

# EFFIZIENZSTEIGERUNG DER BIOMASSEVERGASUNG MITTELS HOCHTEMPERATURBRENNSTOFFZELLEN

Stephan HERRMANN<sup>1</sup>, Manuel JIMENEZ-ARREOLA<sup>2</sup>, Sebastian FENDT<sup>1</sup>,  
Matthias GADERER<sup>3</sup>, Hartmut SPLIETHOFF<sup>1</sup>

Lehrstuhl für Energiesysteme, Technische Universität München, Boltzmannstr. 15, 85748 Garching, 0049-89-289-16279, stephan.herrmann@tum.de, www.es.mw.tum.de

**Kurzfassung:** Im vorliegenden Beitrag wird eine optimierte Verschaltung einer SOFC mit einem Biomassevergaser des Typs Hofbauer-Reaktor präsentiert. Diese basiert auf der Rückführung der SOFC-Abgase in den Vergaser. Das System exportiert neben elektrischer Energie auch Produktgas und zeichnet sich dabei durch eine besonders hohe Exergieeffizienz von bis zu über 78% aus. Weiterhin lässt sich mit der gezeigten Schaltung die Produktgasqualität, gekennzeichnet durch den molaren Anteil an Brenngasen, über einen weiten Bereich flexibel einstellen. Das exportierte Produktgas kann beispielsweise methanisiert und so dem Energiesystem zum flexiblen Ausgleich schwankender erneuerbarer Stromerzeugung, beispielsweise aus Wind und Photovoltaik, zugeführt werden.

**Keywords:** Hochtemperaturbrennstoffzellen, Vergasung, zirkulierende Wirbelschicht, Biomasse

## 1 Einleitung

Spätestens seit dem erfolgreichen Abschluss der Klimakonferenz in Paris Ende 2015 wurde eine weltweite Transformation des Energiesystems weg von fossilen hin zu erneuerbaren Energieträgern eingeleitet. Wind- und Solarkraftwerke werden aktuell und wahrscheinlich auch in Zukunft massiv ausgebaut. Allerdings ist eine vollständige Versorgung mit den schwankenden Wind- und Solarerträgen nicht möglich. Hier bieten Wasserkraftwerke, aber insbesondere auch biomassebasierte Systeme den Vorteil der bedarfsgerechten Erzeugung. Eine vielversprechende Technologieoption zur Bereitstellung von elektrischem Strom, aber auch erneuerbaren Treibstoffen und Wärme ist die Biomassevergasung. Hierbei hat sich insbesondere das Konzept des an der TU Wien entwickelten Hofbauer-Reaktors durchgesetzt [1]. In den aktuell ausgeführten Anlagen wird der Vergaser entweder mit einem Gasmotor (z.B. Güssing, Ulm) oder einer Brennstoffsynthese (Göteborg) gekoppelt.

Da die elektrische Effizienz des Gasmotors alleine mit typischerweise 30-45% nicht sehr hoch ist ergeben sich, zusammen mit den Verlusten aus dem Vergasungsprozess derzeit nur elektrische Effizienzwerte von 25%, bei Abwärmeverstromung mit einem Organic Rankine

---

<sup>1</sup> Technische Universität München, Boltzmannstr. 15, 85747 Garching bei München

<sup>2</sup> Nanyang Technological University, 50 Nanyang Ave, Singapore

<sup>3</sup> Technische Universität München, Schulgasse 16, 94315 Straubing

Cycle (ORC) bis zu 30% [1]. Lediglich durch Anschluss an Fernwärmenetze kann der Gesamtnutzungsgrad durch Abwärmenutzung erheblich auf bis zu 80% angehoben werden.

Im Hinblick auf eine Steigerung der elektrischen Effizienz wurden bereits zahlreiche Studien zur Kopplung von Wirbelschichtvergäsern mit Festoxidbrennstoffzellen (SOFC) durchgeführt, welche mit über 90% Exergieeffizienz die effizienteste verfügbare Energiewandlungseinheit darstellen. Allerdings werden selbst bei Einsatz von SOFC in einer klassischen linearen Systemkonfiguration aus Vergaser, Gasreinigung und SOFC durch die Verluste in der Vergasung nur elektrische Systemwirkungsgrade von 30-45% erzielt [2].

Bei Vergasung mit gekoppelter Brennstoffsynthese (z.B. Fischer-Tropsch-Synthese) kann üblicherweise eine Biomasse-zu-Brennstoff-Effizienz von maximal 70% erreicht werden, maßgeblich bedingt durch die Verluste in der Vergasungseinheit [1].

Ziel dieser Arbeit ist im Hinblick darauf daher die Maximierung der Nutzung der eingesetzten Biomasse. Hierfür wurde ein neuartiges Verfahren zur effizienten Erzeugung von elektrischem Strom und Produktgas mittels der Kopplung von Festoxidbrennstoffzellen und einem Vergasungssystem nach Vorbild des Hofbauer-Reaktors entwickelt.

Alle Einzelkomponenten, sowie das System, wurden in Aspen Plus® simuliert. Hierfür wurden zunächst Einzelmodelle der Komponenten erstellt und validiert, anschließend wurde das Gesamtsystem modelliert. Anhand verschiedener Parameterstudien erfolgte anschließend eine Charakterisierung des Betriebsbereichs, sowie eine energetische und exergetische Analyse.

## 2 Systemkonzept

### 2.1 Verlustquellen

Zur Steigerung der Effizienz wurden zunächst die Verlustquellen der einzelnen Prozessschritte identifiziert. Diese sind im Wesentlichen

Vergasungsprozess:

- Wärmebereitstellung durch Verbrennung von wertvollem Produktgas
- Dampferzeugung
- Geringe Eintrittstemperaturen von Dampf und Verbrennungsluft

Gasreinigung:

- Verluste durch Kondensation von Dampf
- Wärmeverluste können weitgehend rekuperiert werden

SOFC:

- Restbrennstoff im Abgas (typ. 20%, wird normalerweise nachverbrannt [2])
- Hochtemperaturabwärme (600-1000°C) wird bei niedrigen Temperaturen genutzt

## 2.2 Neue Systemkonfiguration

Die vorgenannten Verlustquellen können durch eine Neuordnung der Komponenten verringert werden. Hierbei werden die Abgase der Festoxidbrennstoffzellen als Vergasungs-, Fluidisierungs- und Verbrennungsmedien dem Vergaser zugeführt. Anodenabgase werden in die Vergasungszone und Kathodenabgase in die Verbrennungszone geleitet. Entgegen dem Stand der Technik werden also die SOFC dem Vergaser sozusagen vor- anstatt nachgeschaltet. Dies hat zur Folge, dass die in den SOFC erzeugte Hochtemperaturwärme, welche mittels der Abgase ausgetragen wird, direkt (Anodenabgas) bzw. indirekt (Kathodenabgas über Bettmaterial) der Vergasung zur Verfügung gestellt wird. Dadurch vermindert sich der Bedarf an Wärme. Wird nun ein Teil der Anodenabgase zusätzlich in die Brennkammer gegeben, so kann der Wärmebedarf vollständig aus den SOFC Abgasen gedeckt werden, wodurch die zuvor hierfür benötigten 20-30% Produktgas zusätzlich zur Verfügung stehen. Weiterhin können durch diese Schaltung die in dem Anodenabgas vorhandenen Restbrennstoffbestandteile effizient im Vergaser recycelt werden. Auch dienen die im Anodenabgas reichlich vorhandenen Dampf- und CO<sub>2</sub>-Anteile (etwa 80%) als Vergasungsmedium, sodass kein zusätzlicher Dampf mehr erzeugt werden muss. Das Produktgas des Vergasers wird nach einer Gasreinigung zum Teil den SOFC und zum Teil für weitere Prozesse, beispielsweise Methanisierung oder Fischer-Tropsch-Synthese, zur Verfügung gestellt. Eine schematische Abbildung des Prozesses findet sich in Abb. 1.

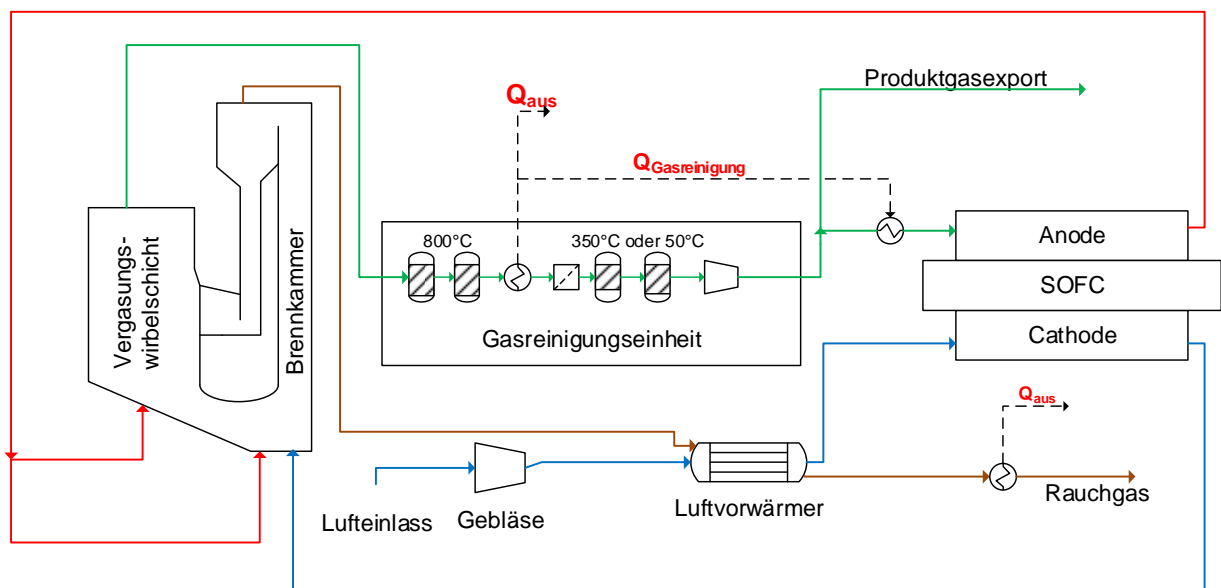


Abb. 1: Schematische Zeichnung des Systems.

### 3 Simulationsmodelle

#### 3.1 Vergaser

In der Vergasungszone des Vergasers wird Biomasse, typischerweise getrocknete Holzhackschnitzel, allotherm mit Dampf vergast, welcher auch als Fluidisierungsmedium für die Wirbelschicht dient. Gleichzeitig wird in der Verbrennungszone zur Wärmeerzeugung hauptsächlich ein Teil des Produktgases (etwa 20-30%), gemeinsam mit Biodiesel aus der Gasreinigung verbrannt wird [3], [4]. Abb.1 zeigt eine schematische Darstellung des Vergasers aus [5]. Die Verbrennungszone wird dabei gleichzeitig durch die Verbrennungsluft fluidisiert, welche vor dem Eintritt mittels der Rauchgase vorgewärmt wird. Abwärme aus dem Produktgas wird zur Dampferzeugung genutzt.

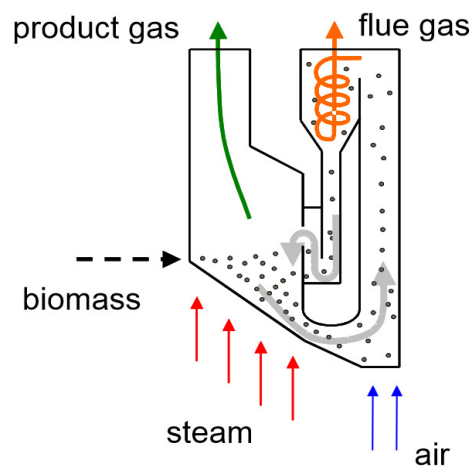


Abb.1: Konzeptzeichnung des Hofbauer-Reaktors aus [5].

Inhärenter Vorteil des Hofbauer-Vergasers ist die gasseitige Trennung einer endothermen Vergasungs- und einer exothermen Verbrennungszone, welche trotzdem wärmeseitig mittels des zirkulierenden Bettmaterials verbunden sind [1]. Dadurch wird eine Stickstoffverdünnung des Produktgases vermieden, was eine effiziente weiterführende Nutzung vereinfacht.

Tabelle 1 zeigt einen Vergleich der Produktgaszusammensetzung des Modells mit Literaturwerten. Die im Modell erzielten Werte stimmen mit den experimentellen Werten sehr gut überein.

Tabelle 1: Trockene Produktgaszusammensetzung aus dem ASPEN Plus Modell im Vergleich mit experimentellen Daten der Anlage in Güssing in Molanteilen.

	Modell	Experimentelle Daten Güssing 1 [3]	Experimentelle Daten Güssing 2 [4]
H <sub>2</sub>	40.18%	30 – 40 %	35 – 45%
CO	25.15%	20 – 30%	20 – 30%
CO <sub>2</sub>	18.13%	15 – 25%	15 – 25%
CH <sub>4</sub>	11.28%	8 – 12%	8 – 12%
N <sub>2</sub>	3.63%	1 – 5%	3 – 5 %

### 3.2 Gasreinigung

Bezüglich der Gasreinigung wurden fünf verschiedene Varianten untersucht. Da im Gegensatz zu der Anlage in Güssing auf den Einsatz von Biodiesel verzichtet werden sollte, sowie für die SOFC wie in Tabelle 2 gezeigt besonders niedrige Schwefel und Teerwerte erzielt werden müssen, wurde eine kombinierte Heiß- und Warmgasreinigung ausgewählt. Abb. 2 zeigt die Gasreinigungskette. Zunächst erfolgt eine Heißgasreinigung für Teersubstanzen mittels eines Dolomit- und eines Nickelkatalysators. Anschließend wird das Produktgas auf ca. 300-350°C gekühlt, Staub gefiltert, Chlor- und Schwefelsubstanzen mittels Adsorbenzien entfernt, Druckverluste ausgeglichen und das Produktgas vor dem Eintritt in die SOFC wieder aufgeheizt.

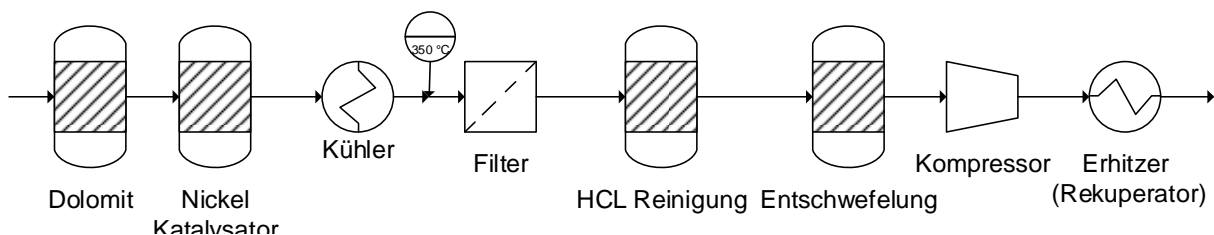


Abb. 2: Schematische Darstellung des Gasreinigungssystems

Gemäß den Simulationsergebnissen, welche in Tabelle 3 gezeigt sind, können die in Tabelle 2 geforderten Gasreinheiten bezüglich aller Verunreinigungen eingehalten werden.

Tabelle 2: Maximal zulässige Verunreinigung verschiedener Gasnutzungspfade (modifiziert) nach [6]; [7]

	Verbrennungsmotor	Gasturbine	Synthesereaktor	SOFC
Partikelgehalt	< 50 mg/m <sup>3</sup>	< 30 mg/m <sup>3</sup>	< 0,1 mg/m <sup>3</sup>	< 1mg/m <sup>3</sup> *
Partikelgröße	< 3 µm	< 5 µm	k.A	< 1 µm *
Teergehalt	< 100 mg/m <sup>3</sup>	k.A	< 0,1 mg/m <sup>3</sup>	wenige ppm; zum Teil Brennstoff *
Alkaliengehalt	< 50 mg/m <sup>3</sup>	< 0,25 mg/m <sup>3</sup>	< 10 ppb	< 1 ppmv *
Ammoniakgehalt	< 55 mg/m <sup>3</sup>	k.A	< 1ppm	< 5000 ppm
Schwefelgehalt	< 1150 mg/m <sup>3</sup>	< 100000 ppm	< 0,1 ppm	< 1 ppm
Chlorgehalt	< 500 mg/m <sup>3</sup>	k.A	< 0,1 ppm	< 1 ppm

k.A.: keine verlässliche Quelle verfügbar

Tabelle 3: Gaszusammensetzung der gewählten Gasreinigungsoption

Substanz	Eingang		Ausgang	
	Molenstrom [kmol/h]	Molanteil [%]; [ppm]	Molenstrom [kmol/h]	Molanteil [%]; [ppm]
H2O	3.38E+00	35.29%	3.06E+00	31.51%
H2	2.61E+00	27.25%	3.02E+00	31.14%
CO	1.45E+00	15.14%	1.29E+00	13.32%
CO2	1.26E+00	13.16%	1.50E+00	15.42%
CH4	6.76E-01	7.06%	6.42E-01	6.62%
N2	1.93E-01	2.02%	1.93E-01	1.99%
H2S	9.66E-04	100.9	1.01E-05	1.04
COS	4.83E-05	5.0	2.02E-07	0.02
HCL	8.21E-04	85.7	9.71E-06	1.00
NH3	4.83E-05	5.0	9.34E-05	9.63
Teer	5.98E-03	624.2	0.00E+00	0.00
C2H4	0.00E+00	0	3.90E-10	0.00

### 3.3 SOFC Modell

Das SOFC Modell basiert auf einer vereinfachten Version eines im Rahmen des EU Projekts SOFCOM entwickelten und in [8] veröffentlichten Modells, ohne externe Reformierung. Bezüglich technischer Daten basiert das Modell auf dem ISM SOFC Stack der Fa. Sunfire [9], welche in Abb. 3 gezeigt ist.



Abb. 3: ISM SOFC Stack der Fa. Sunfire [9].

Das vereinfachte Modell wurde anhand der in Tabelle 4 gelisteten Werte aus [10] erneut validiert. In Abb. 4 ist die zugehörige Leistungs-Strom-Charakteristik dargestellt. Es zeigt sich, dass die Leistungsdaten des ISM sehr gut reproduziert werden können.

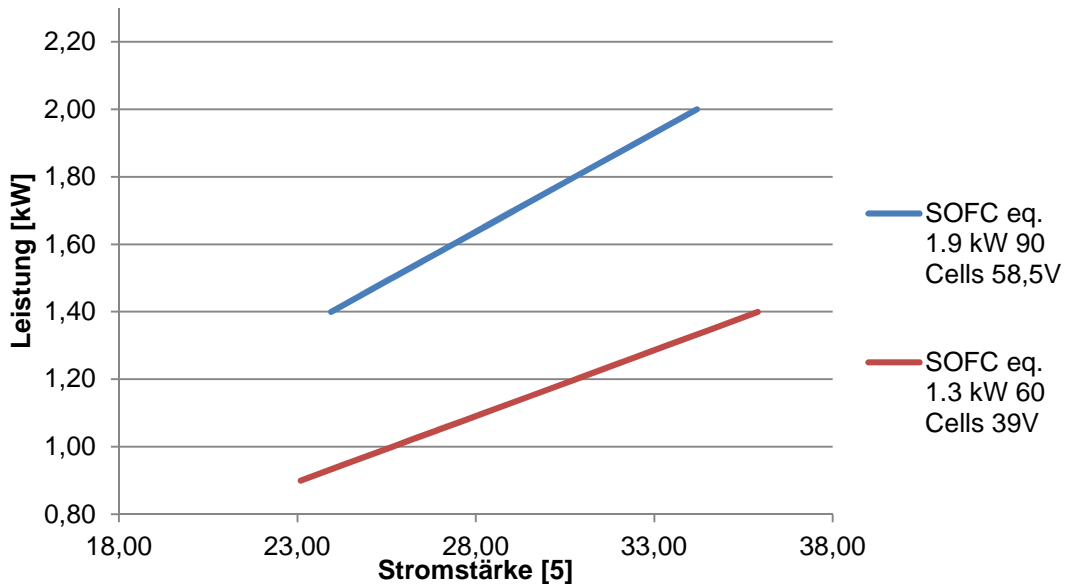


Abb. 4. Leistungs-Strom-Charakteristik des ASPEN Plus SOFC Modells.

Tabelle 4: Vergleich der Leistungs-Strom-Charakteristik des ASPEN Plus Modell mit Werten von Sunfire aus [10].

Leistung (kW)	SOFC Aspen Modell, 1.9 kW Stromstärke (A)	ISM Leistungsdaten 0, 1.9 kW System, Stromstärke (A)	SOFC Aspen Modell, 1.3 kW Stromstärke (A)	ISM Leistungsdaten 0, 1.3 kW system, Stromstärke (A)
1.20			30.78	29
1.30			33.34	31
1.40	23.94	21	35.89	35
1.50	25.64	22		
1.60	27.36	24		

---

## 4 Simulationsergebnisse

### 4.1 Definitionen

Um die Performance des neuen Vergaser-SOFC-Systems zu bewerten werden zunächst einige Parameterdefinitionen benötigt.

Der Produktgassplit  $S_{PG}$  ist das Verhältnis zwischen dem Anteil an Produktgasmassenstrom, welcher abgeführt wird  $PG_{aus}$  und dem gesamten Produktgasmassenstrom, welcher zusätzlich das der SOFC zugeführte Produktgas  $PG_{Anode}$  umfasst, definiert als:

$$S_{PG} = \frac{PG_{aus}}{PG_{aus} + PG_{Anode}} \quad (1)$$

Der Anodenabgassplit  $S_{AG}$  ist der Anteil des Anodenabgasmassenstroms, welcher in die Verbrennungszone geführt wird  $AG_{BK}$ , im Verhältnis zu dem gesamten Anodenabgasmassenstrom, umfassend ebenfalls den Anteil der in die Vergasungszone eintritt  $AG_{VG}$ :

$$S_{AG} = \frac{AG_{BK}}{AG_{BK} + AG_{VG}} \quad (2)$$

Die netto generierte elektrische Leistung  $P_{el}$  setzt sich zusammen aus der in der SOFC erzeugten Gleichstromleistung  $W_{SOFC DC}$ , vermindert um die Invertereffizienz  $\eta_{INVERTER}$  von 95%, abzüglich der Eigenbedarfe für den in Abb. 2 gezeigten Rezirkulationskompressor



$W_{KOMP}$  und das in Abb. 1 bezeichnete Frischluftgebläse  $W_{Luftgebläse}$  mit entsprechenden angenommenen mechanischen  $\eta_{MECH}=98\%$  und isentropen  $\eta_{IS}=75\%$  Effizienzen:

$$P_{el} = \eta_{INVERTER} \cdot W_{SOFC\ DC} - \frac{W_{KOMP}}{\eta_{MECH} \cdot \eta_{IS}} - \frac{W_{Luftgebläse}}{\eta_{MECH} \cdot \eta_{IS}} \quad (3)$$

Da das System gleichzeitig zur elektrischen Leistung auch chemische Energie  $E_{ch}$  in Form von Produktgas exportiert, wird dessen Massenstrom  $\dot{m}_{PG}$  und spezifische chemische Energie  $LHV_{PG}$  (Lower Heating Value / Heizwert) berücksichtigt:

$$E_{ch} = \dot{m}_{PG} \cdot LHV_{PG} \quad (4)$$

Zur Betrachtung der Exergieeffizienz des Systems  $ExEff$  wird die universelle Exergieeffizienz herangezogen. Diese beinhaltet alle Exergieströme in das System und aus dem System heraus. Diese sind die elektrische Leistung  $P_{el}$ , chemische Exergie  $Ex_{CH\ PG}$  des Produktgasexports, thermo-mechanische Exergie der Wärmeströme aus der Gasreinigung  $Ex_{TM\ GR}$  und dem Verbrennungsabgas  $Ex_{TM\ VAG}$ , sowie des exportierten Produktgases  $Ex_{TM\ PG}$ . Die Brennstoffexergie  $Ex_{CH\ HOLZ}$  ist der einzige eintretende Exergiestrom. Die chemische Exergie des Brennstoffs Holzhackschnitzel wurde nach [11] berechnet.

$$ExEff = \frac{P_{el} + Ex_{CH\ PG} + Ex_{TM\ PG} + Ex_{TM\ GR} + Ex_{TM\ VAG}}{Ex_{CH\ HOLZ}} \quad (5)$$

Ein wichtiges Kriterium für den Wert des exportierten Produktgases in nachgeschalteten Prozessen ist neben der exportierten Leistung auch die Produktgasqualität  $Q_{PG}$ , welche insbesondere durch den Molanteil von Wasserstoff  $\dot{n}_{H_2}$ , Kohlenmonoxid  $\dot{n}_{CO}$  und Methan  $\dot{n}_{CH_4}$  am gesamten Produktgas  $\dot{n}_{PG}$  charakterisiert wird.

$$Q_{PG} = \frac{\dot{n}_{H_2} + \dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CH_4}}{\dot{n}_{PG}} \quad (6)$$

## 4.2 Parameterstudie

Da das System durch die Rezirkulation der SOFC-Abgase in den Vergaser intrinsische Abhängigkeiten der Betriebsparameter erzeugt, lassen sich diese jeweils für einen stabilen Betrieb nur in einem gewissen Bereich variieren. Eine Reihe von Parameterstudien zeigten, dass vor allem zwei Parameter die Systemperformance wesentlich beeinflussen. Diese sind

der Produktgassplit  $S_{PG}$  und der Anodenabgassplit  $S_{AG}$ . Abb. 5 zeigt die Ergebnisse einer Parametervariation für den Produktgassplit. Die gezeigten Werte beziehen sich jeweils auf die in Tab. 5 für diesen Basisfall angegebenen Modellannahmen.

Tabelle 5: Modellannahmen.

Parameter	Wert
Brennstoffeinsatz	1000kW <sub>LHV</sub>
Brennstofffeuchte	8%
Wärmeverluste Vergaser	29kW
Wärmeverluste SOFC (bezogen auf den Produktgaseintritt)	1% <sub>LHV</sub>
Produktgassplit $S_{PG}$ (wenn nicht variiert)	0,65
Anodenabgassplit $S_{AG}$ (wenn nicht variiert)	0,2

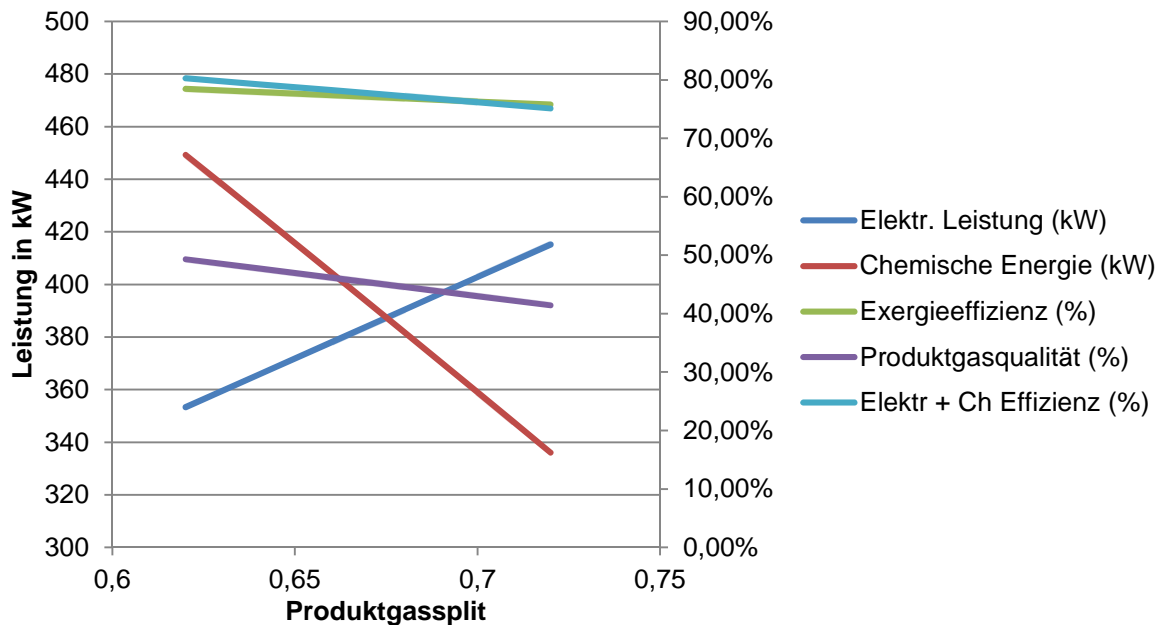


Abb.5: Systemparameter in Abhängigkeit des Produktgassplits  $S_{PG}$ , Basisfall.

Wie aus der Abbildung ersichtlich ist, sind  $E_{ch}$  und  $P_{el}$  stark abhängig von  $S_{PG}$  und entwickeln sich gegenläufig. Dies ist zu erwarten, da sich die eingesetzte Brennstoffenergie auf die beiden Energieformen aufteilt. Die Exergieeffizienz des Systems nimmt mit zunehmender Stromerzeugung ab, auch dies ist naheliegend, da die Konversion von chemischer Energie in elektrischen Strom nie vollständig reversibel abläuft, also verlustbehaftet ist. Gleichzeitig sinkt auch  $Q_{PG}$ . Dies erklärt sich dadurch, dass mehr Produktgasverbrauch durch die SOFC

auch mehr Abgas (auch Dampf/CO<sub>2</sub>) erzeugen. Da dem Vergaser aber eine konstante Menge Brennstoff zugeführt wird, wird das Produktgas somit zunehmend verdünnt.

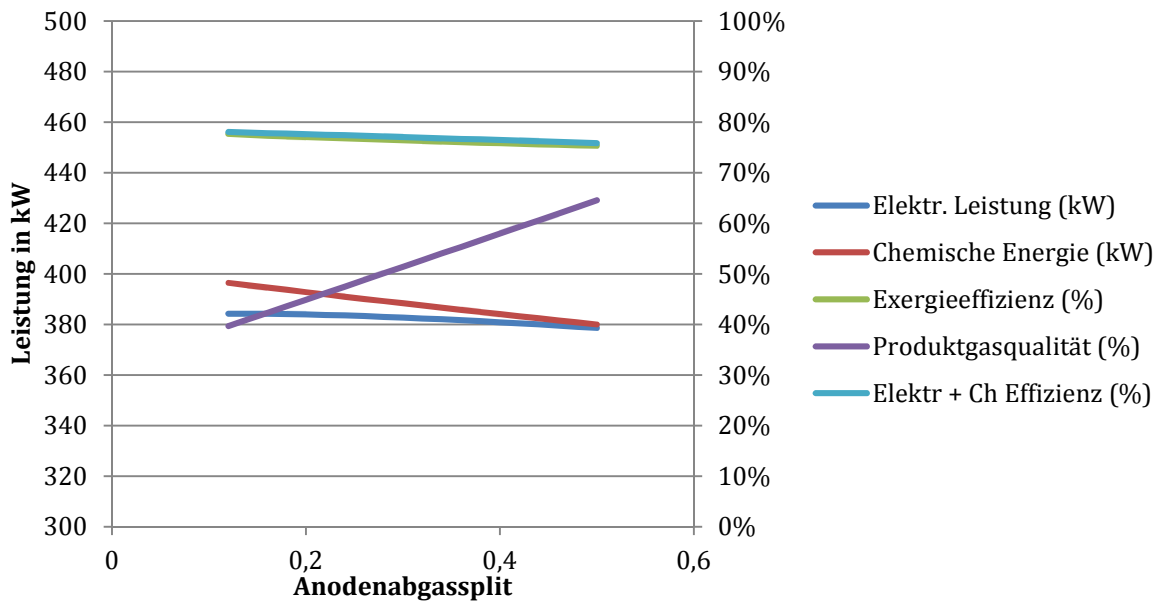


Abb.6: Systemparameter in Abhängigkeit des Anodenabgasplits  $S_{AG}$ .

In Abb. 6 ist die Abhängigkeit der Kenngrößen von  $S_{AG}$  dargestellt. Dieser beeinflusst  $E_{ch}$  und  $P_{el}$  wesentlich weniger als  $S_{PG}$ , da  $S_{AG}$  lediglich die dem Vergaser zugeführten Abgase aufteilt, also in erster Linie bestimmt wieviel Vergasungsmedium in die Vergasungszone eingebracht wird und daher ebenfalls eine Verdünnung des Produktgases bewirkt. Somit kann über  $S_{AG}$  weitgehend ohne Einfluss auf die elektrische Leistung die Produktgasqualität angepasst werden.

### 4.3 Extremfallbetrachtung

Aufgrund der Vielzahl an möglichen Betriebszuständen wurden, um eine übersichtliche Charakterisierung des Systems zu erzielen, ein Basisfall und 3 Extremfälle betrachtet. Diese sind in Tab. 6 zusammengestellt. Der Basisfall stellt einen mittleren Betriebspunkt dar, welcher etwa zur Hälfte chemische und elektrische Energie bereitstellt. Der Stromerzeugungsfall zielt auf eine maximale Stromerzeugung bei gerade noch stabilem Betrieb ab. Im Gegensatz dazu maximiert der Produktgasfall den Produktgasexport auf Kosten der Stromerzeugung. Der Exergieeffizienzfall ist der Betriebszustand mit der maximalen Exergieeffizienz, welcher sehr nahe am Produktgasfall liegt.

Insgesamt zeigt sich, dass bezogen auf den für die Simulationen gewählten Brenngaseintritt von  $1000\text{kW}_{LHV}$  Biomasse eine kombinierte elektrisch-chemische Effizienz von über 80%, sowie eine Exergieeffizienz von über 78% erzielt werden kann. Der minimale Produktgasexport liegt ähnlich wie die minimale Stromerzeugung bei etwas über  $300\text{kW}$  und somit etwa 30% der eingesetzten Brennstoffenergie.

Tabelle 6: Systemkenngrößen für 4 verschiedene Szenarien.

	Basis	Strom- erzeugung	Produktgas- export	Exergie- Effizienz
Stromerzeugung (kW)	384.062	421.020	313.316	320.396
Produktgasexport (kW)	392.807	326.407	504.803	496.902
Exergieeffizienz (%)	77.08%	75.64%	78.67%	78.73%
Produktgasqualität (%)	44.89%	35.99%	66.13%	61.63%
Produktgassplit $S_{PG}$	0.33	0.27	0.44	0.43
Anodenabgassplit $S_{AG}$	0.2	0.14	0.43	0.36

## 5 Zusammenfassung

Im vorliegenden Beitrag wurde eine optimierte Verschaltung einer SOFC mit einem Biomassevergaser des Typs Hofbauer-Reaktor präsentiert. Diese basiert auf der Rückführung der SOFC-Abgase in den Vergaser. Das System exportiert neben elektrischer Energie auch Produktgas und zeichnet sich dabei durch eine besonders hohe Exergieeffizienz von bis zu über 78% aus. Weiterhin lässt sich mit der gezeigten Schaltung die Produktgasqualität, gekennzeichnet durch den molaren Anteil an Brenngasen, über einen weiten Bereich flexibel einstellen. Das exportierte Produktgas kann beispielsweise methanisiert und so dem Energiesystem zum flexiblen Ausgleich schwankender erneuerbarer Stromerzeugung, beispielsweise aus Wind und Photovoltaik, zugeführt werden.

## 6 Danksagung

Teile der vorliegenden Modelle wurden im Rahmen des FCH-JU JTI Projekts SOFCOM mit GA. Nr. 278798 erstellt. Weiterhin danken die Autoren den Studenten des Lehrstuhls für Energiesysteme, welche zu dieser Studie beigetragen haben, insbesondere Sebastian Jell.

## 7 Literatur

- [1] Rauch R. (2013). Dual fluidized bed gasification for CHP and production of advanced biofuels. IEA Bioenergy Task33 Thermal Gasification of Biomass Meeting. Abgerufen Januar 2016, [http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/2013/Workshop\\_Gothenburg/19/Rauch.pdf](http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/2013/Workshop_Gothenburg/19/Rauch.pdf)
- [2] Martini S., Kleinhapfl M., Hofbauer H. (2008), Kopplung von Biomassevergasung mit SOFC-Brennstoffzellensystemen, DGMK-Tagungsbericht 2008-2, ISBN 978-3-936418-80-4
- [3] Hofbauer, H., Rauch, R., Loeffler, G., Kaiser, S., Fercher, E., & Tremmel, H. (2002). Six years experience with the FICFB-Gasification process. 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. Amsterdam.
- [4] Hofbauer, H., Rauch, R., Bosch, K., Koch, R., & Aichernig, C. (2002). Biomass CHP Plant Güssing - A Success Story. Expert Meeting on Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste. Strasbourg, France.
- [5] Kaiser S., Weigl K., Aichernig Ch., Friedl A., Hofbauer H.. Simulation of a highly efficient dual fluidized bed gasification process. Vienna University of Technology. Vienna: ECCE. Abgerufen Januar 2016, <http://members.aon.at/biomasse/ecce.pdf>
- [6] Allegue L. B., Hinge J. und Allé K. (2012). „Biogas and bio-syngas upgrading,“ Report, Aarhus
- [7] Gerbeth A., Stoll A., Gemende B., Stemmler H., Krautheim G., Eichert H., Jahn M., Hädrich P. und Buschner G. (2009), „Nutzung von Biogas in SOFCs – Versuche zur Schwefelwasserstoffentfernung aus Gasmischen im Labormaßstab,“ 51707-IC-1-2005-1-CZ-ERASMUS-IPUC-3
- [8] Tjaden B., Gandiglio M., Lanzini A., Santarelli M., Jarvinen M.(2014). Small-scale biogas-SOFC plant: technical analysis and assessment of different fuel reforming options, Energy & Fuels, 28, 4216-4232
- [9] Sunfire GmbH (n.d.), Produktkatalog, Abgerufen Januar 2016, <http://www.sunfire.de/wp-content/uploads/SFI017-Produktkatalog-RZ-04012013-Doppelseiten.pdf>
- [10] Sunfire GmbH. (n.d.). Integrated Stack Module (ISM). Abgerufen Januar 2016, [www.sunfire.de/wp-content/uploads/SFI035-FS\\_ISM\\_EN\\_WEB\\_190913.pdf](http://www.sunfire.de/wp-content/uploads/SFI035-FS_ISM_EN_WEB_190913.pdf)
- [11] Song, G., Xiao, J., Zhao, H., & Shen, L. (2012). A unified correlation for estimating specific chemical exergy of solid and liquid fuels. Energy , 40, 164-173.