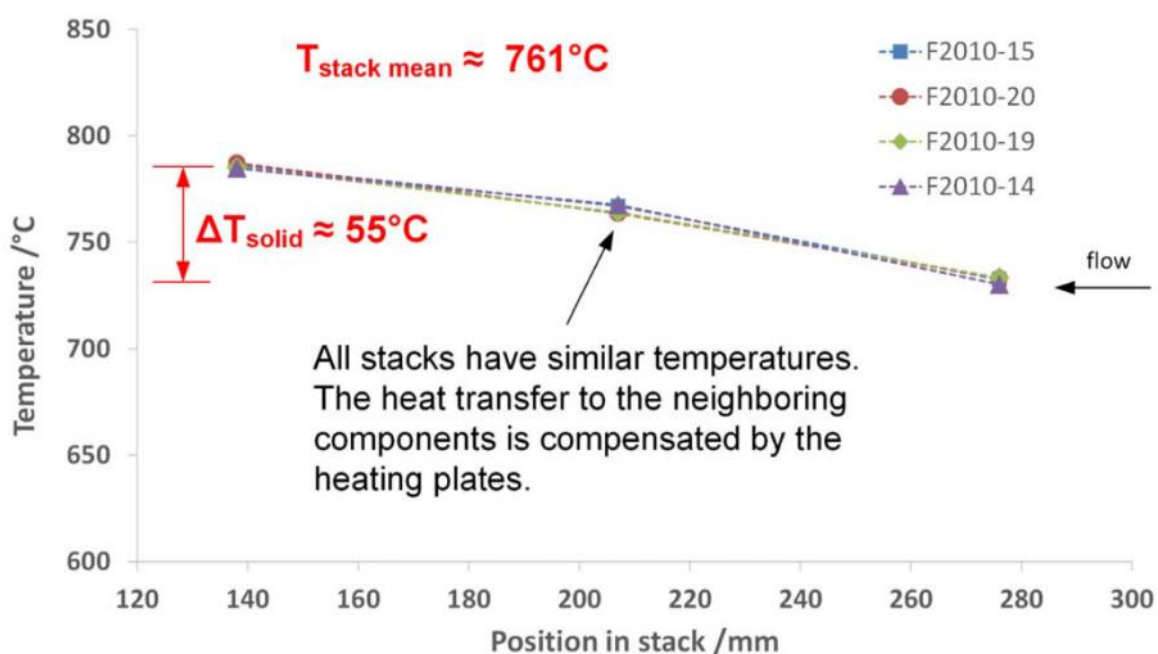


Abbildung 9: Temperaturverlauf Elektrolyse [7]

Die mittlere Temperatur im Zellenstack beträgt 761°C und die Temperaturdifferenz zwischen Ein- und Auslass beläuft sich auf 55°C. Auffällig ist, dass der Temperaturgradient im Elektrolysebetrieb wesentlich niedriger ist als im Brennstoffzellenbetrieb. Die gleichmäßigere Temperaturverteilung ist auf den niedrigeren Luftstrom durch die Zelle zurückzuführen. Ein Spannungsdegradation von 0,6%/kh und ein damit einhergehender Wirkungsgradverlust, wurde während eines 4000 Stunden Elektrolysebetriebes gemessen.

Die Wirkungsgrade des Elektrolyse- und Brennstoffzellenbetriebes für das hier weiter untersuchte System werden in Kapiteln 5.1 berechnet und in weiterer Folge bei den geordneten Jahreslinien und der Optimierung in Kapitel 5 angewandt.

3.6 Verhaltensweise und Einsatz

Die reversible solid oxide cell verfügt aufgrund der hohen Temperaturen die Fähigkeit andere kohlenwasserstoffbasierte Brennstoffe einzusetzen. Die hohen Temperaturen und die Notwendigkeit der Regelbarkeit machen eine stationäre Ausführung der Zelle notwendig. Eines der großen Nachteile ist die benötigte Zeit, um von einem Kaltstart auf Arbeitstemperatur zu kommen.

Das Umschalten zwischen Elektrolyse- und Brennstoffzellenbetrieb kann in unter drei Minuten realisiert werden. Der Dampferzeuger benötigt allerdings eine längere Zeit, um einen konstanten Dampfstrom zu erzeugen, weshalb eine Umschaltzeit von zehn Minuten eingehalten wird. [7]

Der Temperaturgradient in der Zelle ist ein Problem für die Belastbarkeit der Zelle in Bezug auf das dynamische Umschaltverhalten, als auch den Kaltstart. Abhängig von der Bauweise, dem verwendeten Brennstoff und der Betriebsführung, kann dieser Gradient variieren. In planar ausgeführten Zellenstacks soll der Temperaturgradient $10^{\circ}\text{C}/\text{cm}$ nicht übersteigen, um Beschädigungen in der Struktur der Zelle zu vermeiden. Eine interne Reformierung von Kohlenwasserstoffbasierten Brennstoffen führt aufgrund des endothermen Reaktionscharakters zu einem erhöhten Temperaturgradienten am Brennstoffeinlass. Während eines Kaltstartes von 20 bis 800°C liegt der Temperaturgradient mit $50^{\circ}\text{C}/\text{cm}$ höher als beim dynamischen Umschalten und kann zu Beschädigungen führen. Ein Aufheizen im Falle eines Kaltstarts muss diesbezüglich sehr schonend durchgeführt werden, weshalb $1\text{-}5^{\circ}\text{C}/\text{min}$ Steigerung und einem damit einhergehenden Aufwärmprozess von mehreren Stunden, üblich sind. Ein schnelleres Aufheizen führt zu einem höheren Temperaturgradienten und somit zu einer schnelleren Degradation der Zelle. Bei einer röhrenförmigen SOFC wurde eine Heizrate von $10^{\circ}\text{C}/\text{min}$ für 250 Kaltstartzyklen zwischen 80 und 800°C getestet, was zur Folge hatte, dass die Ausgangsspannung um 30% reduziert wurde. [10]

Trotz der Möglichkeit Umschaltzyklen zwischen elektrolytischem- und Brennstoffzellenbetrieb unter fünf Minuten zu realisieren, werden lange Laufzeiten der Zelle angestrebt. Ein Einsatz in Industriefeldern, welche über einen Wärmebedarf verfügen oder ungenutzte Abwärme produzieren wird angedacht. Das Abdecken von Stromspitzen stellt eine weitere Möglichkeit für den Einsatz eines rSOC-Systems dar. Ein Bedarf an Wasserstoff ist ebenfalls ein starker Indikator für die Anwendung von reversible solid oxide cells.

3.7 Relevanz in der Industrie

Die solid oxide cell hat verschiedene Möglichkeiten des Einsatzes in der Industrie.

Im Brennstoffzellenbetrieb wird Abwärme der Zelle aufgrund der exothermen Reaktion frei, welche in verschiedenen Industrieprozessen verwendet werden kann.

Im Elektrolysebetrieb entsteht aufgrund der endothermen Reaktion ein Wärmebedarf, welcher durch Abwärme von Industrieprozessen vermindert werden kann. Die Dampferzeugung ist hierbei ein Bereich, in dem die Abwärme eingesetzt werden kann. Eine saisonal abhängige Nutzung der Abwärme von Industriebetrieben, in welcher Fernwärme in kalten Jahreszeiten ausgekoppelt wird, kann zu wärmeren Jahreszeiten ebenfalls ein Einsatzgebiet der Hochtemperaturbrennstoffzelle sein.

Aufgrund der Temperaturabhängigkeit der Zelle und der damit verbundenen Degradation und Wirkungsgradminderung, ist eine genaue Temperaturregelung unabdingbar. Eine direkte Nutzung von Hochtemperatur-Abwärmeströmen aus Industrieprozessen von über 700°C ist wegen des trägen Verhaltes für den dynamischen Betrieb nicht geeignet. Aufgrund dessen werden elektrische Erhitzer (fuel eheater) wie in Abbildung 3 dargestellt, dem Stack vorgeschaltet, um eine schnelle und dynamische Temperaturänderung zu erzielen.

Die Brennstoffzelle ermöglicht es zusätzlich Stromspitzen innerhalb des Betriebes zu decken indem zuvor chemisch gespeicherte Energie in Form von Wasserstoff in den Spitzenzeiten verstromt wird.

Ein Wasserstoffbedarf in Industriebetrieben, als auch ein Wasserstoffanfall als Nebenprodukt, kann ebenfalls durch ein rSOC-System gedeckt bzw. genutzt werden.

Reversible Festoxidzellen sind in der Industrie noch nicht etabliert, weshalb eine Angabe der Investitionskosten für ein solches System nicht auf Basis von Daten aus der Wirtschaft getroffen werden kann.

4 QUALITATIVE BEWERTUNG VON INDUSTRIEFELDERN FÜR DEN EINSATZ VON RSOC-SYSTEMEN

In diesem Kapitel wird auf die Eignung bezüglich einer rSOC-System Verwendung in verschiedensten Industriefeldern eingegangen. Es werden Prozesse, welche geeignet sind, aufgezeigt und aufgeschlüsselt. Die Bewertungsgrundlage, welche auf die Eigenschaften der Brennstoffzelle eingeht, wird erörtert.

Abschließend erfolgt eine Beurteilung, mittels einer Bewertungsmatrix, hinsichtlich der Verwendung von reversible solid oxide cells in jeder betrachteten Industriesparte vorgenommen.

4.1 Bewertungsgrundlage und Bewertungsmatrix

Die quantitative Eignung des Einsatzes von Festoxid-Brennstoffzellen ist abhängig vom Aufbau, als auch den Eigenschaften eines solchen Moduls. Zusätzlich spielt der spezifische Prozess in der Industrie eine wichtige Rolle.

Der Anfall von Wasserstoff als Nebenprodukt, wie es beispielsweise im chemischen Prozess der Chlorherstellung der Fall ist, sind eine Möglichkeit, um die Brennstoffzelle mit H_2 zu betreiben. Ein Bedarf an Wasserstoff, welcher teilweise in der Stahlindustrie in Haubenöfen besteht, ist ebenso ein bedeutender Parameter.

Ein Abdecken von Stromspitzen oder das Ersetzen von Dampferzeugern im eigenen Betrieb mittels erzeugter Wärme der Brennstoffzelle können auch eine Einsatzmöglichkeit darstellen. Prozesse, bei denen ein Wärmebedarf herrscht, können mit der erzeugten Wärme der rSOC versorgt werden.

Ein wichtiger Aspekt hinsichtlich der Eigenschaften der Festoxidbrennstoffzelle ist deren Verhalten bei Umschaltvorgängen zwischen der Elektrolyse und der Verstromung von Wasserstoff als auch das Kaltstartverhalten. Dahingehend ist eine Beurteilung der Industrieprozesse betreffend ihrer Kontinuität und zeitlichen Abläufe ausschlaggebend.

Der Anfall von Abwärme in Prozessen der Industrie kann dem rSOC-System im Elektrolysebetrieb zu Verfügung gestellt werden, indem Dampf für die Zelle bereitgestellt wird. Hierfür werden die Abwärmepotentiale der Industrieprozesse in drei

Temperaturniveaus eingeteilt. Temperaturen unter 50°C sind für die Dampferzeugung nicht relevant, wenn man den energetischen Aufwand, um in eine dampfförmige Phase überzugehen, betrachtet. Das Niveau zwischen 50 und 100°C ist geeignet, um mit Hilfe von Wärmepumpen Dampf bereitzustellen. Temperaturen über 100°C sind optimal, um eine Dampferzeugung voranzutreiben.

Unter Berücksichtigung aller genannten Parameter ist eine dementsprechende Bewertungsmatrix in Tabelle 1 dargestellt.

Tabelle 1: Bewertungsmatrix Schema

PAPIERINDUSTRIE								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50 °C	T > 50 °C	T ≥ 100°C					
1								
2								
3								

4.2 Industriesektoren

Energieintensive Industriesektoren wurden im Zuge des Abwärmekatasters Steiermark ermittelt, indem von jedem einzelnen Betrieb dessen theoretisches Abwärmepotential berechnet wurde. Dieser Abwärmekataster und dessen Bericht dient dazu, prädestinierte Industriesektoren auszumachen, welche in weiterer Folge hinsichtlich der Prozesse betrachtet werden.

Wie in Abbildung 10 ersichtlich ist, wird die Abwärme in drei Temperaturbereiche unterteilt.

Qualitative Bewertung von Industriefeldern für den Einsatz von rSoc-Systemen

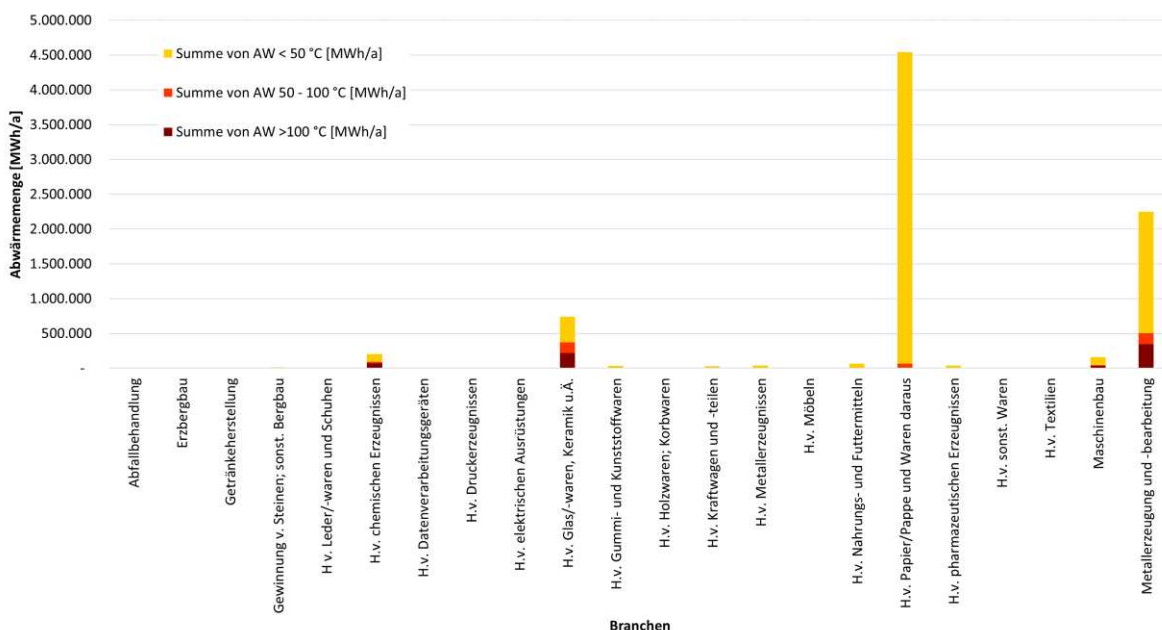


Abbildung 10: Abwärmepotential Industriesektoren [11]

Erkennbar ist, dass vier Industriesektoren besonders hohe Abwärmepotentiale aufweisen, weshalb die Papierindustrie, Chemieindustrie, Metallerzeugung und Glas als auch Keramikherstellung in den weiteren Kapiteln genauer betrachtet werden.

In Abbildung 11 sind die Temperaturbereiche prozentual dargestellt. Hier ist ersichtlich, dass unter den ausgewählten Industriesektoren die Papierindustrie einen sehr geringen Anteil an Abwärme im Bereich 50 bis 100°C und darüber aufweist. Sowohl die Chemieindustrie als auch Metall-, Glas- und Keramikerzeugung wirken hingegen vielversprechend.

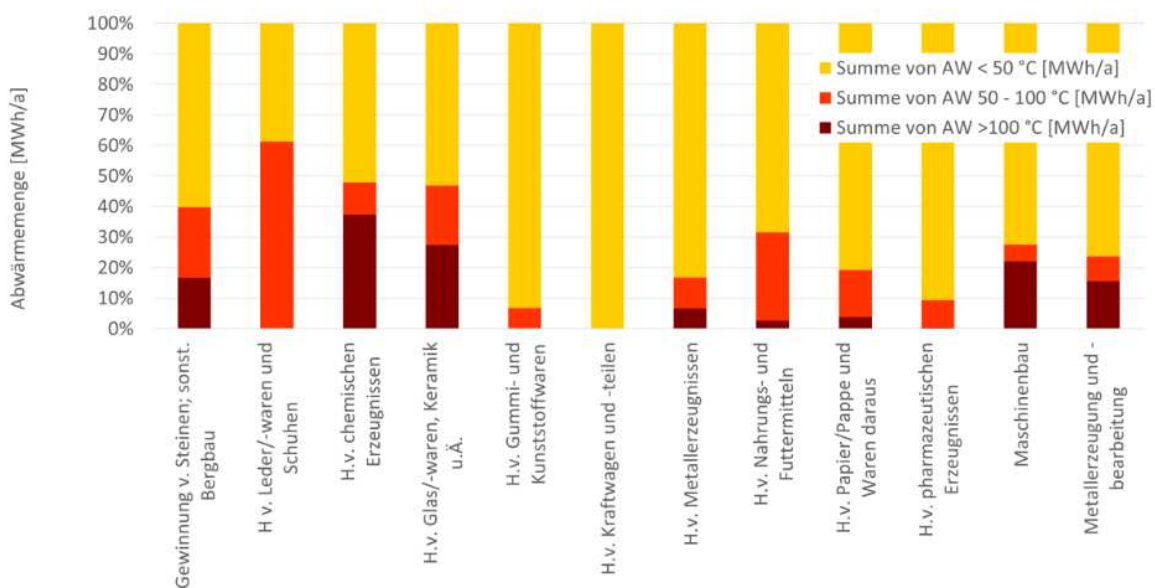


Abbildung 11: Abwärme Industriesektoren Temperatur [11]

4.3 Papierindustrie

Um eine fundierte Aussage über das Abwärmepotential treffen zu können, werden neben der zu Verfügung stehenden Literatur die Betriebe Austrocel, Essity und Profümed betrachtet.

Als Rohstoff dient in der Papier- und Zellstoffindustrie meist Hackschnitzel oder auch recyceltes Papier. Holzprodukte müssen für die weitere Verarbeitung im Papierwerk zu Zellstoff verwertet werden.

4.3.1 Zellstoffherstellung aus Holz

Hierbei unterscheidet man zwischen mechanischen und chemiemechanischen Prozessen: dem Sulfitzellstoffverfahren und dem Sulfatzellstoffverfahren.

Das Sulfatzellstoffverfahren ist weltweit mit 80% das mittlerweile am weitesten verbreitete chemische Verfahren in der Zellstoffherstellung und hat andere Prozesse verdrängt. Das liegt daran, dass im Vergleich zum Sulfitzellstoffverfahren eine höhere Zellstofffestigkeit erreicht wird, alle Holzarten eingesetzt werden können und eine effizientere Chemikalienrückgewinnung erzielt wird. Der Name des Verfahrens leitet sich von Natriumsulfat ab, welches im Rückgewinnungsprozess beigefügt wird, um chemische Verluste zu minimieren. Das Lignin und ein Teil der Hemizellulose wird gelöst, indem die Holzfasern bei hoher Temperatur in Chemikalien gekocht werden. Die eingesetzten Chemikalien im Kochwasser, dem sogenannten white water, sind Natriumhydroxid und Natriumsulfid. [12] Der Prozessablauf wird in Abbildung 12 dargestellt.

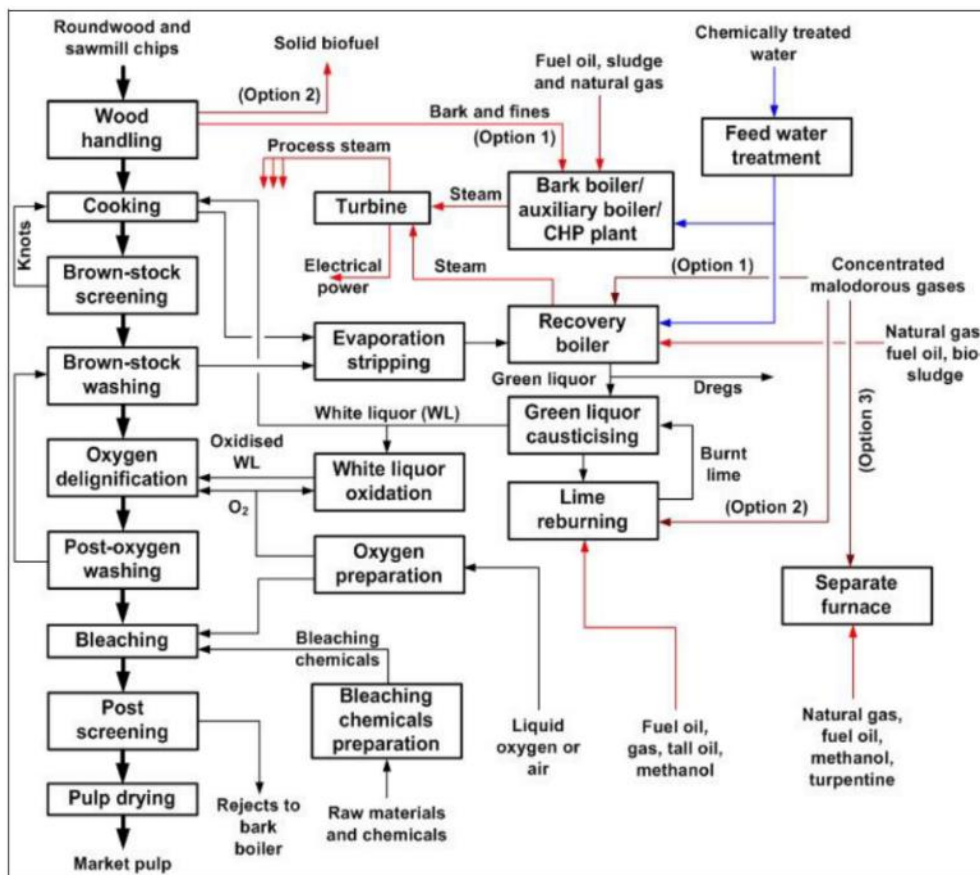


Abbildung 12: Sulfatzellstoffverfahren [12]

Das Verfahren kann in vier Abschnitte unterteilt werden:

- 1) der Rohstoffbehandlung
- 2) der chemischen Delignifizierung samt chemischen und energetischen Rückgewinnungssystem
- 3) das Bleichen
- 4) die Abwassernachbehandlung.

Das Kochen samt Delignifizierung sind bezüglich der eingesetzten Wärme und potenziellen Abwärmeströmen besonders interessant in Bezug auf den Einsatz eines rSOC-Systems. Wärme wird in Form von Dampf zugeführt, um diesen Kochprozess zwischen 155°C und 175°C zu gewährleisten, wobei die Wärme in der Kochflüssigkeit rückgewonnen wird, um die Holzfasern vorzuwärmen. Dadurch ergibt sich eine Temperatur von 40°C für die nicht rückgewonnene Abwärme nach dem Kochprozess. Ein weiterer Prozessschritt, bei dem Wärme eingesetzt wird bzw. Abwärme entsteht, ist die Zellstofftrocknung, welche durchgeführt wird, wenn das Produkt nicht zur weiteren Verarbeitung in das Papierwerk übergeben wird. Hierbei handelt es sich um den identen Trocknungsprozess wie im Papierwerk, welcher im Kapitel 4.3.3 beschrieben wird. [12]

4.3.2 Zellstoffherstellung aus Altpapier

Altpapier macht aufgrund des günstigen Preises mittlerweile 40% der Rohmaterialien in der Papierindustrie aus. Der Prozess zur Aufbereitung von Altpapier (RCF) ist stark abhängig von der Papiersorte, dem Grad der Verunreinigung und dem gewünschten Ausgangsprodukt, weswegen die Anlagen unterschiedlich aufgebaut sein können. Prinzipiell kann RCF in zwei Kategorien eingeteilt werden: in den Prozess mit ausschließlich mechanischer Reinigung zur Herstellung, wie etwa Karton, und den Prozess mit mechanischer Reinigung als auch Deinking für die Herstellung von beispielsweise Druckpapier oder Zeitungen. [12]

Das Altpapier wird in white water gekocht und durch die Zugabe von Chemikalien wie etwa Natriumhydroxid aufgeschlossen. Der Prozess zur Aufbereitung von Altpapier zu Zeitschriften ist in Abbildung 13 dargestellt. Dieser besteht aus mehreren Wasserschleifen, um die Verunreinigungen zu entfernen, bis im Papierwerk das fertige Produkt erzeugt wird. [12]

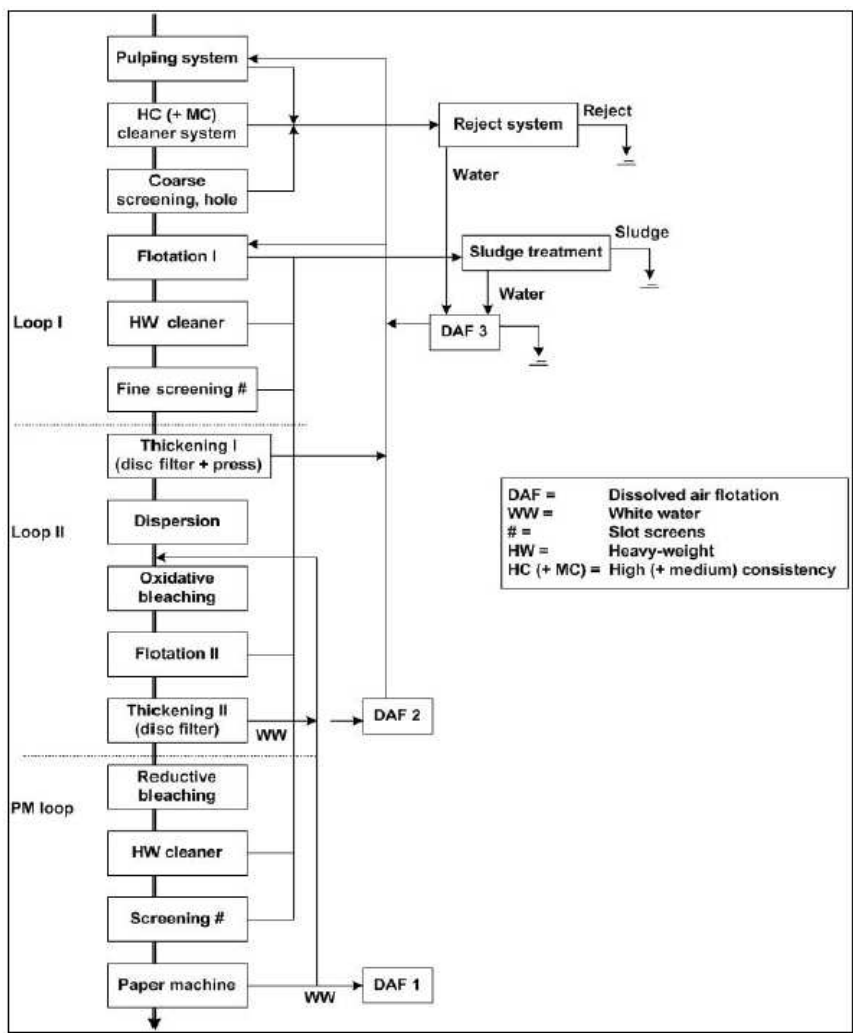


Abbildung 13: Aufbereitung Altpapier [12]

RCF-Papier benötigt sowohl Energie in Form von Strom für den Antrieb der Pumpen und Walzen als auch Wärme in Form von Dampf für die erforderlichen Prozesstemperaturen von 500 bis 850°C. Verglichen mit der Zellstoff- und Papierherstellung aus Holzprodukten ist der Gesamtenergieverbrauch allerdings geringer, da die Zellfasern den ursprünglichen Prozess bereits durchlaufen haben. [12]

Vor allem bei der Trocknung des Papiers wird eine große Menge an Wärme in Form von Dampf benötigt.

4.3.3 Papiermaschine

Die Papiermaschine hat den Zweck, die Zellstoffmasse in Form zu bringen und sie zu entwässern bzw. die Qualität des Endproduktes zu gewährleisten. Sie ist in Abbildung 14 dargestellt und besteht im Wesentlichen aus vier Kompartimenten: der Headbox, Siebteilung, Presse und Trocknung. [12]

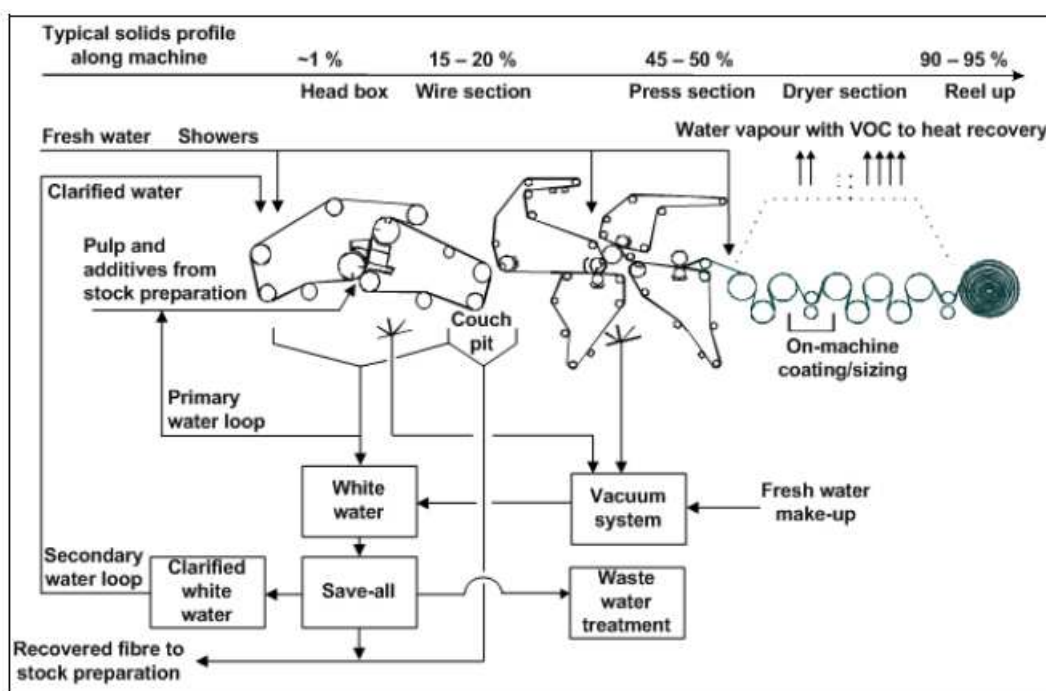


Abbildung 14: Papiermaschine [12]

Der Großteil des Energieeinsatzes in der Papierherstellung wird in der Papiertrocknung benötigt. Dampf, welcher durch mehrere Zylinder geleitet wird, trocknet den Zellstoff von einer Wasserbeladung von rund 50% auf eine Ausgangssubstanz von zirka 6%. Der Wärmeverluste, welcher durch das Verdampfen an den Zylinderaußenwänden entsteht, liegt verglichen mit der gesamten Eingangsenergie nach der Presse und vor dem Trocknen bei zirka

64%. Der Verlust von Prozesswasser durch das Verdampfen liegt bei 1m³ pro Tonne Papierprodukt in der Abluft (exhaust air) wie in Abbildung 15 erkennbar ist. Der Energie- und Stofffluss sind in Abbildung 15 ersichtlich. [12]

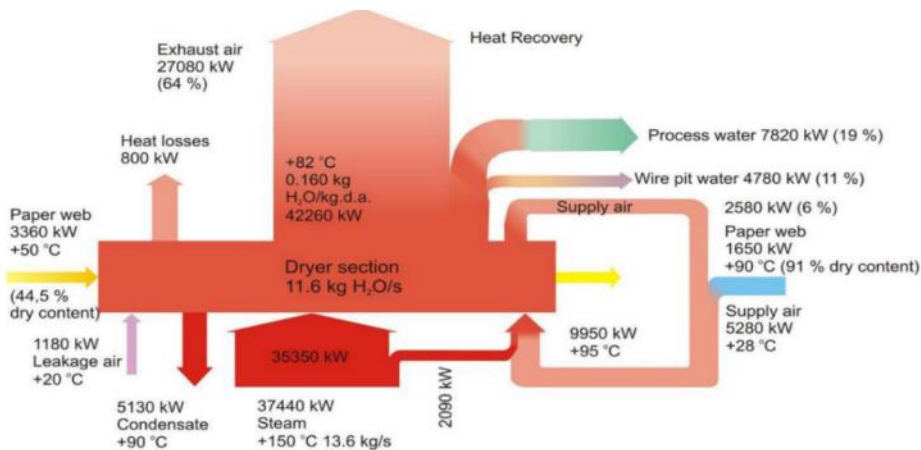


Abbildung 15: Papiertrocknung [12]

Durch die Einführung von Energierückgewinnungssystemen lässt sich der Wärmeverlust von 64% auf 37% vermindern. Das Rückgewinnungssystem und dessen Auswirkung sind in Abbildung 16 dargestellt.

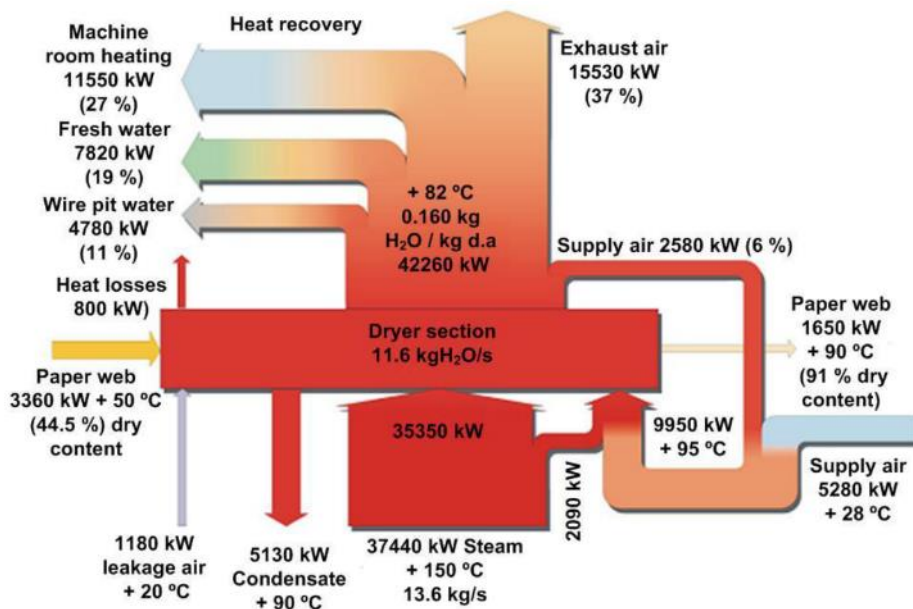


Abbildung 16: Rückgewinnung aus exhaust air [12]

Die rückgewonnene Wärme hat eine Temperatur unter 50°C und kann zum Zweck der Beheizung von eigener Infrastruktur oder dem Vorwärmen in geeigneten Prozessen angedacht werden.

4.3.4 Einordnung der Papierindustrie

Ein Bedarf an Wasserstoff innerhalb eines Prozesses oder der Anfall an Wasserstoff als Nebenprodukt bestehen in der Papier- und Zellstoffindustrie nicht.

Den größten Wärmeeinfall als auch Wärmebedarf stellen das Kochen in der Delignifizierung und die Trocknung in der Papiermaschine dar. Der dafür benötigte Dampf wird meist mittels Gasboiler oder dem Einsatz von Kraft-Wärmekopplungen erzeugt. Das dafür eingesetzte Erdgas kann prinzipiell durch Wasserstoff ersetzt werden, was eine Umstellung der Infrastruktur und einen Eingriff in die Prozessführung nach sich zieht.

Die Abwärme in der Kocherei wird durch das effiziente Rückgewinnungssystem von Energie und Chemikalien bereits wiederverwertet, was einen Einsatz zur Dampferzeugung in einem rSOC-System aufgrund des geringen Temperaturniveaus von zirka 40°C ineffizient macht. Das Abwärmepotential in der Papiertrocknung ist unter Berücksichtigung des neuesten Stands der Technik, nicht für eine Brennstoffzelle nutzbar. Grund dafür ist das niedrige Temperaturniveau von unter 50°C.

Die Kontinuität der Prozessabläufe ist sehr von der Betriebsstrukturierung abhängig. Im Falle von Austrocell handelt es sich um einen Durchfahrbetrieb, weshalb die Prozesse als kontinuierlich betrachtet werden. Die Bewertungsmatrix für den Einsatz einer reversible solid oxide cell ist in Tabelle 2 ersichtlich.

Tabelle 2: Bewertungsmatrix Papierindustrie

PAPIERINDUSTRIE								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50 °C	T > 50 °C	T ≥ 100°C					
Kochen	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Trocknung	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Der Einsatz der Hochtemperatur-Festoxidbrennstoffzelle ist abgesehen von einem Ersetzen von Erdgas zur Dampferzeugung nicht sinnvoll.

4.4 Metallerzeugung

Als Beispiel für die Metallerzeugung wird das Unternehmen Voest alpine und deren Prozesse beleuchtet. Die Erzeugung des Stahls wird in die Primär- und Sekundärmetallurgie unterteilt.

Der Rohstoff wird in Form von bereits aufbereitetem Erz zugekauft und in weiterer Folge zu Sinter verarbeitet.

4.4.1 Sintern

„In den Sinteranlagen wird aus einer Mischung von Feinerz, anderen eisenhaltigen Roh und Kreislaufstoffen, Koksgrus sowie Zuschlägen, wie z. B. Kalkstein, Branntkalk und Dolomit, der Fertigsinter für den Einsatz im Hochofenprozess hergestellt. Die Mischung wird hierzu auf ein umlaufendes Band gegeben, von oben mit einem gasbeheizten Zündofen gezündet und durch Anlegen eines Unterdrucks auf der Sinterbandunterseite mit Luft durchströmt. Während des Transports auf dem Sinterband wandert die Brennfront von oben nach unten durch die Sintermischung, wobei infolge partiellen Schmelzens ein Konglomerat entsteht. Durch grobes Brechen, Absieben und Kühlen wird daraus der Fertigsinter für den direkten Einsatz im Hochofenprozess hergestellt.“ [13]

Der Zündofen befindet sich am Anfang des Sinterbandes und gewährleistet per Feuerung mit Koksofengas oder Erdgas eine Temperatur von 1300°C. Der Sinterkühler (heute überwiegend Rundkühler) kühlt den heißen Sinter auf unter 100°C ab, indem Kaltluft durchgedrückt wird. Aufgrund von Feinstaubbelastung, organischen Schadstoffen und Schwermetallen muss das Abgas entlang des Sinterbandes gereinigt werden. Ein Trockenelektrofilter und ein nachgeschalteter Tuchfilter werden dafür eingesetzt. Die maximal zulässige Temperatur für solche Filtersysteme liegt bei zirka 300°C. Der Sinterprozess verläuft kontinuierlich und das fertige Produkt wird in das Möllergebäude transportiert, welches eine Pufferfunktion erfüllt. [14]

Dieser Prozess ist in Abbildung 17 abgebildet.

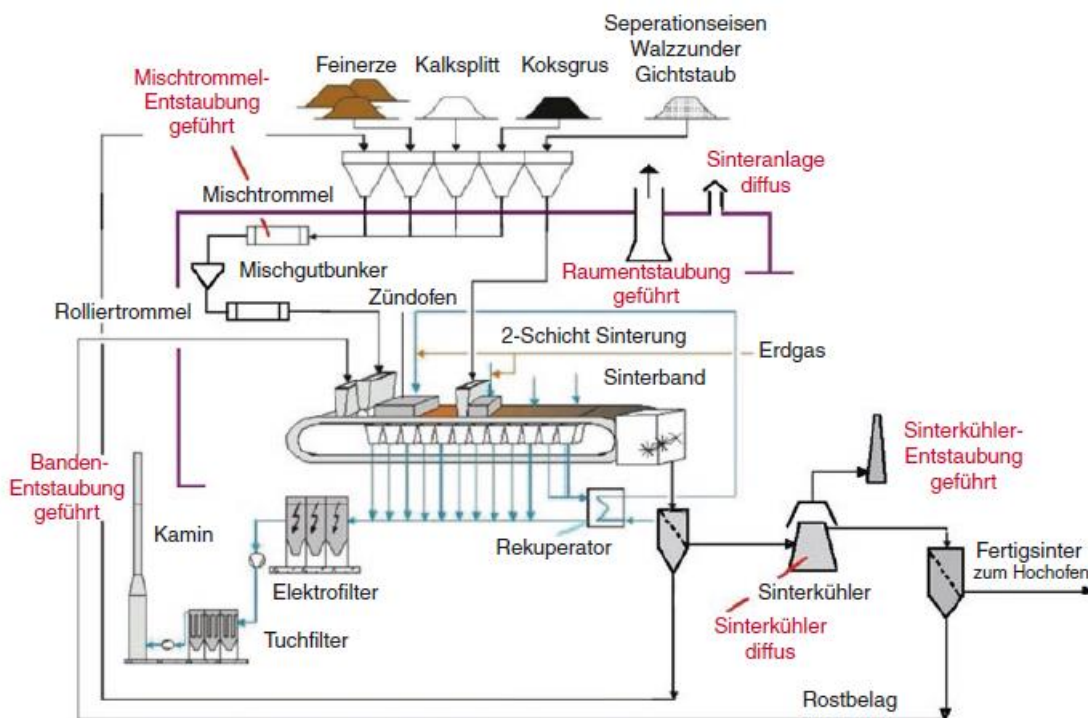


Abbildung 17: Sinterprozess [13]

Die Energieströme und Temperaturverläufe der Sinteranlage sind in Abbildung 18 angeführt.

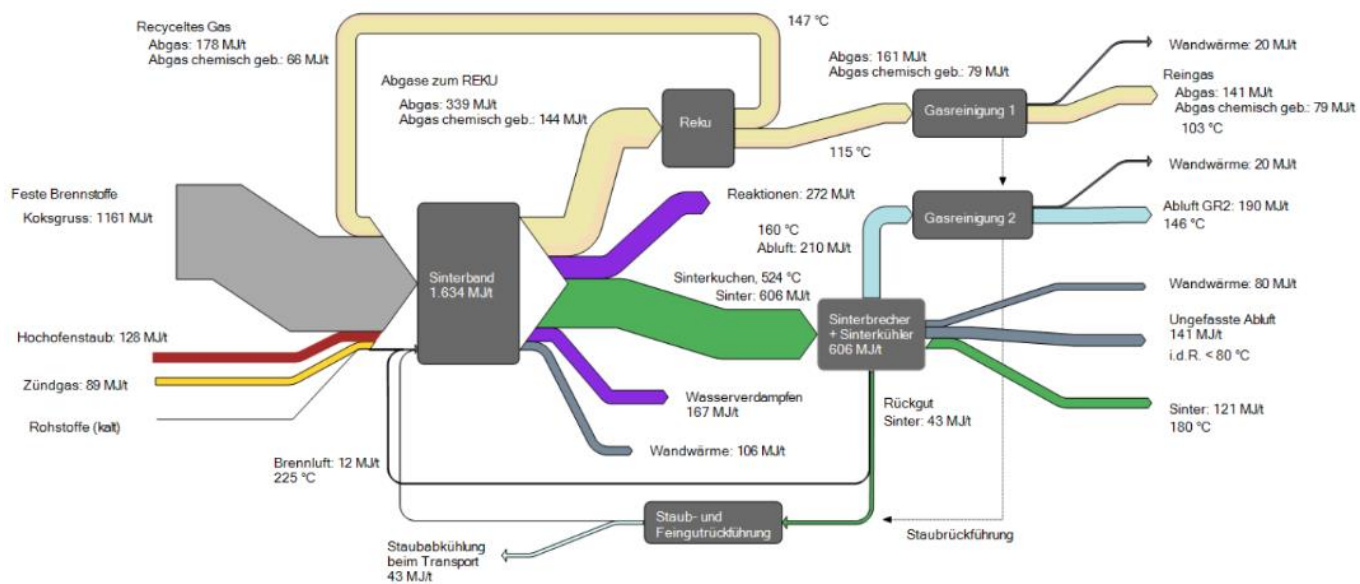


Abbildung 18: Sankey Diagramm Sinteranlage [15]

„An der Sinteranlage kann die in den Abgasen enthaltene Enthalpie zum Teil genutzt werden. Allerdings ist das Abgas des Sinterbandes (GR1) meist nicht für eine Wärmenutzung geeignet (siehe Kap. 3.1), da es oft zu kalt ist und seine Feuchte und der erforderliche Abstand zum Taupunkt eine ausreichend hohe Abgastemperatur erfordern. Deshalb kommt i.d.R. vor allem die gefasste Abluft des Sinterkühlers (GR2) für eine nachgeschaltete Nutzung in Betracht.“

„In dieser Bilanz wird angenommen, dass die Temperatur der gefassten Kühlerabluft vor Filter 160 °C beträgt. Diese Abluft ist trocken und enthält keine Rauchgasbestandteile, sie kann deshalb aus technischer Sicht in einer nachgeschalteten Abwärmenutzungsanlage energetisch verwertet werden.“ [15]

4.4.2 Hochofenprozess

„Im Hochofen werden die im Sinter bzw. den Eisenerzen enthaltenen Oxide reduziert sowie unerwünschte Begleitelemente aus dem Roheisen in die Schlacke abgetrennt. Die erforderliche Energie für den Reduktions- und Schmelzprozess wird durch Koks und weitere Reduktionsmittel wie Kohle, Öl oder Gas bereitgestellt.“ [13]

Die Produkte des Hochofens sind Roheisen, Schlacke und Gichtgas. Das Gichtgas wird in diesem Fall bereits wiederverwendet, was einen Einsatz in der Brennstoffzelle ausschließt. Der Hochofen verfügt über mehrere wasserdurchströmte Kühlschleifen. [14]

Hochöfen nutzen geschlossene Kreisläufe mit aufbereitetem, entsalztem und entgastem Wasser (Kesselspeisewasser), das nach Gebrauch über Wärmetauscher wieder abgekühlt und dann erneut dem Kühlsystem zugeführt wird. [13]

Der Hochofenprozess ist im Falle der Voest alpine ein diskontinuierlicher Ablauf, da nur ein Abstich gleichzeitig gemacht werden kann. Beim Abstich wird der Großteil der Schlacke vom Roheisen getrennt. Die Schlacke hat eine Temperatur von 1500°C und wird mit Wasser abgeschreckt, wodurch das Nebenprodukt Hüttenbims entsteht. Der entstandene Wasserdampf und die damit einhergehende Abwärme wird in die Atmosphäre abgegeben, da es sich um ein offenes System handelt.

Das Roheisen kommt mit 1200 bis 1300°C in die Torpedopfanne und geht weiter in die Sekundärmetallurgie, den Konverter.

4.4.3 Stahlerzeugung im LD-Konverter

Im Konverter wird das Roheisen mittels Sauerstoffeinblasverfahren (LD-Verfahren) und der Beimengung von Zuschlagsstoffen auf die gewünschte Stahlzusammensetzung gebracht. Ein Sauerstoffbedarf entsteht, allerdings handelt es sich hierbei um reinen Sauerstoff, welcher in einer eigenen Anlage bereitgestellt wird. Es handelt sich dabei um eine stark exotherme Reaktion mit den Nebenprodukten Schlacke und kohlenstoffhaltigem Gas. Der Prozess ist in Abbildung 19 abgebildet.

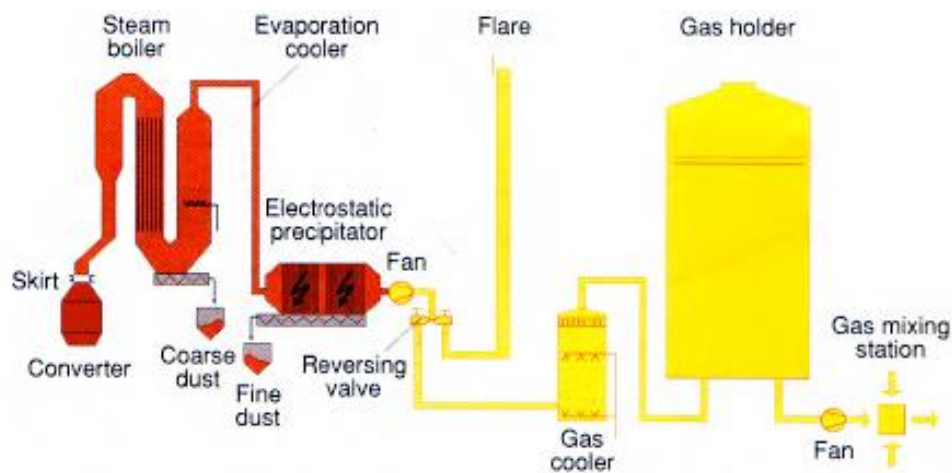


Abbildung 19: LD-Prozess [14]

Der Prozess ist diskontinuierlich und dauert zirka 16 Minuten. Das Abgas mit wenig Kohlenmonoxid (CO)-Gehalt wird hierbei vom CO reichhaltigerem Gas abgetrennt und per offener Flamme unter Beimengung von anderen Gasen verbrannt. Das gesamte Abgas wird gereinigt und die darin enthaltene Wärme rückgewonnen. Das Abgas mit dem höheren CO-Gehalt wird in einem Gasometer gespeichert und in weiterer Folge in anderen Prozessen eingesetzt. Der Verlauf der Gaszusammensetzung ist in Abbildung 20 dargestellt. [14]

Abschließende wird der Konverter angestochen und der Stahl von der Schlacke getrennt. Die Schlacke wird abermals mit Wasser abgeschreckt und zu Hüttenbims umgewandelt. [14]

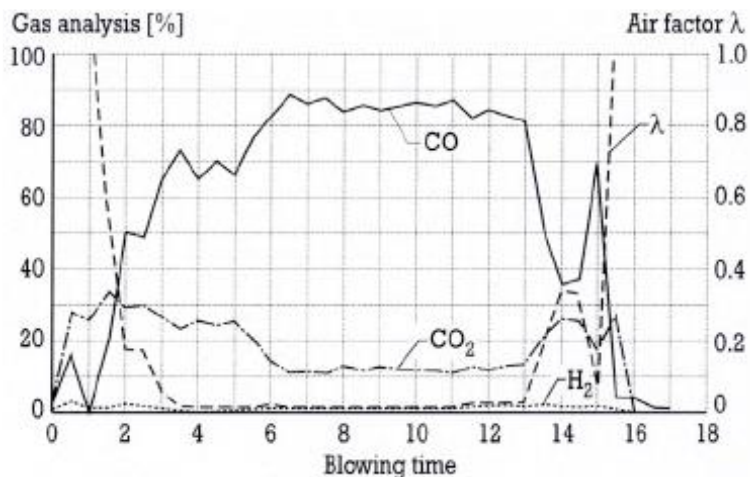


Abbildung 20: Abgaskonzentration [14]

Das Sankey Diagramm, welches in Abbildung 21 dargestellt wird, gibt Aufschluss über die Energieströme und Temperaturen.

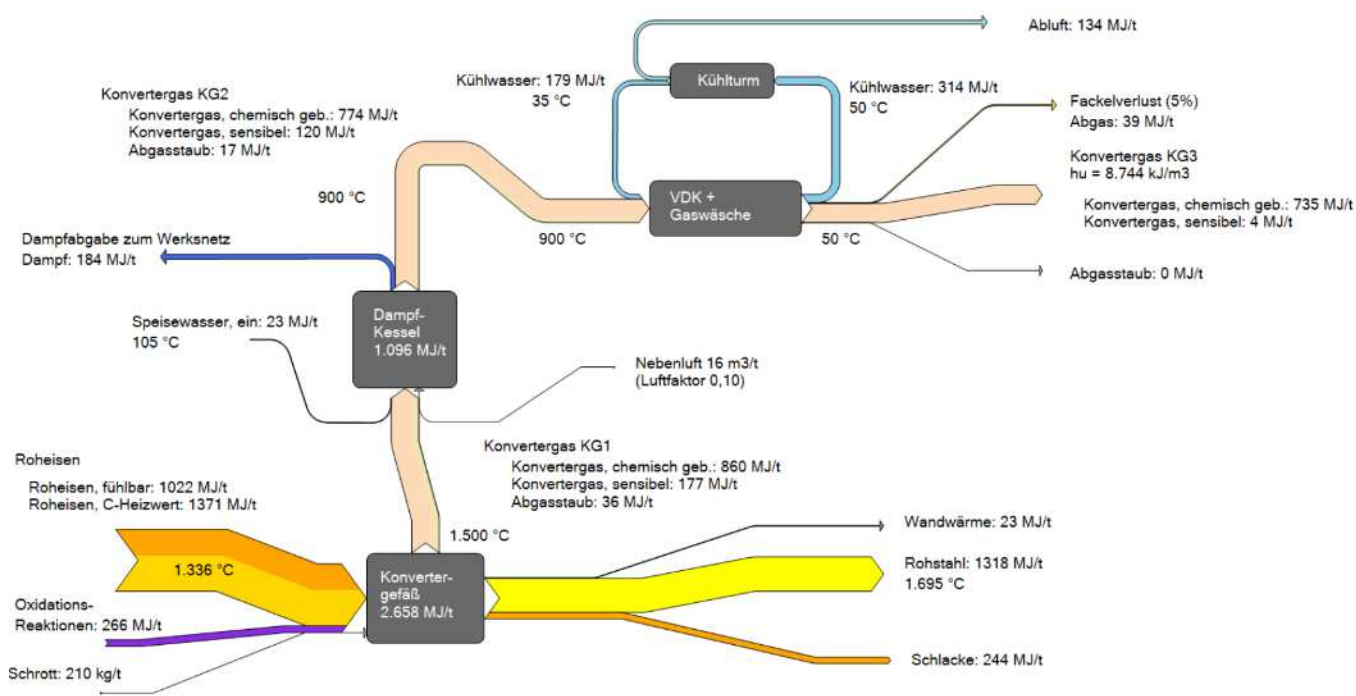


Abbildung 21: Sankey Diagramm LD Konverter [15]

Im Dampfkessel wird das heiße Abgas von 1500°C auf 900°C abgekühlt und der erzeugte Dampf werksintern verwendet. Weiters wird das Abgas auf 50°C gequench und gereinigt indem Wasser eingedüst und verdampft wird. Das Waschwasser wird abschließend gereinigt und über einen Kühlturm rückgekühlt. Eine darüber hinaus weitergehende Abwärmenutzung

des Abgases über den Dampfkessel unter eine Abgastemperatur von 900°C ist erstrebenswert, wenn noch nicht umgesetzt. [15]

Zusätzlich ist aufgrund der Datenlage nicht klar, inwiefern die Wärme beim Verdampfungskühler (VDK) und der Gaswäsche genutzt werden kann, da es sich zwischen 900°C und 50°C um ein extremes Temperaturgefälle handelt. Eine mögliche Abwärmepotential kann somit nicht zweifellos bestimmt werden. Darüber hinaus ist ein Dampfspeicher unverzichtbar, da das rSOC-System keinen Umschaltvorgang unter 15 Minuten gewährleisten, um jenes Abwärmepotential nutzen zu können.

4.4.4 Sekundärmetallurgie

Die Sekundärmetallurgie behandelt den Erstarrungsvorgang samt Formgebung und Nachbehandlungen, wie das Walzen und Glühen.

Ein Prozessschaubild der voest Alpine ist in Abbildung 22 dargestellt.

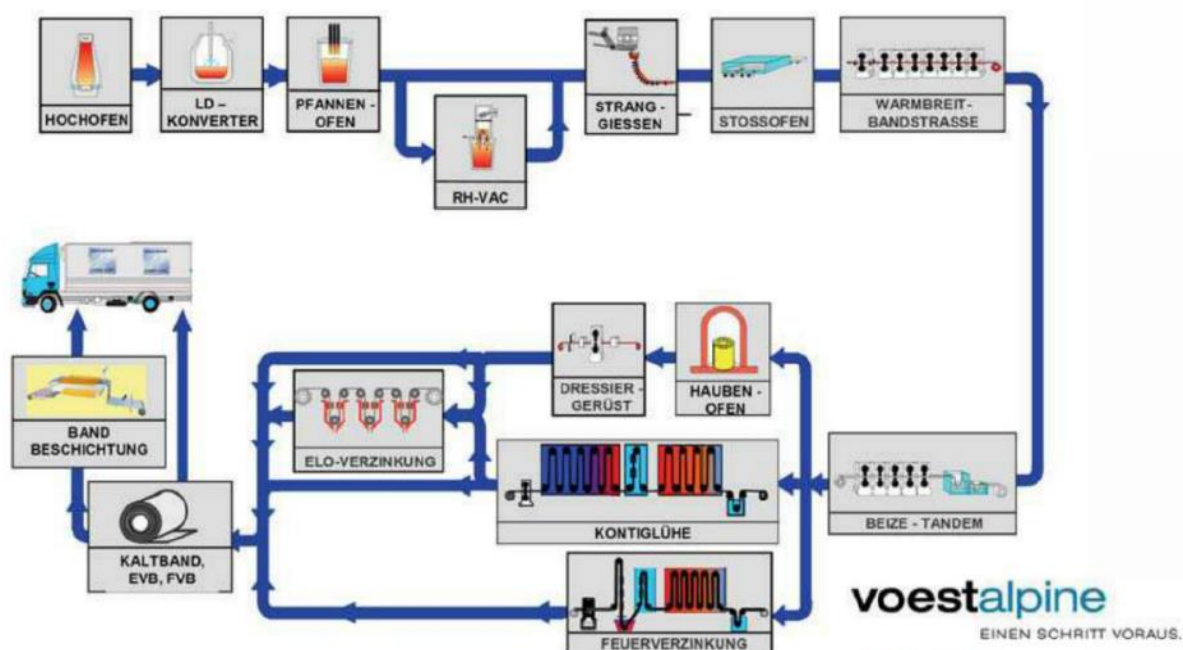


Abbildung 22: Voest Alpine Prozessschaubild [16]

Beim Stranggussverfahren wird der Stahl mittels Elektroden auf 1700°C gehalten. Der flüssige Stahl wird gegossen und durch die wassergekühlte Kuckille in Form gebracht. Das Kühlmedium Wasser erreicht hierbei eine Temperatur von 40°C. In weiterer Folge wird der Strang in mehreren Abschnitten der Anlage mittels Wasserdüsen gekühlt. Der Wasserdampf entweicht hierbei in die Atmosphäre, da es sich um ein offenes System handelt. [16]

Besonders interessant ist der Haubenofen, welcher einen Wasserstoffbedarf aufweist.

4.4.5 Einordnung der Metallerzeugung

Prinzipiell ist eine Anwendungsmöglichkeit der Festoxidbrennstoffzelle und deren erzeugter Wasserstoff der Einsatz zur Wärmeerzeugung und das damit einhergehende Ersetzen von anderen Brenngasen. Gerade in der Metallerzeugung, wo ein sehr hoher Energiebedarf besteht, wird daran gearbeitet, grünen Stahl mit Hilfe von Wasserstoff zu erzeugen. Änderungen der Prozesse und hohe infrastrukturelle Investitionen sind dabei unerlässlich.

Im Sinterprozess kann das Abgas des Sinterkühlers nach der Abgasreinigung genutzt werden, um Dampf für die rSOC bereitzustellen. Das Abgas des Sinterbandes ist meist nicht für eine Wärmenutzung geeignet, da eine ausreichend hohe Abgastemperatur wegen dem Taupunkt eingehalten werden muss.

Eine thermische Nutzung der Schlacke ist zurzeit zwar technisch unter Einsatz von chemischen Prozessen zwar möglich, allerdings steht die thermische Nutzung in direkter Konkurrenz zur Hüttenbimserzeugung, welche beispielsweise im Straßenbau Verwendung findet. Eine thermische Nutzung der Schlacke ist demnach noch nicht wirtschaftlich einsetzbar.

Das Abgas des Hochofenprozesses wird im Falle der Voest alpine bereits für die Verstromung und die Bereitstellung von Fernwärme verwendet und das Kühlwasser wird mittels Wärmeübertrager rückgewonnen. Diese Wärme kann zur Dampferzeugung der Brennstoffzelle dienen.

Der LD-Prozess im Konverter hat einen hohen Sauerstoffbedarf. Dieser reine Sauerstoff wird in einer eigenen Anlage bereitgestellt, weswegen eine Nutzung der Abluft der Brennstoffzelle nicht angedacht wird. Mögliche nutzbare Abwärmeströme in der Abgasnachbehandlung und Speicherung von CO haltigem Gas konnte aufgrund der Datenlage nicht ermittelt werden.

Die Kuckille im Strangguss verfügt über eine Wasserkühlung, welche im maximalen Fall 40°C erreicht, weswegen eine Nutzung als Abwärme in der rSOC nicht angedacht wird.

Prinzipiell gilt, dass in der Sekundärmetallurgie als auch in der Schlackenabkühlung Wasser zur Abkühlung verwendet wird. Der dabei entstehende Wasserdampf wird nicht genutzt, da sich diese Verfahren in offenen Prozessen abspielen und der Dampf deswegen ungenutzt in die Atmosphäre entweicht. Der Haubenofen hat einen diskontinuierlichen Wasserstoffbedarf, was einen Einsatz der Zelle in einem Elektrolysebetrieb ermöglicht.

Die Bewertungsmatrix der einzelnen betrachteten Prozesse in der Metallerzeugung sind in Tabelle 3 abgebildet.

Tabelle 3: Bewertungsmatrix Metallerzeugung

METALLERZEUGUNG								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50 °C	T > 50 °C	T ≥ 100°C					
Sintern	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Hochofen	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Schlacke	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Konverter	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Strangguss	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Haubenofen	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Ein Einsatz in der Metallindustrie wird angedacht, da es nutzbare Abwärmeströme in den bei der Abgasreinigung des Sinterprozesses gibt. Ein Wasserstoffbedarf besteht als Notwendigkeit im Haubenofen und generell als Ersatz von Brenngasen zur Wärmebereitstellung. Zusätzlich kann Wasserstoff genutzt werden, um fossile Brenngase zur Wärmebereitstellung zu ersetzen.

Dieser Haubeofen kommt bei der Voest alpine am Standort Donawitz nicht zum Einsatz.

4.5 Zementindustrie

Zement wird in der EU zu 90% mittels trockener Verfahren hergestellt. Das liegt daran, dass im Gegensatz zu nassen Verfahren der Energieaufwand ein wesentlich geringerer hinsichtlich des Wegfalls eines weiteren Trocknungsschrittes ist. Die Zementherstellung kann im Wesentlichen in drei Schritte eingeteilt werden: die Rohstoffaufbereitung, die Klinkerproduktion und Klinkermahlung mit Zusatzstoffen, um Zement zu erhalten. Unter die Rohstoffaufbereitung fällt die Rohstoffgewinnung im Steinbruch und der Tongrube sowie die Zerkleinerung in der Brecheranlage. Bei der Klinkermahlung wird der Klinker unter Zugabe von Zuschlagsstoffen zu Zement mit einer gewünschten Feinheit gemahlen. [17]

Die Rohstoffaufbereitung und die Klinkermahlung sind rein mechanische Verfahren mit hohem Strombedarf. Vor allem die Zementmühle als letzter Schritt in der Rohstoffaufbereitung sind für etwa 45% des elektrischen Energieverbrauchs verantwortlich. [18]

Die Rohmehlmühle ist im Vollastbetrieb und hat einen Auslastungsgrad von häufig über 90% im Verhältnis zum kontinuierlich laufenden Drehrohrofen und kommt somit auf über 7000 Vollaststunden jährlich. Der Drehrohrofen ist im dauernden Vollastbetrieb mit Ausnahme von Wartungsabschaltungen, welche in der Regel viermal jährlich vorgenommen werden. [18]

Die Klinkerproduktion hingegen hat neben mechanischen Prozessen auch einen notwendigen Wärmebedarf, weshalb der Fokus der Betrachtung auf jenen gelegt wird.

Durch den Einsatz eines Calcinator vor der Vorwärmung wird der Prozess der Klinkerherstellung zusätzlich effizienter. In der Zementmühle wird der Klinker auf die gewünschte Feinheit veredelt. Es ist zu beachten, dass ein Teillastbetrieb aus Qualitätsgründen ausgeschlossen ist und nur in Vollastbetrieb oder Abschaltung operiert werden kann. Bei Wiederanfahrvorgängen wird die erforderliche Produktqualität nicht immer erreicht, weshalb das unfertige Produkt vor einer erneuten Mahlung zwischengelagert werden muss, oder gar ganz verworfen wird. [18]

Ein kontinuierlicher und synchroner Betrieb zwischen dem Drehrohrofen und der Rohmehlmühle ist üblich.

Unter Berücksichtigung des heutigen Stands der Technik wird eine Klinkerherstellung mit Zyklonvorwärmer, Calcinator mit Tertiärluftleitung, Drehofen und Rostklinkerkühler betrachtet, welche in Abbildung 23 veranschaulicht ist. [17]

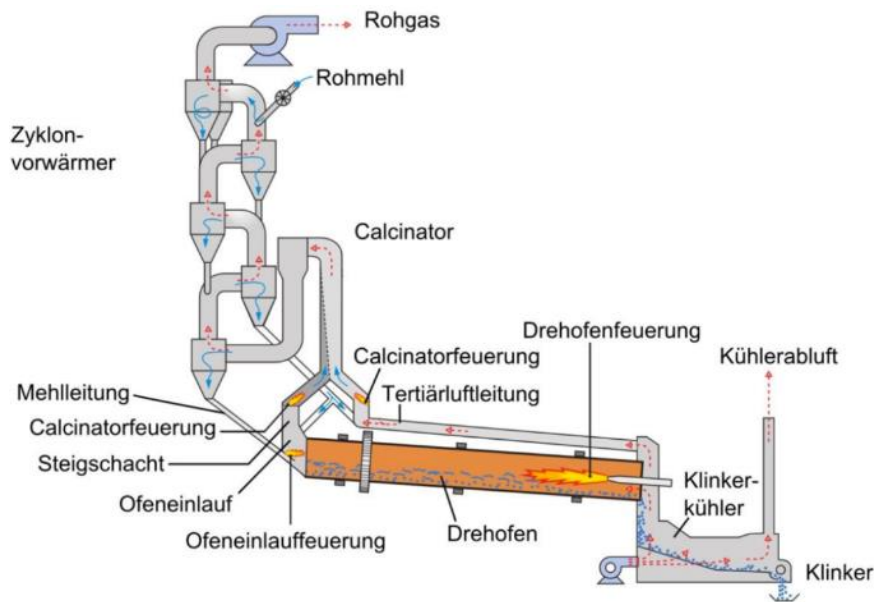


Abbildung 23: Klinkerherstellung [17]

4.5.1 Klinkerherstellung

Das Rohmehl aus der Rohmehlmühle wird in der obersten Stufe des Zyklonvorwärmers zugegeben. Im Zyklonvorwärmer wird das Rohmehl im Gegenstrom durch die Verbrennungsluft aus dem Ofen vorgewärmt, um eine Vorentsäuerung vorzunehmen und den Prozess somit effizienter zu machen. Das Rohgas verlässt die Zyklonstufen mit 300 bis 400°C, was eine Abwärmenutzung möglich macht. Der Calcinator ist ein Flugstromreaktor an der untersten Zyklonstufe, worin das Ofenabgas mit dem Brenngut im Gleichstrom reagiert. Dabei handelt es sich um einen endothermen Prozess, weshalb ein Calcinatorfeuer eingebracht werden muss. Der Calcinator führt zu einer Vorentsäuerung von bis zu 90%, wodurch der Drehrohfen effizienter betrieben werden kann. Das entsäuerte Rohmehl gelangt über den Ofeneingang in den Drehrohfen, wo mit hohen Temperaturen der Sinterprozess stattfindet. Die Temperatur von zirka 2000°C wird über eine lange Flamme am Ende des Ofens mittels Brenner gewährleistet. Das Rohmehl wird unter einem Gefälle und der Drehbewegung des Ofens in weiterer Folge als Klinker in den Klinkerkühler befördert. Der Klinker fällt als Granulat auf den Rost und wird mit der Umgebungsluft durchströmt und gekühlt. Diese Kühlluft hat neben der Klinkerkühlung auch die Funktion der Verbrennungsluftvorwärmung für den Drehrohfen und ist somit ein kontinuierlicher Vorgang. Das entstehende Abgas im Klinkerkühler muss zunächst entstaubt werden und hat mit 380°C ein dementsprechendes nutzbares Abwärmepotential. [17]

4.5.2 Einordnung Zementindustrie

Eine Anwendung von reversible solid oxide cells ist in mehreren Prozessschritten denkbar. Die Kühlerluft und das Rohgas sind in Abbildung 24 als Anteil der nutzbaren Abwärme dargestellt.

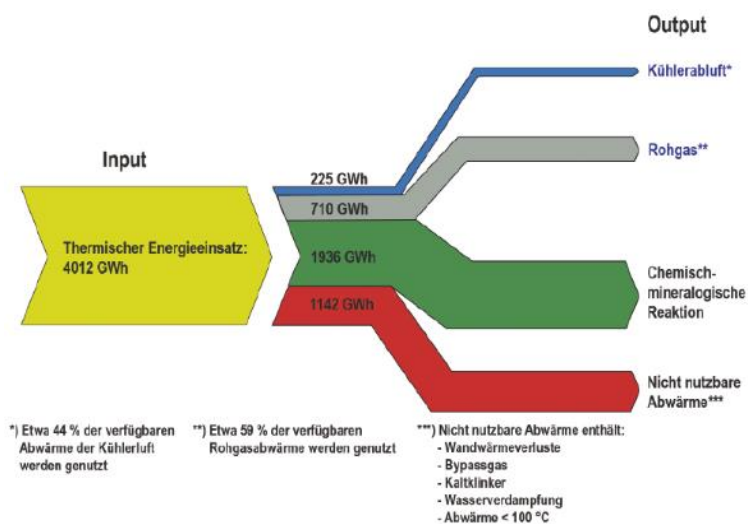


Abbildung 24: Abwärmepotential Zementherstellung [19]

Prozesse innerhalb der Klinkerherstellung sind empfindlich bezüglich Änderungen, da sich durch Änderungen bei den Prozesstemperaturen Auswirkungen auf das Endprodukt einstellen können. [17]

Sowohl das Rohgas als auch das Abgas des Klinkerkühlers werden bereits in vielen österreichischen Zementbetrieben genutzt, um beispielsweise Fernwärme zu produzieren.

Die Abwärme des Rohgases und des Abgases kann für die Dampferzeugung im Elektrolysebetrieb genutzt werden.

Bei Brennstoffzellenbetrieb kann die entstehende Abwärme der Zelle genutzt werden, um die Vorwärmung zu versorgen. Falls es bereits eine Fernwärmenutzung der Anlage gibt, kann die Abwärme des SOFC-Betriebes ebenso beigetragen werden. Eine saisonale Nutzung zur Dampferzeugung für die Brennstoffzelle im Sommer, wo der Fernwärmebedarf geringer ist, kann prinzipiell umgesetzt werden.

Qualitative Bewertung von Industriefeldern für den Einsatz von rSoc-Systemen

Die Rohmehlmühle produziert kontinuierlich simultan zum Drehrohrofen, weshalb ein Aufkommen von Stromspitzen ausgeschlossen werden kann.

Die Klinkermühle unterliegt saisonalen Schwankungen, welche zu einer monatlichen Änderung des Strombedarfs führen. Ein diskontinuierlicher Betrieb primär nachts und an Wochenenden wird angestrebt, um die Energiekosten aufgrund der Strommarktpreise niedrig zu halten. [18]

Die Bewertungsmatrix ist in Tabelle 4 dargestellt.

Tabelle 4: Bewertungsmatrix Zementindustrie

ZEMENTINDUSTRIE								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50 °C	T > 50 °C	T ≥ 100°C					
Rohmehlmühle	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Rohgas	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Klinkerkühler	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Vorwärmung	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Klinkermühle	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

4.6 Kalkherstellung

Die Kalkherstellung ist der Zementherstellung im schematischen Prozessablauf ähnlich. In Abbildung 25 ist der Prozess dargestellt.



Abbildung 25: Prozessbild Kalkherstellung [20]

Die Kalkproduktion unterscheidet sich im Wesentlichen durch den beim Brennvorgang eingesetzten Ofen.

Der Betrieb InterCal Austria GmbH in Peggau, welcher einen GGR_Ofen einsetzt, wird für die Betrachtung herangezogen.

Die Rohstoffgewinnung und Verarbeitung als auch das Mahlen und die Veredelung sind rein mechanische Verfahren mit einem hohen Strombedarf. Das Brennen hat neben mechanischen Prozessen auch einen notwendigen Wärmebedarf, weshalb der Fokus der Betrachtung auf diesen Vorgang gelegt wird. Gemessen am Gesamtenergieeinsatz verbraucht das Brennen 85% des gesamten Energieverbrauchs. Es werden Drehrohröfen, Ringschachtöfen oder Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativ-Öfen (GGR) eingesetzt.

Der Drehrohrföfen mit Vorwärmer hat mit einem Brennstoffverbrauch von 6,45GJ pro Tonne Kalk. Der Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativ-Ofen stellt mit einem Brennstoffverbrauch von 3,7 GJ pro Tonne Kalk einen effizienteren Prozess dar. [20]

„In der österreichischen Kalkindustrie sind derzeit ausschließlich Schachtöfen im Einsatz (GGR-Ofen, Ringschachtöfen, Mischfeueröfen, Mehrkammerschachtöfen, Normalschachtöfen).“
[21]

4.6.1 GGR-Ofen

Der GGR-Ofen besteht aus zwei oder drei Schächten, welche oberhalb der Kühlzone miteinander durch Überstromkanäle verbunden sind. Der Kalkstein wird im Gleichstrom mit den Verbrennungsgasen geführt und der Kalk wird regenerativ vorgewärmt. [21] Die Anlage ist in Abbildung 26 dargestellt.

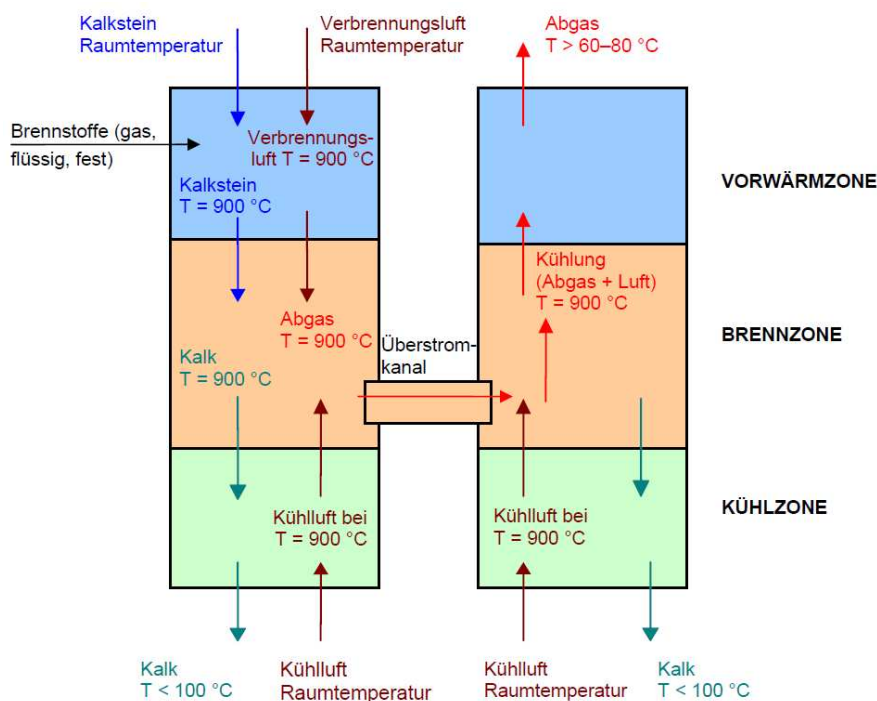


Abbildung 26: GGR Ofen [21]

„Der GGR-Ofen hat den höchsten thermischen Wirkungsgrad aller modernen Kalköfen. Wirkungsgrade von 85% und darüber werden erreicht.“ [21]

Kalkstein wird in einen Schacht gegeben, wo er von oben nach unten wandert und in der Brennzone vom Verbrennungsgas durchströmt wird. Per Überstromschacht gelangt das Abgas in den zweiten Schacht und wärmt das Gestein im Gegenstrom, bevor es mit 70 bis 110°C den Ofen verlässt. Abhängig von der Kalksteinkörnung wird nach einer Brennzeit von 12 bis 20 Minuten der Brennvorgang auf den jeweils anderen Schacht umgestellt. Das führt zu einer optimalen Nutzung des Gegen- und Gleichstrombrennens. Der gesamte Brennprozess dauert hierbei 24 bis 36 Stunden, wodurch das Verfahren als kontinuierlich gilt. [21]

4.6.2 Einordnung Kalkherstellung

Die Nutzbarkeit der Abwärme ist vor allem vom Ofentyp aufgrund der verschiedenen thermischen Wirkungsgrade und den Temperaturen der Abgasströme abhängig.

Aufgrund der geringeren Abgastemperatur des GGR-Ofens von 60°C bis maximal 80°C ist jene nicht für eine direkte Dampferzeugung für den Elektrolysebetrieb geeignet. Durch die Erdgasfeuerung und der damit einhergehenden Taupunkttemperatur zwischen 90 und 120°C ist eine Nutzung der Abwärme ausgeschlossen.

Stromspitzen sind in der Mühle im diskontinuierlichen Betrieb vorhanden, welche mit der rSOC abgedeckt werden können.

Die Brennöfen haben einen Wärmebedarf mit Temperaturen von zirka 900°C, welcher meist durch die Feuerung von Erdgas bereitgestellt wird. Ein vollständiges Ersetzen durch die Abwärme der Brennstoffzelle ist aufgrund des Temperaturniveaus jener von 700 bis 850°C nicht möglich.

Der Einsatz von Wasserstoff, um fossile Brenngase zu ersetzen, kann vorgenommen werden.

Die Bewertungsmatrix ist in Tabelle 5 abgebildet.

Tabelle 5: Bewertungsmatrix Kalkherstellung

GIPS-UND KALKHERSTELLUNG								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50°C	T > 50°C	T ≥ 100°C					
Mühle	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
GGR-Ofen	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Der direkte Einsatz eines rSOC-Systems in der Kalkherstellung kann aufgrund des niedrigen Temperaturniveaus in Verbindung mit dem Taupunkt des Abgases aus dem GGR-Ofen nicht vorgenommen werden.

4.7 Glasindustrie

Die Glasherstellung kann in mehrere Arbeitsschritte eingeteilt werden. Zu Beginn werden die Rohstoffe abgewogen und vermischt, bevor sie im Ofen bei 1600°C geschmolzen werden. Eine Abgasreinigung wird nach dem Ofen mittels E-Filter vorgenommen. Weiters wird das flüssige Glas über den Speiser in die Form transportiert und mittels IS-Maschine mithilfe von Druckluft in Form gebracht. Nach der Formgebung folgt das Ausglühen in einem beheizten Ofen, der sogenannten Lehr, wobei das Glas abermals erhitzt wird und langsam auf Raumtemperatur abkühlt. Abschließend wird eine Schutzschicht aufgetragen und eine Qualitätssicherung vorgenommen.[22]

Die Herstellung von Weißglas ist in Abbildung 27 schematisch dargestellt. Das Sankey Diagramm der Hohlglasbranche ist in Abbildung 28 abgebildet.

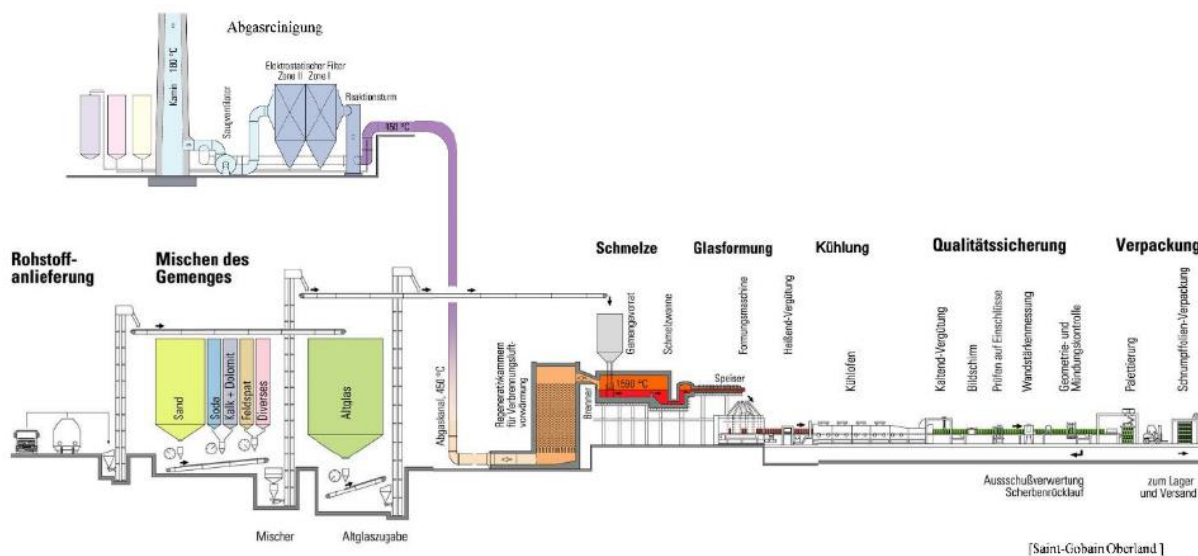


Abbildung 27: Prozessschema Weißglasherstellung [23]

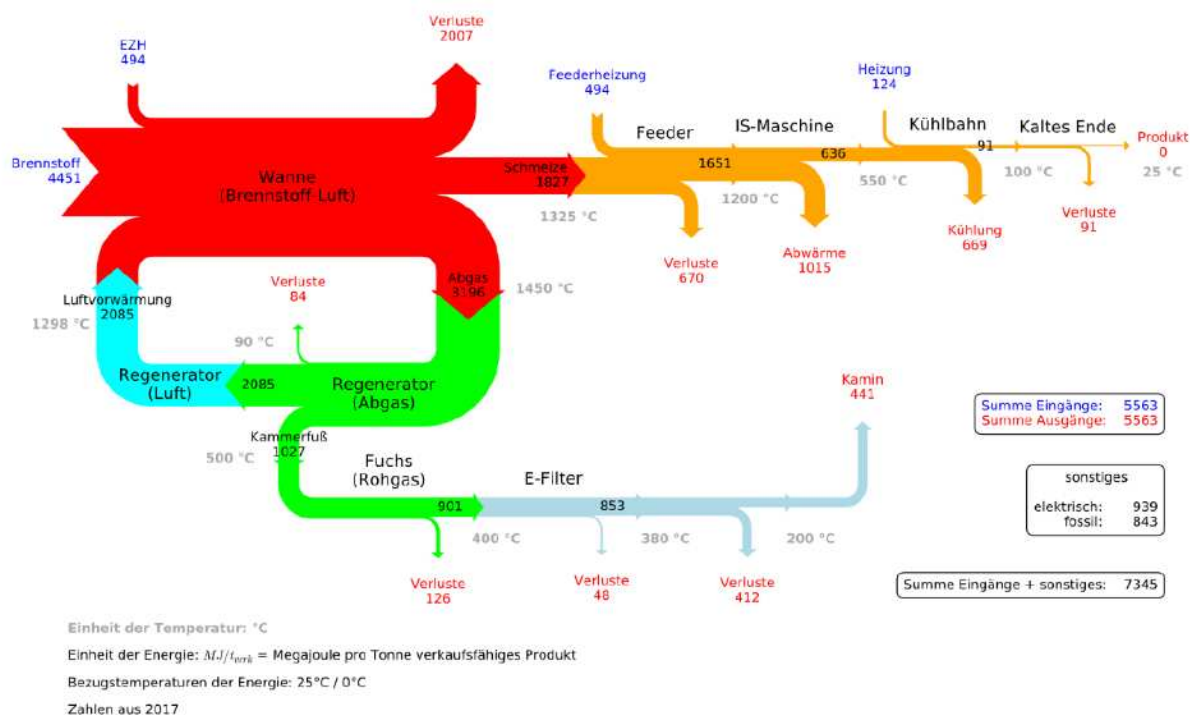


Abbildung 28: Sankey-Diagramm Hohlglasherstellung [23]

In der Glasindustrie macht der Schmelzvorgang 85% des gesamten Energiebedarfs aus. [24]

Die Produktion verläuft beim Beispiel der Stoelze Oberglas GmbH am Standort Köflach kontinuierlich ab und Fernwärme wird aus der Rauchgaswärme für 1900 Haushalte mit 18.000 MWh bereitgestellt. [25]

4.7.1 Einordnung Glasindustrie

Der kontinuierliche Produktionsbetrieb in der Glasindustrie gewährleistet einen durchgehenden Wärmebedarf bzw Abwärmeeinfall, was einen Einsatz des rSOC-Systems erleichtert.

Das Abwärmepotential, welches als Fernwärme ausgekoppelt wird, kann saisonal während wärmeren Jahreszeiten aufgrund des verminderten Heizbedarfs genutzt werden, um das rSOC-System zu versorgen. In den Jahreszeiten mit einem erhöhten Fernwärmebedarf, kann die Brennstoffzelle deren Abwärme beisteuern. Existiert keine Fernwärmeauskopplung, kann ein Einsatz des rSOC-Systems ganzjährig vorgenommen werden, um somit die Abwärme des Schmelzvorganges vor dem E-Filter zu nutzen.

Das Vorwärmen der Scherben mittels Abwärme der Brennstoffzelle ist nicht effizient, da dieser Prozess auch durch Wärme von bereits bestehenden Verfahren ausreichend gedeckt werden kann.

Das Abgas aus dem Kamin hat eine Temperatur von zirka 200°C. Dieser Abwärmestrom kann nicht genutzt werden, da der Säuretaupunkt abhängig vom Brennstoff, zwischen 100 und 200°C liegt und nicht unterschritten werden darf. Eine Nutzung des Abwärmestroms vor dem Elektrofilter mit einer Temperatur von 380°C ist hingegen technisch umsetzbar, da eine Temperatur im Filter von 250 bis 400°C nicht überschritten werden darf. [23]

Jedoch besteht im Falle der Abwärmenutzung für Fernwärme eine Konkurrenz zur Nutzung des rSOC-System. Eine saisonale Nutzung der Abwärme für das System in Monaten mit höherem Fernwärmebedarf kann somit nicht angedacht werden mit der Ausnahme es ist noch eine ausreichende Abwärmemenge für das rSOC-System vorhanden.

Zukünftig wird versucht den Erdgasbedarf um 15% zu senken, indem Hybridwannen am Standort Köflach eingesetzt werden, welche eine zusätzliche Feuerung von Wasserstoff erlauben. [24]

Die Bewertungsmatrix ist in Tabelle 6 angeführt.

Tabelle 6: Bewertungsmatrix Glasindustrie

GLASINDUSTRIE								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50°C	T > 50°C	T ≥ 100°C					
Schmelzvorgang	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

4.8 Ziegelherstellung

Als Veranschaulichung der Ziegelherstellung dient die Tondach Gleinstätten AG im Werk Gleinstätten, welche der Wienerberger AG angehört. Es handelt sich hier um drei Produktionslinien in denen Mauerziegel, Strangdachziegel und Pressdachziegel hergestellt werden. Der Herstellungsprozess der einzelnen Produkte unterscheidet sich in der Zusammensetzung und der Dauer des Brennens, was eine Vereinheitlichung zur quantitativen Betrachtung notwendig macht.

Der abgebaute Ton wird angeliefert und in weitere Folge über den Kastenbeschicker dosiert. Es folgt die Zerkleinerung im Kollergang sowie in Grob- und Feinwalzwerk. Der letzte Aufbereitungsschritt stellt die Plastifizierung über einen Siebrundbeschicker dar, bevor der Rohstoff in den Pufferspeicher, das Sumpfhaus, gelangt. Nachdem die Rohlinge gepresst werden, folgt das Verladen in den Durchlauftrockner. Hierbei wird Heißluft aus der Kühlzone des Brennofens verwendet, um die Rohlinge über 30 Stunden zu trocknen. Anschließend werden die Rohlinge in die Warmhaltezone des Tunnelofens transportiert. Der Tunnelofen besteht aus einer Vorwärm-, Brenn- und Kühlzone mit einer Durchlaufzeit von abermals 30 Stunden. Die Brenntemperatur des mit Erdgas beheizten Tunnelofens liegt bei zirka 1050°C. [26]

In Abbildung 29 ist der Prozessablauf der Ziegelherstellung schematisch dargestellt.

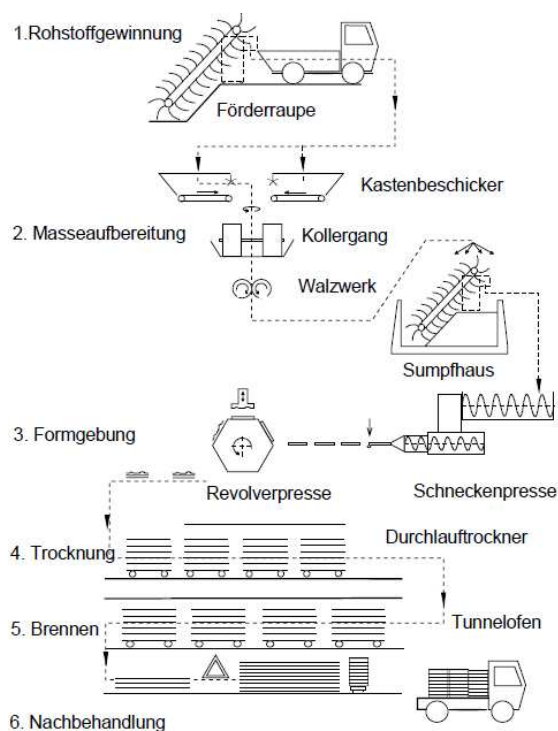


Abbildung 29: Prozessablauf Ziegelherstellung [27]

4.8.1 Einordnung Ziegelherstellung

Im Fall der Werke bei Wienerberg wird ein Teil der Abwärme bereits intern für Vorwärm-, Trocknungs-, und Heizprozesse verwendet. Durch das Gegenstromprinzip des Tunnelofens wird Abwärme in der Warmhaltezone genutzt. Teile der Kühlluft wird als sekundäre Verbrennungsluft in der Brennzone verwendet. Der Wärmeinhalt der restlichen Kühlluft wird in den jeweiligen Trocknern genutzt. Abwärme aus den Wasserkühlern wird zur Gebäudeheizung und zur Warmwasseraufbereitung verwendet. Im Ziegelwerk Comelli wird das Abgas aus dem Tunnelofen mit 60 bis 70°C über einen Kamin abgeführt. Die Nutzung einer Wärmepumpe ist eine Option diese Abwärme auf eine Temperatur zu heben, um eine Dampferzeugung für das rSOC-System zu gewährleisten. [26]

Das Ziegelwerk Comelli besteht aus einem hundertprozentigen Wärmeverbund zwischen dem Brennofen und der Trocknung, was eine Abwärmenutzung abseits des Abgases ausschließt. [26]

Das Abgas des Tunnelofens hat eine Temperatur von 100-150°C. [27]

Eine Nutzung dieses Abgasstroms kann aufgrund einer notwendigen Abgasreinigung und der damit verbundenen Tautemperatur nicht umgesetzt werden.

Ebenfalls besteht am Standort Gleinstätten ein erdgasbetriebenes Blockheizkraftwerk, welches den gesamten Strombedarf des Betriebes deckt. Zusätzlich versorgt das Blockheizkraftwerk den Durchlauftrockner. Dieser kontinuierliche Abwärmebedarf kann ebenso von einem rSOC-System gedeckt werden. Durch diesen Einsatz kann der Bedarf an Erdgas, welcher im Blockheizkraftwerk benötigt wird, ersetzt werden. Der Einsatz von zuvor produziertem Wasserstoff bietet eine Möglichkeit das Erdgas bei der Tunnelofenfeuerung teilweise zu ersetzen.

In Gleinstätten handelt es sich um eine Zweischichtproduktion an Wochentagen und Wochenenden. [26]

Die gesamte Aufbereitung wird im 3-Schichtbetrieb in 120 Betriebsstunden umgesetzt. [27]

In Hinsicht auf eine Aufbereitung im 3-Schichtbetrieb mit 120 Betriebsstunden ist von einem Stillstand des Kollergangs, der Walzen und der Beschicker an Wochenenden auszugehen. Das Sumpfhaus muss als Pufferspeicher für den durchgehenden Betrieb des Tunnelofens wirken. Stromspitzen sind anhand dieser Literatur somit weder in der Aufbereitung noch in der Trocknung oder Kühlung zu erwarten.

In Tabelle 7 ist die Bewertungsmatrix für den Einsatz eines rSOC-Systems dargestellt.

Tabelle 7: Bewertungsmatrix Ziegelherstellung

ZIEGELHERSTELLUNG								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50°C	T > 50°C	T ≥ 100°C					
Aufbereitung	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Trocknung	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Tunnelofen	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Ein Widerspruch in der Literatur, hinsichtlich des Aufbereitungs- und Brennprozesses bezüglich dessen Schichtbetriebs und Stromspitzen, sind erkennbar. In Anbetracht der langen Brennzeiten, kann der Brennvorgang als kontinuierlich und an Wochenenden durchgehend angenommen werden. Eine gründlichere Literaturrecherche führte zu keiner Aufklärung hinsichtlich der Aufbereitung. Aufgrund fehlender Literatur und Daten, in Bezug auf die Aufbereitungsaggregate, kann eine weitere Betrachtung der Ziegelherstellung nicht vorangetrieben werden.

4.9 Feuerfestindustrie

Die Produktionsprozesse in der Feuerfestindustrie unterscheiden sich stark aufgrund der verschiedenen Produkte und Zwischenprodukte. Ein Unterschied der Prozessführung hinsichtlich des Einsatzes von verschiedenen Öfen wie beispielsweise Tunnelöfen oder Drehrohröfen ist ebenso erkennbar. Feuerfeste Werkstoffe werden in der Stahl- und Eisenindustrie, als auch in Kraftwerken und anderen Industrien eingesetzt in denen hohe Temperaturen benötigt werden. Es wird in der Herstellung zwischen Kaustern, Sintermagnesia und Schmelzmagnesia unterschieden. Kaustermagnesia entsteht durch die Entsäuerung von Magnesit zwischen 600-800°C. Kauster kann als Produkt verkauft werden, oder in weiterer Folge zu Sintermagnesia mittels thermischen Prozesses weiterverarbeitet werden. Unter Anwendung eines Lichtbogenofens können Kaustermagnesia, als auch Sintermagnesia zu Schmelzmagnesia weiterverarbeitet werden. Schmelzmagnesia wird in der Feuerfestindustrie angewendet, aber auch für Spezialbereiche wie etwa den Einbau in Kernreaktoren. In dieser Arbeit wird der Fokus auf die Herstellung von Sintermagnesia gelegt, da dieser mit einem Anteil von 69% weltweit überwiegt. Die Produktion von Schmelzmagnesia findet zudem zu 95% in China statt. In Österreich stellt die natürliche Magnesiaherstellung das dominierende Verfahren dar. Die besonderen Qualitätsanforderungen hinsichtlich der Feuerfestigkeit von Sintermagnesia können durch Dotierungen mit Chrom oder Zirkonium und der Brenndauer beeinflusst werden. [26]

In den nächsten Kapiteln werden Lepolöfen mit Drehrohröfen und der Tunnelöfen veranschaulicht.

4.9.1 Lepolöfen/Drehrohröfen (RHI MAGNESITA BREITENAU)

Bei natürlichen Verfahren wird Magnesit in Kaustermagnesia und in weiterer Folge in Sintermagnesia verarbeitet. Zuerst wird Magnesit über eine thermische Dekarbonisierung in Magnesia umgesetzt. Das Produkt, welches nach der Entsäuerung Kaustermagnesia genannt wird, kann nun in einem einstufigen, oder zweistufigen thermischen Prozess bei 1800-2000°C zu Sintermagnesia weiterverarbeitet werden. Während der einstufige Prozess einen niedrigeren Energieverbrauch aufweist, können im zweistufigen Prozess die Sinterereigenschaften besser beeinflusst werden. Die Produktkapazitäten hängen stark vom verwendeten Ofentyp ab, wobei Drehrohröfen und Schachtöfen die in Österreich am häufigsten eingesetzten sind. Die Produktqualität ist hingegen von der Brenndauer abhängig. [26]

Wie in Abbildung 30 dargestellt, wird Magnesit aufbereitet und in einem einstufigen Prozess in einem langen Drehrohrofen kalziniert und gesintert. In Drehrohrofen mit Vorwärmrost (Lepolofen) wird das Rohmaterial auf einen Rost aufgegeben, auf dem das Material durch die heißen Abgase im Gegenstrom aus dem Drehrohr vorgewärmt und vorentsäuert wird. Von dort gelangt das Material in das Langdrehrohr, wo die Entsäuerung vervollständigt wird und der Sinterprozess stattfindet. Ein Teil des Materials fällt durch den Lepolrost in Form von feinkörnigem MgO Kauster, welcher nach Brikettierung dem Brennprozess rückgeführt werden kann, oder vertrieben wird.

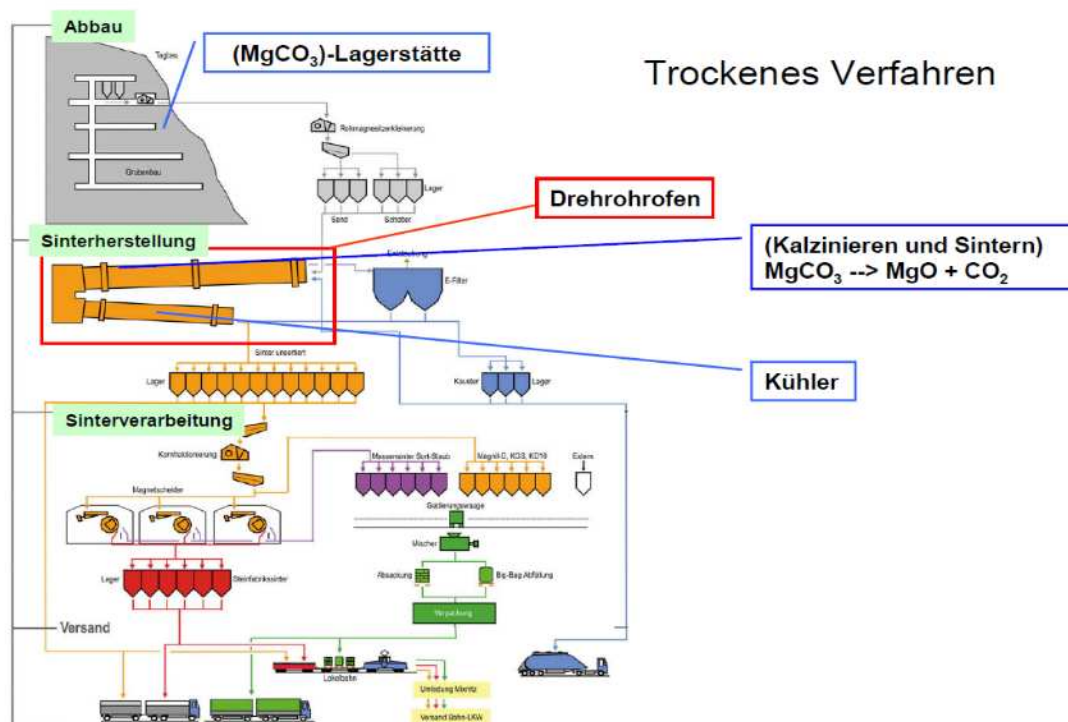


Abbildung 30: Prozess Sintermagnesitherstellung Breitenau [28]

Die Abwärme aus der Kühlungsluft wird in weiterer Folge für die Vorwärmung der Verbrennungsluft im Drehrohrofen verwendet. In Abbildung 31 ist der Prozess dargestellt.

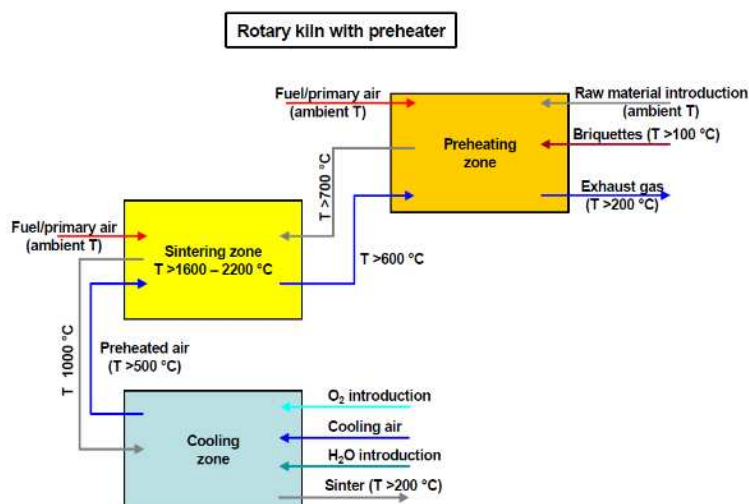


Abbildung 31: Schema Drehrohrofen mit Lepolofen [28]

4.9.2 Tunnelofen (RHI MAGNESITA VEITSCH)

Feuerfeste Steine haben einen Erweichungspunkt ab 1500°C was einen Einsatz von sehr hohen Temperaturen erfordert. Der Prozessablauf mittel Tunnelofen ähnelt dabei sehr der Ziegelherstellung.

In diesem Szenario wird die Herstellung von Sintermagnesia betrachtet, wie es in Veitsch umgesetzt wird.

Im ersten Schritt, der Rohstoffaufbereitung, wird eine Grob- und Feinzerkleinerung durchgeführt. Die Grobzerkleinerung findet zweistufig in Backen-, Prall-, Walzen- oder Kegelbrechern statt, während die Feinzerkleinerung in Mühlen umgesetzt wird. Die verschiedenen Körnungen des Produktes werden in einem Schwingsieb aufgeteilt und in Silos mit Pufferfunktion gespeichert. Im Mischer werden die Rohstoffe diskontinuierlich homogenisiert und verdichtet. Es erfolgt die Formgebung mit hydraulischen Pressen, bevor es in die Trocknung geht. Die Trocknung erfolgt in einem kontinuierlichen Durchluftrocknern mit einer von der Steingröße anhängigen Trocknungszeit von einem bis mehrere Tage bei einer Temperatur von 150-180°C wobei die Abgastemperatur bei 120°C liegt. Hierfür wird die Abwärme des Tunnelofens verwendet. [27]

Der Brennvorgang von Magnesiasteinen findet kontinuierlich in Tunnelöfen bei einer Temperatur von 1850°C statt. Die Abgastemperatur des Tunnelofens beträgt bei diesem Prozess 250-400°C. [27]

4.9.3 Einordnung Feuerfestindustrie

Die weitere Betrachtung der Feuerfestindustrie bezieht sich aufgrund der ausgiebigeren Datenlage auf die Herstellung von Sintermagnesit im Lepolofen samt Drehrohröfen. Eine weitere Betrachtung der Feuerfestherstellung ist aufgrund der unzureichenden Datenlage nicht möglich. Eine fundierte Aussage über den zeitlichen Ablauf des Produktionsprozesses und den damit verbundenen Energieeinsatz kann weder für die Aufbereitung, noch für den Brennvorgang getroffen werden. Die Bewertungsmatrix wird auf Basis der Daten des Betriebsstandortes Breitenau erfolgen.

Es ist davon auszugehen, dass der Drehrohröfen aufgrund der hohen Temperaturen und langen Brenndauer, kontinuierlich produziert. Eine Aussage über den wöchentlichen Produktionsbetrieb und dessen Ablauf kann aufgrund der unzureichenden Datenlage nicht getroffen werden.

Das Abgas, welches aus der Vorwärmzone (Lepolofen) austritt, hat eine Temperatur von 200-400°C. Beachtet werden muss hierbei die erforderliche Temperatur für die Abgasreinigung hinsichtlich des Säuretaupunktes bei Erdgasfeuerung.

Ein genügend großes Potential an Abgasabwärme aus dem Drehrohröfen kann zur Dampferzeugung für den SOEC-Modus genutzt werden.

Die Bewertungsmatrix ist in Tabelle 8 abgebildet.

Tabelle 8: Bewertungsmatrix Feuerfestindustrie

FEUERFEST								
Prozess	Abwärme			Kontinuität	Wärmebedarf	H ₂ -Bedarf	H ₂ -Produkt	Stromspitzen in Prozess
	T ≤ 50°C	T > 50°C	T ≥ 100°C					
Aufbereitung	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Drehrohröfen	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

4.10 Chemieindustrie

Die Chemieindustrie umfasst eine große Bandbreite an Verfahren. Zu Veranschaulichungszwecken werden die Ammoniak-, Chlor- und Ethylenherstellung betrachtet.

Im Prozess der Ammoniakherstellung wird die Abwärme aus der an den Primärreformer angeschlossenen Konvektionszone für die Dampfüberhitzung und die Vorwärmung des Einsatzgases verwendet. Die Abwärme des Sekundärreformers und der Ammoniaksynthese wird für die Hochdruckdampferzeugung genutzt. Die entstehende Abwärme der Shift-Reaktion wird für die Aufwärmung von Kesselspeisewasser verwendet. [29]

Im Prozess der Ethylenherstellung wird Wasserdampf, welcher beispielsweise im Steamcracker-Prozess entsteht, in den Turbokompressoren weiterverwendet. Wasserstoff, welcher bei der Methandestillation entsteht, wird in der Ethinhydrierung verwendet, während das entstandene Methan als Brennstoff im Steamcracker eingesetzt wird.[30] Der Einsatz von Dampf- und Wasserstoffströmen in der internen Prozessführung macht den Einsatz eines rSOC-Systems nicht möglich.

Bei der Chlorherstellung mittels Chloralkali-Elektrolyse-Membranverfahren fällt bei der Elektrolyse reaktionsbedingt Wasserstoff als Nebenprodukt an. Dieser Wasserstoff wird gekühlt und gespeichert. [31] Die Integration eines rSOC-Systems kann für die Nutzung dieses Wasserstoffes sinnvoll sein. Im Prozess werden Abwärme- und Dampfströme intern weiterverwendet.

4.10.1 Einordnung Chemieindustrie

Der Einsatz eines rSOC-Systems kann in der Ammoniak-, als auch Ethylenherstellung nicht angedacht werden. Nebenprodukte, Abwärmeströme und Dampfströme werden für interne Prozesse weiterverwendet, um die Effizienz zu steigern.

In der Chlorherstellung fällt als Nebenprodukt Wasserstoff an, welcher gekühlt und gespeichert wird. Dieser Wasserstoff kann in einem rSOC-System genutzt werden, um den Strombedarf der Elektrolyse teilweise zu decken. Dagegen spricht, dass eine Weiterverwendung für die betriebsinterne Produktion effizienter als die Verstromung des Wasserstoffs ist.

Im Falle der Donau Chemie Brückl wird dieser Wasserstoff, trotz mehrerer Anfragen, betriebsintern zur Herstellung von reiner Salzsäure verwendet. [32]

Die nicht aussagekräftige Datenlage, als auch die effizienzsteigernden Maßnahmen der Betriebe sprechen gegen den Einsatz eines rSOC-Systems.

5 QUANTITATIVE BEWERTUNG VON INDUSTRIEFELDERN FÜR DEN EINSATZ VON rSOC-SYSTEMEN

Im folgenden Kapitel werden Industriefelder, welche eine qualitative Eignung erfüllen, hinsichtlich ihrer quantitativen Prozesseigenschaften für eine Nutzung eines rSOC-Systems beurteilt.

Die Prozessabläufe der Industriespaten sind in Kapitel: Qualitative Bewertung von Industriefeldern für den Einsatz von rSoc detailliert beschrieben.

Es werden Strom-, als auch Brennstoffbedarf der Produktionsprozesse ermittelt und gegebenenfalls Abwärmepotentiale berechnet. Diese Prozesse werden mittels des Programmes Ganymed [33] abgebildet, um im nächsten Schritt Zeitreihen der Energieströme, mit einer zeitlichen Auflösung von 15 Minuten, zu erstellen.

5.1 Methodik

Es werden Daten erhoben, welche die einzelnen Industrieprozesse hinsichtlich Produktionskapazität, Strom- als auch Brennstoffverbrauch, Abgasvolumen, Abgastemperatur und Laufzeit beschreiben.

Auf Basis dieser Daten werden Modelle in der Software Ganymed erstellt, um in weiterer Folge Zeitreihen auf minütlicher Basis für einen Werktag zu generieren. Diese Zeitreihen enthalten sowohl den Strombedarf den Brennstoffbedarf als auch den Abwärmestrom eines Prozesses pro Minute. Sie werden in viertelstündliche Zeitreihen mit dem Ziel der Darstellung für eine Woche und weiters für ein Jahr umgesetzt. Es wird die Auslastung der Prozesse und Anlagen miteinbezogen, um jene Zeitreihen in Bezug auf Wochenenden und mögliche Schwankungen hinsichtlich des Energiebedarfs abzubilden.

Diese Zeitreihen sind notwendig, um eine zusammenhängende Untersuchung der Industrien gemeinsam mit Strom-, Erdgaspreisen oder einem Fernwärmebedarf zu ermöglichen. Es wird auf Basis des Abwärmepotentials die nutzbare Abwärme berechnet und ein erzeugbarer Dampfmassenstrom für ein rSOC-System ermittelt. Ausschlaggebend für die Berechnung des Dampfmassenstrom ist das Temperaturniveau des Abgases, die Abwärmemenge pro Tonne Produkt und die minimale zulässige Temperatur des Abgases aufgrund des Säuretaupunkts (120°C bei Erdgasfeuerung). Ziel ist die Erstellung von Zeitreihen, damit in weiteren Schritten

eine ökonomisch sinnvolle Betriebsweise von rSOC-Systemen in den Industriesektoren bestimmt und die Prozessführung abschließend optimiert werden kann.

Die Abwärme, welche für eine Dampferzeugung in Bezug auf die Nutzung in einem rSOC-System vorhanden ist, muss hierbei noch reduziert werden. Grund dafür ist die Säuretaupunkttemperatur des Abgasstroms von 90-120°C bei Erdgasfeuerung und die damit verbundene Abgasreinigung.

Die Berechnungsschritte der Abwärmennutzung sind in Formel (5-1), (5-2) und (5-3) angeführt. Als Basis dient das gesamte berechnete Abwärmepotential (Q_H) aus dem Programm Ganymed. Die Rauchgastemperatur (T_{RG}) für das Beispiel der Sinterherstellung liegt bei 146°C, welche in einem Wärmeübertrager mit einem Pinchpoint von 5°C umgesetzt wird. Die Pinchpointtemperatur (T_{PP}) liegt nach Berücksichtigung des Säuretaupunktes bei 125°C. Die Referenztemperatur (T_R) von 25°C wird durch das Programm Ganymed vorgegeben.

Die nutzbare Abwärme für die Dampferzeugung (Q_{HV}) wird folgend berechnet.

$$Q_{HV} = Q_H \cdot \frac{T_{RG} - T_{PP}}{T_{RG} - T_R} = Q_H \cdot \frac{146^\circ\text{C} - 125^\circ\text{C}}{146^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}} \quad (5-1)$$

Der Abwärmeverlust (Q_V) wird wie folgt berechnet:

$$Q_V = Q_H \cdot \frac{T_T - T_R}{T_{RG} - T_R} = Q_H \cdot \frac{120^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}}{146^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}} \quad (5-2)$$

Die Säuretaupunkttemperatur (T_T) liegt bei 120°C und darf nicht unterschritten werden.

Der dabei umgesetzte Wasserdampf und die Überhitzung auf 101°C wird weiters berechnet.

$$m_D = \frac{Q_{HV}}{q_V + c_{pD} \cdot (101^\circ\text{C} - 100^\circ\text{C})} \quad (5-3)$$

Diese Berechnungsschritte gemäß Formel (5-1), (5-2) und (5-3) erfolgen in allen Industriespaten.

Systemgrößenberechnung

Die Dimension des rSOC-Systems wird anhand des nutzbaren Abwärmepotentials der Industrie und des betriebsinternen Strombedarfs bestimmt.

Für den Fall einer Fernwärmeauskopplung werden rSOC-Systeme anhand der noch verfügbaren nutzbaren Abwärme dimensioniert. Diese nutzbare Abwärme wird um einen Sockelwert der Fernwärme, welcher ganzjährig anfällt, reduziert.

Dieser Fernwärmesockel stellt den Wert dar, unter welchem 20% aller im Jahr gemessenen Fernwärmebedarfe liegen und ist für den Warmwasserbedarf notwendig.

Es wird im ersten Schritt der Jahresverlauf einer Fernwärmeauskopplung generiert. Der Fernwärmebedarf wird anhand des Leitfadens für die Abwicklung von Standardlastprofilen [34] ermittelt. Hierbei sind Parameter, wie die Anzahl und Art der Gebäude und der jährliche Temperaturverlauf, notwendig. Ein solcher Jahresverlauf ist in Abbildung 32 schematisch dargestellt. In Kapitel 5.3.2 ist der Fernwärmebedarf für den Raum Köflach angeführt.

Dieser Verlauf wird in weiterer Folge aufsteigend geordnet, um abschließend den Wert zu finden, unter dem 20% der 8.760 Stundenwerte für ein Jahr liegen. Die schematische Darstellung der geordneten Jahresdauerlinie ist in Abbildung 33 und die Ermittlung des Wertes des Fernwärmesockels in Formel (5-4) abgebildet.

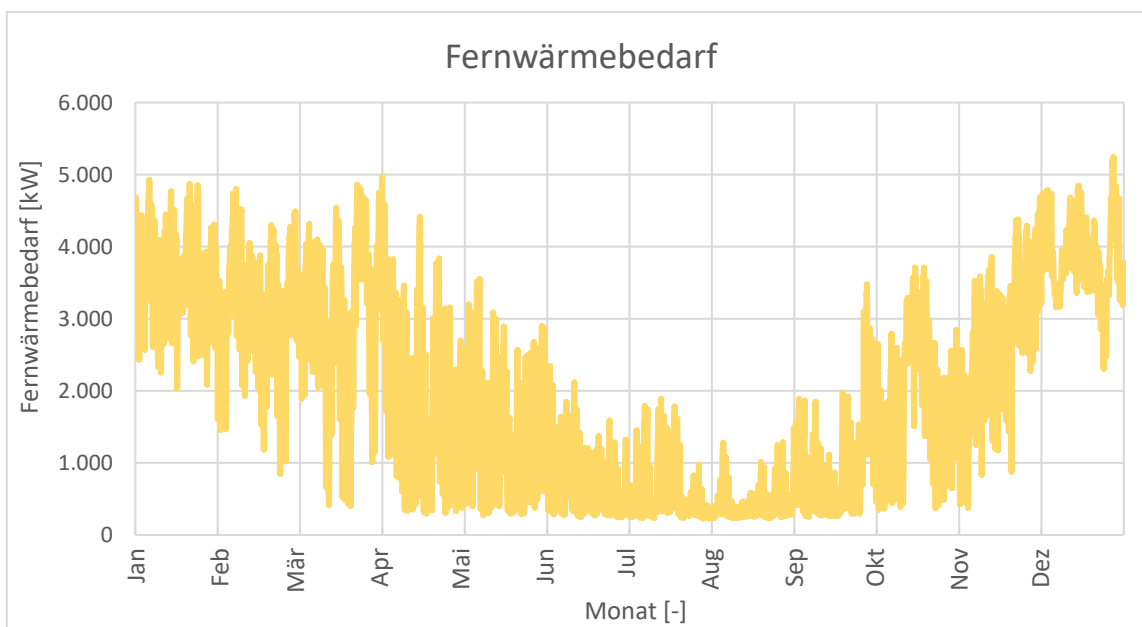


Abbildung 32: Schematische Darstellung Fernwärmebedarf Jahresverlauf

$$Q_{FWS} = Q_{FW,1752} \tag{5-4}$$

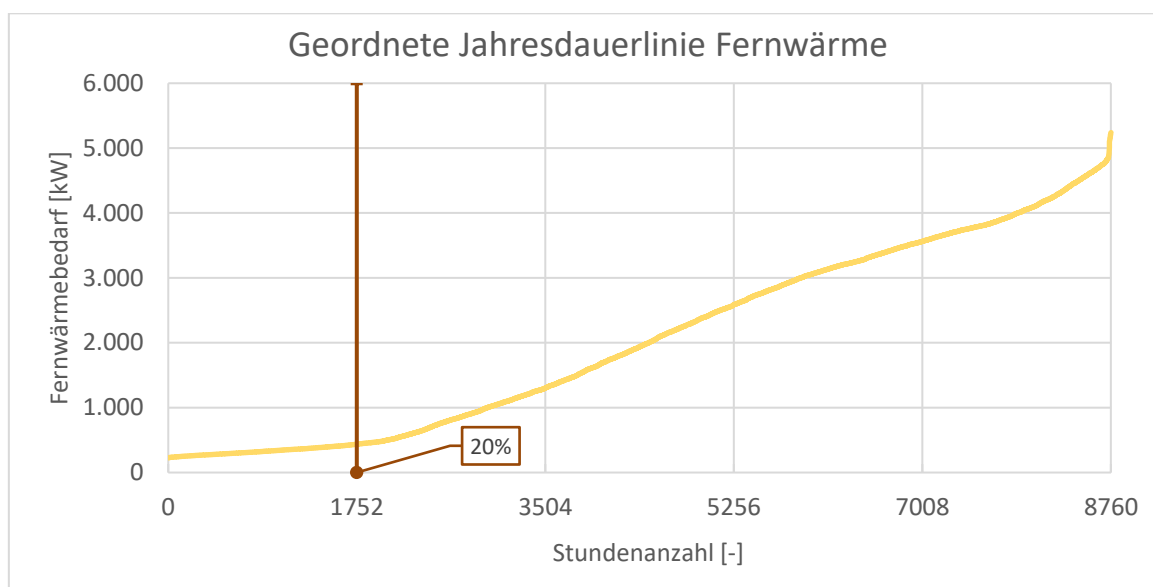


Abbildung 33: Schematische Darstellung aufsteigend geordnete Jahresdauerlinie des Fernwärmebedarfs mit Schnittpunkt bei 20% aller gemessenen Werte

Als Grundlage für die Systemgrößendimensionierung dienen Simulationen basierend auf einem thermodynamischen rSOC-Systemmodell, welches ein datengetriebenes Modell des Stacks beinhaltet. [5, 35]

Die Kennwerte des rSOC-Systems aus der Simulation im Elektrolysebetrieb umfassen die Zellenleistung, das Wasserstoffergebnis und die Verdampfungsleistung. Hierbei muss die interne Wärmerückgewinnung und der interne Energieverbrauch berücksichtigt werden. Die Messwerte im Brennstoffzellenbetrieb umfassen die Zellenleistung, den Wasserstoffverbrauch und den internen Energieverbrauch. Sämtliche Messwerte sind in Anhang 8.1 angeführt.

Um größere rSOC-Systeme dimensionieren zu können, werden die Verhältnisse der Messwerte im Vollastbetrieb berechnet und in Tabelle 9 dargestellt. In dieser Tabelle ist die Verdampfungsleistung angeführt, welche den externen Energiebedarf für die Verdampfung von flüssigem Wasser mit Umgebungstemperatur darstellt.

Tabelle 9: Messwertverhältnisse Vollastbetrieb rSOC

Messwertverhältnisse	Formel	
Zugeführte elektrische Leistung zum Stack in Elektrolyse / Erzeugte Nettoleistung Brennstoffzelle	$\eta_{FC,EC} = \frac{P_{EC,zu}}{P_{FC,ab}} = 3,31$	(5-5)
Erzeugte Nettoleistung (abzüglich internen Energiebedarfs) Brennstoffzelle / Wasserstoffverbrauch	$\eta_{FC} = \frac{P_{FC,ab}}{P_{H_2,zu}} = 0,67$	(5-6)
Wasserstofferzeugung / Zugeführte elektrische Leistung zum Stack in Elektrolyse	$\eta_{EC} = \frac{P_{H_2,ab}}{P_{EC,zu}} = 0,91$	(5-7)
Zugeführte elektrische Leistung zum Stack in Elektrolyse / Verdampfungsleistung	$\eta_{EC,V} = \frac{P_{EC,zu}}{P_V} = 7,34$	(5-8)
Erzeugte Nettoleistung (abzüglich internen Energiebedarfs) Brennstoffzelle / CH ₄ -Verbrauch	$\eta_{FC,CH_4} = \frac{P_{FC,ab}}{P_{CH_4,zu}} = 0,58$	(5-9)

Eine Dimensionierung anhand des nutzbaren Abwärmepotentials erfolgt über das Messwertverhältnis aus Formel (5-8), indem die Verdampfungsleistung mit dem Wert des nutzbaren Abwärmepotentials gleichgesetzt wird. Eine Dimensionierung hinsichtlich der Eigenverbrauchsdeckung von elektrischem Strom wird über die Wahl der Brennstoffzellenleistung geschaffen, welche den Strombedarf decken muss. Alle Werte für die Dimensionierung können über diese Verhältnisse berechnet werden.

Abschließend werden die Investitionskosten aus Kapitel 3.7 an die installierte Leistung angepasst.

Szenarien

Szenarien beschreiben die Betriebsweisen eines rSOC-Systems in den einzelnen Industriesektoren. Diese Szenarien sind zeitlich abhängig vom Strombedarf, Strompreis und der nutzbaren Abwärme. Folgende Szenarien werden allgemein hinsichtlich jeder Industrie betrachtet.

- Eine vollständige Abwärmenutzung im Elektrolysebetrieb (AW):
Hierbei wird das gesamte zu Verfügung stehende Abwärmepotential für die Dampferzeugung genutzt.
- Keine Abwärmenutzung im Elektrolysebetrieb (KW):
Es wird kein Abwärmepotential genutzt und stattdessen ein interner elektrischer Dampferzeuger betrieben.
- Der Brennstoffzellenbetrieb mit Netzeinspeisung (SOFC_G):
Die gesamte elektrische Energie, welche durch den Einsatz von Wasserstoff erzeugt wird, wird in das Stromnetz eingespeist.
- Der Brennstoffzellenbetrieb mit Deckung des eigenen Strombedarfs (SOFC_C):
Die gesamte elektrische Energie, welche durch den Einsatz von Wasserstoff erzeugt wird, wird verwendet, um den eigenen Strombedarf zu decken.
- CH₄-Brennstoffzellenbetrieb mit Netzeinspeisung (SOFC_{CH4}_G):
Die gesamte elektrische Energie, welche durch den Einsatz von CH₄ erzeugt wird, wird in das Stromnetz eingespeist.
- CH₄-Brennstoffzellenbetrieb mit Deckung des eigenen Strombedarfs (SOFC_{CH4}_C):
Die gesamte elektrische Energie, welche durch den Einsatz von CH₄ erzeugt wird, wird verwendet, um den eigenen Strombedarf zu decken.

In Bezug auf die Glasindustrie werden zusätzlich zu den oben angeführten allgemeinen Szenarien zwei weitere Szenarien im Falle einer Fernwärmeauskopplung betrachtet.

- Eine vollständige Abwärmenutzung des noch vorhandenen Abwärmepotentials (FW):
Es wird vom vorhandenen Abwärmepotential der Bedarf einer Fernwärmeversorgung abgezogen.
- Eine vollständige Abwärmenutzung des noch vorhandenen Abwärmepotentials bei halber Systemgröße (FW0.5): Es wird unter Annahme der halben rSOC-Systemgröße dem Abwärmepotential der Bedarf einer Fernwärmeversorgung abgezogen.

Eine schematische Darstellung der verschiedenen Szenarien wird in Abbildung 34 veranschaulicht.

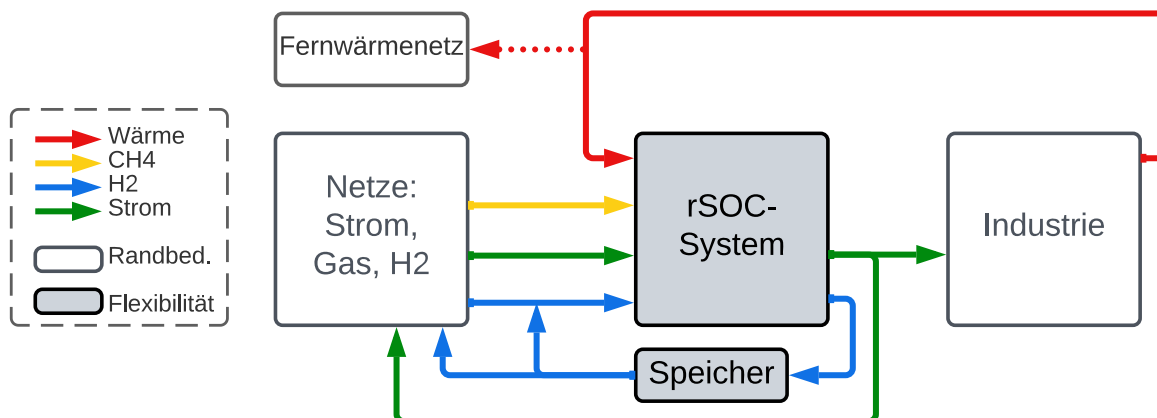


Abbildung 34: Schematische Darstellung eines rSOC-Systems für alle Szenarien mit einem Anschluss an die Energienetze und Verbindung mit der Industrie.

Diese Abbildung zeigt den schematischen Aufbau für den Fall einer Fernwärmeauskopplung mit gleichzeitiger Abwärmenutzung (FW und FW0.5). Bei der vollständigen Abwärmenutzung (AW) ist kein Wärmestrom in das Fernwärmenetz vorhanden. Bei keiner Nutzung der Abwärme (KW) sind alle Wärmeströme zu vernachlässigen. Die gegebenen und unveränderbaren Randbedingungen sind hierbei weiß, während veränderbare Variablen in Grau hinterlegt sind.

Geordnete Kosten- und Profitkurven

In der ersten wirtschaftlichen Betrachtung werden für die Szenarien der Jahre 2030 und 2050 mit den verschiedenen Betriebsweisen in den unterschiedlichen Industriespaten aufsteigend geordnete Jahresdauerlinien erstellt. Diese geordneten Jahresdauerlinien bringen die Erzeugungskosten für eine Kilowattstunde Wasserstoff in einen Zusammenhang mit den rentablen Jahresbetriebsstunden. Die Betriebsweise der Elektrolyse ist gleichbedeutend mit einem direkten Verkauf des produzierten Wasserstoffes, während der Brennstoffzellenbetrieb den Verkauf oder direkten Verbrauch der erzeugten elektrischen Energie nach sich zieht.

Der Wasserstoffpreis, die Stromkosten, die Erdgaskosten und der Stromprofit werden für die Zeitpunkte 2030 und 2050 ermittelt, um sie in den jeweiligen Szenarien anwenden zu können.

Diese Wasserstoffpreise betragen 10,12 ct/kWh im Jahr 2030 und 6,14 ct/kWh im Jahr 2050.

[36]

Der Strompreis und Erdgaspreise für die Jahre 2030 und 2050 werden herangezogen, welche anhand zukünftiger Marktentwicklungen entstehen.[36, 37]Diesen Stromkosten wird in weiterer Folge das Netznutzungsentgelt (0,5 ct/kWh) und das Netzverlustentgelt (0,1 ct/kWh) für die Netzebene drei der Steiermark laut Verordnung [38] angerechnet. Der Erdgaspreis wird um das Netznutzungsentgelt (0,1605 ct/kWh) für die Netzebene zwei Zone E laut Verordnung [39] ergänzt. Der Stromprofit beschreibt jenen Profit, welcher beim Verkauf am Strommarkt erzielt wird. Hier wird das Systemdienstleistungsentgelt für die Stromeinspeisung und das Netznutzungsentgelt für Pumpspeicherkraftwerke laut Verordnung [38] abgezogen. Aufgrund der fehlenden Marktreife von rSOC-Systemen werden lediglich operative Kosten in der geordneten Kosten- und Profitkurven berücksichtigt.

Eine Vergleichbarkeit zwischen jenen Betriebsweisen ergibt sich über die Erzeugungskosten, welche in Formel (5-10) und (5-11) angeführt sind. Diese werden im Falle der Elektrolyse über eine Anpassung der Stromkosten mittels Wirkungsgrades berechnet. Die Berechnung jenes Wirkungsgrades ist in Tabelle 9 Formel (5-7) dargestellt. Die Berechnung der Erzeugungskosten im Falle der Elektrolyse ($c_{H_2,EC}$) ist in Formel (5-10) dargestellt. Dabei werden die Stromkosten (c_s) in Cent pro Kilowattstunde Strom (ct/kWh_{Strom}) durch den Wirkungsgrad der Elektrolyse dividiert.

$$c_{H_2,EC} \frac{ct}{kWh_{H_2}} = \frac{c_s \frac{ct}{kWh_{Strom}}}{\eta_{EC} \frac{kWh_{H_2}}{kWh_{Strom}}} \quad (5-10)$$

Im Falle des Brennstoffzellenbetriebes handelt es sich bei der Ermittlung der Erzeugungskosten um eine Anpassung des Stromprofits (c_p) in Cent pro Kilowattstunde Strom (ct/kWh_{Strom}) mittels des Wirkungsgrades der Brennstoffzelle (η_{FC}) aus Tabelle 9 Formel (5-6). Die Berechnung der Erzeugungskosten im Falle der Brennstoffzelle ist in Formel (5-11) dargestellt.

$$c_{H_2,FC} \frac{ct}{kWh_{H_2}} = c_p \frac{ct}{kWh_{Strom}} \cdot \eta_{FC} \frac{kWh_{Strom}}{kWh_{H_2}} \quad (5-11)$$

Die aufsteigend geordnete Jahresdauerlinie in Bezug auf die Erzeugungskosten wird in Abbildung 35 veranschaulicht. Die Schnittpunkte der Elektrolysebetriebe mit dem

Wasserstoffpreis ergeben die rentablen Betriebsstunden unter jenem Wasserstoffpreis, da somit ein Gewinn durch den Verkauf von H₂ erzielt wird. Die Schnittpunkte der Brennstoffzellenbetriebe mit dem Wasserstoffpreis über jenem Wasserstoffpreis ergeben die rentablen Betriebsstunden, da ein Gewinn durch die Stromerzeugung generiert werden kann, wenn der Wasserstoffpreis im Vergleich gering ist. Diese Schnittpunkte sind in Abbildung 36 dargestellt und deren Werte in Tabelle 10 eingetragen.

Ein zeitlicher Zusammenhang zwischen dem Elektrolyse- und Brennstoffzellenbetrieb ist hierbei nur bedingt geschaffen. Zwar trifft es zu, dass sich aufgrund der unteren bzw. oberen Schwelle, welche der Wasserstoffpreis darstellt, eine zeitliche Überschneidung nicht ergibt, jedoch muss für den Brennstoffzellenbetrieb Wasserstoff erzeugt und gespeichert oder zugekauft werden.

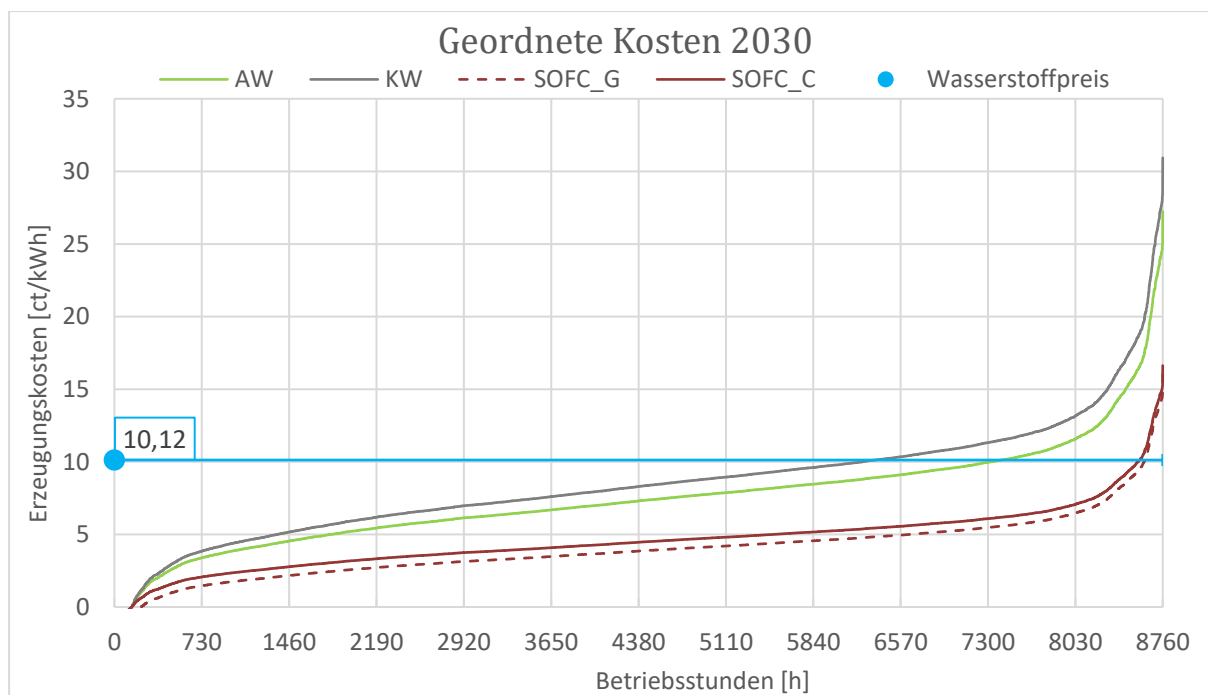


Abbildung 35: Jahresdauerlinie für eine schematische Analyse

In weiterer Folge werden die rentablen Betriebsstunden und vor allem die Stunden des Stillstandes herangezogen, um eine Aussage über die Auslastung eines rSOC-Systems zu treffen. Die aus den Schnittpunkten in Abbildung 36 resultierenden rentablen Betriebsstunden und Stillstände sind der Tabelle 10 zu entnehmen.

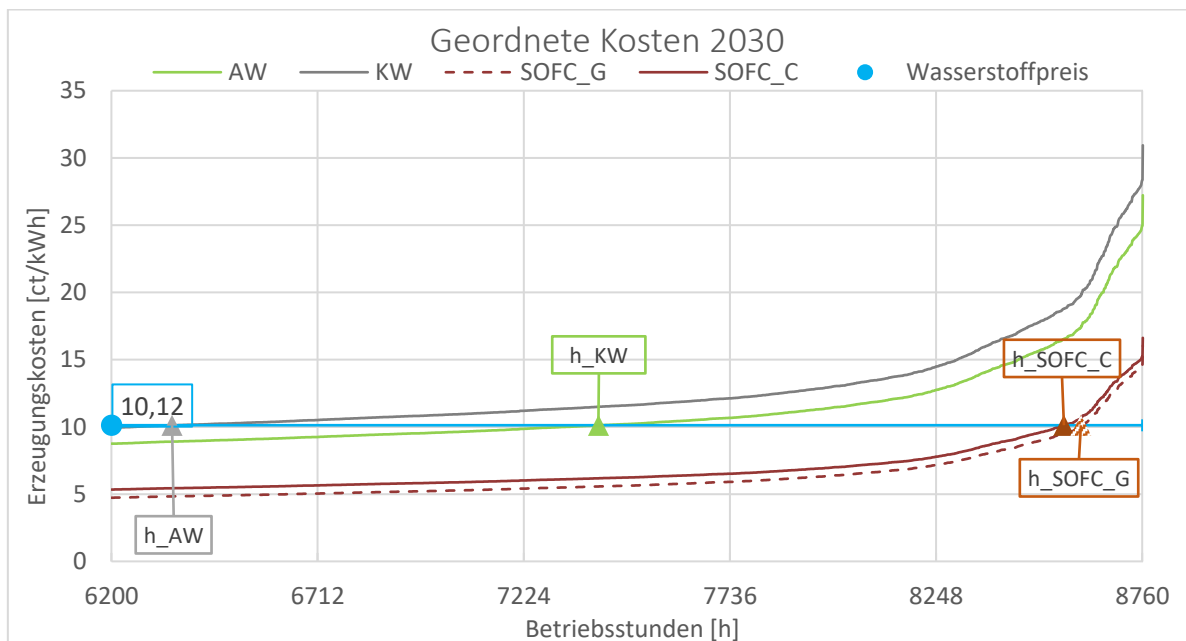


Abbildung 36: Jahresdauerlinie vergrößert mit Schnittpunkten für eine schematische Analyse

Tabelle 10: Betriebsstunden der Szenarien schematisch dargestellt

Betriebsstunden 2030 [h]						
	h_AW	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFCCH4_G	h_SOFCCH4_C
	7410	6351	152	194	3610	4923
Stillstand_G	1198	2257				
Stillstand_C	1156	2215				

Der Stillstand in Bezug auf einen Brennstoffzellenbetrieb zur Strombedarfsdeckung mit den Szenarien der Elektrolyse (Stillstand_C) ergibt sich aus der Differenz der gesamten Jahresstunden und der rentablen Betriebsstunden. Gleiches gilt für den Stillstand hinsichtlich des Brennstoffzellenmodus zur Netzeinspeisung mit den Szenarien der Elektrolyse (Stillstand_G).

Um eine bessere Beurteilung des Brennstoffzellenbetriebes zu gewährleisten, wird der Einsatz von Erdgas als Brennstoff in der Glasindustrie der Verwendung von Wasserstoff gegenübergestellt. Hierbei wird für den Einsatz von Erdgas ebenfalls eine aufsteigend geordnete Jahresdauerlinie erstellt, indem eine Profitkurve erstellt wird. Diese Profitkurve ist die Differenz des Stromprofits (c_p) und des Erdgaspreises (c_{EG}).

Der Erdgaspreis wird mithilfe Wirkungsgrades aus Tabelle 9 Formel (5-9) angepasst. Die Berechnung des angepassten Erdgaspreises ($c_{EG,FC}$) ist in Tabelle (5-12) und der Profit des Erdgaseinsatz ($c_{CH_4,FC}$) in Formel (5-13) dargestellt.

$$c_{EG,FC} \frac{ct}{kWh_{EG}} = c_{EG} \frac{ct}{kWh_{EG}} \cdot \eta_{FC,CH_4} \quad (5-12)$$

$$c_{CH_4,FC} \frac{ct}{kWh} = c_P \frac{ct}{kWh_{Strom}} - c_{EG,FC} \frac{ct}{kWh_{EG}} \quad (5-13)$$

Die Jahresdauer des Profites bei Erdgaseinsatz und die Erzeugungskosten des Wasserstoffeinsatzes sind in Abbildung 37 dargestellt.

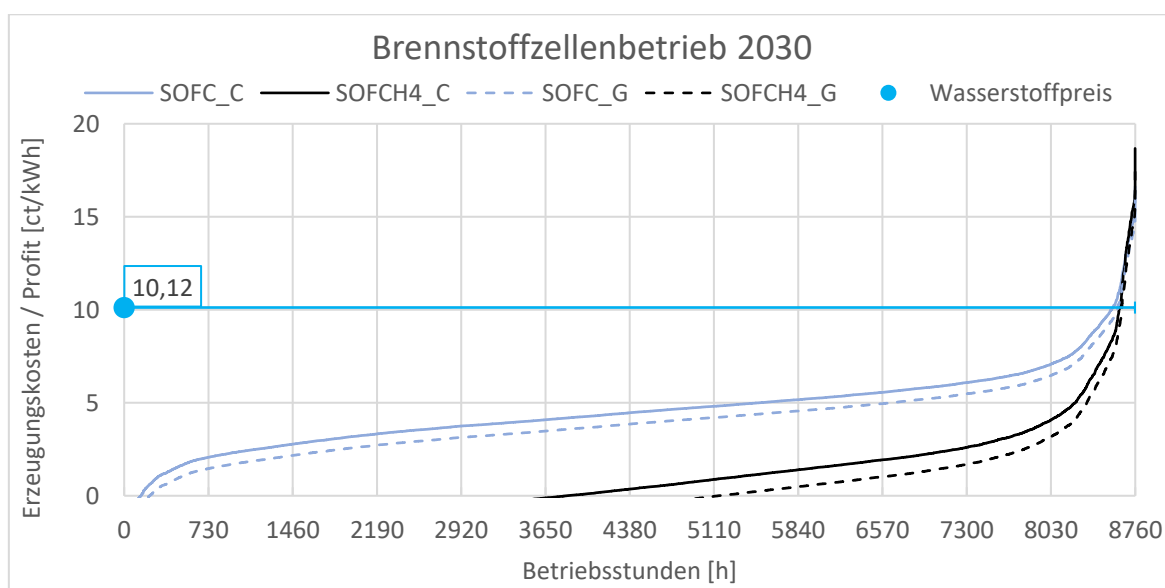


Abbildung 37: Jahresdauerlinie des Brennstoffzellenbetriebes bei Erdgas- und Wasserstoffeinsatz schematisch dargestellt

In der Betrachtung des Erdgaseinsatzes im Brennstoffzellenbetrieb werden die Schnittpunkte herangezogen, um die rentablen Betriebsstunden zu ermittelt. In Abbildung 38 sind die Schnittpunkte schematisch dargestellt.

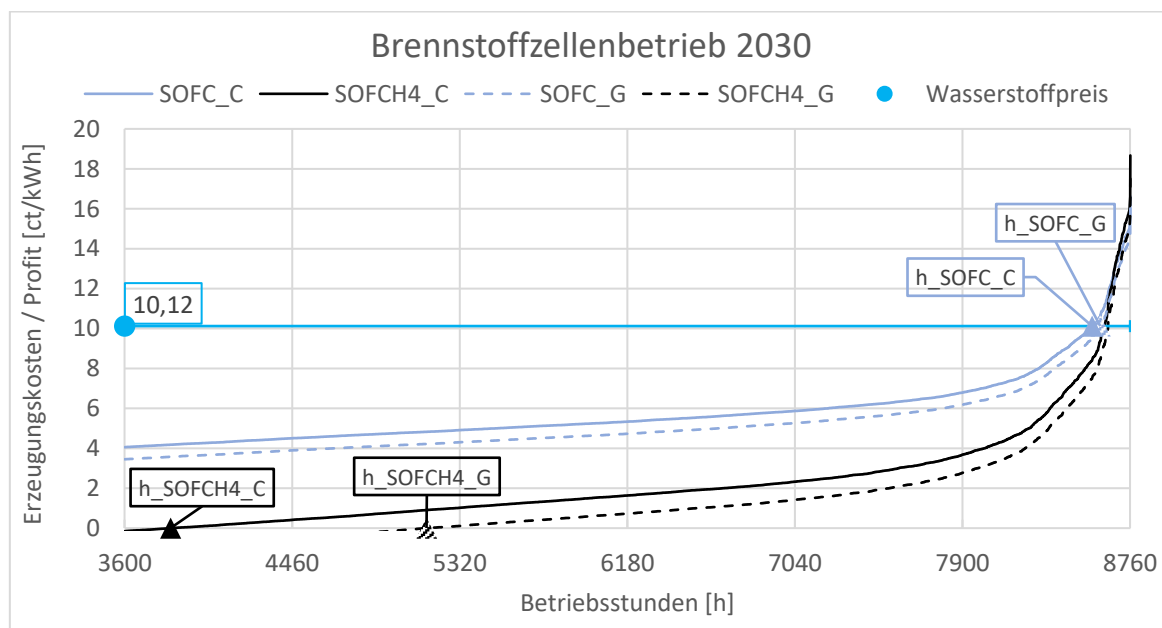


Abbildung 38: Jahresdauerlinien des Brennstoffzellenbetriebes vergrößert dargestellt zur schematischen Ermittlung der Schnittpunkte

In Bezug auf den Einsatz von Erdgas (SOFCH4) ist ein rentabler Betrieb der Fall, wenn die Profitjahreslinie die Nulllinie schneidet. Hinsichtlich des Brennstoffzellenbetriebes wird ein Gewinn erzielt, wenn die Jahreslinie der Erzeugungskosten die Linie des Wasserstoffpreises schneidet. Die aus den Schnittpunkten resultierenden rentablen Betriebsstunden sind in Tabelle 10 angeführt.

In weiterer Folge werden Szenarien für die Optimierung herangezogen, um einen zeitlichen Zusammenhang herzustellen. Jene Jahresdauerlinien und dessen Ergebnisse werden in weiterer Folge mit den Ergebnissen der Optimierung verglichen.

Optimierung

Die Optimierung erfolgt via Python unter Anwendung des Softwarepaketes Pyomo für Optimierungsmodelle und in Kombination mit dem Optimierungsprogramm Gurobi. [40–43]

Gurobi ist ein Optimierungsprogramm, welches mittels Optimierungsverfahren MILP (mixed integer linear programming) Probleme löst.

In dieser Methode wird eine lineare Zielfunktion für die Maximierung des Profits aufgestellt, welche durch lineare Nebenbedingungen, bestehend aus Gleichungen und Ungleichungen, eingeschränkt wird. Beim Optimierungsproblem handelt es sich um ein gemischt ganzzahliges lineares Problem. Das bedeutet, dass die Variablen reelle und ganzzahlige Zahlen darstellen. Ein Beispiel für ganzzahlige Variablen sind das Aus- (0) und Einschalten (1) des Elektrolysemodus.

Das Optimum wird durch das Branch and Bound Verfahren ermittelt. Hierbei werden im ersten Schritt die ganzzahligen Nebenbedingen weggelassen und das Simplex Verfahren angewandt, bis eine ganzzahlige Lösung erreicht ist. Die Lösungsfindung kann man sich wie Astverzweigungen vorstellen, welche in Abbildung 39 schematisch dargestellt sind.

Branch and Bound Zielfunktion Maximum

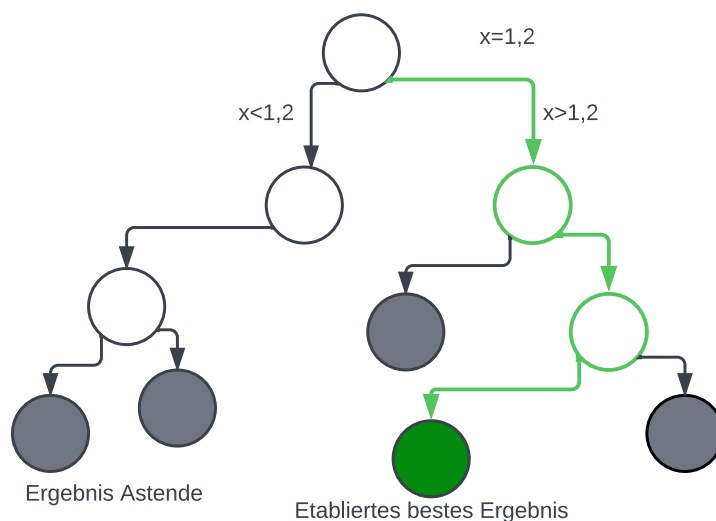


Abbildung 39: Branch and Bound Verfahrensschema für eine Maximum Zielfunktion

Wird durch die Simplex Methode ein ganzzahliges Ergebnis gefunden, gilt die Astverzweigung als geschlossen und das Endergebnis als etabliertes Ergebnis.

Handelt es sich beim Endergebnis eines Astendes um das derzeit beste Ergebnis, spricht man vom besten etablierten Ergebnis (Incumbent). Wird an anderen Astverzweigungen ein

besserer Zielfunktionswert erreicht, gilt jenes Ergebnis als bester etablierter Wert (neues Incumbent).

Zusätzlich wird die beste lineare Lösung aller Knoten gefunden (best bound) und eine Gap definiert. Diese Gap gilt als Abbruchkriterium und ist die Differenz zwischen Incumbent und best bound. Wenn diese Gap mit 0% definiert wird, gilt das Ergebnis als Optimum und das Incumbent entspricht dem best bound. Trotz der Möglichkeit mehrere Astverzweigungen parallel zu behandeln, sind durch die Komplexität des Modells die Berechnungszeiten sehr hoch, weshalb eine Gap von 3% eingestellt wird.

Aufgrund der Komplexität des Modells und der damit einhergehenden Berechnungszeit wird neben dem Approximationsverfahren das heuristische Verfahren als Optimierungsmethode angewandt. Mithilfe jenes Verfahrens wird eine zufällige aber oftmals schnellere Näherung an die beste Lösung gefunden.

Ziel der Optimierung des Betriebes des rSOC-Systems ist ein maximaler Profit, welcher mit minimalen Speicherkosten, Umschaltkosten, Aufheizkosten und Standbykosten verbunden ist. Im Vorgang der Optimierung wird der monetär sinnvollste Betriebsmodus in jedem 15 Minuten langem Zeitabschnitt über ein Jahr berechnet, um den maximalen Profit zu erzielen. Diese Betriebspunkte beinhalten den Elektrolysebetrieb, den Brennstoffzellenbetrieb, den Standbymodus, die Abschaltung und das Aufheizen.

Zusätzlich wird die Kapazität eines Wasserstoffspeichers optimiert, um minimale Kosten zu erzeugen. Die Speicherung als auch die Betriebsmodi Standby, Abschaltung und Aufheizen werden mit operativen Kosten versehen. Als Grundlage für die Optimierung dienen Zeitreihen für den Energieverbrauch, Strompreis, Stromprofit, Wasserstoffpreis und nutzbare Abwärme des jeweiligen Szenarios und Industrie. Die Parameter, Variablen und die Zielfunktion sind in Tabelle 11 abgebildet.

Tabelle 11: Unveränderbare Parameter, Variablen und Zielfunktionsinhalte der Optimierung

Randbedingungen	Variablen	Zielfunktion
Strompreis	Systemleistung	Maximaler Profit (5-14)
Stromprofit	Wasserstoffbedarf	
Speicherkosten	Wasserstofferzeugung	
Umschaltkosten	Betriebsmodus	
Strombedarf	Stromerzeugung	
Wärme		
Wasserstoffpreis		
Systemgröße		
rSOC-Modelleigenschaften		
Erdgaspreis		
Standbykosten		
Abschaltkosten		

Die Betriebsmodi beinhalten den Elektrolysebetrieb zur Speicherung oder Netzeinspeisung, den Brennstoffzellenbetrieb mit Netzeinspeisung oder Eigenbedarfsdeckung sowie Standby und Abschaltung.

Die Wasserstoffbedarf, Strom- und Wasserstofferzeugung stehen im direkten Zusammenhang mit der Systemleistung, welche sich bis zu 60% der Nominalleistung drosseln lässt.

Die Zielfunktion des maximalen Profits setzt sich aus mehreren Teilen zusammen. Diese beinhalten eine minimale Speichergröße und die damit einhergehenden Speicherkosten sowie minimale Standby-, Umschalt- und Abschaltkosten.

Der Wasserstoffspeicher wird als geschweißter Stahltank mit einem Betriebsdruck von 200 bar angenommen. Die Investitionskosten liegen hier bei 470€ pro Kilogramm H₂. Die operativen Kosten belaufen sich bei einer Betriebsdauer von 40 Jahren auf 2% dieser Investitionskosten pro Jahr. [44]

Die Berechnung des Profits ist in Formel (5-14) dargestellt. Hierbei wird die Summe aus den Erträgen des Stromverkaufes (E_{SG}), der Deckung des Eigenbedarfs an Strom (E_{SC}) und dem Wasserstoffverkauf (E_{H_2G}) abzüglich der Kosten für den Speicher (K_{SOC}) den Standbybetrieb

(K_{SB}) die Aufheizkosten im Falle einer Aufheizung nach Abschaltung (K_{HU}) und den Umschaltkosten (K_R) gebildet.

$$GOP = \sum_{i=1}^{n=35040} E_{SC,i} + E_{SG,i} + E_{H_2G,i} - K_{SOC,i} - K_{SB,i} - K_{HU,i} - K_{R,i} \quad (5-14)$$

Abschließend erfolgt eine statische Beurteilung, nach welcher Betriebsdauer ein Investment in ein rSOC-System gedeckt ist. Die Berechnung der Amortisationsdauer ist in Formel (5-15) angeführt. Dabei werden die Investitionskosten (K_I) durch den Profit (GOP) dividiert.

$$A_t = \frac{K_I}{GOP} \quad (5-15)$$

Die Investitionskosten werden wie in Kapitel 3.6 angeführt, mit 1.500 € pro kW installierter Leistung berechnet und um Wartungskosten in der Höhe von 5% des Gesamtinvestments ergänzt. Die Berechnung der Investitionskosten (K_I) anhand der installierten Leistung (P_I) ist in Formel (5-16) dargestellt.

$$K_I \text{ €} = P_I \text{ kW} \cdot 1.500 \frac{\text{€}}{\text{kW}} \cdot 1,05 \quad (5-16)$$

Innerhalb der Industrien werden folgende Betriebsszenarien, welche in Kapitel 5.1 beschrieben sind, betrachtet und in Tabelle 12 angeführt.

Tabelle 12: Betriebsszenarien der Industrien

	Industrie		
Szenarien	Zement	Glas	Stahl
AW	X	X	X
KW	X	X	X
FW		X	
FW0.5		X	

In Abbildung 40 ist ein optimierter Wochenverlauf dargestellt.

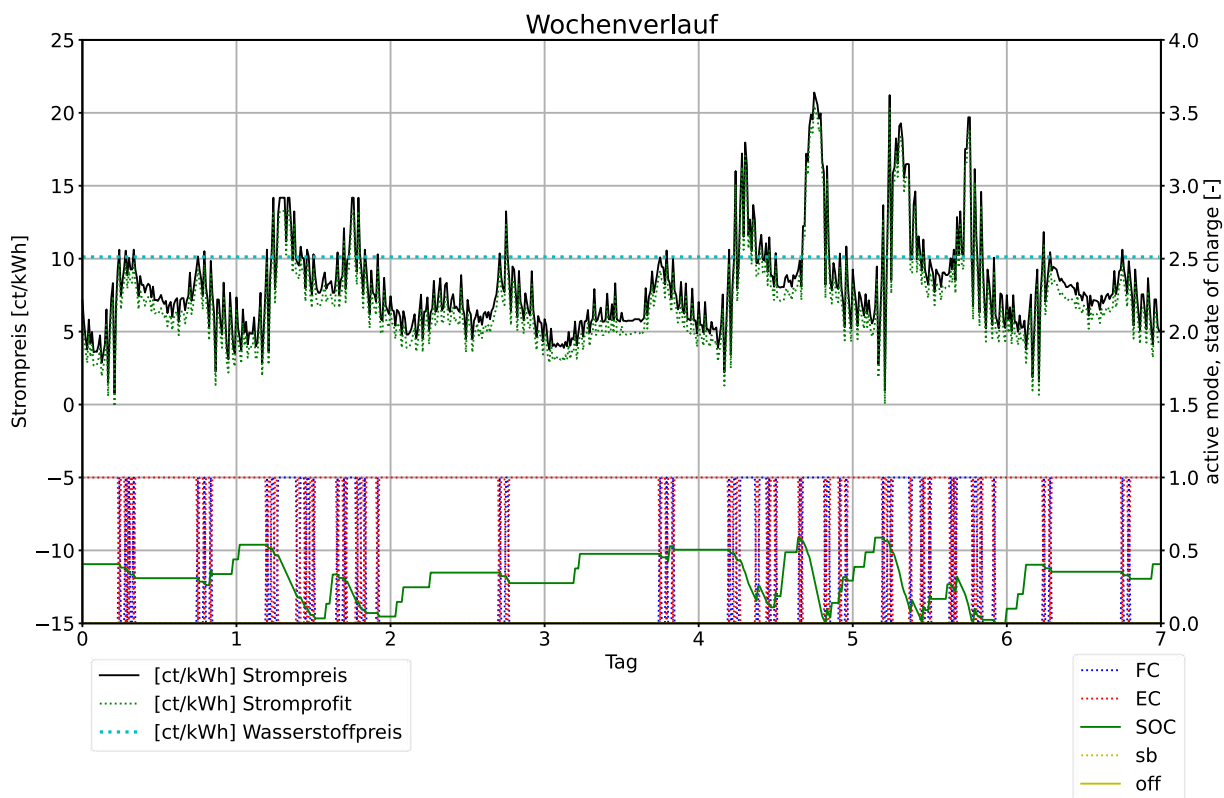


Abbildung 40: Schematische Darstellung der Optimierungsergebnisse einer Woche für die rSOC-Betriebsmodi und den Speicherstandverlauf gemeinsam mit den Preisen für Strompreis, Stromprofit und den Wasserstoffpreis

Im unteren Diagrammbereich sind der Brennstoffzellenbetrieb (FC) und der Elektrolysebetrieb dargestellt. Der Betriebsmodus gilt als aktiv, wenn der Wert eins erreicht wird. Der Verlauf des Wasserstoffspeicherstandes (SOC) ist in grün auf einer Skala von Null bis Eins abgebildet, wobei Eins einen Speicherstand von 100% bedeutet.

Erkennbar ist, dass das System in den Elektrolysemodus umschaltet, sobald der Strompreis die Linie des Wasserstoffpreises unterschreitet.

5.2 Zementindustrie

In diesem Kapitel werden die Produktionsdaten angeführt und Ergebnisse der Systemgrößenberechnung und der Optimierung für die Szenarien der Zementindustrie angeführt.

5.2.1 Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen

Der Wärmebedarf in der Zementindustrie beläuft sich im Mittel auf 3.618 MJ pro Tonne Zement, welcher rund 1.005 kWh/t entspricht. Der Stromverbrauch macht im Mittelwert 113 kWh/t aus, was einen Stromanteil am Gesamtenergiebedarf von 10% ausmacht. [19]

Die Literaturwerte werden mit den Daten der Lafarge Zement Retznei verglichen. Diese produziert im Jahr rund 625.000 Tonnen Zement [45] , was eine Produktionsrate von 1.875 Tonnen pro Tag bedeutet. Der Produktionsbetrieb ist hierbei ganztägig und bis auf Wartungsarbeiten das ganze Jahr durchgehend.

Die Rohmehlmühle wird mit einem Teilstrom der Abwärme aus dem Zyklon vorgewärmt und mit Strom betrieben. Der Strombedarf jener macht 20% des gesamten Strombezuges in einem Zementwerk aus und beläuft sich auf 18 kWh pro Tonne Rohmehl. Die Klinkermühlen machen 40% des gesamten Strombedarfs aus und liegen bei 51 kWh pro Tonne Zement. [18]

Der Wärmebedarf fällt im Drehrohrofen mittels Erdgasfeuerung an. Eine Sekundärfeuerung im Kalzinator ist zudem vorhanden.

Der Betrieb der Rohmehlmühle läuft simultan zum Drehrohrofen und mit Ausnahme von Revisionen durchgehend. Der Betrieb der Klinkermühle läuft ununterbrochen, weist allerdings saisonale Leistungsschwankungen auf. Im Jänner befinden sich die Rohmehlmühle und der Drehrohrofen im Stillstand aufgrund einer Revision. [46]

Der jährliche elektrische Leistungsverlauf der Rohmehlmühle, der Klinkermühle und des Drehrohrofens samt Klinkerkühler und Kalzinator (KDK) sind in Abbildung 41 angeführt.

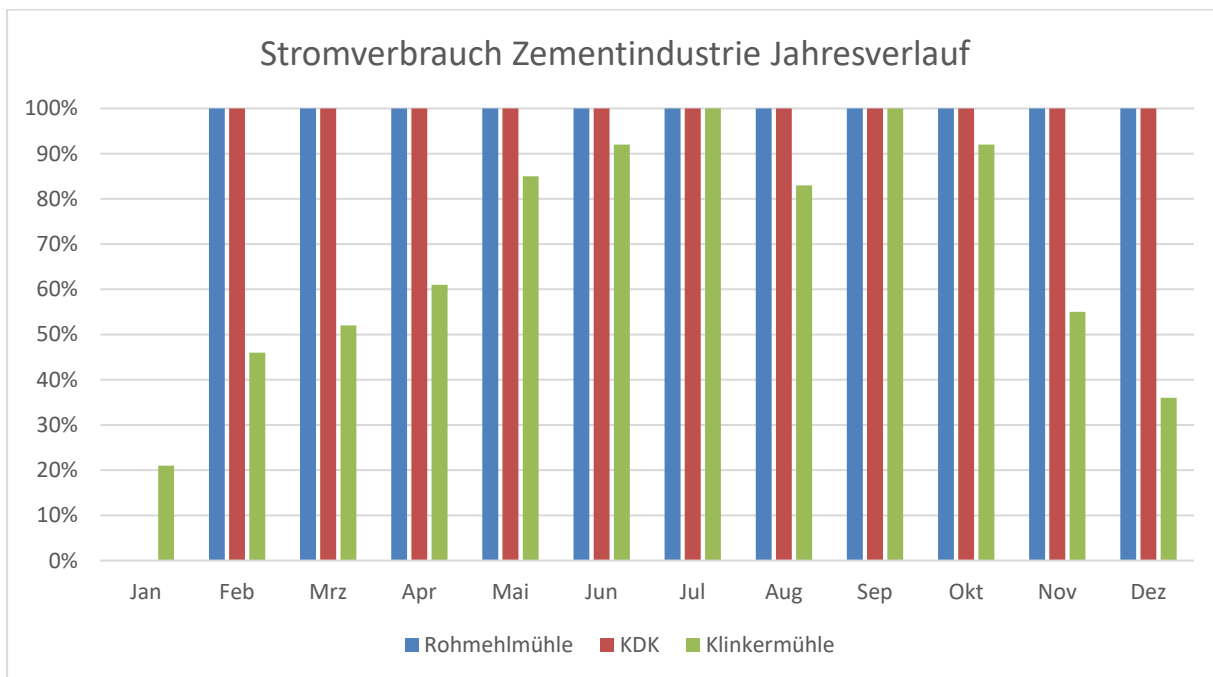


Abbildung 41: Jährlicher elektrischer Leistungsverlauf basierend auf Daten der Literatur über den Produktionsverlauf von Zementwerken [46]

In Abbildung 42 wird das Prozessmodell durch das Programm Ganymed dargestellt. Die Modellparameter sind im Anhang 8.2 angeführt. Die Energieeinträge sind farblich markiert, wobei der elektrische Strom in gelb, Direct Fuel in braun und Wärmeströme in rot dargestellt sind.

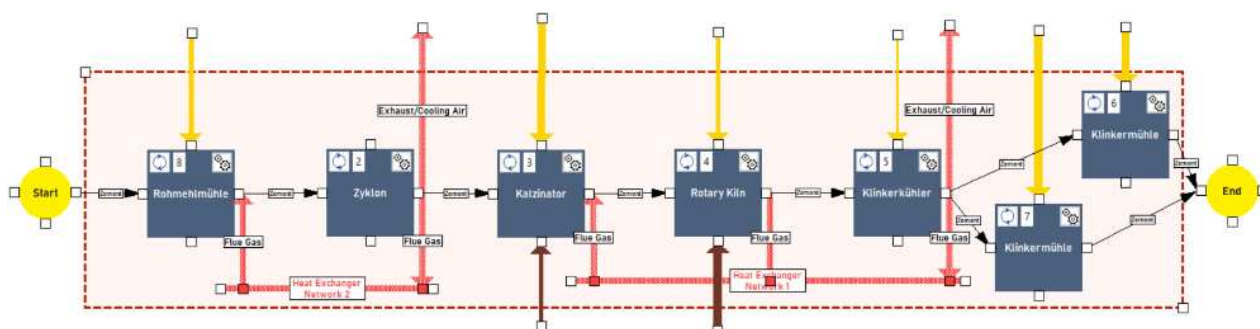


Abbildung 42: Ganymedmodell der Zementindustrie mit den Energieströmen Direct Fuel (Brennstoff in braun), Elektrizität (gelb) und Wärme (rot)

Die wöchentlichen Produktionsdaten eines Zementhersteller im Volllastbetrieb sind in Abbildung 43 dargestellt.

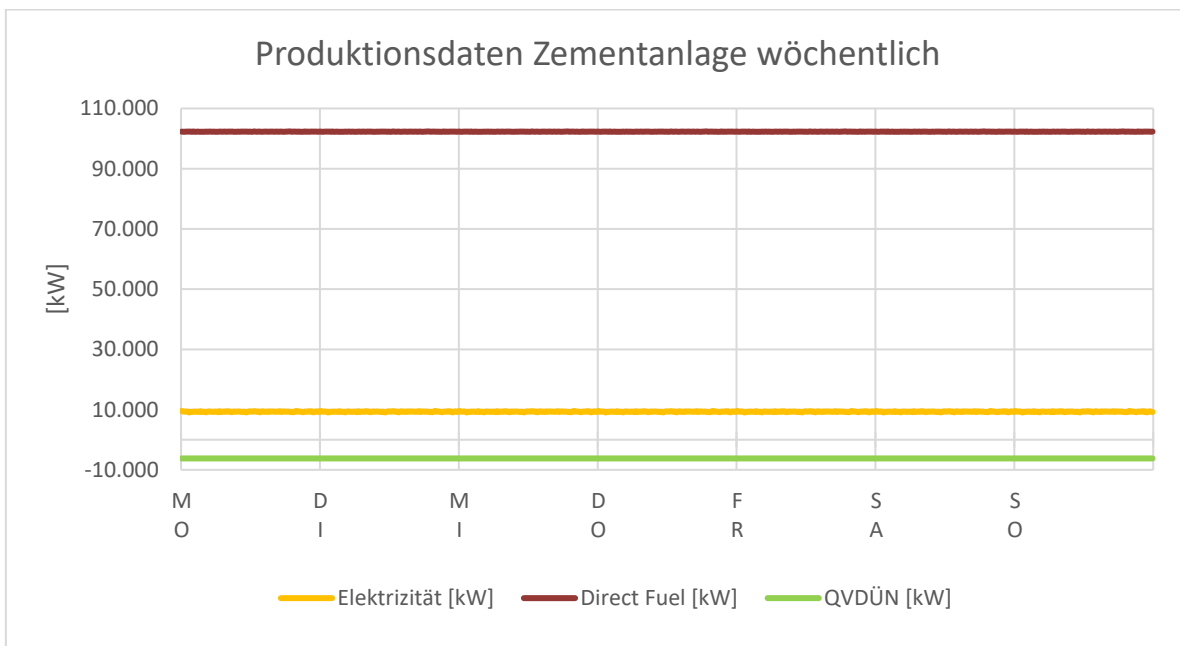


Abbildung 43: Produktionsdaten einer Zementanlage hinsichtlich des Abwärmepotentials (QVDÜN), des Elektrizitätsbedarfs und des benötigten Brennstoffes (Direct Fuel)

Wie in der Bewertungsmatrix des Kapitels 4.5.2 angeführt, wird die Abwärme des Klinkerkühlers und des Zyklons genutzt, um Dampf für die Elektrolyse des rSOC-Systems bereitzustellen.

Das Abwärmepotential des Klinkerkühlers beläuft sich auf 32,86 kWh/t mit einer Temperatur von 275°C. Das Abwärmepotential des Zyklons wird mit 134 kWh/t abzüglich des Wärmestroms von 34 kWh/t angenommen, welcher in der Rohmehlmühle zur Trocknung verwendet wird. Die Temperatur liegt hier ebenfalls bei 275°C.[47]

Die einzelnen Abwärmeströme und deren Summe sind in Abbildung 44 dargestellt.

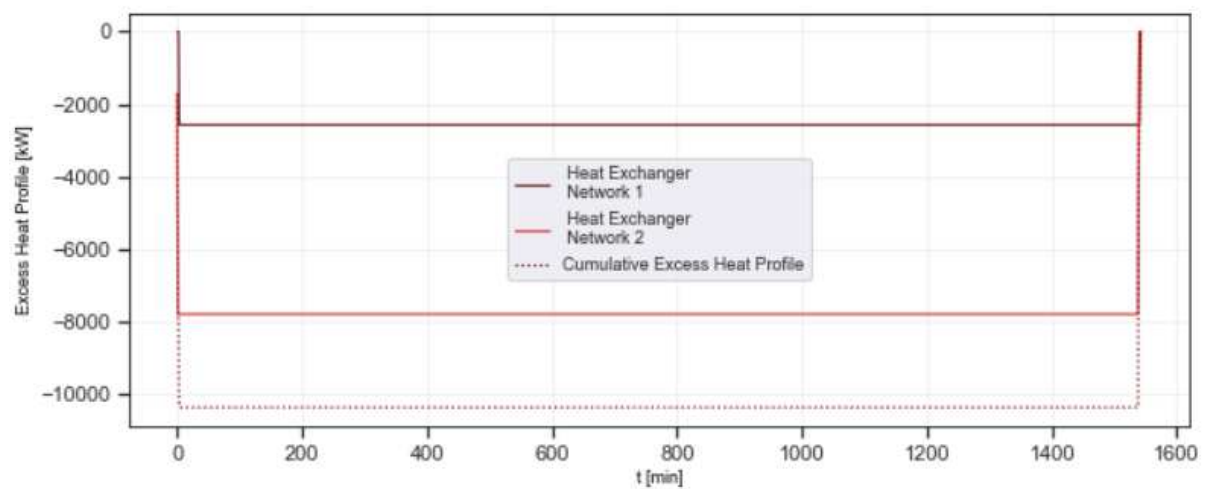


Abbildung 44: Nutzbare Abwärmeströme Zementanlage bestehend aus dem Abwärmepotential des Klinkerkühlers, des Zyklons und deren Summe

5.2.2 Ergebnisse

Im folgenden Kapitel werden die Systemgrößen auf Basis der Produktionsdaten berechnet, welche in weiterer Folge in den Szenarien angewandt werden.

In jenen werden die einzelnen Betriebsweisen für ein Jahr kalkuliert, beurteilt und miteinander verglichen.

Die abschließende Optimierung ermittelt die ökonomisch sinnvollste Betriebsweise und den Profit des rSOC-Systems.

Systemgröße

Die Systemgröße des rSOC-Systems wird wie in Kapitel 5.1 beschrieben durchgeführt.

Die berechneten Dimensionsgrößen eines rSOC-Systems hinsichtlich der nutzbaren Abwärme und des Strombedarfs, berechnet gemäß den Formeln (5-5) bis (5-8), sind in Tabelle 13 dargestellt.

Tabelle 13: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Zementindustrie basierend auf die Messgrößenverhältnisse

Dimensionierung nach Abwärme			Dimensionierung nach Strombedarf		
Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]	Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]
Mittelwert	6.224,40		Mittelwert		9.292,95
Maximum	6.224,40		Maximum		9.554,14
Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse	Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse
Leistung [kW]	13.814,90	45.715,71	Leistung [kW]	9.554,14	31.616,15
H2 Verbrauch [kW]	20.661,06		H2 Verbrauch [kW]	14.288,81	
H2 Erzeugung [kW]		41.752,55	H2 Erzeugung [kW]		28.875,30
Abwärme Nutz [kW]		6.224,40	Abwärme Nutz [kW]		4.304,68

Das Gesamtinvestment wird wie in Formel (5-16) berechnet und beträgt zirka 72 Millionen € für die Installation eines rSOC-Systems mit der Leistung von 45.752,55 kW.

Szenarien

Die betrachteten Szenarien hinsichtlich der Zementindustrie umfassen den Betrieb mit saisonalen Schwankungen für die Jahre 2030 und 2050.

Die Szenarien aus Tabelle 12 für die Zementindustrie kommen hierbei zum Einsatz.

Geordnete Stromkosten

Die geordneten Stromkosten werden für die Jahre 2030 und 2050, wie in Kapitel 5.1 beschrieben, durchgeführt und sind in Abbildung 45 und Abbildung 46 dargestellt.

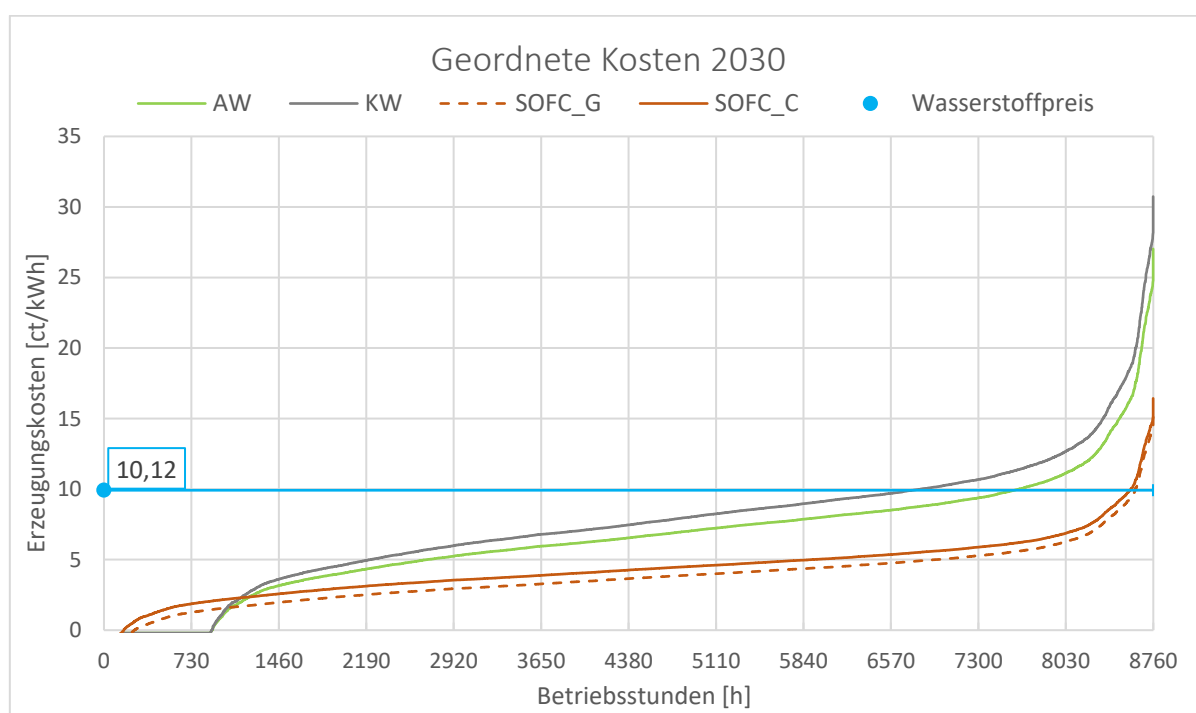


Abbildung 45: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Zement 2030

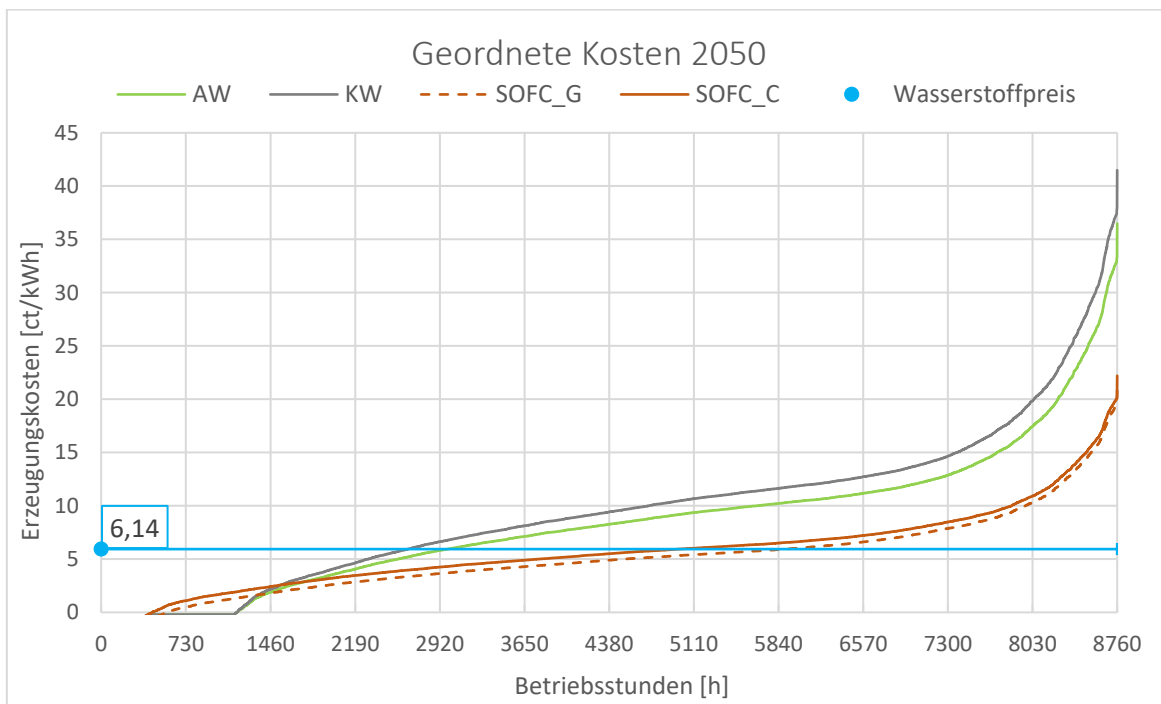


Abbildung 46: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten der Szenarien für Zement 2050

Wie in den Abbildungen ersichtlich ist, sind im Elektrolysebetrieb mit Abwärmenutzung mehr rentable Betriebsstunden erzielbar als ohne nutzbare Abwärme. Der Vergleich der Brennstoffzellenbetriebe zeigt, dass die Deckung des eigenen Strombedarfs wirtschaftlicher ist als ein direkter Verkauf.

Im direkten Vergleich zwischen 2030 und 2050 ist erkennbar, dass der Elektrolysebetrieb aufgrund des niedrigeren Wasserstoffpreises wesentlich mehr rentable Betriebsstunden aufweist als im Jahr 2030. Der Elektrolysebetrieb ist hingegen aufgrund jenes Preises wesentlich in den rentablen Betriebsstunden dezimiert. Die rentablen Betriebsstunden und der Stillstand werden wie in Kapitel 5.1 beschrieben ermittelt. In Tabelle 14 und Tabelle 15 sind die rentablen Betriebsstunden für alle Betriebsweisen abgebildet.

Tabelle 14: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Zementindustrie 2030

Betriebsstunden 2030 [h]						
	h_AW	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFC_H4_G	h_SOFC_H4_C
	6857	6007	152	194	3610	4923
Stillstand_G	1751	2601				
Stillstand_C	1709	2559				

Tabelle 15: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Zementindustrie 2050

		Betriebsstunden 2050 [h]					
		h_AW	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFCCH4_G	h_SOFCCH4_C
		2245	1902	2866	3776	5273	5978
Stillstand_G		3649	3992				
Stillstand_C		2739	3082				

Weiters wird der Einsatz von Erdgas in der Brennstoffzelle dem Wasserstoffeinsatz gegenübergestellt. Der Erdgaseinsatz ist ebenso in die Verstromung zur Eigenbedarfsdeckung (SOFCCH4_C) und die Einspeisung in das Stromnetz (SOFCCH4_G) unterteilt. Diese Gegenüberstellung ist in Abbildung 47 und Abbildung 48 angeführt.

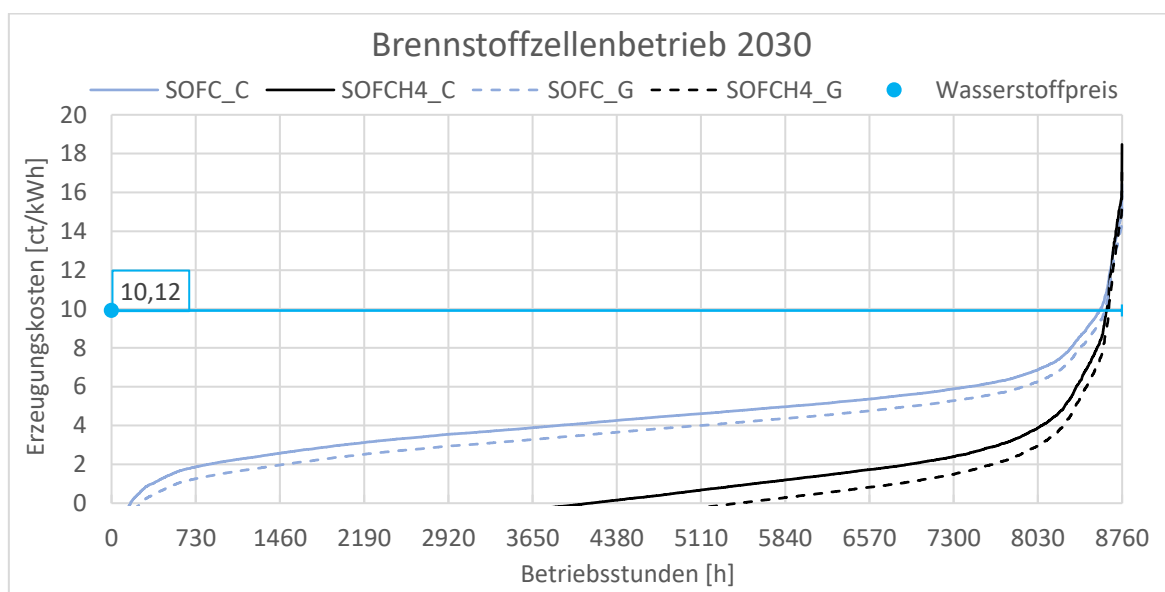


Abbildung 47: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Zementindustrie 2030

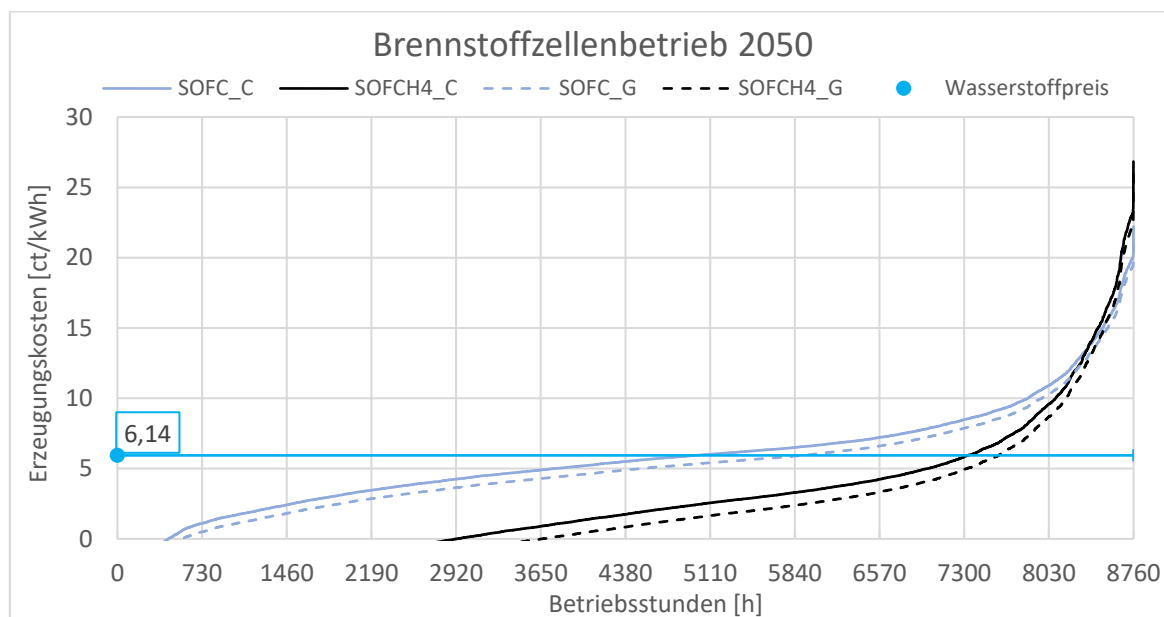


Abbildung 48: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Zementindustrie 2050

Der gewinnbringende Bereich der SOFC mit Wasserstoff liegt oberhalb des Schnittpunktes mit dem Wasserstoffpreis. Der gewinnbringende Bereich der SOFC mit Erdgaseinsatz liegt im positiven Bereich der Profitkurve, wodurch erkennbar ist, dass die Fläche, und somit der Gewinn mit einem Einsatz von Erdgas im Jahr 2030 als auch 2050 wesentlich höher liegt.

Optimierung

Die Optimierung erfolgt für alle Szenarien der Zementindustrie für die Jahre 2030 und 2050.

Die Optimierung erfolgt wie in Kapitel 5.1 beschrieben und der erzielte Profit wird wie in Formel (5-14) berechnet.

Die Ergebnisse der Optimierung sind detailliert im Anhang 8.3 angeführt und der Profit der operativen Tätigkeit in Abbildung 49 Abbildung 60 dargestellt.

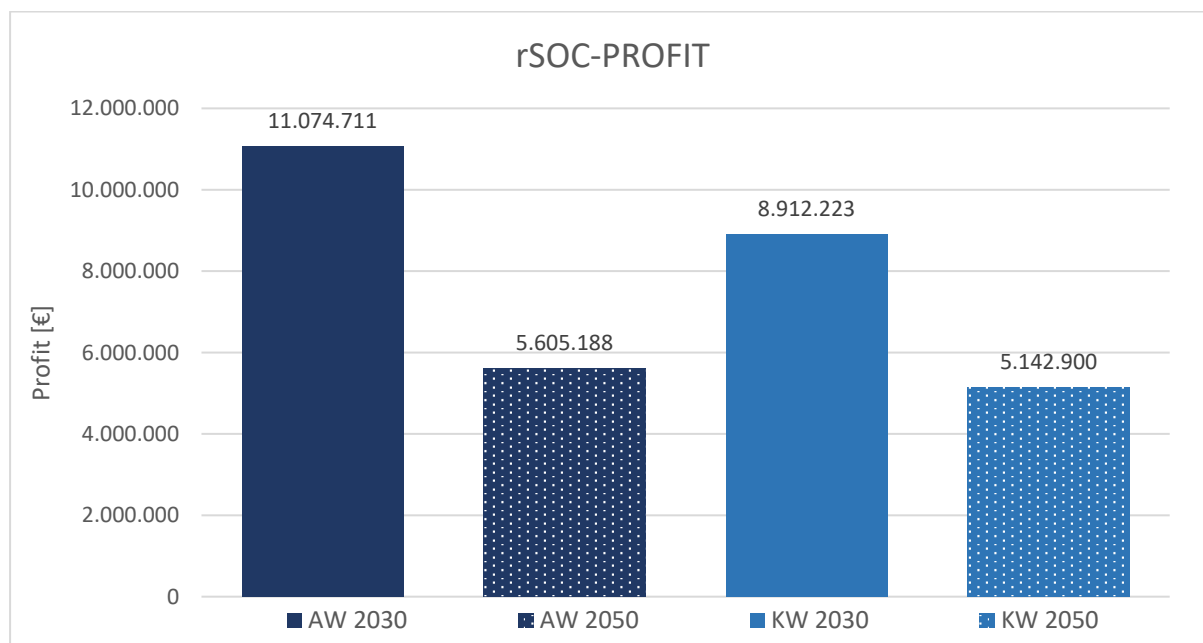


Abbildung 49: Profitergebnis der Optimierung des rSOC-Systems für die Zementindustrie und dessen Szenarien im Jahr 2030 und 2050

Der Profit der vollständigen Nutzung des Abwärmepotentials (AW) ist mit 11.074.710,95€ im Jahr 2030 am höchsten, was auf den erhöhten Wirkungsgrad des rSOC-Systems aufgrund der Abwärmenutzung zurückzuführen ist. Die Investitionskosten bei einer maximalen Leistung von 45.715,71 kW liegen bei zirka 72 Millionen € und werden wie in Kapitel 5.1 erläutert in einer statischen Betrachtung nach Berechnung laut Formel (5-15) nach frühestens 6,6 Jahren gedeckt. Die detaillierten Ergebnisse der Optimierung sind in Anhang 8.3 abgebildet. Erkennbar ist, dass die Profitdifferenz im Jahr 2050 zwischen den beiden Szenarien wesentlich geringer ist als 2030. Dies ist auf die verringerte Elektrolysezeit von 7.443,25 auf 3.153,5 Stunden zurückzuführen. Die Betriebszeiten sind dem Anhang 8.3 zu entnehmen. Die Nutzung des Abwärmepotentials hat somit weniger Einfluss, da der Brennstoffzellenbetrieb im Jahr 2050 aufgrund des niedrigeren Wasserstoffpreises und der steigenden Stromkosten zunimmt. Ein Abschalten und abermaliges Hochfahren des rSOC-Systems ist aufgrund des langsamen Verhaltens und den damit verbundenen Kosten, wie zu erwarten, nicht eingetreten. Der wöchentliche Verlauf der Betriebsweise ist für das rSOC-System mit Abwärmenutzung in Abbildung 50 und Abbildung 51 dargestellt.

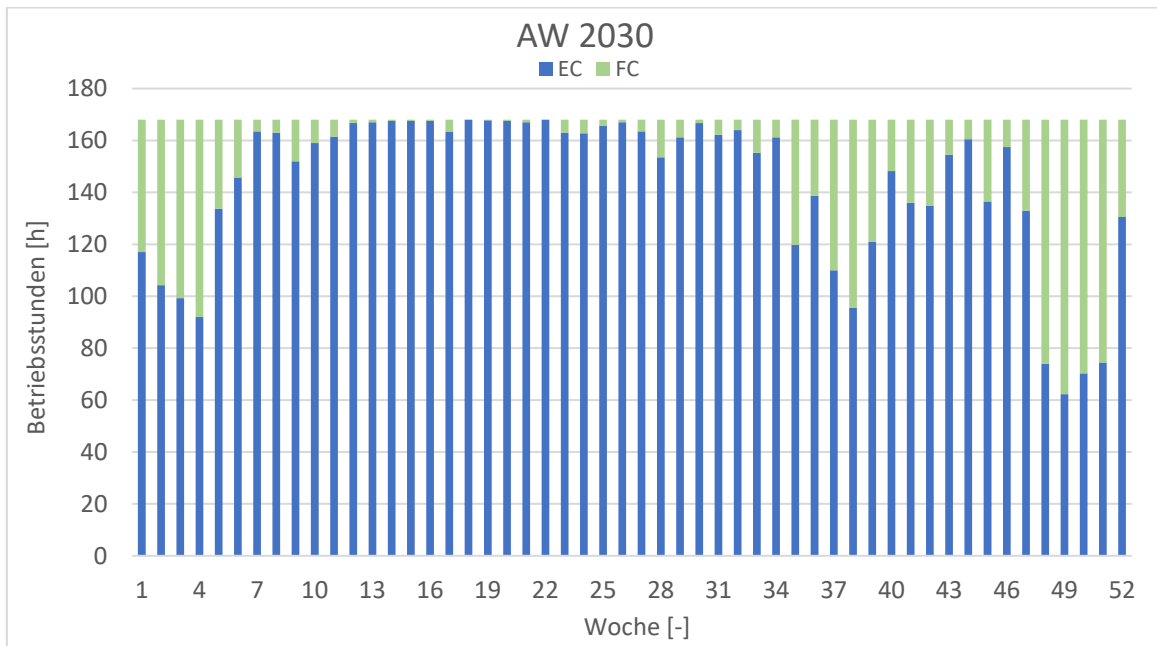


Abbildung 50: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Zementindustrie 2030

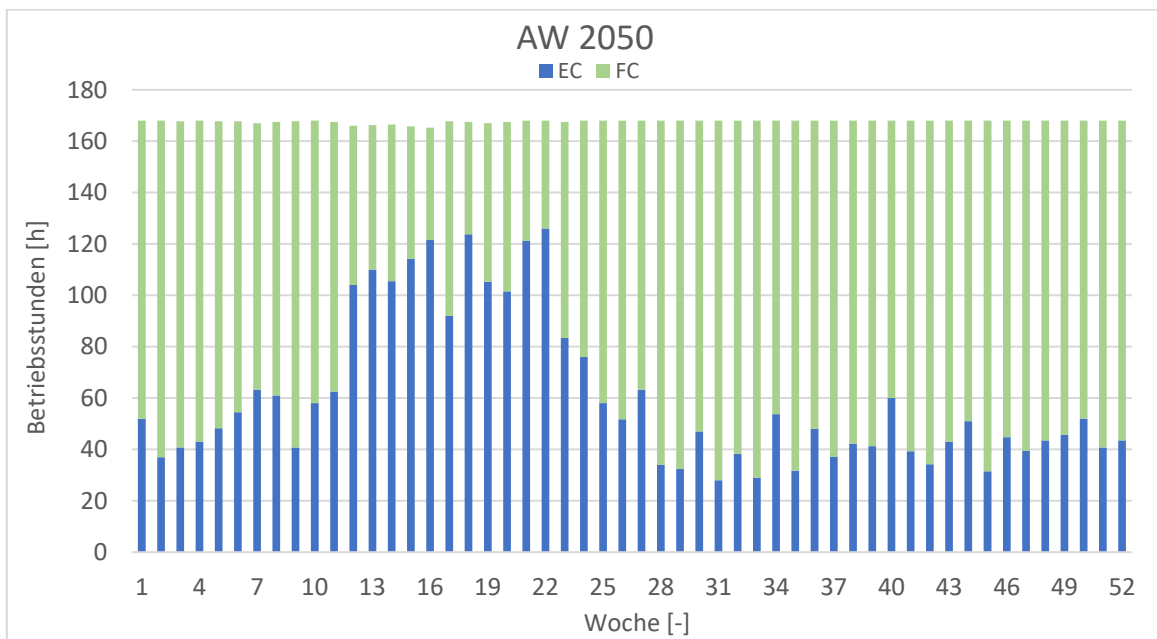


Abbildung 51: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Zementindustrie 2050

5.3 Glasindustrie

In diesem Kapitel werden die Produktionsdaten angeführt und Ergebnisse der Systemgrößenberechnung und Optimierung für die Szenarien der Glasindustrie dargestellt.

5.3.1 Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen

Der Strombedarf in einem Glaswerk liegt nach Stand der Technik bei 20%, wohingegen der Gasbedarf 75% beträgt. Als Referenz dient die Stoelzle Glass Group mit einem Jahresverbrauch von 231,245 MWh Strom und 906,209 MWh Gas im Jahr 2019. [48] Dies bestätigt den Stromanteil von 20% am Gesamtenergieverbrauch und ist in Abbildung 52 dargestellt.

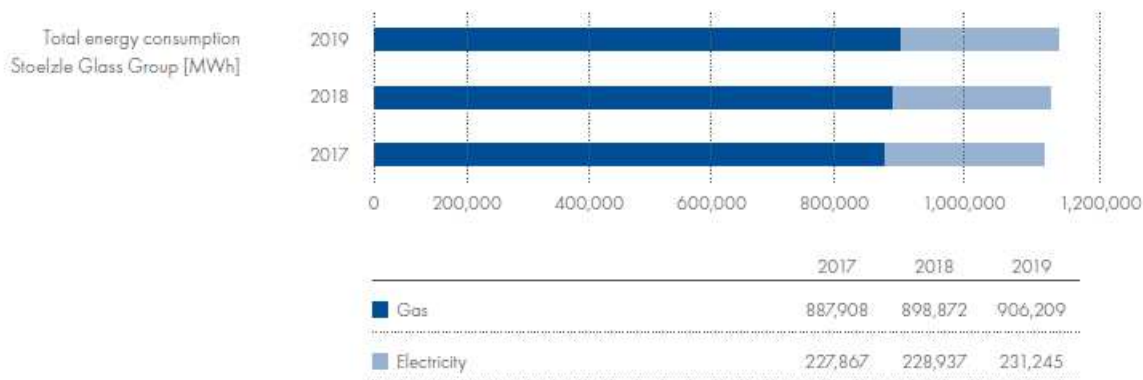


Abbildung 52: Jährlicher Energieverbrauch der Stoelzle Glass Group für die Jahre 2017 bis 2019 [48]

Der Energiebedarf in der Glasherstellung entsteht zu 85% beim Schmelzprozess. [24]

Die jährliche Produktion der Stölzle Glas Group am Standort Köflach liegt bei 250 Tonnen pro Tag und einem Jahresstrombedarf von 62,35 GWh sowie einem Erdgasverbrauch von 284,87 GWh pro Jahr. [49]

Somit liegt die der Anteil des elektrischen Stroms bei 18% und wird größtenteils für Druckluft in der IS-Maschine benötigt.[48] Die Produktion verläuft kontinuierlich, wobei die Schmelzwanne mit Erdgas befeuert wird. Das ausgearbeitete Prozessmodell im Programm Ganymed wird in Abbildung 53 dargestellt. Die Modellparameter sind in Anhang 8.2 angeführt.

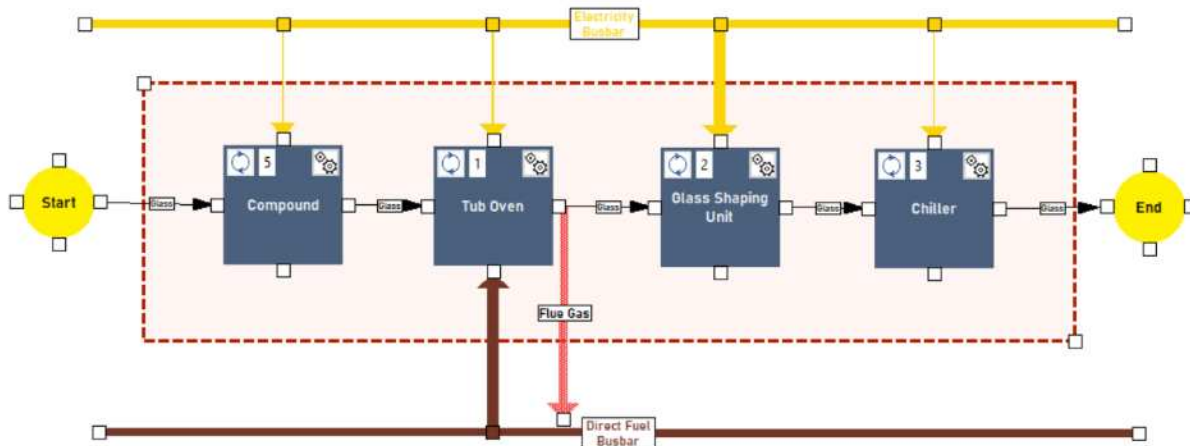


Abbildung 53: Ganymedmodell der Glasindustrie mit den Energieströmen Direct Fuel (Brennstoff in braun), Elektrizität (gelb) und Wärme (rot)

Die Nutzung der Abwärme im Rauchgas der Schmelzwanne eignet sich für die Dampferzeugung und eine weitere Nutzung in einem rSOC-System. Der Abwärmestrom wird anhand des Massenstroms durch die Rauchgasreinigung berechnet. Unter Annahme von 30.000Nm³/h Abgas bei 280 Tonnen Glasprodukt pro Tag [50] wird eine Abgasmenge von 28.000Nm³/h für 250 Tonnen Glasprodukt pro Tag angenommen. In Bezug auf eine Abgasdichte von 1,335 kg/m³ hinsichtlich einer Erdgasfeuerung und einer Rauchgastemperatur von 380°C beläuft sich der Abwärmestrom auf 378,8 kWh pro Tonne Glasprodukt. Der wöchentliche Verlauf der eingesetzten Energien und der nutzbaren Abwärme ist in Abbildung 54 dargestellt.

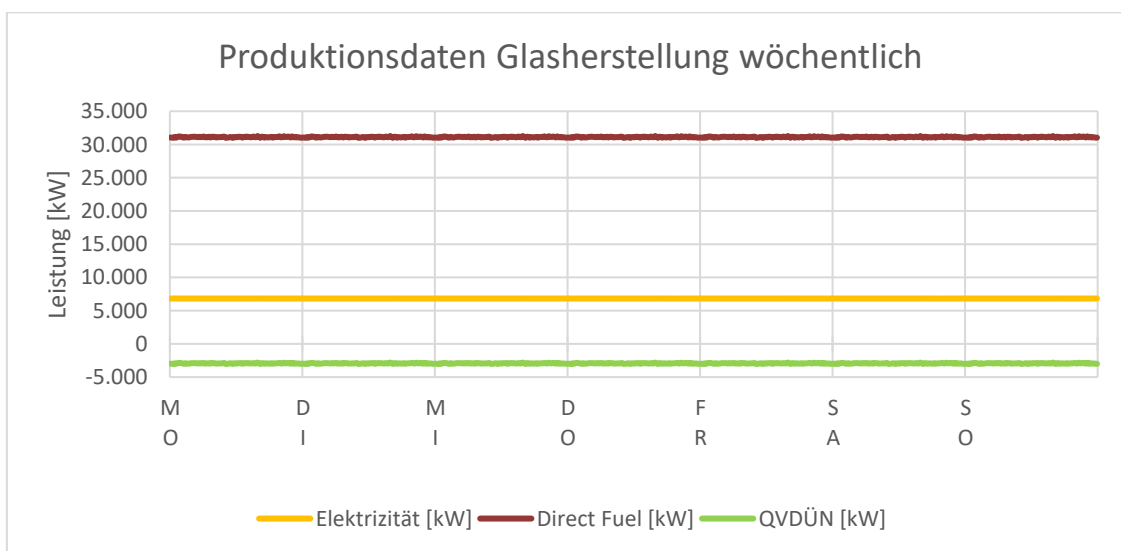


Abbildung 54: Produktionsdaten Glasherstellung wöchentlich

5.3.2 Ergebnisse

Im folgenden Kapitel werden die Systemgrößen auf Basis der Produktionsdaten berechnet, welche in weiterer Folge in den Szenarien angewendet werden.

In den Szenarien werden die einzelnen Betriebsweisen für ein Jahr kalkuliert, beurteilt und miteinander verglichen.

Die abschließende Optimierung ermittelt die ökonomisch sinnvollste Betriebsweise und den Profit des rSOC-Systems.

Systemgröße

Die Systemgröße des rSOC-Systems wird über das Abwärmepotential und den betriebsinternen Strombedarf bestimmt.

Die berechneten Dimensionsgrößen hinsichtlich der nutzbaren Abwärme und des Strombedarfs wird, wie in Formel (5-5) bis (5-8) beschrieben, durchgeführt und sind in Tabelle 16 dargestellt.

Tabelle 16: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Glasindustrie basierend auf die Messgrößenverhältnisse

Dimensionierung nach Abwärme			Dimensionierung nach Strombedarf		
Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]	Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]
Mittelwert	2.932,55		Mittelwert		6.830,05
Maximum	3.025,50		Maximum		6.838,69
Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse	Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse
Leistung [kW]	6.715,02	22.221,06	Leistung [kW]	6.838,69	22.630,31
H ₂ Verbrauch [kW]	10.042,73		H ₂ Verbrauch [kW]	10.227,69	
H ₂ Erzeugung [kW]		20.294,69	H ₂ Erzeugung [kW]		20.668,45
Abwärme Nutz [kW]		3.025,50	Abwärme Nutz [kW]		3.081,22

Das Gesamtinvestment wird wie in Formel (5-16) berechnet und beträgt zirka 35 Millionen € für die Installation eines rSOC-Systems mit der Leistung von 22.221 kW.

In Anbetracht einer Fernwärmeauskopplung wird das rSOC-System anhand der noch verfügbaren nutzbaren Abwärme dimensioniert und wie in Kapitel 5.1 erläutert durchgeführt.

Im Falle der Stoelzle Oberglas Group am Standort Köflach werden jährlich 18 GWh in das Fernwärmenetz gespeist. Ein jährlicher Verlauf dieser Auskopplung wird anhand des Leitfadens für die Abwicklung von Standardlastprofilen [34] berechnet. Die Vorgehensweise der Berechnung des Fernwärmebedarfs und der Ermittlung der Fernwärmesockels sind in Kapitel 5.1 erläutert.

Der Fernwärmesockel, welcher in Kapitel 5.1 beschrieben ist, beläuft sich im Raum Köflach bei einem gegebenen Temperaturverlauf und der Gebäudezusammensetzung (78,59% EFH, 19,21% MFH, 1,19% GKO und 1,01% GHA) auf 437,14 kW. Der Jahresverlauf des Fernwärmebedarfs samt Fernwärmesockel ist in Abbildung 55 dargestellt.

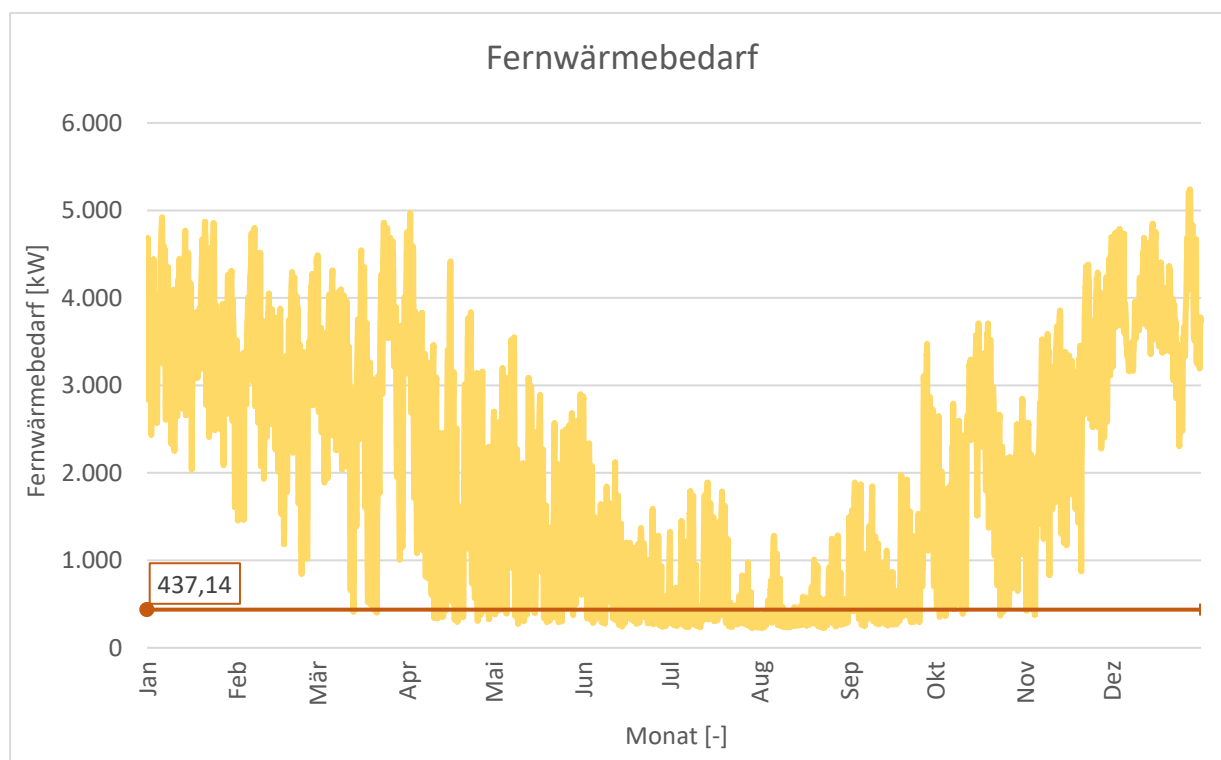


Abbildung 55: Fernwärmebedarf Köflach Stoelzle GmbH

Die berechneten Dimensionsgrößen des rSOC-System unter Berücksichtigung der Fernwärmeauskopplung sind in Tabelle 17 abgebildet und werden wie in Kapitel 5.1 beschrieben durchgeführt.

Tabelle 17: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Glasindustrie mit Fernwärmeauskopplung basierend auf die Messgrößenverhältnisse

Dimensionierung nach Abwärme-Fernwärmebedarf			Dimensionierung nach Abwärme-Fernwärmebedarf 0.5		
Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]	Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]
Mittelwert	2.495,41		Mittelwert	1.247,71	
Maximum	2.588,36		Maximum	1.294,18	
Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse	Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse
Leistung [kW]	5.744,81	19.010,47	Leistung [kW]	2.872,40	9.505,24
H2 Verbrauch [kW]	8.591,72		H2 Verbrauch [kW]	4.295,86	
H2 Erzeugung [kW]		17.362,43	H2 Erzeugung [kW]		8.681,21
Abwärme Nutz [kW]		2.588,36	Abwärme Nutz [kW]		1.294,18

Die Investitionskosten belaufen sich bei Berechnung nach Formel (5-16) für die rSOC-Systemgrößen mit Fernwärmeauskopplung auf zirka 30 bzw. 15 Millionen €.

Szenarien

Die Szenarien aus Tabelle 12 für die Glasindustrie kommen zum Einsatz.

Die einzelnen Szenarien sind anhand der aufsteigenden Erzeugungskosten in Abbildung 56 und Abbildung 57 dargestellt.

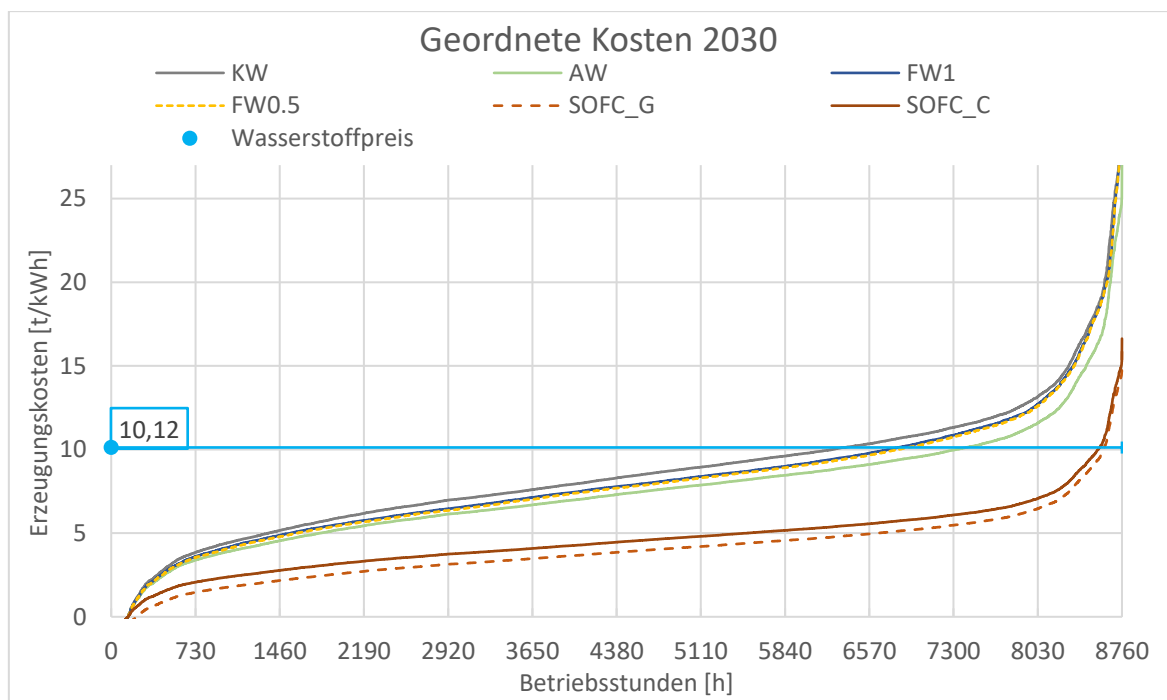


Abbildung 56: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Glas 2030

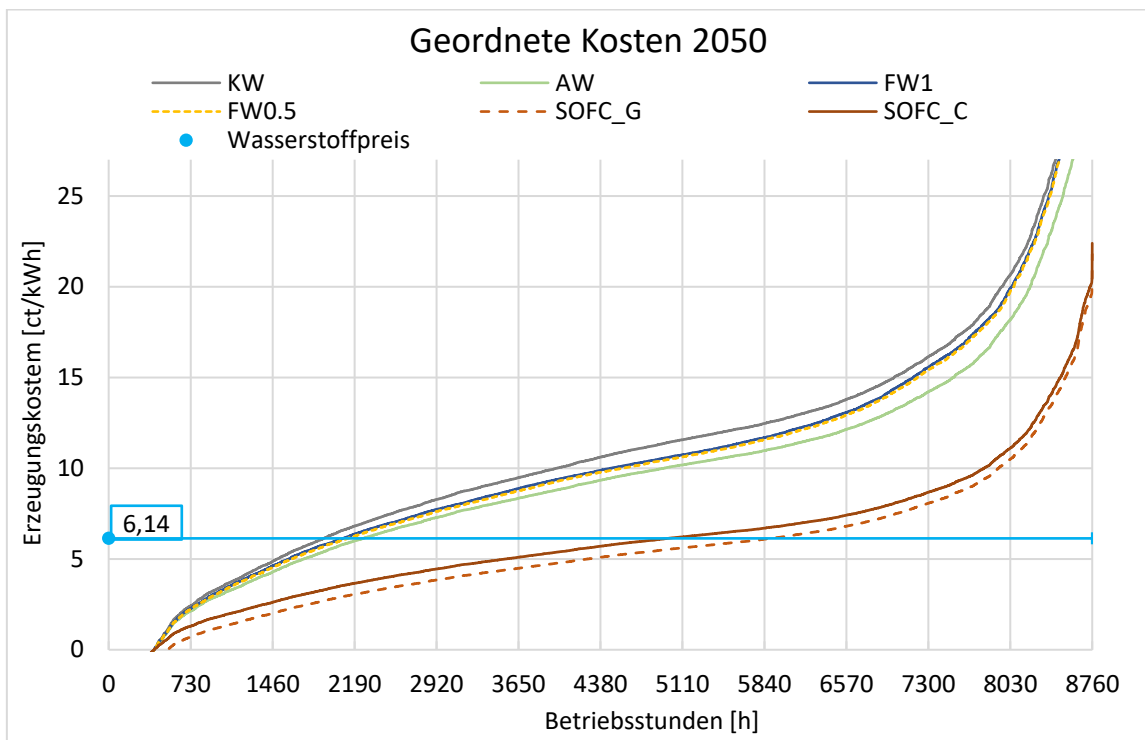


Abbildung 57: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Glas 2050

Entscheidend für eine ökonomische Beurteilung sind hierbei die rentablen Betriebsstunden.

Die rentablen Betriebsstunden und der Stillstand werden wie in Kapitel 5.1 beschrieben durch Schnittpunkte ermittelt.

In Bezug auf eine Fernwärmeauskopplung ist in Tabelle 18 und Tabelle 19 erkennbar, dass zirka 500 Betriebsstunden als Defizit verglichen mit der Abwärmenutzung (AW) für das rSOC-System entstehen. Eine Halbierung in der Systemgröße des rSOC-Systems im Fall einer Fernwärmeauskopplung haben zur Folge, dass sich die Betriebsstunden um zirka Hundert Stunden erhöhen.

In Tabelle 18 und Tabelle 19 ist die Anzahl der rentablen Betriebsstunden und des Stillstandes für die einzelnen Szenarien und Jahre aufgelistet.

Tabelle 18: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Glasindustrie 2030

		Betriebsstunden 2030							
		h_AW	h_FW	h_FW0.5	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFCCH4_G	h_SOFCCH4_C
		7410	6819	6904	6351	152	194	3610	4923
Stillstand_G		1198	1789	1704	2257				
Stillstand_C		1156	1747	1662	2215				

Tabelle 19: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Glasindustrie 2050

		Betriebsstunden 2050							
		h_AW	h_FW	h_FW0.5	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFCCH4_G	h_SOFCCH4_C
		2269	2088	2128	1917	2866	3776	5273	5978
Stillstand_G		3625	3806	3766	3977				
Stillstand_C		1218	1399	1359	1570				

In den Tabellen ist erkennbar, dass ein Nutzen des maximalen Abwärmepotentials (AW) den Elektrolysebetrieb um rund 1.000 Stunden verlängert. Dies ist auf den erhöhten Strombedarf im reinen SOEC-Betrieb ohne Abwärmenutzung (KW) zurückzuführen. Die Differenz der rentablen Betriebsstunden zwischen den Wasserstoffpreisen von 6,14 und 10,12 ct/kWh liegen weit auseinander. Ein Betrieb unter der Annahme von 6,14 ct/kWh kann als ökonomisch nicht sinnvoll erachtet werden, da das rSOC-System in dieser vereinfachten Betrachtung einen Stillstand zwischen 3.097 und 4.291 Stunden aufweist. Im direkten Vergleich zwischen 2030 und 2050 ist erkennbar, dass der Elektrolysebetrieb aufgrund des niedrigeren Wasserstoffpreises im Jahr 2050 wesentlich mehr rentable Betriebsstunden aufweist. Der Elektrolysebetrieb ist hingegen aufgrund jenes Preises in den rentablen Betriebsstunden wesentlich dezimiert worden.

Weiters wird der Einsatz von Erdgas in der Brennstoffzelle mit dem Wasserstoffeinsatz gegenübergestellt. Der Erdgaseinsatz ist ebenso in die Verstromung zur Eigenbedarfsdeckung (SOFCCH4_C) und die Einspeisung in das Stromnetz (SOFCCH4_G) unterteilt. Diese Gegenüberstellung wird in Abbildung 58 und Abbildung 59 angeführt.

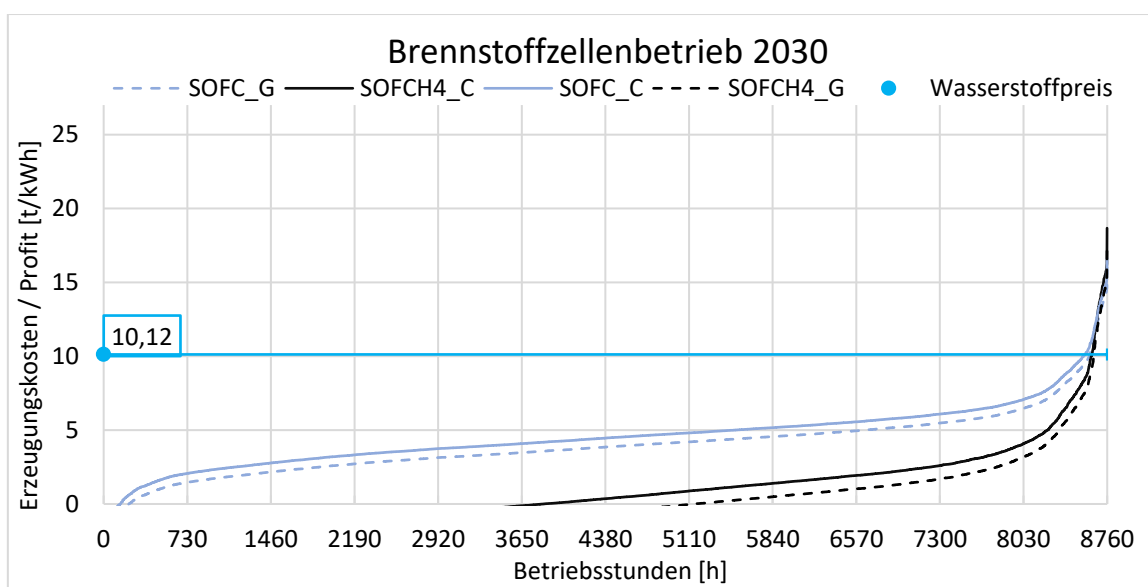


Abbildung 58: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Glasindustrie 2030

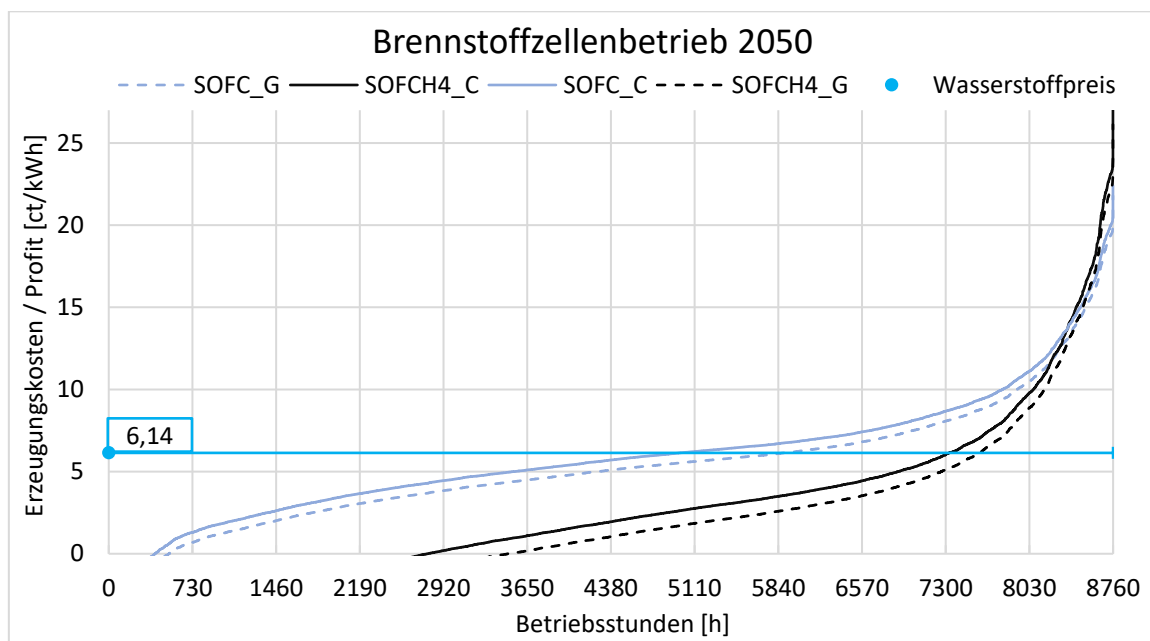


Abbildung 59: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Glasindustrie 2050

Der gewinnbringende Bereich des Brennstoffzellenbetriebes mit Wasserstoff liegt oberhalb des Schnittpunktes mit der Linie des Wasserstoffpreises. Dieser Bereich des Brennstoffzellenbetriebes mit Erdgaseinsatz liegt im positiven Bereich der Profitkurve, wodurch erkennbar ist, dass die Fläche und somit der Gewinn mit einem Einsatz von Erdgas im Jahr 2030 und 2050 wesentlich höher liegt.

In Tabelle 18 und Tabelle 19 ist erkennbar, dass die rentablen Betriebsstunden der einzelnen Brennstoffzellenszenarien im Jahr 2050 höher sind, unabhängig davon, ob es sich um eine erdgas- oder wasserstoffbetriebene Brennstoffzelle handelt. Die Anzahl der rentablen Stunden bei einem Einsatz von Erdgas sind zudem jahresunabhängig um mehrere Tausend Betriebsstunden rentabler als der Einsatz von Wasserstoff, was auf den niedrigen Erdgaspreis zurückzuführen ist. Die Eigenbedarfsdeckung ist ebenso unabhängig vom eingesetzten Energieträger rentabler, da somit mehr Kosten eingespart, als Gewinn durch einen Verkauf von Strom erzielt werden können.

Optimierung

Die Optimierung erfolgte für alle Szenarien der Glasindustrie für die Jahre 2030 und 2050.

Die Optimierung erfolgt wie in Kapitel 5.1 beschrieben und der erzielte Profit wird wie in Formel (5-14) berechnet.

Die Ergebnisse der Optimierung sind detailliert im Anhang 8.4 angeführt und der Profit der operativen Tätigkeit in Abbildung 60 dargestellt.

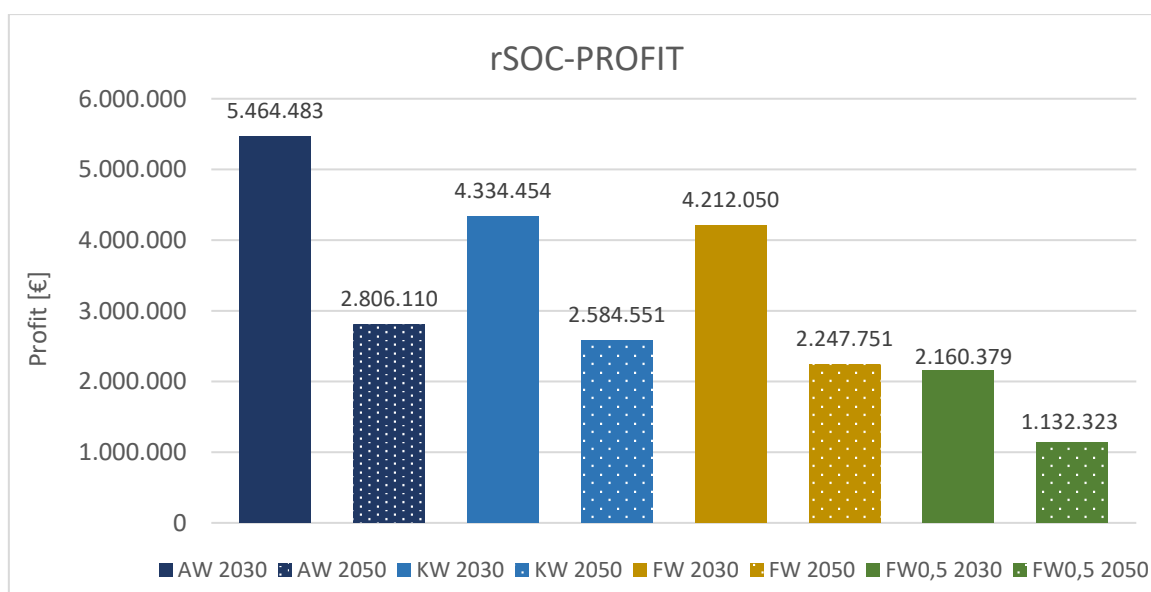


Abbildung 60: Profitergebnis der Optimierung des rSOC-Systems für die Glasindustrie und dessen Szenarien im Jahr 2030 und 2050

Der Profit der vollständigen Nutzung des Abwärmepotentials (AW) ist mit 5.464.482,52€ im Jahr 2030 am höchsten, was auf den erhöhten Wirkungsgrad des rSOC-Systems zurückführbar ist.

Die Investitionskosten bei einer maximalen Leistung von 22.221 kW liegen bei zirka 35 Millionen € und werden wie in Kapitel 5.1 erläutert in einer statischen Betrachtung nach Berechnung laut Formel (5-15) nach frühestens 6,4 Jahren gedeckt.

Der Profit des Systems ohne Abwärmenutzung (KW) ist höher als jener der Ausführung mit einer Fernwärmeauskopplung und Abwärmenutzung (FW). Zu beachten ist jedoch, dass die Systemgröße zwischen diesen beiden Szenarien mehr als drei Megawatt auseinander liegen. Bezieht man den Profit der Fernwärmeausführung (FW) auf dieselbe Leistung, ergibt sich ein Profit von beinahe 5 Millionen € und übersteigt somit den Profit des rSOC-Systems ohne Abwärmenutzung. Das Szenario mit halber Dimensionsgröße des rSOC-Systems bei

gleichbleibender Fernwärmeauskopplung (FW0.5) dient weiterführend als Kontrolle der Funktionsfähigkeit der Optimierung. Der Profit liegt bei 2,16 Millionen €, was nach einer Anpassung auf die Maximalleistung von 22.221 kW einen Profit von über fünf Millionen € bedeutet. Dies übersteigt den Profit der Fernwärmeausführung bei maximaler Systemdimensionierung (FW) um mehr als 100.000 €. Der leistungsbezogene Profit ist in den Optimierungsergebnissen im Anhang 8.4 für die Fernwärmeszenarien angeführt. Grund dafür ist der höhere Wirkungsgrad infolge des niedrigeren Abwärmebedarfs. Bei einer Halbierung der Systemdimensionierung sinkt ebenfalls die maximal nutzbare Abwärme, was bei gleichbleibendem Abwärmepotential bedeutet, dass jenes System öfter den maximalen Abwärmebedarf decken kann und der Wirkungsgrad somit steigt.

Wie in der Ergebnistabelle im Anhang 8.4 zu entnehmen ist, nimmt der Elektrolysebetrieb bei vollständiger Abwärmennutzung 7.721,75 Stunden und der Brennstoffzellenbetrieb 983,5 Stunden im Jahr 2030 ein. Aufgrund der steigenden Stromkosten und des sinkenden Wasserstoffpreises im Jahr 2050 beläuft sich der Brennstoffbetrieb auf 5.589,75 und die Elektrolysebetrieb auf 3.168,5 Stunden. Die Optimierungsergebnisse der Betriebsstunden für jedes Szenario ist in Anhangs 8.4 angeführt.

Ein Abschalten und abermaliges Hochfahren des rSOC-Systems ist, aufgrund des langsamen Verhaltens und den damit verbundenen Kosten, wie zu erwarten, nicht eingetreten.

der Betriebsweise ist in Abbildung 61 und Abbildung 62 für das rSOC-System dargestellt.

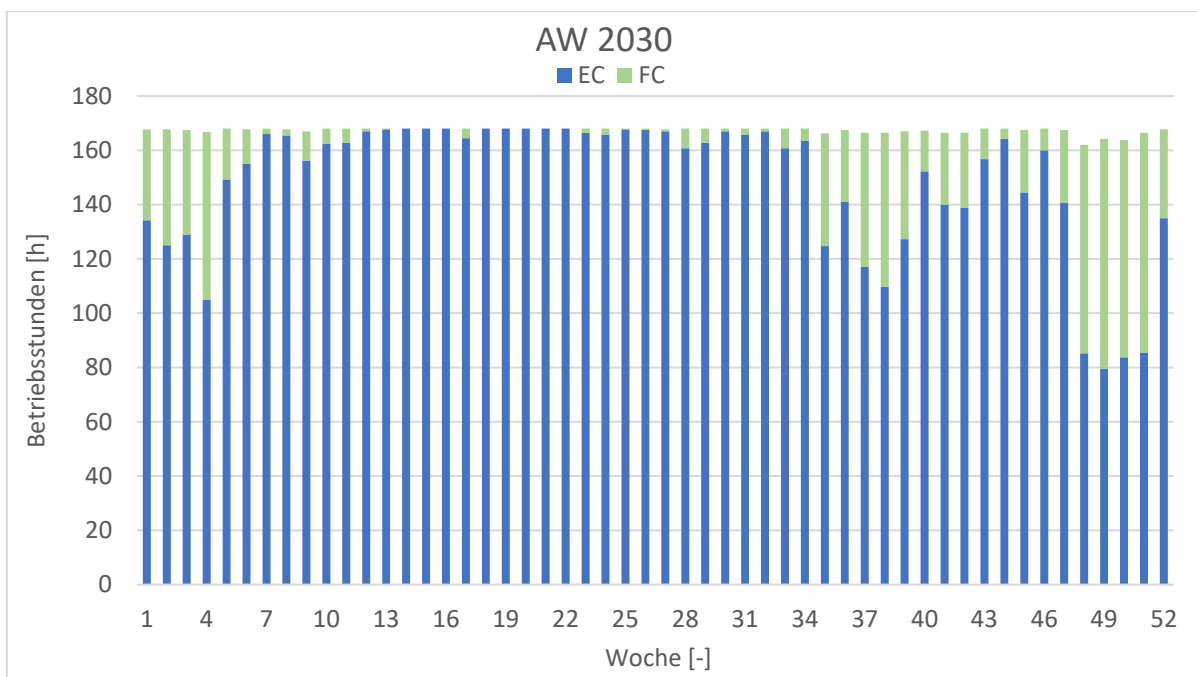


Abbildung 61: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Glasindustrie 2030

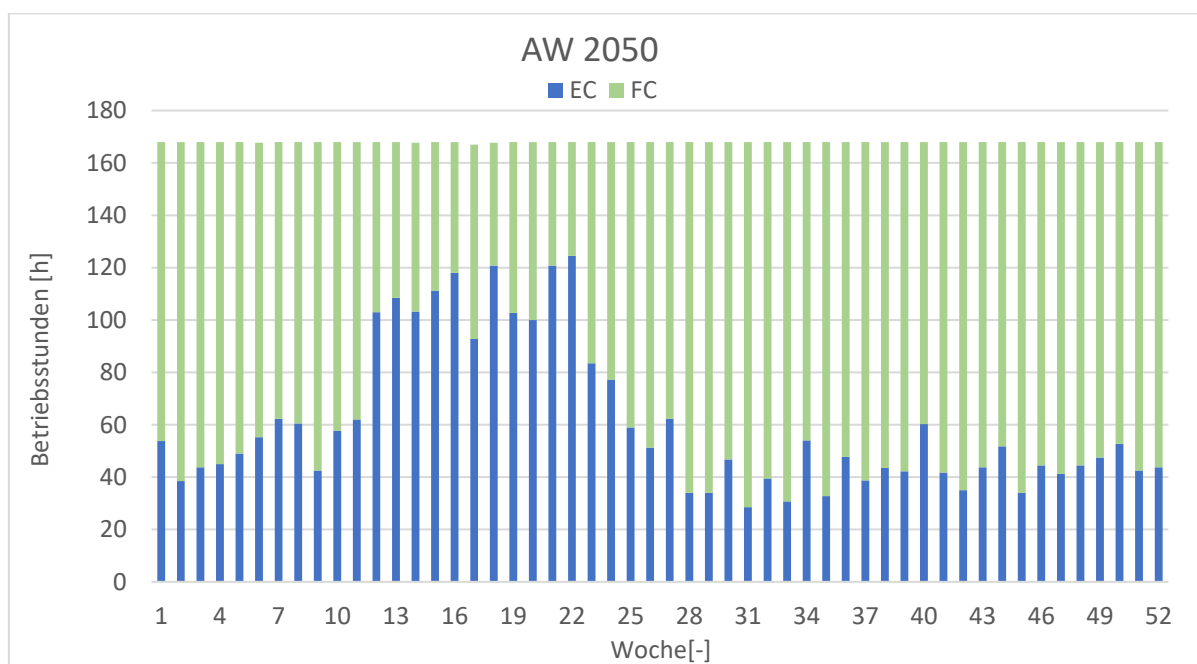


Abbildung 62: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW wöchentlich für die Glasindustrie 2050

Es ist erkennbar, dass der Brennstoffzellenbetrieb im Jahr 2050 deutlich zunimmt.

Grund dafür ist, dass der Wasserstoffpreis von 6,14 ct/kWh verbunden mit den höheren Stromkosten im Jahr 2050 dazu führt, dass mehr Strom für die Eigenbedarfsdeckung mittels Brennstoffzellenbetrieb erzeugt wird.

Die Verlaufsdaten der Fernwärmeszenarien und des rSOC-Systems ohne Abwärmenutzung sind in Anhang 8.4 dargestellt.

Zusätzlich wird eine Gegenüberstellung zum Einsatz von CH₄ anstatt H₂ angestellt. Dies dient vorrangig, um eine Aussage über die wirtschaftlichste Betriebsweise im Jahr 2030 treffen zu können. In Bezug auf das Jahr 2050 sind die politischen Bestrebungen auf nationaler und europäischer Ebene, hinsichtlich eines Ausstiegs aus den fossilen Brennstoffen, kommuniziert und beschlossen. Eine Optimierung der Betriebsszenarien mit und ohne Abwärmenutzung für das Jahr 2050 wird durchgeführt, um aussagekräftige Daten über die Verhaltensweise des rSOC-Systems mit Erdgaseinsatz zu generieren.

Der Profit der einzelnen Szenarien wird wie in Formel (5-14) berechnet und in Abbildung 63 dargestellt.

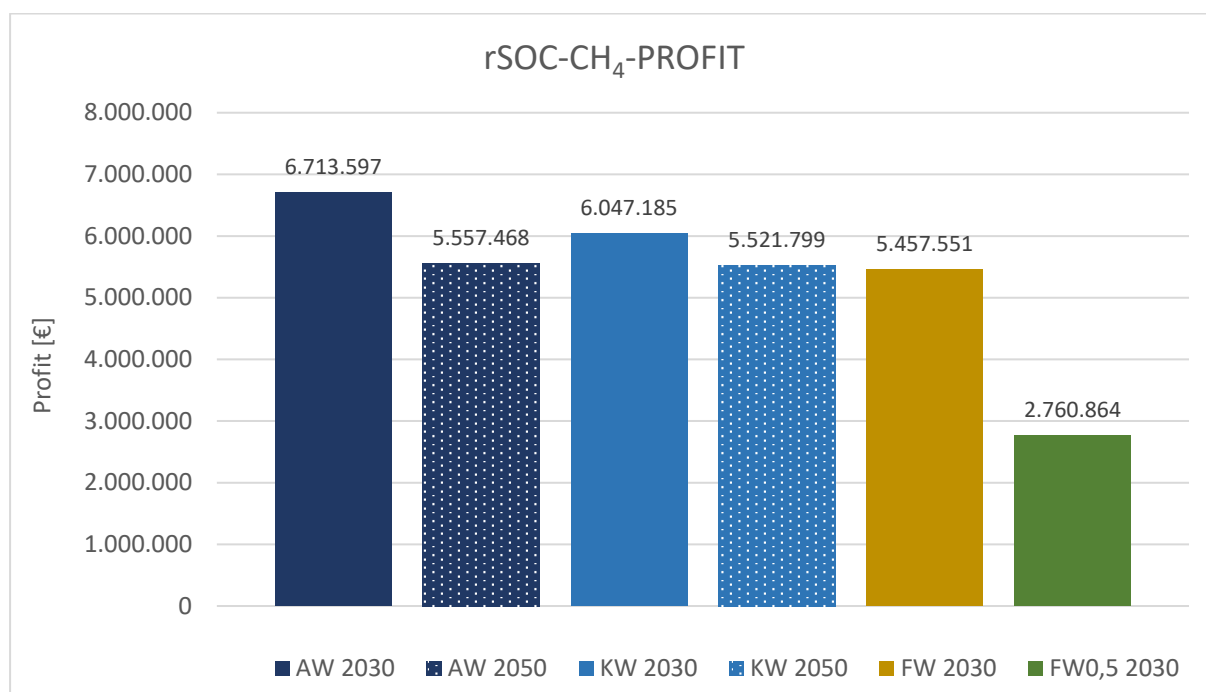


Abbildung 63: Profitergebnis der Optimierung des rSOC-Systems für die Glasindustrie und dessen Szenarien im Jahr 2030 und 2050 mit Erdgaseinsatz

Der Brennstoffzellenbetrieb wird vollständig durch CH₄ angetrieben. Der Ersatz von H₂ geht mit niedrigeren Erdgaspreisen 2030 als auch 2050 einher. Erkennbar ist, dass der Profit unabhängig vom Betriebsszenario wesentlich höher ausfällt, als bei einem Einsatz von Wasserstoff, was auf die niedrigen Erdgaskosten zurückführbar ist.

Die Ergebnisse des Profits bezüglich der Reihung sind ident dem Einsatz von ausschließlich Wasserstoff. Das Szenario mit einer vollständige Abwärmenutzung (AW) hat den höchsten Wirkungsgrad und somit den höchsten Profit. Eine Nutzung der Abwärme bei gleichzeitiger Fernwärmeauskopplung mit maximaler Systemdimension ist bezogen auf die Leistung höher als bei einem rSOC-System ohne Abwärmenutzung. Die Betriebsweise bei halber Systemdimensionierung und einer Fernwärmeauskopplung erzielt auf dieselbe Leistung bezogen einen höheren Profit, als es bei einer maximalen Dimensionierung der Fall ist. Die detaillierten und leistungsbezogenen Ergebnisse der Optimierung sind in Anhang 8.4 angeführt.

Die Profitudifferenz zwischen den Jahren 2030 und 2050 ist unabhängig von der Betriebsweise nicht mehr so groß wie beim Einsatz von Wasserstoff. Bei vollständiger Abwärmenutzung verfährt man 3.054,5 Stunden im Brennstoffzellen- und 5.705,25 Stunden im Elektrolysebetrieb. Verglichen mit dem Einsatz von Wasserstoff bedeutet das eine Verdreifachung der Brennstoffzellenstunden im Jahr 2030. Stellt man die Brennstoffzellenstunden von 6.631,75 im Jahr 2050 mit Erdgaseinsatz den

Brennstoffzellenstunden mit Wasserstoffeinsatz von 5.589,75 gegenüber, zeigt sich, dass es durch den niedrigeren Wasserstoffpreis im Jahr 2050 eine Annäherung in den Betriebsstunden gibt. Der Profit im Jahr 2050 ist mit 5.557.468,09€ aufgrund des niedrigeren Erdgaspreises fast doppelt so hoch als bei einem Einsatz von H₂. Der wöchentliche Verlauf des rSOC-Systems mit Abwärmenutzung und Erdgaseinsatz sind in Abbildung 64 und Abbildung 65 dargestellt.

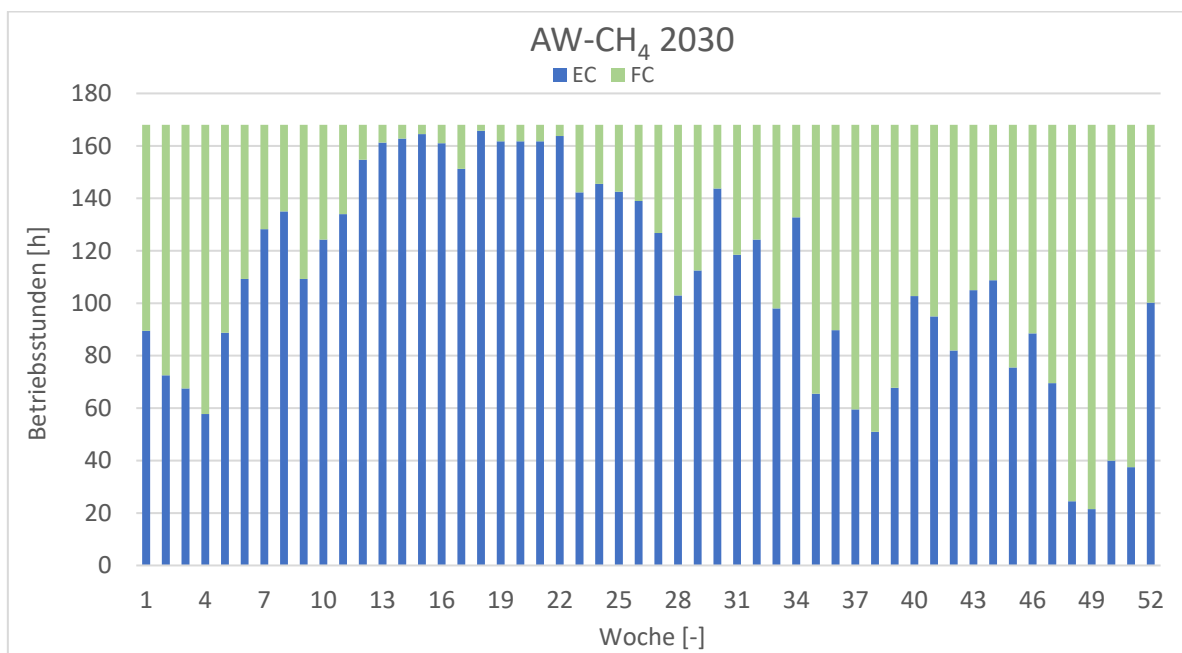


Abbildung 64: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW-CH₄ wöchentlich für die Glasindustrie 2030

In einer direkten Gegenüberstellung der Betriebsverläufe im Jahr 2030 (Abbildung 61 und Abbildung 64) ist erkennbar, dass in den Wochen 13 bis 22 die Elektrolysestunden im oberen Bereich bleiben. Ansonsten nimmt der Brennstoffzellenbetrieb im Jahr 2050 zu.

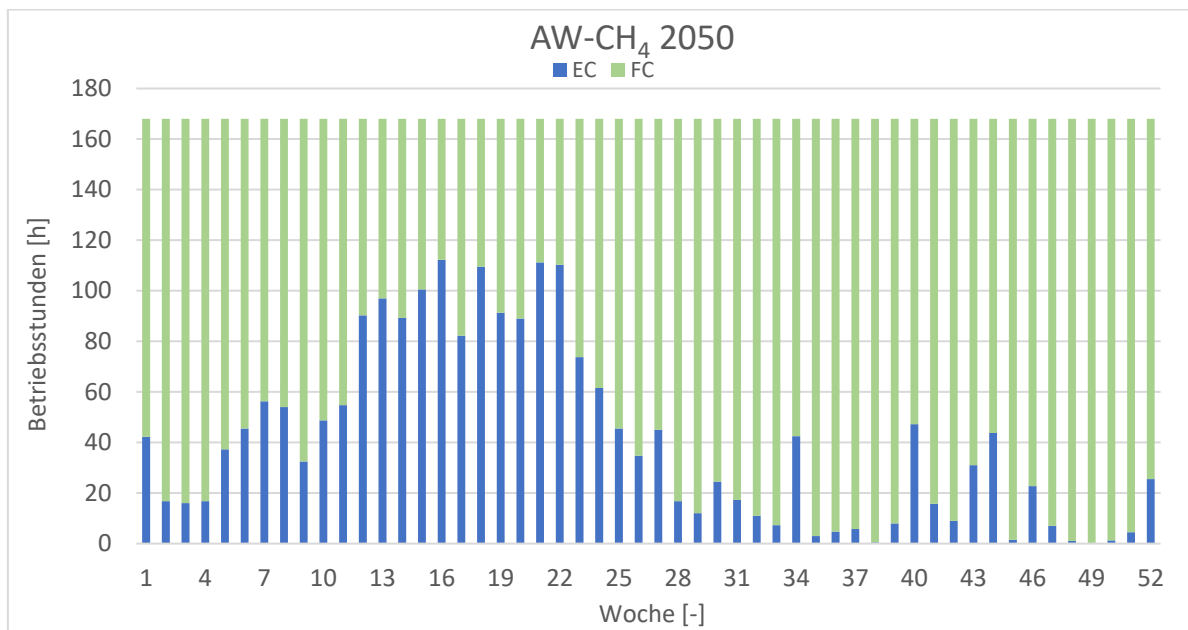


Abbildung 65: Betriebsstundenverlauf des Szenarios AW-CH₄ wöchentlich für die Glasindustrie 2050

Aufgrund der Preisentwicklung hinsichtlich Strom- und Erdgaskosten verdrängt der Brennstoffzellenbetrieb im Jahr 2050 den Elektrolysebetrieb. Deutlich erkennbar ist, dass in den Wochen 38 und 49 vollständig im Brennstoffzellenbetrieb Strom für die Eigenbedarfsdeckung erzeugt wird.

5.4 Metallerzeugung

In diesem Kapitel werden die Produktionsdaten angeführt und Ergebnisse der Systemgrößenberechnung, der Szenarien als auch Optimierung für die Metallindustrie angeführt.

5.4.1 Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen

Auf Basis der Bewertungsmatrix des Kapitels 4.4 lässt sich das Potential der Nutzung eines rSOC-Systems auf den Abwärmestrom aus der Sinteranlage und den Einsatz von erzeugtem Wasserstoff im Haubenofen zurückführen. Um eine quantitative Aussage über die Metallerzeugung treffen zu können, wird die voestalpine Stahl Donawitz GmbH betrachtet. Jene verzeichnete im Jahr 2020 einen Erdgasverbrauch von 389.573 MWh pro Tonne Rohstahl und einen Strombedarf von 247.190 MWh pro Tonne Rohstahl bei einer Produktionsmenge von 1.134.037 Tonnen Rohstahl. Der Anteil an eingesetztem Erz und Pellets belief sich auf 1.962.397 Tonnen. [51] Laut Website wird in Donawitz eine Sintermenge von bis zu 1,7 Millionen Tonnen pro Jahr produziert, was eine Produktionsrate von 194 Tonnen pro Stunde entspricht. [52]

Sinteranlagen haben einen Brennstoffeintrag von 409,17 kWh (1473 MJ) pro Tonne Sinter. [13] Der Bedarf an Elektrizität liegt zwischen 25,6 und 43,1 kWh/t_{Si} (92-155 MJ/t_{Si}). Der Abgasvolumenstrom beträgt 1.500-2.500 Nm³/t_{Si}. [53]

Das Prozessmodell, erstellt in der Software Ganymed, ist in Abbildung 66 dargestellt.

Die Modelldaten des Ganymed-Modells sind in Anhang 8.2 abgebildet.

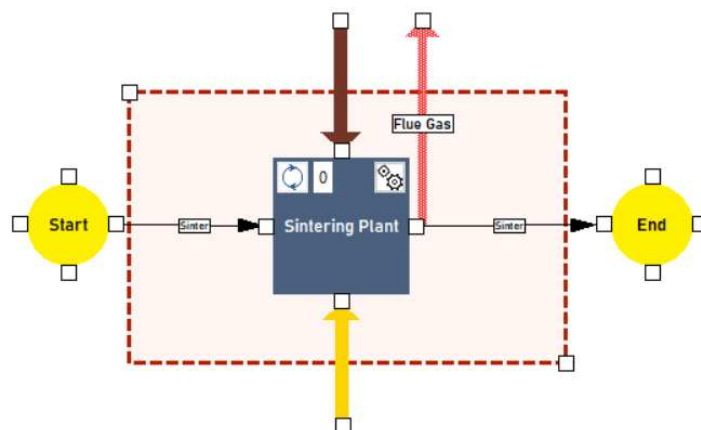


Abbildung 66: Ganymedmodell der Zementindustrie mit den Energieströmen Direct Fuel (Brennstoff in braun), Elektrizität (gelb) und Wärme (rot)

Das Abwärmepotential, welches nach der Gasreinigung noch genutzt werden kann, liegt bei 52,8 kWh/t_{St} (190 MJ/t_{St}) mit einer Temperatur von 146°C. [13]

Der Wasserstoffbedarf eines Haubenofens liegt bei 1,5-3 m³ pro Tonne Stahl. [54] Im Werk Donawitz kommt im Gegensatz zu Linz kein Haubenofen zum Einsatz, weshalb kein Wasserstoffbedarf anfällt.

Der Energiebedarf als auch das nutzbare Abwärmepotential über einen Zeitraum von einer Woche ist in Abbildung 67 dargestellt.

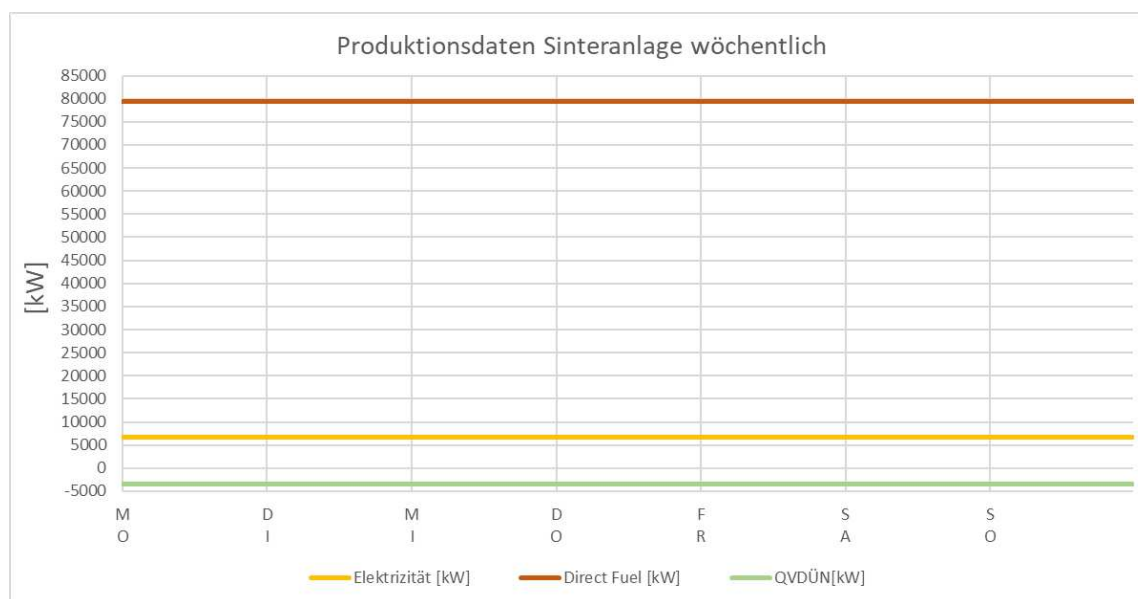


Abbildung 67: Produktionsdaten Sinteranlage

5.4.2 Ergebnisse

Im folgenden Kapitel werden die Systemgrößen auf Basis der Produktionsdaten berechnet, welche in weiterer Folge in den Szenarien angewandt werden.

In den Szenarien werden die einzelnen Betriebsweisen für ein Jahr kalkuliert, beurteilt und miteinander verglichen.

Die abschließende Optimierung ermittelt die ökonomisch sinnvollste Betriebsweise und den Profit des rSOC-Systems.

Systemgröße

Die berechneten Dimensionsgrößen hinsichtlich der nutzbaren Abwärme und des Strombedarfs wird, wie in Formel (5-5) bis (5-8) beschrieben, durchgeführt. Die berechneten Dimensionsgrößen sind in Tabelle 20 dargestellt.

Tabelle 20: Dimensionierungsergebnisse des rSOC-Systems für die Sinterherstellung basierend auf die Messgrößenverhältnisse

Dimensionierung nach Abwärme			Dimensionierung nach Strombedarf		
Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]	Industriedaten	Nutzbare Wärme [kW]	Stromverbrauch [kW]
Mittelwert	3.418,25		Mittelwert		6.596,00
Maximum	3.418,25		Maximum		6.596,00
Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse	Berechnet	Brennstoffzelle	Elektrolyse
Leistung [kW]	7.586,72	25.105,65	Leistung [kW]	6.596,00	21.827,21
H2 Verbrauch [kW]	11.346,41		H2 Verbrauch [kW]	9.864,73	
H2 Erzeugung [kW]		22.929,21	H2 Erzeugung [kW]		19.934,98
Abwärme Nutz [kW]		3.418,25	Abwärme Nutz [kW]		2.971.87

Das Gesamtinvestment wird wie in Formel (5-16) berechnet und beträgt zirka 39,5 Millionen € für die Installation eines rSOC-Systems mit der Leistung von 25.105,65 kW.

Szenarien

Die Szenarien aus Tabelle 12 für die Sinterherstellung kommen zum Einsatz.

Die geordneten Stromkosten für die Jahre 2030 und 2050 sind in Abbildung 68 und Abbildung 69 dargestellt.

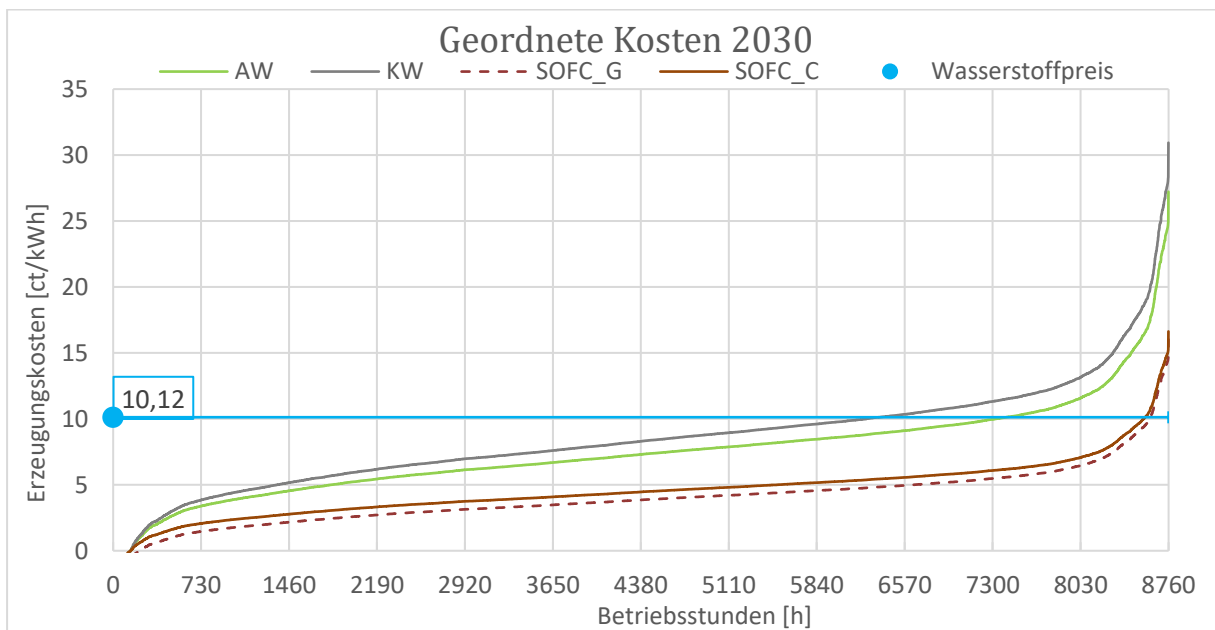


Abbildung 68: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Sinter 2030

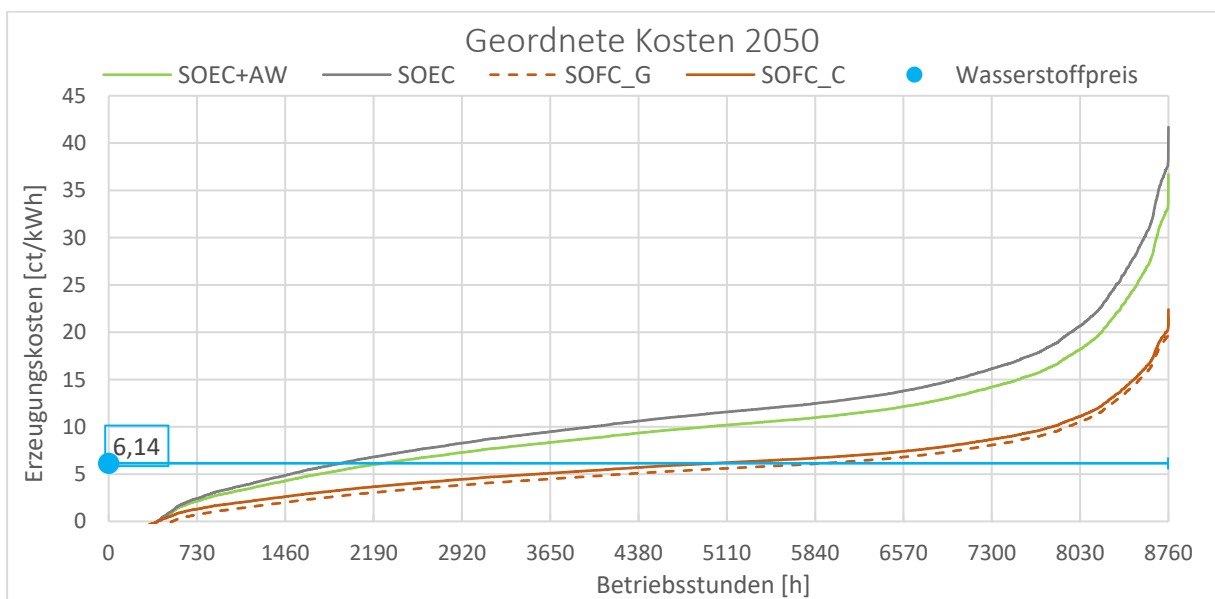


Abbildung 69: Jahresdauerlinie der Erzeugungskosten der Szenarien für Sinter 2050

Wie in Abbildung 68 und Abbildung 69 ersichtlich ist, sind im Elektrolysebetrieb mit Abwärmenutzung mehr rentable Betriebsstunden erzielbar als ohne nutzbare Abwärme. Der Vergleich der Brennstoffzellenbetriebe zeigt, dass die Deckung des eigenen Strombedarfs wirtschaftlicher ist als ein direkter Verkauf.

Im direkten Vergleich zwischen 2030 und 2050 ist erkennbar, dass der Elektrolysebetrieb aufgrund des niedrigeren Wasserstoffpreises wesentlich mehr rentable Betriebsstunden aufweist als 2030. Der Elektrolysebetrieb ist hingegen aufgrund jenes Preises wesentlich in den rentablen Betriebsstunden dezimiert worden. Die Anzahl der rentablen Betriebsstunden und der Stillstand werden, wie in Kapitel 5.1 beschrieben, für alle Szenarien durch Schnittpunkte ermittelt.

In Tabelle 21 und Tabelle 22 sind die rentablen Betriebsstunden und der Stillstand für alle Betriebsweisen abgebildet.

Tabelle 21: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Sinterherstellung 2030

		Betriebsstunden 2030 [h]					
		h_AW	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFCH4_G	h_SOFCH4_C
		7410	6351	152	194	3610	4923
Stillstand_G		1198	2257				
Stillstand_C		1156	2215				

Tabelle 22: Betriebsstunden und Stillstand für die Szenarien der Sinterherstellung 2050

		Betriebsstunden 2050 [h]					
		h_AW	h_KW	h_SOFC_G	h_SOFC_C	h_SOFCH4_G	h_SOFCH4_C
		2269	1917	2866	3776	5273	5978
Stillstand_G		3625	3977				
Stillstand_C		2715	3067				

Weiters wird der Einsatz von Erdgas in der Brennstoffzelle mit dem Wasserstoffeinsatz gegenübergestellt. Der Erdgaseinsatz ist ebenso in die Verstromung zur Eigenbedarfsdeckung (SOFCH4_C) und dem der Einspeisung in das Stromnetz (SOFCH4_G) unterteilt. Diese Gegenüberstellung ist in der Abbildung 70 und Abbildung 71 angeführt.

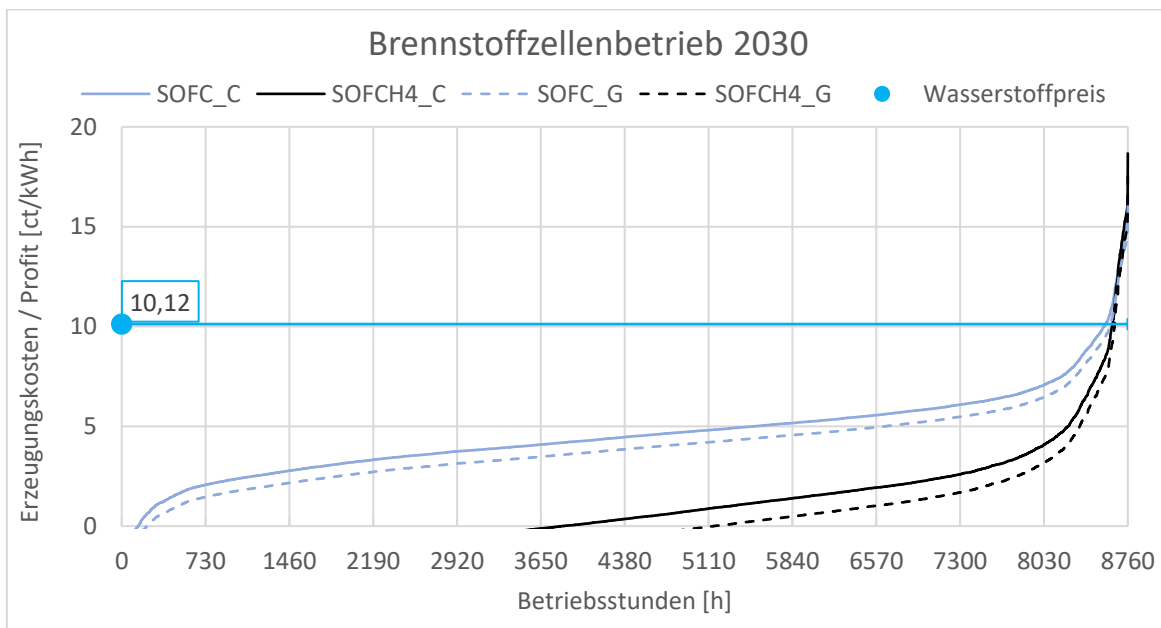


Abbildung 70: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Sinterherstellung 2030

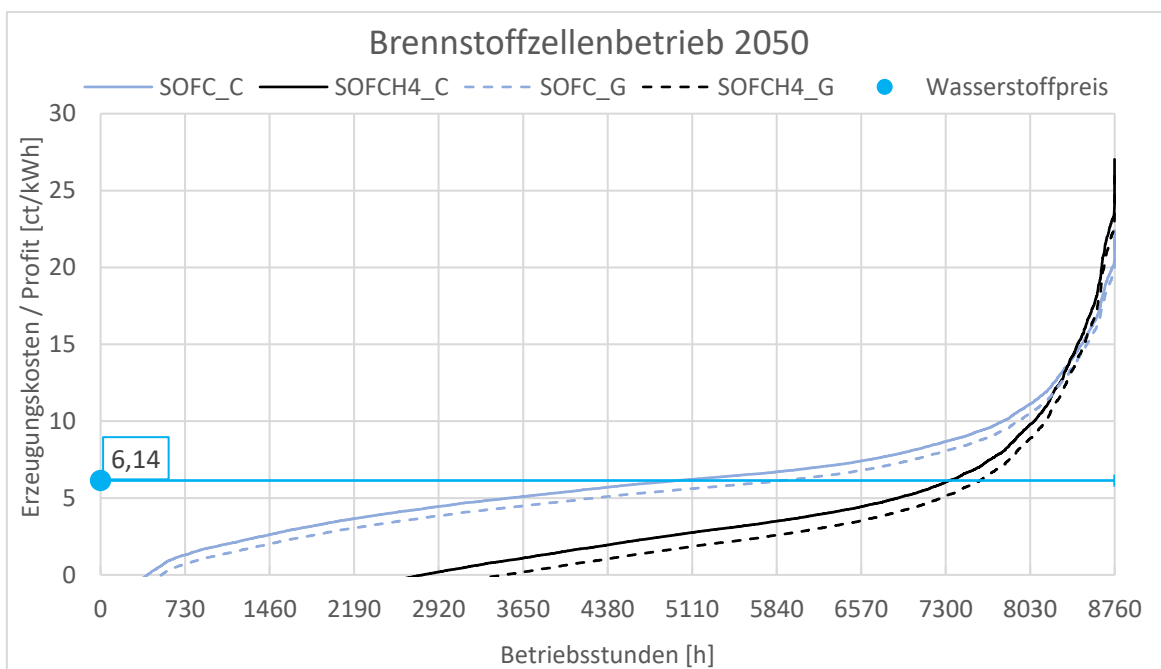


Abbildung 71: Jahresdauerlinien der Erzeugungskosten und des Profits des Brennstoffzellenbetriebes für die Szenarien der Sinterherstellung 2050

Der gewinnbringende Bereich der SOFC mit Wasserstoff liegt oberhalb des Schnittpunktes mit dem Wasserstoffpreis. Dieser Bereich der SOFC mit Erdgaseinsatz liegt im positiven Bereich der Profitkurve wodurch erkennbar ist, dass die Fläche, und somit der Gewinn mit einem Einsatz von Erdgas im Jahr 2030 als auch 2050 wesentlich höher liegt.

Optimierung

Die Optimierung erfolgt für alle Szenarien der Sinterherstellung für die Jahre 2030 und 2050.

Die Optimierung erfolgt wie in Kapitel 5.1 beschrieben und der erzielte Profit wird wie in Formel (5-14) berechnet.

Die Dimensionsgrößen und Ausgangswerte der Szenarien unterscheiden sich nicht wesentlich von denen der Glasindustrie. Grund dafür ist unter anderen die kontinuierliche Betriebsweise in den Industriespaten.

Die Ergebnisse der Optimierung sind demnach ähnlich den Ergebnissen aus der Glasindustrie bei gesamter Nutzung des Abwärmepotentials (AW) und nicht genutzter Abwärme (KW).

Der Profit der vollständigen Abwärmenutzung (AW) beträgt 6.175.013,18 € bei einer Systemgröße von 25.105,65 kW. In Bezug auf die installierte Leistung ergibt sich derselbe Profit wie im gleichen Szenario in der Glasindustrie.

Die Investitionskosten bei einer maximalen Leistung von von 25.105,65 kW liegen bei zirka 39,5 Millionen € und werden wie in Kapitel 5.1 erläutert in einer statischen Betrachtung nach Berechnung laut Formel (5-15) nach frühestens 6,4 Jahren gedeckt.

Die Ergebnisse der Optimierung der Sinterherstellung sind in Anhang 8.5 abgebildet.

5.5 Ziegelherstellung

In diesem Kapitel werden die Produktionsdaten der Ziegelindustrie angeführt. Aufgrund der Datenlage ist ein weiteres Vorgehen nicht umsetzbar.

5.5.1 Produktionsdaten und daraus berechnete Zeitreihen

Die Produktionskapazität in einem Ziegelwerk hängt stark von der Art des Produktes ab. Dachziegel haben eine Produktionskapazität, die zwischen 100 und 300 Tonnen pro Tag beträgt. Der spezifische Wärmebedarf für das Trocknen und das Brennen in einem Tunnelofen beläuft sich auf 1.880-2.805 kJ/kg. Der spezifische Stromverbrauch liegt zwischen 60 und 110 kWh/t, wobei 10 kWh/t für den Ofenbetrieb aufgewandt werden. Hintermauerziegel haben eine Produktionskapazität zwischen 100 und 660 Tonnen pro Stunde und weisen einen Gesamtenergieeinsatz von 1.710 kJ/kg auf, wobei 154 kJ/kg für elektrische Energie anfallen. [27] Der Anteil des elektrischen Stroms liegt bei zirka 9% vom Gesamtenergieverbrauch.

Der Vergleich mit BREF Ceramics geht von einem maximalen Erdgasbedarf von 1,87 GJ und 0,22 GJ Stromverbrauch bei der Mauerziegelherstellung aus, was einen Stromanteil am Gesamtenergieverbrauch von 10,5% ausmacht. [55]

Als Annahme dient die Mauerziegelherstellung der Wienerberger Gmbh in Gleinstätten mit einer täglichen Mauerziegelproduktion von 200 bis 350 Tonnen. [49]

Das Prozessmodell ist in Abbildung 72 dargestellt.

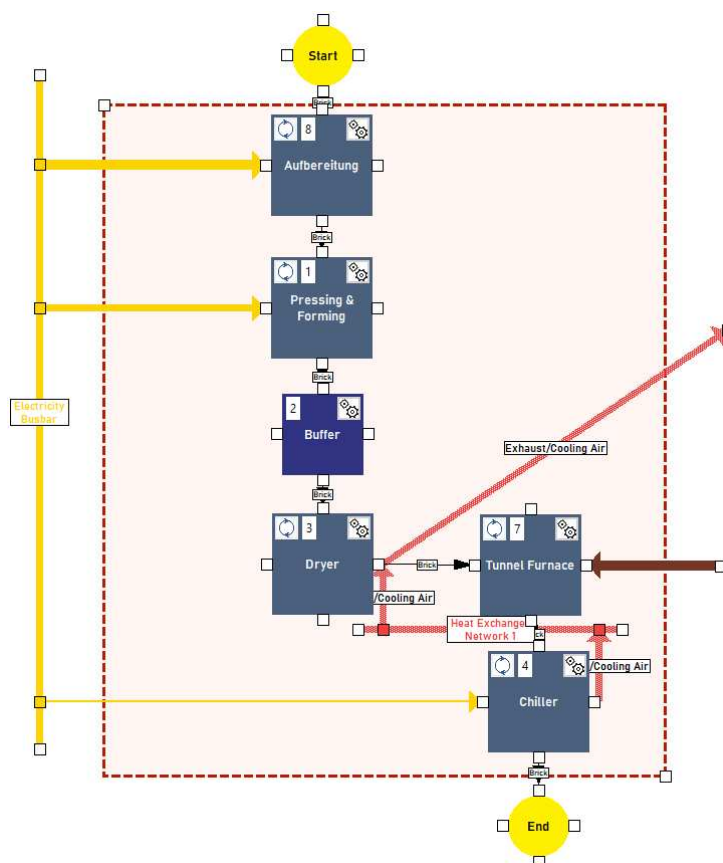


Abbildung 72: Modell Ziegelherstellung

Der Chiller stellt hierbei die Kühlzone des Tunnelofens dar.

Die gesamte Aufbereitung produziert im Dreischichtbetrieb mit 120 wöchentlichen Betriebsstunden.[27] Das bedeutet einen um den Energieeinsatz in der Aufbereitung verminderten Gesamtstrombedarf an Wochenenden.

Das Abgas durch die Feuerung des Tunnelofens kann aufgrund der Abgasreinigung und des niedrigen Temperaturniveaus in Zusammenhang mit dem Taupunkt nicht genutzt werden. Die Abluft des Trockners hat eine Temperatur von 65°C und kann in Verbindung mit einer Wärmepumpe zur Dampferzeugung genutzt werden. Das Abwärmepotential des Durchlauf Trockners beträgt 125 kWh pro Tonne Mauerziegel und wird über die rückgeführte Luft aus der Tunnelofenkühlung berechnet. [11]

Ein Widerspruch in der Literatur, hinsichtlich des Aufbereitungs- und Brennprozesses bezüglich dessen Schichtbetriebs und Stromspitzen, sind erkennbar. In Anbetracht der langen Brennzeiten kann der Brennvorgang als kontinuierlich und an Wochenenden durchgehend angenommen werden. Eine ausführliche Literaturrecherche führte zu keiner Aufklärung hinsichtlich der Aufbereitung. Aufgrund fehlender Literatur und Daten, in Bezug auf die Aufbereitungsaggregate, kann eine weitere Betrachtung der Ziegelherstellung nicht vorangetrieben werden.

6 ZUSAMMENFASSUNG UND AUSBLICK

Das rSOC-System kann in erster Linie das ungenutzte Abwärmepotential der energieintensiven Industrien verwenden, um Dampf zu erzeugen und somit den Gesamtwirkungsgrad zu erhöhen. Die Industriespaten werden anhand ihres Abwärmepotentials und Temperaturniveaus für die weitere Betrachtung ausgewählt. Jene ausgewählten Industrien sind die Papierindustrie, die Zementindustrie, die Kalkindustrie, die Stahlerzeugung, die Feuerfestindustrie, die Ziegelindustrie, die Glasindustrie und die Chemieindustrie.

Die qualitative Untersuchung der energieintensiven Industrien ergab, dass sich die Papier- und Kalkindustrie nicht für die Anwendung eines rSOC-Systems eignen. Grund dafür ist die zu geringe Abwärmetemperatur in der Papiermaschine und dem GGR-Ofen.

In Bezug auf die Chemieindustrie wurden die Ammoniak-, Chlor- und Ethylenherstellung betrachtet. Zu beachten ist, dass entstandene Zwischenprodukte und Abwärmeströme in weiteren Verfahrensschritten bereits eingesetzt werden. Somit ist die betriebsinterne Nutzung einer Verwendung im rSOC-System vorrangig zu betrachten. Eine geeignete Anwendung konnte hier ebenfalls nicht festgestellt werden. Die vielseitigen Produkte und Verfahren in der Chemieindustrie bieten an, weitere Untersuchungen durchzuführen.

Die Analyse der Feuerfestindustrie musste aufgrund der nicht aussagekräftigen und teils widersprüchlichen Datenlage abgebrochen werden. Zudem ist die Produktvielfalt in der Feuerfestindustrie erheblich, weshalb eine Verallgemeinerung als erschwerender Faktor gilt. Eine weiterführende Recherche kann angedacht werden. Die zu geringe Datenlage in der Ziegelherstellung in Hinsicht auf die Aufbereitung sind Anlass für einen Abbruch des weiteren Vorgehens. Eine quantitative Eignung kann somit nicht festgestellt werden.

Die Stahl-, die Zement-, Ziegel- und Glasindustrie sind hingegen qualitativ für einen Einsatz von rSOC-Systemen geeignet und wurden in weiterer Folge auf eine quantitative Eignung beurteilt.

Die quantitative Betrachtung gibt Aufschluss über die Energieströme und die zeitlichen Abläufe samt Zusammenhängen in den Produktionsbetrieben der Industrien. Diese Daten und Zusammenhänge wurden in der Software-Ganymed in Modelle und Zeitreihen umgesetzt.

Die Stahlerzeugung per Hochofen wird analysiert und ergibt eine Eignung für die Verwendung eines rSOC-Systems im Bereich der Sinterherstellung. In der Sinteranlage entsteht ein kontinuierliches Abwärmepotential von 52,8 kWh pro Tonne Sinter mit einer Temperatur von 146°C. Eine saisonale Schwankung des kontinuierlichen Betriebes ist nicht zu erwarten.

Die Zementindustrie eignet sich für den Einsatz eines rSOC-Systems, jedoch unterliegt jene saisonalen Produktionsschwankungen. Das Abwärmepotential des Klinkerkühlers liegt bei

32,86 kWh/t mit einer Temperatur von 175°C und die des Zyklons bei 100 kWh/t mit einer Temperatur von 175°C.

Die Glasindustrie eignet sich ebenfalls für die Anwendung eines rSOC-Systems. Das Abwärmepotential der Schmelzwanne beträgt 378,8 kWh/t mit einer Temperatur von 380 °C. Die Produktion läuft kontinuierlich und es kommt zu keinen saisonalen Schwankungen. In dieser Betrachtung wurden ebenfalls Szenarien erarbeitet, in denen eine Fernwärmeauskopplung zusätzlich zu einem rSOC-System angenommen wird.

In weiterer Folge wurden die Zeitreihen der erstellten Modelle verwendet, um eine Optimierung der Betriebsszenarien vorzunehmen. Diese Optimierung wird in Kapitel 5.1 beschrieben und hat die Maximierung des Profits als Ziel. Alle Optimierungsergebnisse sind detailliert in Anhang 8.3, 8.4 und 8.5 angeführt.

Vergleich der Optimierungsergebnisse der Industrien

Der maximale Profit im Jahr 2030, welcher durch die optimale Betriebsweise der vollständigen Abwärmenutzung (AW) erzielt wird, liegt in der Zementindustrie bei 11 Millionen €, in der Glasindustrie bei 5,4 Millionen € und bei der Sinterherstellung bei 6,2 Millionen €. Ein Vergleich der Industrien in Hinsicht auf das Szenario der vollständigen Abwärmenutzung ist in Abbildung 73 dargestellt. Dargestellt werden die Profite aus Anhang 8.3, 8.4 und 8.5, welche auf die gleiche Installationsleistung von 20 MW referenziert werden, um eine Vergleichbarkeit der Industrien zu gewährleisten.

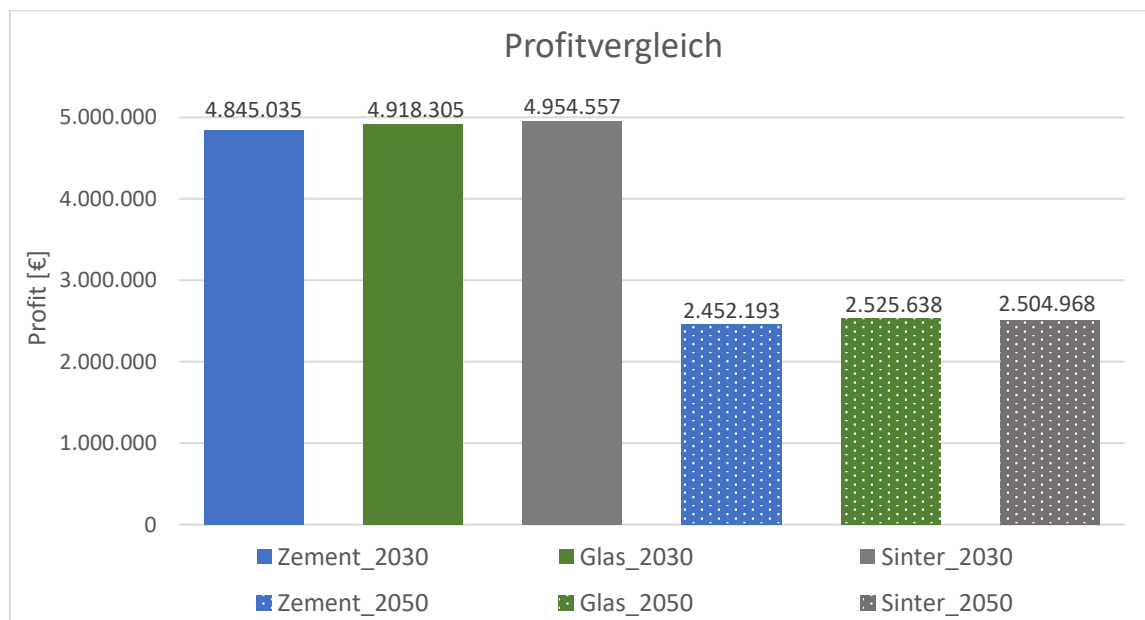


Abbildung 73: Vergleich des Profites der vollständigen Abwärmenutzung in den Industriesparten hinsichtlich der Jahre 2030 und 2050 unter Annahme einer Installationsleistung von 20 MW

Ein signifikanter Unterschied in der Höhe des Profits zwischen den Industriefeldern ist nicht auszumachen. Eine weiterführende Analyse der Betriebsweise wird anhand der Aufteilung der Betriebsstunden in Elektrolyse- und Brennstoffzellenbetrieb vorgenommen. Ein Standbybetrieb oder eine Abschaltung ist in keinem signifikanten Ausmaß in den Industrien und deren betrachteten Szenarien vorhanden.

Die Aufschlüsselung der Betriebsstunden des Elektrolysebetriebes und des Brennstoffzellenbetriebes hinsichtlich des Szenarios der vollständigen Abwärmennutzung wird in Abbildung 74 für das Jahr 2030 und in Abbildung 75 für das Jahr 2050 dargestellt.

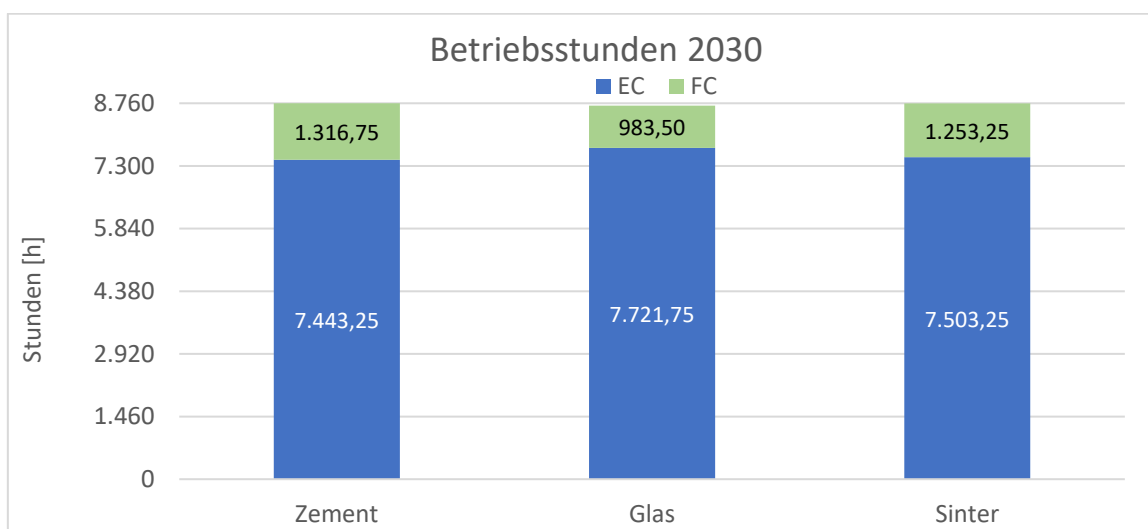


Abbildung 74: Betriebsstunden der vollständigen Abwärmepotentialnutzung der Herstellung von Zement, Glas und Sinter im Jahr 2030

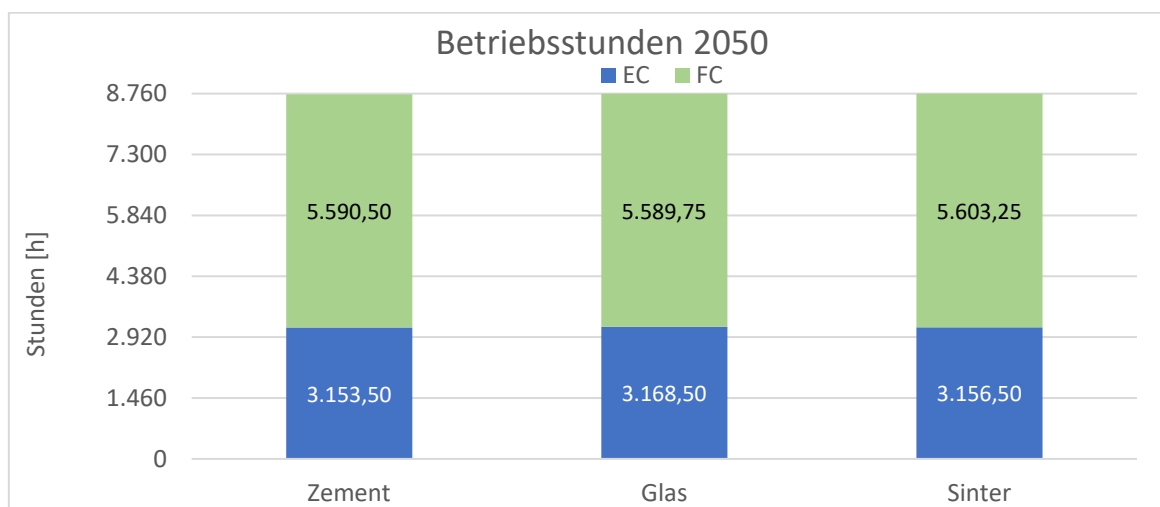


Abbildung 75: Betriebsstunden der vollständigen Abwärmepotentialnutzung der Herstellung Zement, Glas und Sinter im Jahr 2050

Es ist erkennbar, dass der Unterschied zwischen den verschiedenen Szenarien auch bei den Betriebsstunden kaum bemerkbar ist. Lediglich die Brennstoffzellenstunden sind im Falle der Zementindustrie im Jahr 2030 signifikant höher, wenn ein Vergleich mit der Glasindustrie gezogen wird. Das kann aufgrund der Revision des Drehrohrofens in der Zementherstellung entstehen, da somit der Brennstoffzellenmodus aufgrund der fehlenden Abwärme für die Elektrolyse begünstigt wird.

Die Speicherkapazitäten belaufen sich im Jahr 2030 bei der Zementindustrie auf zirka 273.000 kWh bei der Glasindustrie auf 27.200 kWh und bei der Sinterherstellung auf 36.400 kWh.

Einfluss der Abwärmenutzung

Ein Nutzen der vollständigen Abwärme aus der Industrie führt zu einer Profitsteigerung von 24,2 bis zu 26,8% beim Betrieb eines SOC-Systems im Jahr 2030. Im Jahr 2050 schrumpft der Einfluss der Abwärmenutzung wesentlich auf 8,6 bis 9%. Im Falle einer Fernwärmeauskopplung beträgt die Profitsteigerung durch die Nutzung der noch verfügbaren Abwärme bei 13,6% im Jahr 2030. Im Vergleich zu einem rSOC-System mit Fernwärmeauskopplung im Jahr 2050 ergibt die Profitsteigerung nur noch einen Wert von 1,7%. Eine Verwendung von Erdgas erhöht den Profit im Jahr 2030 um 22,9%, wohingegen sich der Profit des Jahres 2050 um 98% verbessert.

Grund für diese Entwicklung ist das Zusammenspiel aus einer Minderung des Wasserstoffpreises und einer Steigerung des Strompreises.

Ausblick

Der Zeitraum, um die Investition in ein rSOC-System zu decken, liegt im Falle der Zementindustrie bei 6,6 Jahren und bei der Glas- und Sinterherstellung bei 6,4 Jahren im Zuge einer statischen Betrachtung des Jahres 2030.

Um eine genauere Aussage über die Investitionskosten oder die Kapitalrückflusszeit zu gewährleisten, kann in Zukunft eine dynamische Berechnung vollzogen werden. Unter Berücksichtigung von Installationspreisen mehrerer Hersteller von rSOC-Systemen wäre es möglich, genauer auf die Wirtschaftlichkeit einzugehen.

Der zukünftige Einsatz von rSOC-Systemen ist wesentlich von den Investitionskosten abhängig. Eine Kapitalrückflusszeit von unter drei Jahren wird in der Regel von der Industrie angestrebt, weshalb die Investition in ein solches System anhand der angenommenen Kosten und Profite unwahrscheinlich ist.

Verbesserungspotential ergibt sich in Anbetracht dieser Arbeit hinsichtlich der Datengrundlage. Die zeitlichen Prozessabläufe und der damit verbundene Energieeinsatz in den verschiedenen Industrien sind wesentlich, um in weiterer Folge Modelle und Zeitreihen für die Optimierung erstellen zu können. Diese Daten können jedoch nur von den Industriebetrieben selbst zu Verfügung gestellt werden, weswegen eine Optimierung der Ziegel- und Feuerfestindustrie nicht vorgenommen werden konnte.

In Bezug auf die Chemieindustrie kann zukünftig aufgrund der vielseitigen Produktionsprozesse eine erweiterte Betrachtung vorgenommen werden.

7 LITERATURVERZEICHNIS

- [1] KURZWEIL, Peter ; SCHMID, Ottmar: *Brennstoffzellentechnik : Grundlagen, Materialien, Anwendungen, Gaserzeugung*. 3., überarbeitete und aktualisierte Auflage. Wiesbaden : Springer Vieweg, 2016
- [2] BARD, Allen J. ; STRATMANN, Martin: *Encyclopedia of electrochemistry*. Weinheim : Wiley-VCH, 2007], 2002
- [3] KURZWEIL, Peter: *Angewandte Elektrochemie : Grundlagen, Messtechnik, Elektroanalytik, Energiewandlung, technische Verfahren*. Wiesbaden, Heidelberg : Springer Vieweg, 2020 (Lehrbuch)
- [4] DIPL.-ING. HANS BÖHM: *Techno-economic assessment of emerging power-to-gas technologies using advanced generic methods*. April 2022
- [5] PACZONA, David ; SEJKORA, Christoph ; KIENBERGER, Thomas: Reversible solid oxide cell systems as key elements of achieving flexibility in future energy systems. In: SITTE, Werner; MERKLE, Rotraut (Hrsg.): *High-Temperature Electrolysis* : IOP Publishing, 2023, 19-1-19-32
- [6] RALPH STÜBNER: *Untersuchungen zu den Eigenschaften der Anode der Festoxid-Brennstoffzelle (SOFC)*. Dresden, Technische Universität Dresden, Fakultät Mathematik und Naturwissenschaften. Dissertation. 2001-08-24
- [7] PETERS, RO. ; FRANK, M. ; TIEDEMANN, W. ; HOVEN, I. ; DEJA, R. ; KRUSE, N. ; FANG, Q. ; BLUM, L. ; PETERS, R.: *Long-Term Experience with a 5/15kW-Class Reversible Solid Oxide Cell System*. In: *Journal of The Electrochemical Society* 168 (2021), Nr. 1, S. 14508
- [8] FRANK, Matthias ; DEJA, Robert ; PETERS, Roland ; BLUM, Ludger ; STOLTEN, Detlef: *Bypassing renewable variability with a reversible solid oxide cell plant*. In: *Applied Energy* 217 (2018), S. 101–112
- [9] MERMELSTEIN, Joshua ; POSDZIECH, Oliver: *Development and Demonstration of a Novel Reversible SOFC System for Utility and Micro Grid Energy Storage*. In: *Fuel Cells* 17 (2017), Nr. 4, S. 562–570
- [10] ZENG, Zezhi ; QIAN, Yuping ; ZHANG, Yangjun ; HAO, Changkun ; DAN, Dan ; ZHUGE, Weilin: *A review of heat transfer and thermal management methods for temperature gradient reduction in solid oxide fuel cell (SOFC) stacks*. In: *Applied Energy* 280 (2020), S. 115899
- [11] ANDREAS HAMMER, ELISABETH LACHNER, THOMAS KIENBERGER, WOLFGANG GRUBER-GLATZL, REBECCA KRAINZ, JÜRGEN FLUCH, FRANZ MAUTHNER, MARCUS HUMMEL, ANDREAS MÜLLER: *Abwärmekataster III Steiermark : Öffentlicher Kurzbericht*. 21.12.2021

- [12] SUHR, Michael ; KLEIN, Gabriele ; KOURTI, Ioanna ; GONZALO, Miguel Rodrigo ; SANTONJA, Germán Giner ; ROUDIER, Serge ; DELGADO SANCHO, Luis: *Best available techniques (BAT) reference document for the production of pulp, paper and board : Industrial emissions directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control)*. Luxembourg, 2015 (JRC science and policy reports JRC95678)
- [13] HEGEMANN, Karl-Rudolf ; GUDER, Ralf: *Roheisenerzeugung : Hüttenwerks- und Gasreinigungsanlagen*. Wiesbaden, Heidelberg : Springer Vieweg, 2019
- [14] UNIV.-PROF. DIPL.ING. DR. JOHANNES SCHENK: *Eisen- und Stahlmetallurgie I*. Vorlesungsskriptum. 2017
- [15] MARTEN SPRECHER (PROJEKTLLEITER), DR. ING. HANS BODO LÜNGEN, DR. ING. BERNHART STRANZINGER, DR. ING. HOLGER ROSEMANN, DR. ING. WOLFGANG ADLER: *Abwärmennutzungs-potenziale in Anlagen integrierter Hüttenwerke der Stahlindustrie*. 2019
- [16] AO. UNIV. PROF. DR. CHRISTIAN BERNHARD: *Eisen- und Stahlmetallurgie II : Modul 2*. Vorlesungsskriptum
- [17] MAXIMILIAN ROCK: *Dekarbonisierung und Energieeffizienzmaßnahmen der Zementindustrie*. Leoben, Montanuniversität Leoben, Lehrstuhl für Energieverbundtechnik. Bachelorarbeit. September/ 2021
- [18] TOBIAS HÜBNER, ANDREJ GUMINSKI, SERAFIN VON ROON, ELSA ROUYRREE: *Energiewende in der Industrie : Potenziale und Wechselwirkungen mit dem Energiesektor*. Flexibilitätssteckbrief der Zementindustrie. 2020
- [19] VEREINIGUNG DER ÖSTERREICHISCHEN ZEMENTINDUSTRIE: *Energieeffizienz der österreichischen Zementindustrie*
- [20] FfE: *CO₂-Verminderung in der Kalkherstellung*. 27.11.2019
- [21] SZEDNYJ, Ilona ; BRANDHUBER, Doris: *STAND DER TECHNIK ZUR KALK-, GIPSUND MAGNESIAHERSTELLUNG : Beschreibung von Anlagen in Österreich*. 2007
- [22] STOELZLE GLASS GROUP: *Der Glas Herstellungsprozess*. URL <https://www.stoelzle.com/de/unternehmen/glasproduktion/>. – Aktualisierungsdatum: 2022-09-10
- [23] PLATZBECKER, Esther ; SCHWARZ, Marcel ; RHIEMEIER, Jan Martin ; FLEISCHMANN, Bernhard: *Prozesskettenorientierte Ermittlung der Material- und Energieeffizienz-potenziale in der Glas- und Mineralfaser-industrie*. Dessau-Roßlau
- [24] STAGINGGROUP: *ZeroCO₂Glas Projekt*. In: *Stoelzle Glass Group* (2022-03-17)

- [25] STAGINGGROUP: *Stoelzle Oberglas und seine Holding produzieren grüne Energie*. In: *Stoelzle Oberglas GmbH (2019-03-19)*
- [26] FALLMANN, Katharina ; WEIß, Lea: *STAND DER TECHNIK FÜR ANLAGEN ZUR HERSTELLUNG VON KERAMISCHEN ERZEUGNISSEN : Anlagen in Österreich*. Wien, 2018
- [27] RENTZ, Otto ; SCHMITTINGER, Alexander ; JOCHUM, Rainer ; SCHULTMANN, Frank: *Exemplarische Untersuchung der praktischen Umsetzung des integrierten Umweltschutzes in der Keramischen Industrie unter Beachtung der IVU-Richtlinie und der Erstellung von BVT-Merkblättern*. Karlsruhe, Universität Karlsruhe (TH), Deutsch-Französisches Institut für Umweltforschung. Forschungsprojekt. August 2021
- [28] SCHORCHT, Frauke ; KOURTI, Ioanna ; SCALET, Bianca Maria ; ROUDIER, Serge ; DELGADO SANCHO, Luis: *Best available techniques (BAT) reference document for the production of cement, lime and magnesium oxide : Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control)*. Luxembourg : Publications Office, 2013 (EUR, Scientific and technical research series 26129)
- [29] MICHAEL MAIER: *Beurteilung der Wirtschaftlichkeit des Einsatzes von Sättigern in Ammoniak- Anlagen*. Technischen Universität Graz, Institut für Thermische Verfahrenstechnik und Umwelttechnik. 2013-11-20
- [30] MATTES, Florian Dietmar Wolfram: *IDENTIFIKATION UND STRUKTURIERUNG DER PROZESSLANDSCHAFTEN DES CHEMISCHEN INDUSTRIESEKTORS IN ÖSTERREICH*. Leoben, Montanuniversität Leoben, Lehrstuhl für Energieverbundtechnik. Bachelorarbeit. Juli 2021
- [31] *HYPOS East Germany: H2-Flex*. URL <https://www.hypos-eastgermany.de/wasserstoffprojekte/zwanzig20/chemische-umwandlung/h2-flex/>. – Aktualisierungsdatum: 2022-10-18 – Überprüfungsdatum 2022-10-18
- [32] MOSER, Ulrike; PUFITSCH, Armin (Mitarb.); MOSER, Ulrike (Mitarb.); (Keine Angabe) (Mitarb.) : *elemente : Kundenmagazin der Donau Chemie Gruppe, 1/2022*. 01/2022
- [33] PAUL JOSEF BINDERBAUER, THOMAS KIENBERGER, THOMAS STAUBMANN: *Synthetic load profile generation for production chains in energy intensive industrial subsectors via a bottom-up approach (2022)*
- [34] BDEW BUNDESVERBAND DER ENERGIE- UND WASSERWIRTSCHAFT E. V, VERBAND KOMMUNALER UNTERNEHMEN E. V., GEODE – GROUPEMENT EUROPÉEN DES ENTREPRISES ET ORGANISMES DE DISTRIBUTION D'ÉNERGIE (Hrsg.): *BDEW/VKU/GEODE Leitfaden : Abwicklung von Standardlastprofilen Gas*. 29.03.2018

- [35] SITTE, Werner (Hrsg.); MERKLE, Rotraut (Hrsg.): *High-Temperature Electrolysis* : IOP Publishing, 2023
- [36] SYMPOSIUM ENERGIEINNOVATION (Hrsg.); Roberta Cvetkovska, Peter Nagovnak, Thomas Kienberger (Mitarb.): *PATHWAYS FOR RAMPING-UP HYDROGEN INTO THE NATURAL GAS SYSTEM*
- [37] ANNA TRAUPMANN, MATTHIAS GREIML, JOSEF STEINEGGER, LISA KÜHBERGER UND THOMAS KIENBERGER: *Analyzing Sector Coupling Technologies for Re-purposing Coal-Fired Power Plants in MES – Case Study for the ENTSO-E Grid Area*. In: *Applied Energy*
- [38] BUNDESREPUBLIK ÖSTERREICH: *Verordnung der Regulierungskommission der E-Control, mit der die Systemnutzungsentgelte-Verordnung 2018 geändert wird (SNE-V 2018 – Novelle 2022)* (in Kraft getr. am 17. 12. 2021) (2021-12-17)
- [39] BUNDESREPUBLIK ÖSTERREICH: *Verordnung der Regulierungskommission der E-Control, mit der die Entgelte für die Systemnutzung in der Gaswirtschaft bestimmt werden (Gas-Systemnutzungsentgelte-Verordnung 2013, GSNE-VO 2013)* (in Kraft getr. am 29. 1. 2023) (2023-01-29)
- [40] VANROSSUM, Guido ; DRAKE, Fred L.: *The Python language reference*. Release 3.0.1 [repr.]. [Hampton, NH], [Redwood City, Calif.] : Python Software Foundation; SoHo Books, 2010 (Python documentation manual / Guido van Rossum; Fred L. Drake [ed.] ; Pt. 2)
- [41] BYNUM, MICHAEL L. AND HACKEBEIL, GABRIEL A. AND HART, WILLIAM E. AND LAIRD, CARL D. AND NICHOLSON, BETHANY L. AND SIROLA, JOHN D. AND WATSON, JEAN-PAUL AND WOODRUFF, DAVID L: *Pyomo: optimization modeling in python*. 3. Aufl. : Springer Science & Business Media, 2021
- [42] HART, WILLIAM E AND WATSON, JEAN-PAUL AND WOODRUFF, DAVID L: *Pyomo: modeling and solving mathematical programs in Python*. In: *Mathematical Programming Computation* (2011), S. 219–260
- [43] GUROBI OPTIMIZATION, L. L.C.: *Gurobi Optimizer Reference Manual*. 2023
- [44] HINICIO, Tractebel Energie: *STUDY ON EARLY BUSINESS CASES FOR H2 IN ENERGY STORAGE AND MORE BROADLY POWER TO H2 APPLICATIONS*. Final Report. 2017
- [45] LAFARGE ZEMENTWERKE GMBH: *Werk Retznei*
- [46] RUPPERT JOHANNES, RÖSCH SEBASTIAN, TREIBER, KEVIN: *SynErgie : Synchronisierte und energieadaptive Produktionstechnik zur flexiblen Ausrichtung von Industrieprozessen auf eine fluktuierende Energieversorgung*. Lastflexibilisierung in der Zementindustrie. 2020

- [47] PAUL JOSEF BINDERBAUER, ANDREAS HAMMER, ELISABETH LACHNER, NIKOLAUS KLINGENSTEIN, THOMAS KIENBERGER: *Regarding the Generation of Time Resolved Industrial Waste Heat Profiles*. In: *applied formal engineering (under review)* 2023
- [48] STOELZLE GLASS GROUP (Hrsg.): *Sustainability Report 2019 : Continuing our sustainable way for the next decade*. 2019
- [49] MONTANUNIVERSITÄT LEOBEN: LEHRSTUHL FÜR ENERGIEVERBUNDTECHNIK (Hrsg.): *Abwärmekataster Gips-Ziegel-Gals*
- [50] SCHINDLER, Ilse ; RONNER, Christoph: *Stand der Technik bei der Glasherstellung*. Wien : Umweltbundesamt, 1999 (Reports / Umweltbundesamt 152)
- [51] DIPL.-ING. SIEGBERT STEINBERGER: *Umwelterklärung 2021*
- [52] VOESTALPINE STAHL DONAWITZ GMBH: *Roheisenerzeugung*. URL <https://www.voestalpine.com/stahldonawitz/de/produkte-und-technologien/produktion/roheisenerzeugung/>. – Aktualisierungsdatum: 2022-10-14
- [53] ENERGIEINSTITUT AN DER JOHANNES KEPLER UNIVERSITÄT LINZ, AIT AUSTRIAN INSTITUTE OF TECHNOLOGY, MONTANUNIVERSITÄT LEOBEN: LEHRSTUHL FÜR ENERGIEVERBUNDTECHNIK, TECHNISCHE UNIVERSITÄT WIEN: INSTITUT FÜR ENERGIETECHNIK UND THERMODYNAMIK, AEE INTEC: *Renewables4Industry : Abstimmung des Energiebedarfs von industriellen Anlagen und der Energieversorgung aus fluktuierenden Erneuerbaren*. Endberichtsteil 2 von 3. 2018
- [54] LOI ITALIMPIANTI: *High Performance Hydrogen : Haubenofen-Glühanlagen*. URL <https://docplayer.org/5475104-High-performance-hydrogen-haubenofen-gluehanlagen.html> – Überprüfungsdatum 2022-11-12
- [55] EUROPEAN COMMISSION (Hrsg.): *Reference Document on Best Available Techniques in the Ceramic Manufacturing Industry*

8 ANHANG

8.1 rSOC-Modelldaten

Brennstoffzelle Datensätze						
	Erzeugte Leistung [kW]	Internal consumption [kW]	Zellenleistung Stack [kW]	Qheatproduced [W]	H2 Verbrauch [kW]	
1	2,40	0,02	2,43	-0,04	3,28	
2	2,94	0,04	2,98	0,12	4,05	
3	3,44	0,07	3,50	0,32	4,81	
4	3,92	0,09	4,01	0,54	5,58	
5	4,38	0,11	4,50	0,76	6,34	
6	4,83	0,14	4,98	0,97	7,11	
7	5,27	0,17	5,44	1,17	7,88	

Elektrolyse Datensätze						
	Leistung benötigt [kW]	Internal consumption [kW]	Zellenleistung [kW]	Qevaporation [kW]	Qevaporation-Qair(internrecovery) [kW]	H2 Erzeugung [kW]
1	7,51	1,64	5,87	1,19	0,87	6,37
2	9,17	1,66	7,51	1,48	1,09	7,96
3	10,83	1,60	9,23	1,78	1,31	9,55
4	12,48	1,46	11,02	2,08	1,53	11,14
5	14,13	1,26	12,87	2,40	1,78	12,73
6	15,78	1,17	14,61	2,75	2,05	14,33
7	17,43	1,16	16,27	3,15	2,37	15,92

8.2 Ganymed Modellparameter

Stahlindustrie	
Production Quota of Overall Process [t]	4656

Sintering plant		
Throughput [t/h]		194
Product Intake temperature [°C]		25
Operating Temperature [°C]		1350
Consumption	Electricity [kWh/t]	34
	Direct Fuel [kWh/t]	409.17
Excess Heat	Output Temperature [°C]	146
	Available Excess Heat [kWh/t]	52

Ziegel	
Production Quota of Overall Process [t]	250

Aufbereitung		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	25	
Operating Temperature [°C]	25	
Consumption	Electricity [kWh/t]	40
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Pressing & Forming		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	25	
Operating Temperature [°C]	150	
Consumption	Electricity [kWh/t]	30
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Dryer		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	25	
Operating Temperature [°C]	90	
Consumption	Electricity [kWh/t]	85
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	65
	Available Excess Heat [kWh/t]	125

Tunnel Furnace		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	90	
Operating Temperature [°C]	1050	
Consumption	Electricity [kWh/t]	15
	Direct Fuel [kWh/t]	780
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Chiller		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	1050	
Operating Temperature [°C]	140	
Consumption	Electricity [kWh/t]	10
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Anhang

Glas	
Production Quota of Overall Process [t]	250

Compound		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	25	
Operating Temperature [°C]	25	
Consumption	Electricity [kWh/t]	30
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Tub Oven		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	25	
Operating Temperature [°C]	1600	
Consumption	Electricity [kWh/t]	50
	Direct Fuel [kWh/t]	3110
Excess Heat	Output Temperature [°C]	380
	Available Excess Heat [kWh/t]	380

Glas Shaping Unit		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	1600	
Operating Temperature [°C]	950	
Consumption	Electricity [kWh/t]	533
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Chiller		
Throughput [t/h]	10	
Product Intake temperature [°C]	950	
Operating Temperature [°C]	25	
Consumption	Electricity [kWh/t]	533
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Zement	
Production Quota of Overall Process [t]	2000

Rohmehlmühle		
Throughput [t/h]		78
Product Intake temperature [°C]		25
Operating Temperature [°C]		60
Consumption	Electricity [kWh/t]	18
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

Zyklon		
Throughput [t/h]		78
Product Intake temperature [°C]		60
Operating Temperature [°C]		58
Consumption	Electricity [kWh/t]	0
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	275
	Available Excess Heat [kWh/t]	100

Kalzinator		
Throughput [t/h]		78
Product Intake temperature [°C]		58
Operating Temperature [°C]		850
Consumption	Electricity [kWh/t]	25
	Direct Fuel [kWh/t]	500
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

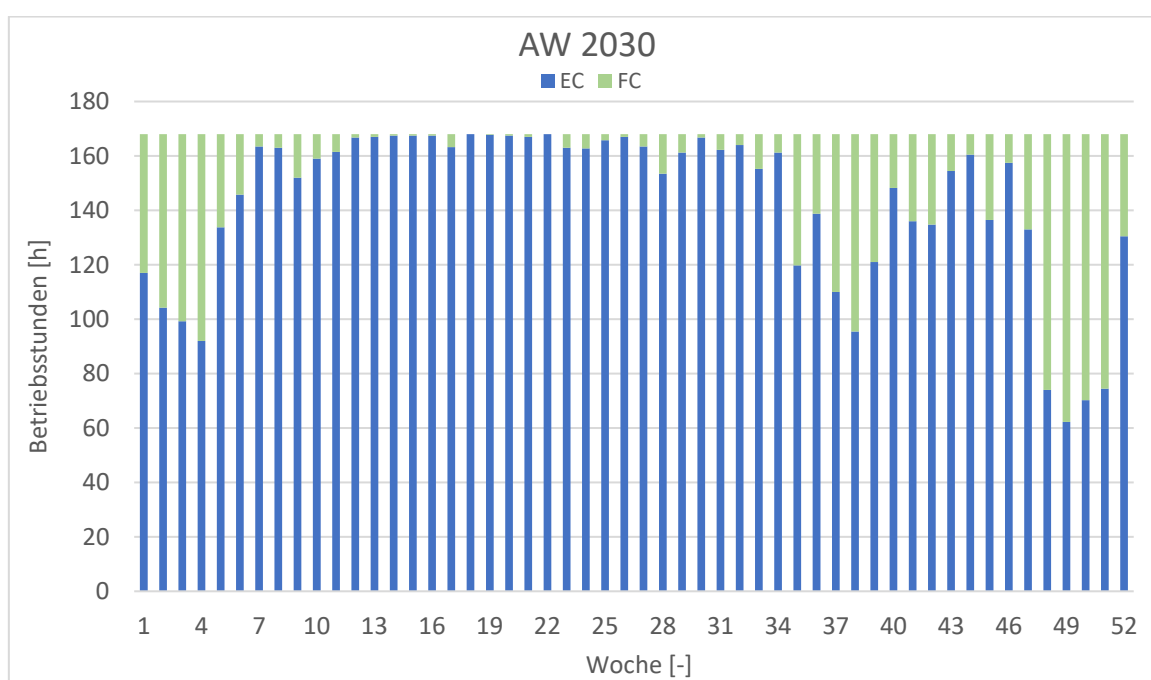
Rotary Kiln		
Throughput [t/h]		78
Product Intake temperature [°C]		850
Operating Temperature [°C]		1500
Consumption	Electricity [kWh/t]	15
	Direct Fuel [kWh/t]	100
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

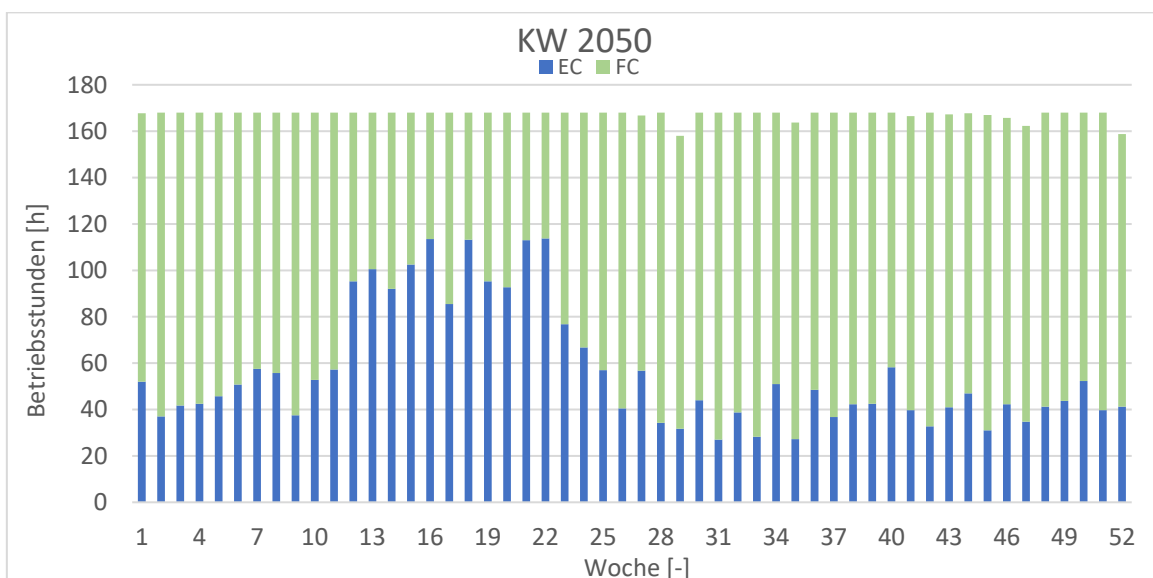
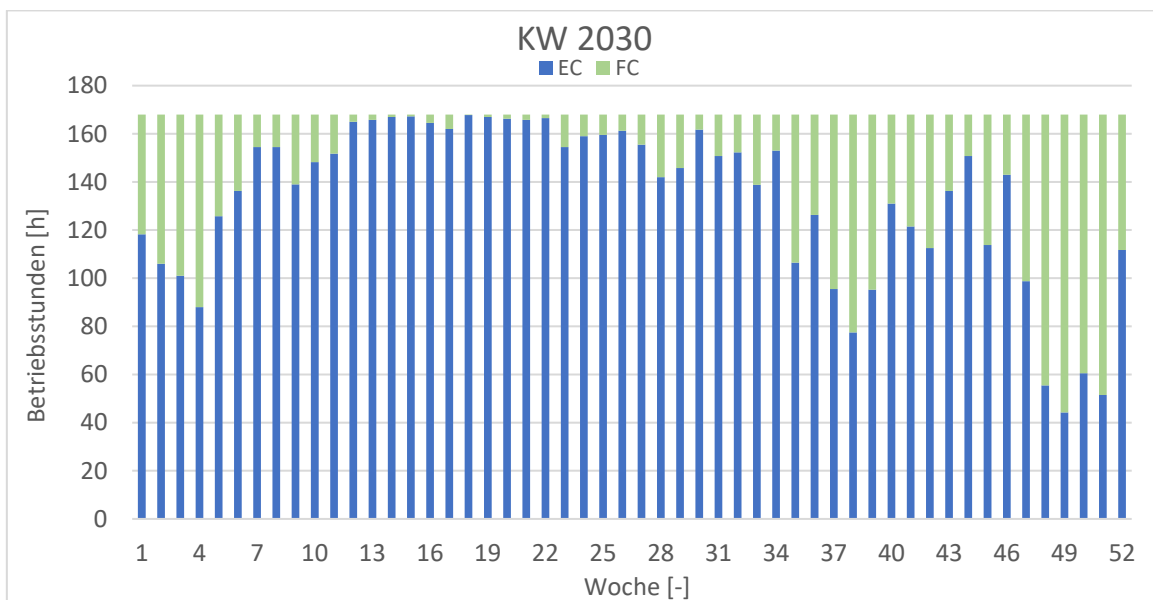
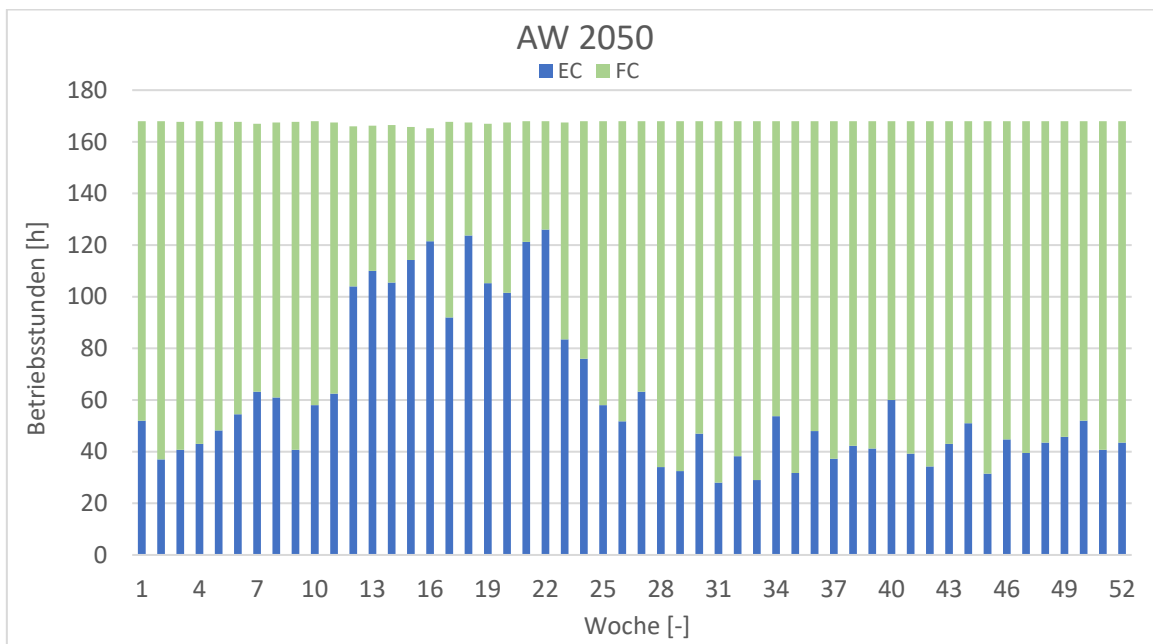
Klinkerkühler		
Throughput [t/h]		78
Product Intake temperature [°C]		1500
Operating Temperature [°C]		120
Consumption	Electricity [kWh/t]	10
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	275
	Available Excess Heat [kWh/t]	33

Klinkermühle		
Throughput [t/h]		39
Product Intake temperature [°C]		120
Operating Temperature [°C]		60
Consumption	Electricity [kWh/t]	51
	Direct Fuel [kWh/t]	0
Excess Heat	Output Temperature [°C]	0
	Available Excess Heat [kWh/t]	0

8.3 Optimierung Zementindustrie

OPTIMIERUNG ZEMENT				
Szenario [-]	AW		KW	
Installierte Leistung [kW]	45.715,71		45.715,71	
Jahr [-]	2030	2050	2030	2050
Brennstoffzellenzeit [h]	1.316,75	5.590,50	1.837,50	5.619,50
Elektrolysezeit [h]	7.443,25	3.153,50	6.922,50	3.087,25
Standbyzeit [h]	0,00	16,00	0,00	36,50
Umschaltzeit [h]	0,00	0,00	0,00	0,00
Abschaltzeit [h]	0,00	0,00	0,00	0,00
Speichergröße [kWh]	273.027,34	650.438,93	247.818,61	825.155,79
Standbykosten [€]	0,00	8.907,45	0,00	21.397,03
Speicherkosten [€]	98.224,28	234.001,82	89.155,19	296.857,93
Umschaltkosten [€]	0,00	0,00	0,00	0,00
Abschaltkosten [€]	0,00	0,00	0,00	0,00
Profit rSOC [€]	11.074.710,95	5.605.188,15	8.912.223,19	5.142.899,90
Stromkosten Industrie [€]	4.435.584,73	5.646.384,96	4.435.584,73	5.646.384,96
Stromkosten mit rSOC [€]	-6.639.126,22	41.196,81	-4.476.638,46	503.485,07

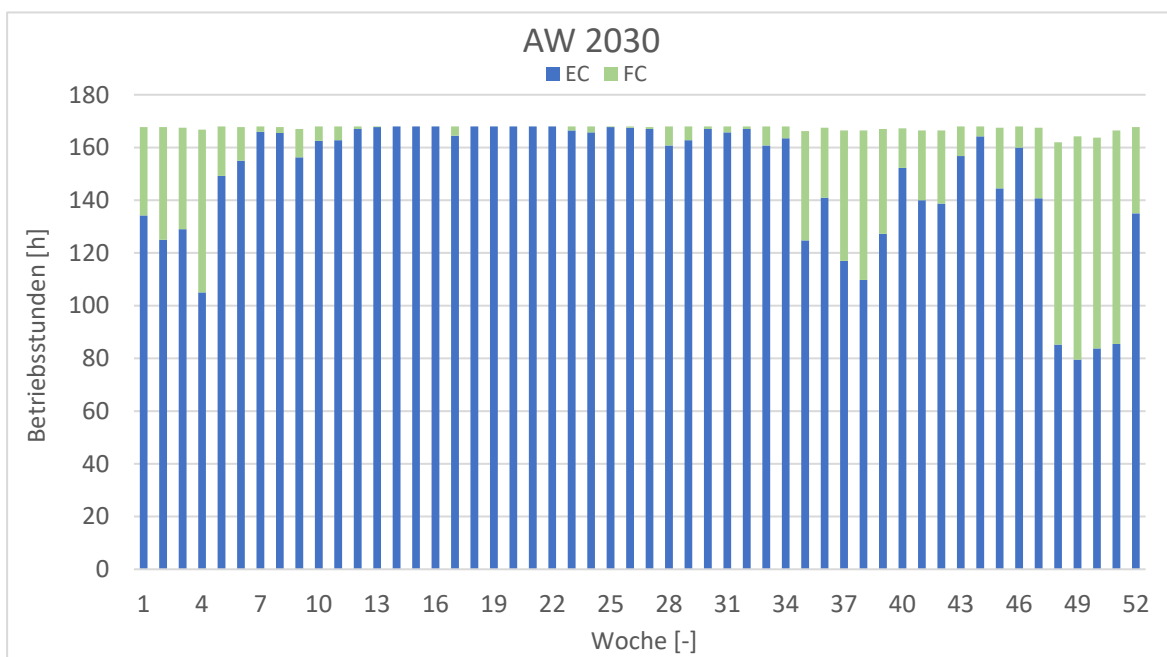


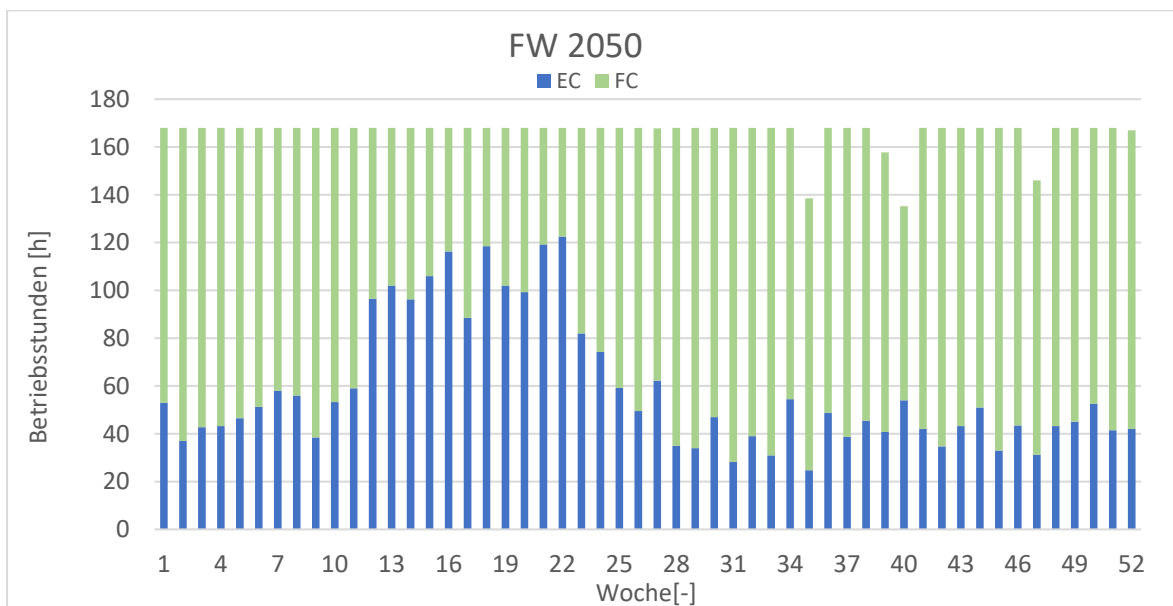
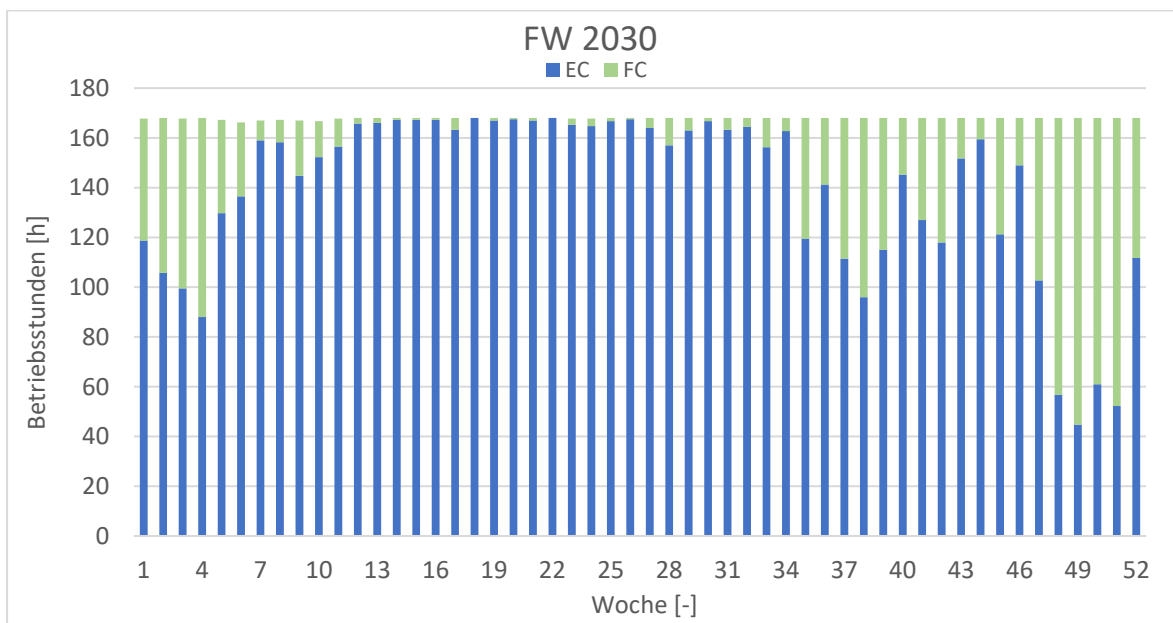
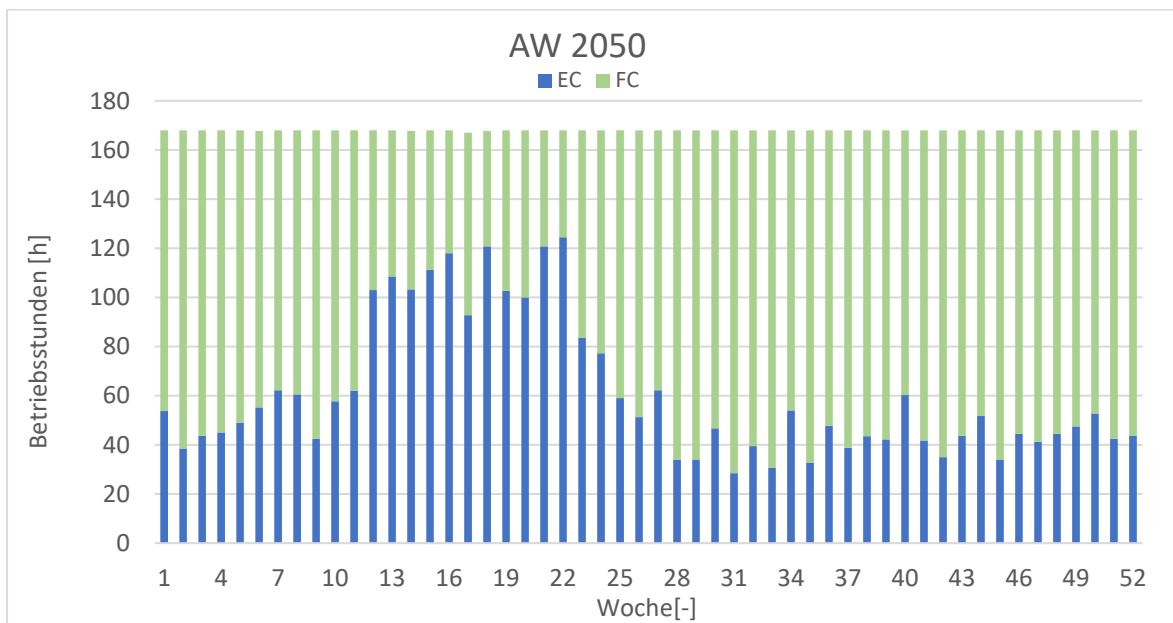


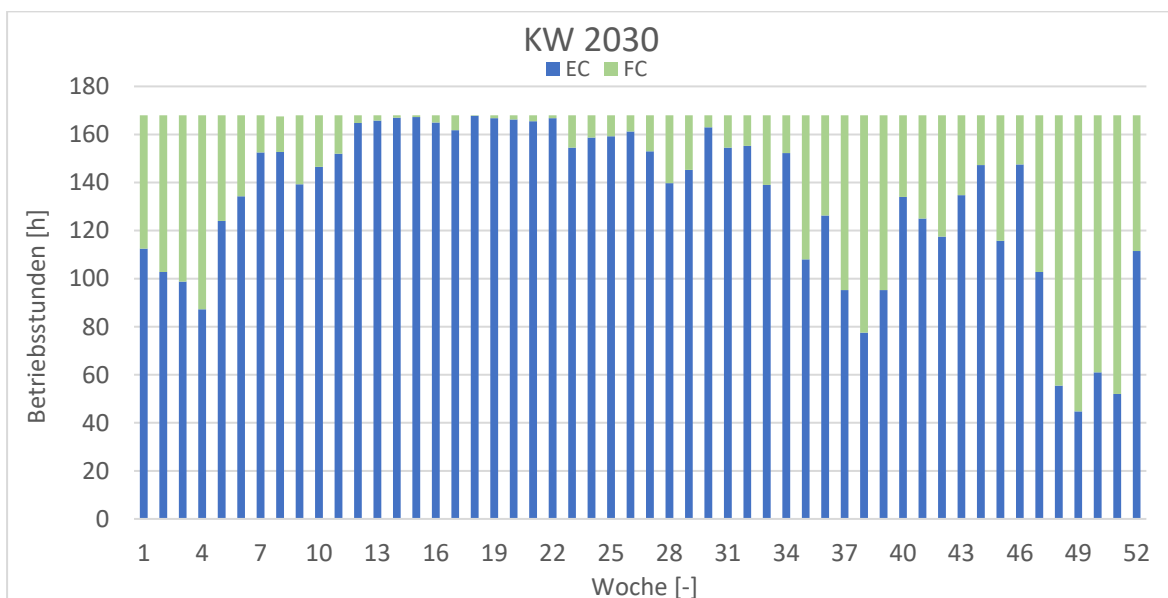
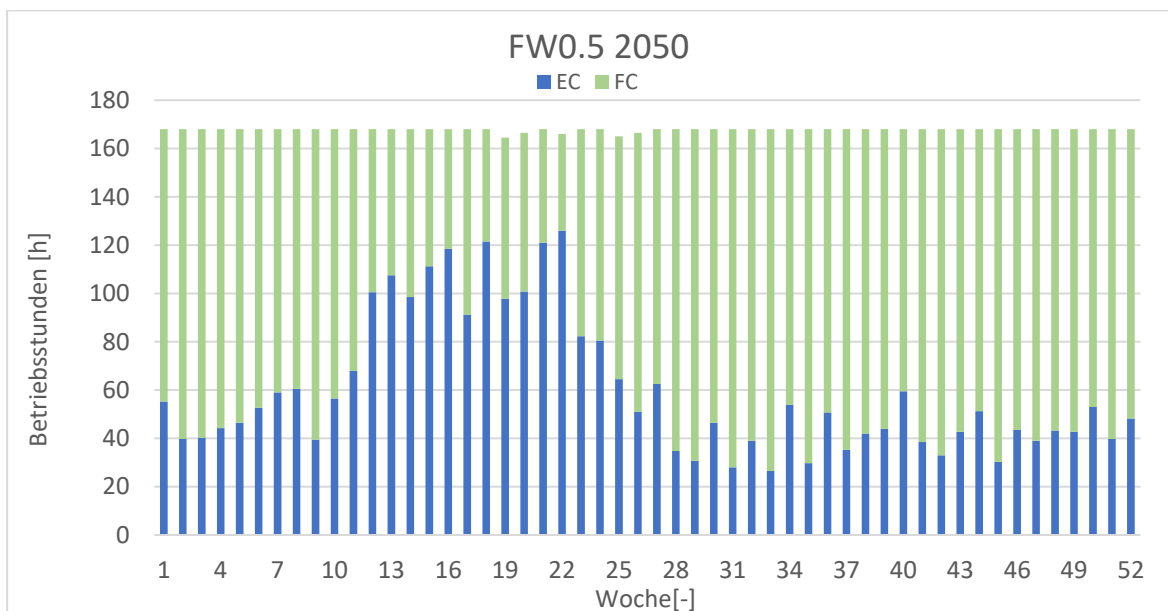
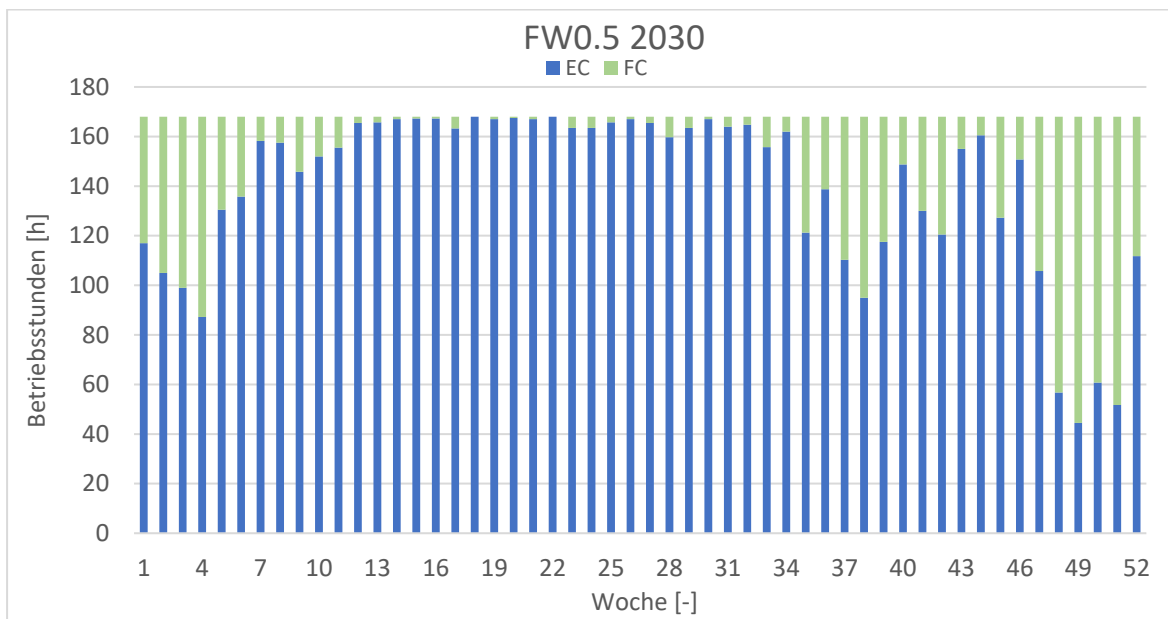
8.4 Optimierung Glasindustrie

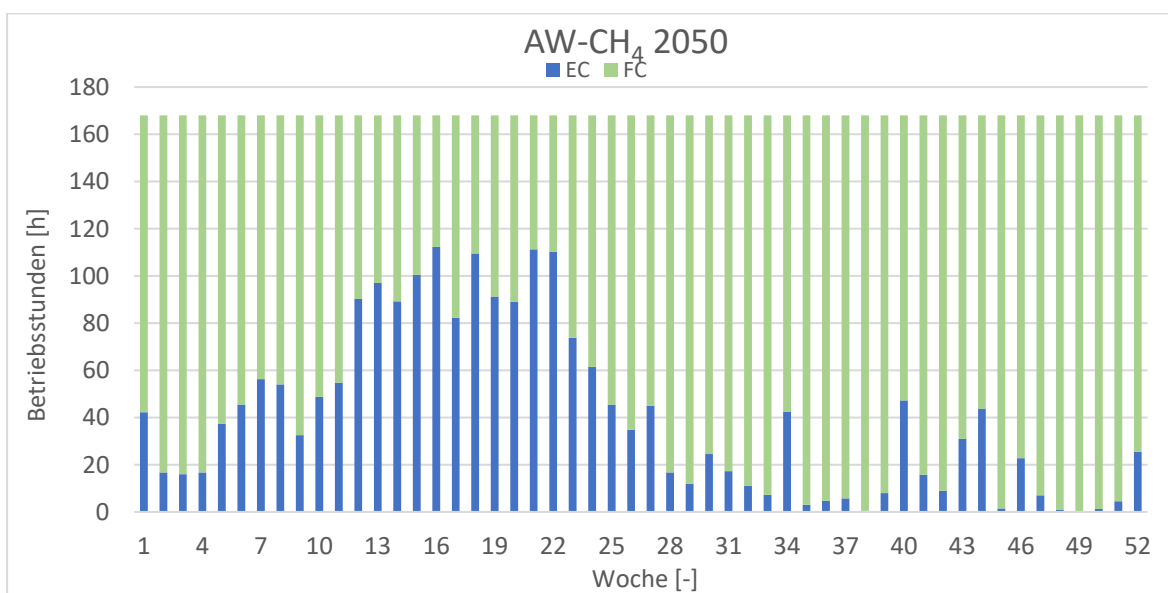
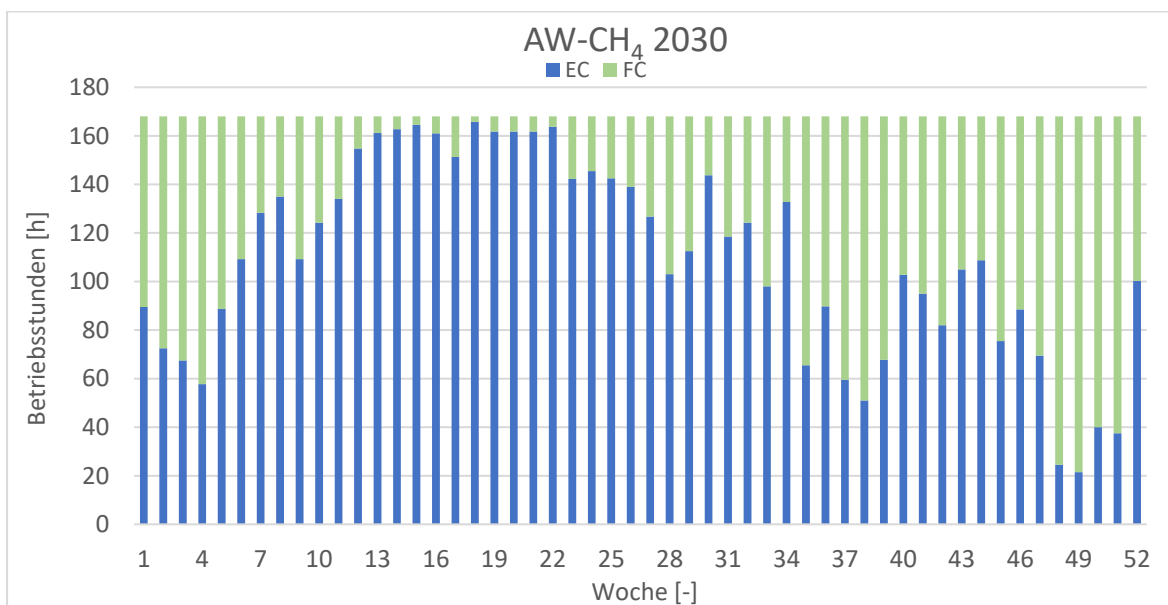
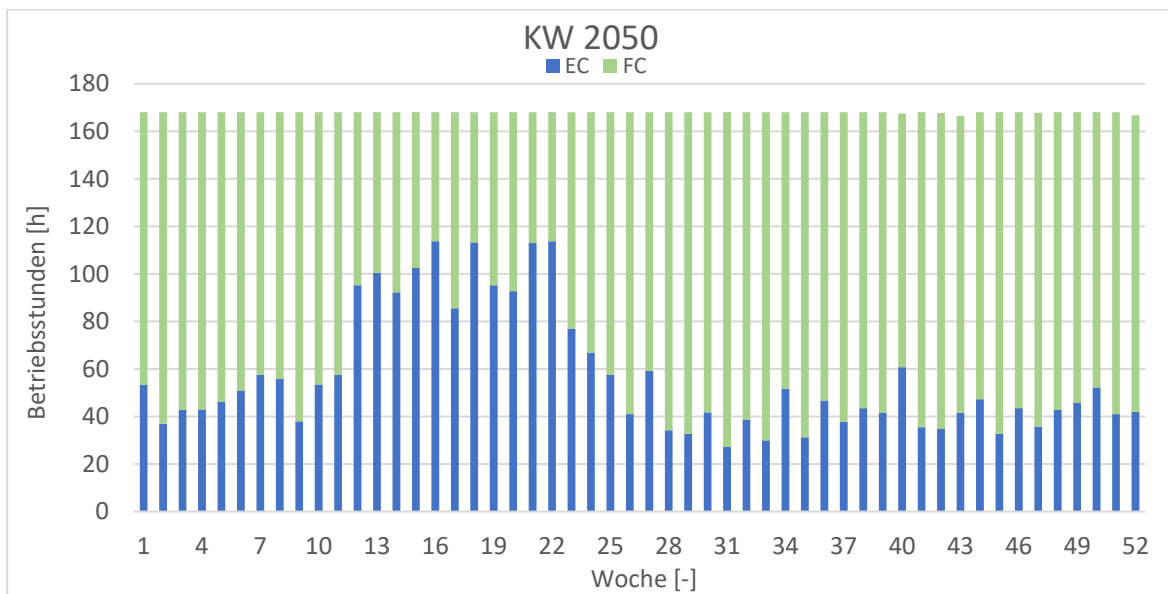
OPTIMIERUNG GLAS								
Szenario [-]	AW		FW		FW0.5		KW	
Installierte Leistung [kW]	22.221		19.010,47		9.505,24		22.221	
Jahr [-]	2030	2050	2030	2050	2030	2050	2030	2050
Brennstoffzellenzeit [h]	983,50	5.589,75	1.514,25	5.604,75	1.505,75	5.623,25	1.836,75	5.785,50
Elektrolysezeit [h]	7.721,75	3.168,50	7.238,00	3.059,50	7.254,25	3.125,25	6.922,75	2.970,75
Standbyzeit [h]	30,75	1,75	7,75	95,75	0,00	11,50	0,50	3,75
Umschaltzeit [h]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Abschaltzeit [h]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Speichergröße [kWh]	27.159,91	323.375,51	81.138,58	325.042,63	41.087,38	184.776,94	111.367,64	341.830,59
Standbykosten [€]	15.015,03	414,54	2.117,97	29.783,50	0,00	1.273,70	141,45	916,97
Speicherkosten [€]	9.744,28	116.337,53	29.190,40	116.937,29	14.781,59	66.475,33	40.065,61	122.976,93
Umschaltkosten [€]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Abschaltkosten [€]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Profit rSOC [€]	5.464.482,52	2.806.110,07	4.212.049,84	2.247.750,73	2.160.378,99	1.132.322,99	4.334.454,18	2.584.551,29
Stromkosten Industrie [€]	4.064.187,10	5.251.608,89	4.079.990,03	5.251.608,89	4.079.990,03	5.251.608,89	4.079.990,03	5.251.608,89
Stromkosten mit rSOC [€]	-1.400.295,42	-116.872,51	-132.059,82	3.003.858,16	1.919.611,04	4.119.285,90	-254.464,15	2.667.057,59
Profit Leistungsbezug [€]	5.464.482,52	2.806.110,07	4.923.390,08	2.627.355,82	5.050.454,44	2.647.102,98	4.334.454,18	2.584.551,29

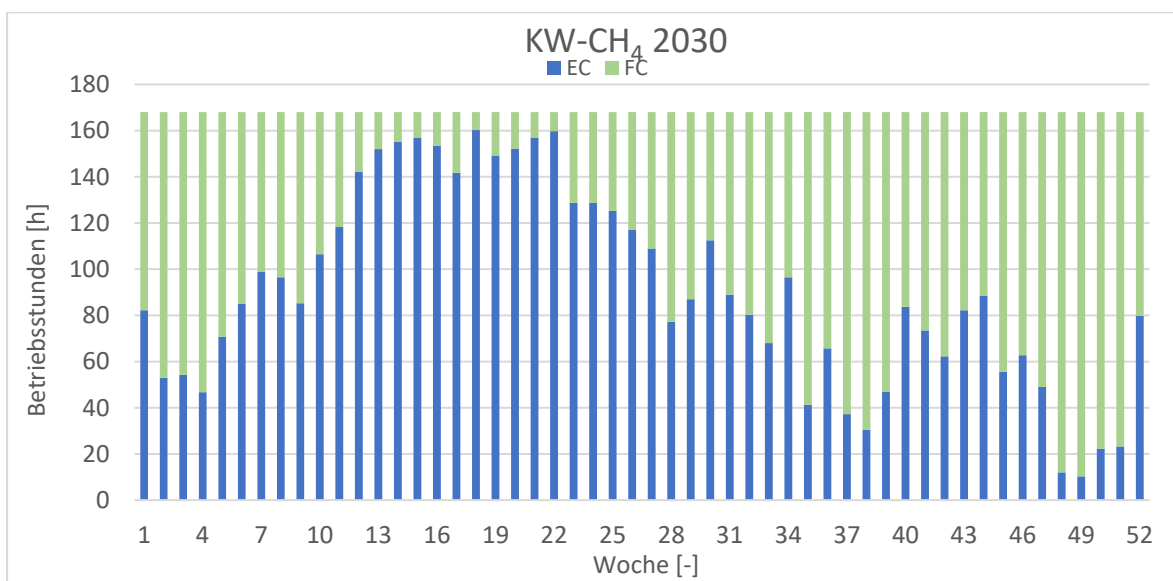
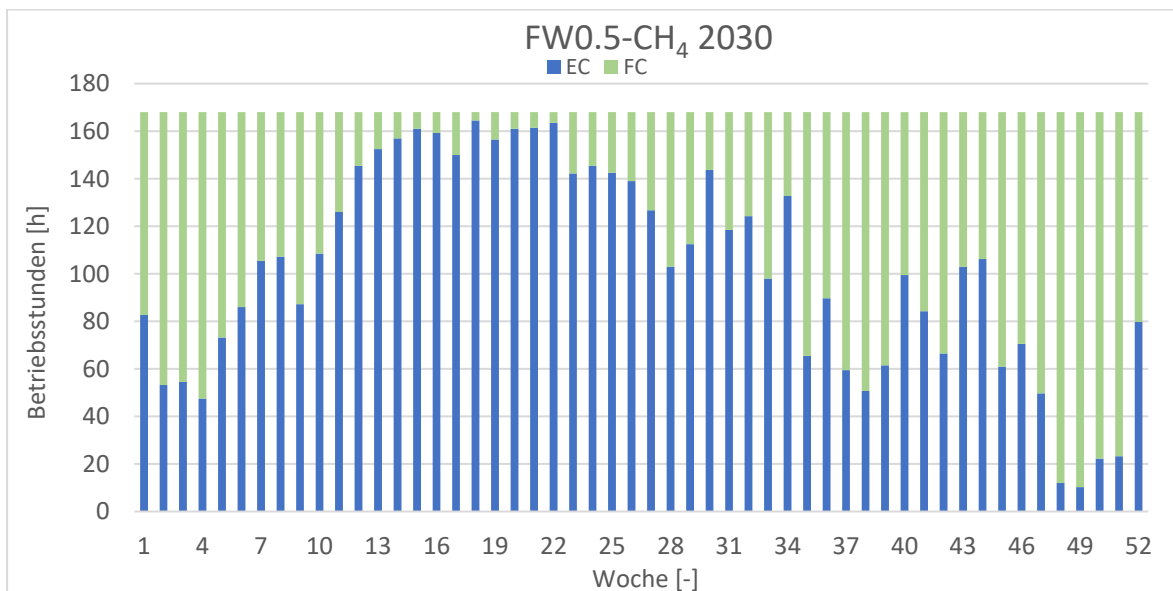
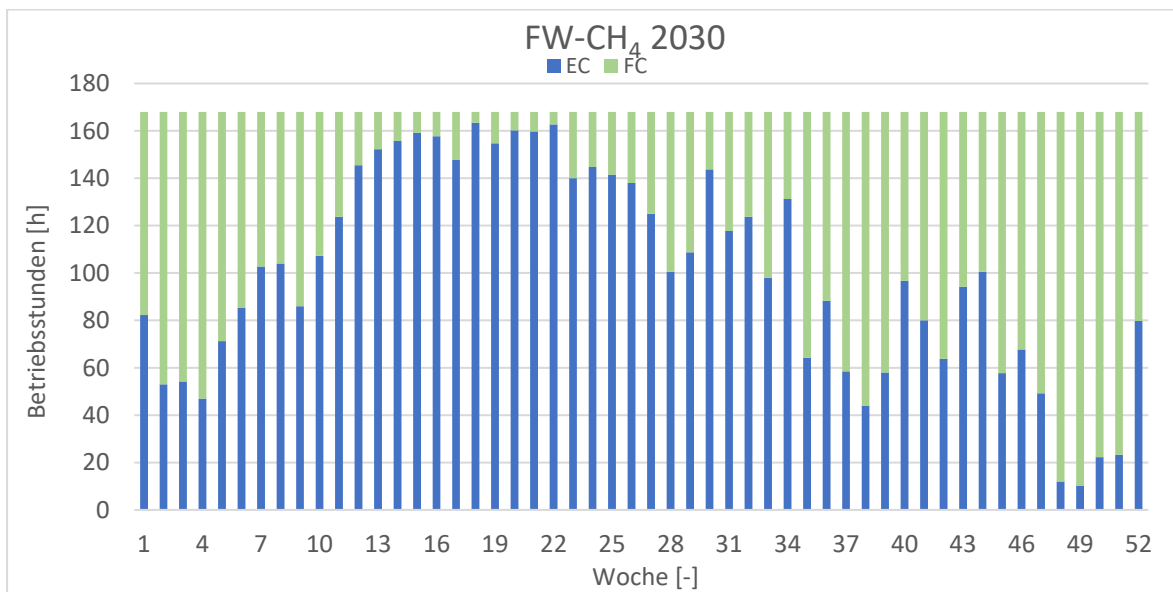
OPTIMIERUNG GLAS CH ₄						
Szenario [-]	AW		FW	FW0.5	KW	
Jahr [-]	2030	2050	2030	2030	2030	2050
Brennstoffzellenzeit [h]	3054,5	6.631,75	3.536,50	3.448,00	4.727,25	6.809,75
Elektrolysezeit [h]	5705,25	2.128,00	5.223,25	5.311,75	4.032,50	1.950,00
Profit rSOC [€]	6.713.597,00	5.557.468,09	5.457.551,16	2.760.864,47	6.047.184,99	5.521.799,03
Stromkosten Industrie [€]	4.079.926,00	5.251.558,28	4.079.925,73	4.079.925,73	4.079.925,73	5.251.558,28
Stromkosten mit rSOC [€]	-2.633.671,00	-305.909,81	-1.377.625,43	1.319.061,26	-1.967.259,25	-270.240,75
Profit Leistungsbezug [€]	6.713.597,00	5.557.468,09	6.379.234,41	6.454.247,28	6.047.184,99	5.521.799,03

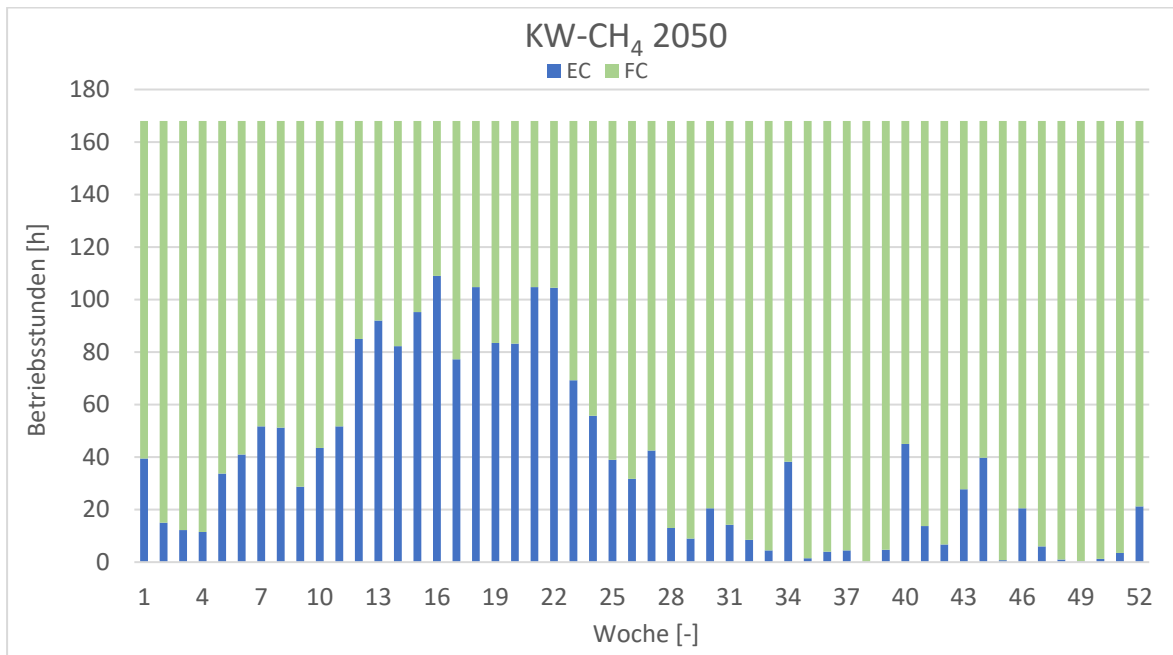












8.5 Optimierung Stahlerzeugung

