

Energieforschungsprogramm

Publizierbarer Endbericht

Programmsteuerung:

Klima- und Energiefonds

Programmabwicklung:

Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft mbH (FFG)

Endbericht

erstellt am

30/11/2017

ERBA II

Projektnummer: 848823

Energieforschungsprogramm - 1. Ausschreibung

Klima- und Energiefonds des Bundes – Abwicklung durch die Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft FFG

Ausschreibung	1. Ausschreibung Energieforschungsprogramm
Projektstart	01/04/2015
Projektende	30/09/2017
Gesamtprojektdauer (in Monaten)	30 Monate
ProjektnehmerIn (Institution)	voestalpine Stahl GmbH, Linz
AnsprechpartnerIn	DI Nina Kieberger, DI Thomas Bürgler
Postadresse	voestalpine-Straße 3, 4020 Linz
Telefon	+43 503041577629
Fax	+43 503041577629
E-mail	nina.kieberger@voestalpine.com, thomas.buergler@voestalpine.com
Website	www.voestalpine.com

ERBA II

Optimierung von „Sorption Enhanced Reforming“ zur Verbesserung der CO₂-Bilanz in der Roheisenerzeugung mittels Biomasse

Projektnummer: 848823

Datum: 30.11.2017



Klima- und Energiefonds
www.klimafonds.gv.at



Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft
www.ffg.at

AutorInnen:

Dipl.-Ing. Josef **Fuchs**¹
Dipl.-Ing.(FH) Dr.techn. MBA Johannes **Schmid**¹
Dipl.-Ing. Dr.techn. Stefan **Müller**¹
Dipl.-Ing. Florian **Benedikt**¹
Martin **Hammerschmid**¹
Dipl.-Ing. Nina **Kieberger**²
Dipl.-Ing. Hugo **Stocker**³
Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Hermann **Hofbauer**¹
Dipl.-Ing. Thomas **Bürgler**²



¹ Technische Universität Wien
Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik
Und Technische Biowissenschaften
www.vt.tuwien.ac.at

voestalpine
ONE STEP AHEAD.

² voestalpine Stahl GmbH, Linz
³ voestalpine Stahl Donawitz GmbH
www.voestalpine.com

1 Inhaltsverzeichnis

1	Inhaltsverzeichnis	4
2	Einleitung.....	5
2.1	Aufgabenstellung & Schwerpunkte.....	6
2.2	Einordnung in das Programm.....	6
2.3	Verwendete Methoden & Aufbau der Arbeit	7
3	Inhaltliche Darstellung.....	9
3.1	Projektmanagement	9
3.2	Versuche mit 100 kW Versuchsanlage	10
3.3	Versuchsinterpretation mittels Prozesssimulation.....	18
3.4	Konzeptionierung Apparatetechnik „Below Zero Emission“	23
3.5	Verwertung Projektergebnisse & Dissemination	27
4	Ergebnisse und Schlussfolgerungen.....	29
5	Ausblick und Empfehlungen.....	30
6	Literaturverzeichnis.....	30
6.1	Quellenverzeichnis	30
6.2	Im Rahmen des Projekts entstandene Publikationen.....	32
7	Kontaktdaten.....	35

2 Einleitung

Die Zweibettwirbelschichtvergasung als Technologie zur thermochemischen Umwandlung biogener Brennstoffe wurde an der TU Wien am Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und technische Biowissenschaften entwickelt. Nicht zuletzt deshalb kann der Standort Österreich seit vielen Jahren eine Technologieführerschaft in diesem Bereich vorweisen. Vor allem die kommerzielle Anwendung der Zweibettwirbelschichtvergasung in Güssing [1], [2] und anderen Standorten führte zu hohem öffentlichem Interesse. Eine mögliche Variation dieses Prozesses zur Herstellung eines wasserstoffreichen Produktgases stellt der sogenannte „Sorption Enhanced Reforming“ (SER) Prozess dar. Das Prinzip ist in [Abbildung 1 \(links\)](#) dargestellt. Bei der Vergasung mit Kalk als Bettmaterial und niedrigen Vergasungstemperaturen (zwischen 600 °C und 700 °C) kann das Bettmaterial Kohlendioxid aufnehmen ($\text{CaO} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CaCO}_3$), wird in den Verbrennungsreaktor transportiert und gibt das Kohlendioxid dort bei höheren Temperaturen wieder ab ($\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$). Durch die Entfernung des Kohlendioxids aus dem Vergasungsreaktor wird eine Anregung der Wasserstoffproduktion aufgrund der Wassergas-Shift-Reaktion erreicht ($\text{H}_2\text{O} + \text{CO} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$). Um eine effektive Prozesskontrolle zu gewährleisten ist die Integration einer Bettmaterialkühlung von Vorteil. Verwendet man nun im Verbrennungsreaktor statt Luft Reinsauerstoff (Oxyfuel Verbrennung) so ist die Gewinnung eines reinen Kohlendioxid-Abgasstroms möglich (siehe [Abbildung 1 \(rechts\)](#)). Dabei ist zu beachten, dass ein Teil des gekühlten Abgases rückgeführt werden muss um die Temperatur im Verbrennungsreaktor zu begrenzen.

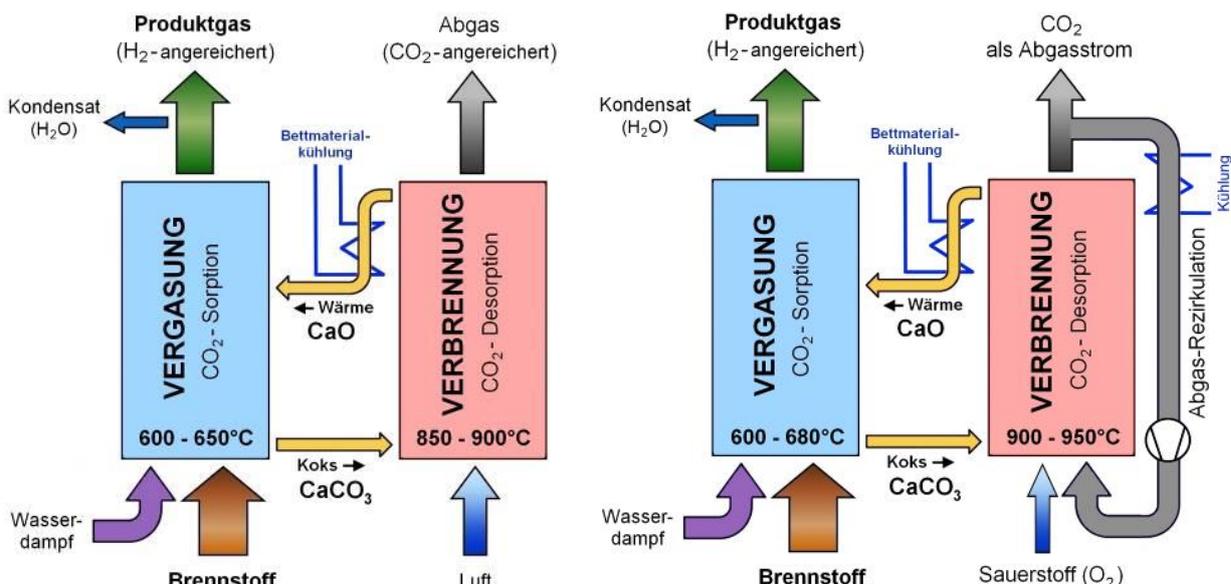


Abbildung 1: Prinzip des SER Prozesses (links) und des SER Prozesses mit Oxyfuel Verbrennung (rechts)

Mit der Entwicklung des „Sorption Enhanced Reforming“ Prozesses wurde bereits vor vielen Jahren begonnen. Im Rahmen des Projekts ERBA II soll die Nutzungsmöglichkeit der Technologie in einem integrierten Hüttenwerk untersucht werden. Die Weiterentwicklung dieses Verfahrens wurde vom Projektkonsortium aus folgenden Gründen angestrebt:

- Einbindung erneuerbarer Energie in den Hochofen-Prozess
- Reduktion fossiler Kohlendioxidemissionen
- Reduktion der Importabhängigkeit bei fossilen Energieträgern
- Die Technologieführerschaft der TU Wien im Themenfeld einer möglichen Schlüsseltechnologie kann weiter ausgebaut werden

2.1 Aufgabenstellung & Schwerpunkte

Im Zuge des Forschungsprojektes ERBA II wird ein Verfahren untersucht, das die Reduktion fossiler CO₂-Emissionen in der Roheisenerzeugung ermöglicht. Die Erzeugung von Roheisen verursacht durch den Einsatzstoff Kohle fossile CO₂-Emissionen. „Sorption Enhanced Reforming“ ermöglicht mittels eines innovativen Prozesses die Bereitstellung eines Reduktionsgases mit Hilfe von Biomasse und kann somit die CO₂-Bilanz eines integrierten Hüttenwerks signifikant verbessern. Im Rahmen des vorhergehenden Forschungsprojektes ERBA (K10NE1F00169 / 829904) [3] konnte bereits eine technische Durchführbarkeitsstudie zur Einbindung von „Sorption Enhanced Reforming“ in die Roheisenerzeugung durchgeführt werden. Die Ergebnisse zeigten, dass der grundlegende Prozess gute Voraussetzungen bietet. Gleichzeitig konnten bisher verborgene Potentiale hinsichtlich Bettmaterialverbrauch und Optimierung von Prozessparametern wie CO₂-Transport und Wasserstoffproduktionsrate wissenschaftlich nicht ausreichend betrachtet werden. Im Rahmen des Projekts ERBA II werden diese Wissenslücken geschlossen und erste Erfahrungen im optimierten Langzeitbetrieb gesammelt. Darüber hinaus wird ein sogenanntes „Below Zero Emission“ Konzept entwickelt, das mittels Oxyfuel Verbrennung im Verbrennungsreaktor der Zweibettwirbelschicht die Erzeugung eines reinen CO₂ Abgasstroms ermöglicht. Ergänzend zur Konzeptentwicklung wird eine technoökonomische Studie erarbeitet, die die Einbindung eines solchen „Below Zero Emission“ Konzepts in ein integriertes Hüttenwerk behandelt und mit unterschiedlichen Szenarien vergleicht.

2.2 Einordnung in das Programm

ERBA II ist prioritär dem Themenfeld „Energieeffizienz und Energieeinsparung“ zugeordnet, da die Reduktion von Emissionen in der Roheisenproduktion durch die Weiterentwicklung eines neuartigen Verfahrens angestrebt wird. Zusätzlich wird auch das Themenfeld „Erneuerbare Energie“ durch die Einbindung holzartiger Biomasse in den bestehenden Prozess der Roheisenerzeugung bedient.

2.3 Verwendete Methoden & Aufbau der Arbeit

Im Rahmen von ERBA II konnte auf die bereits bestehende 100 kW Versuchsanlage im Technikum der TU Wien zurückgegriffen werden (siehe [Abbildung 2](#)). Diese zeichnet sich durch folgende Neuerungen und Verbesserungen im Vergleich zu älteren Generationen [4]–[9] der Zweibettwirbelschichtvergasung aus:

- Der Freiraum über der üblicherweise stationären, blasenbildenden Wirbelschicht des Vergasungsreaktors ist nun überwiegend durch einen oberen Vergasungsreaktor (turbulente Zonen) ergänzt worden. Dadurch wird ein erhöhter Gas-Feststoffkontakt gewährleistet, der zu einer höheren Produktgasqualität führt.
- Der obere Vergasungsreaktor kann durch einstellbare Geometrien im laufenden Versuchsbetrieb fluiddynamisch beeinflusst und optimiert werden, ohne dass der Gesamtvolumenstrom des Produktgases geändert werden muss. Eine sehr konstante Produktgasproduktion ist dadurch gewährleistet.
- Die Verbesserung der Produktgasqualität aufgrund des neuen Designs kann mit zwei Messpunkten/Probennahmestellen ermittelt werden (SP A und SP B). Die folgenden Versuchsergebnisse sind vorwiegend mit der Probennahmestelle SP A erzielt worden.
- Der untere Vergasungsreaktor ist für eine möglichst lange Brennstoffverweilzeit zur Förderung des Entgasungs- und Vergasungsvorganges optimiert. Das führt zu hohen Brennstoffumsätzen im Vergasungsreaktor, auch bei niedrigeren Vergasungstemperaturen wie sie bei SER notwendig sind.
- Ein neues Design der Feststoffabscheidung wurde implementiert. Durch Schwerkraftabscheider und der damit verringerten Abscheidegeschwindigkeit (im Vergleich zur Zyklonabscheidung) wird der Abrieb des relativ weichen Bettmaterials Kalk minimiert.
- Am Produktgas und Abgasaustritt sind nach den bettmaterialschonenden Schwerkraftabscheidern zusätzlich Zykclone zur Abscheidung von Feinmaterial angeordnet.
- Die Verbrennungsluft ist dreistufig ausgeführt. Durch die Trimmung der Luftzufuhr ist eine effektive Kontrolle der Bettmaterialzirkulationsrate möglich. Gleichzeitig ist damit die Stöchiometrie der Verbrennung unabhängig davon einstellbar.
- Ein wichtiger Aspekt für den „Sorption Enhanced Reforming“ Prozess ist der Temperaturunterschied zwischen Vergasungsreaktor und Verbrennungsreaktor. Um diesen beeinflussen zu können ist eine Kühlung des Bettmaterials im oberen Siphon installiert.
- Für alternative Brennstoffe mit etwaigen Störstoffen ist ein Grobascheaustrag vorgesehen.

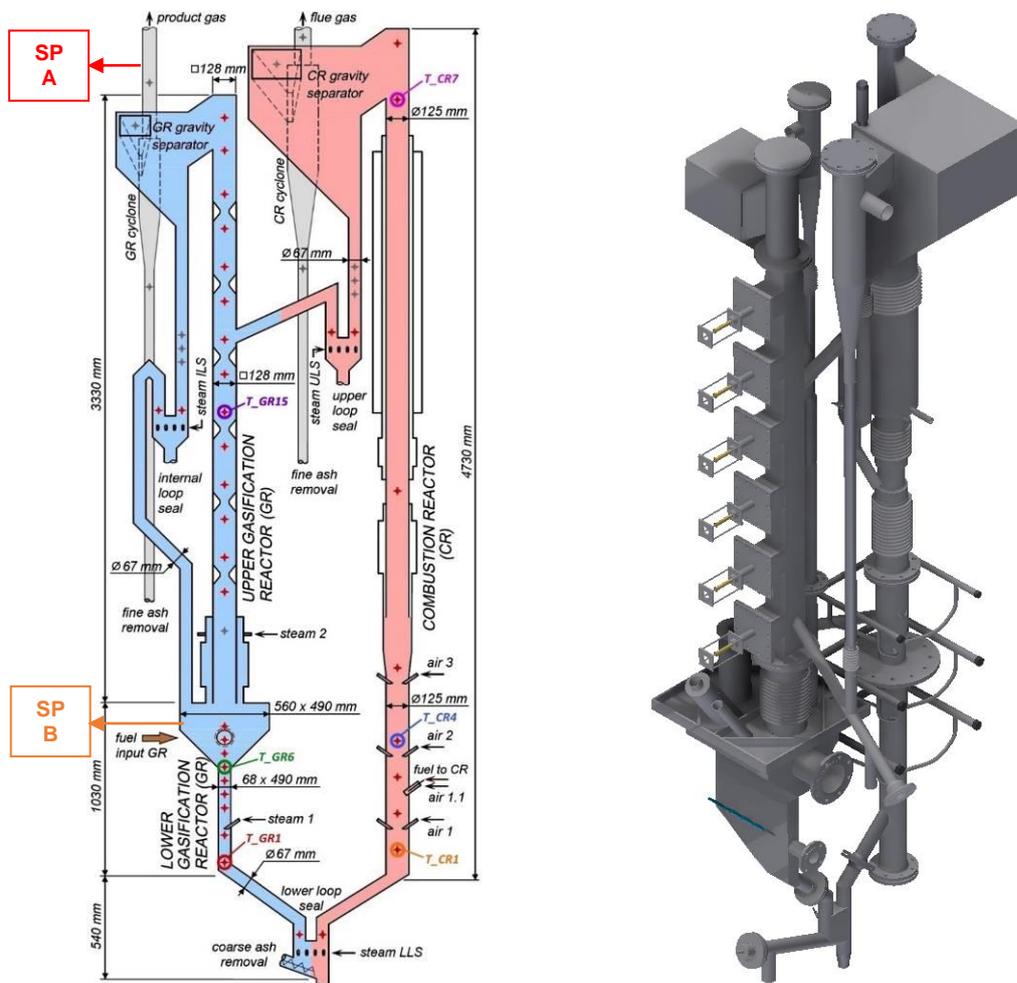


Abbildung 2: Schema der 100 kW Versuchsanlage im Technikum der TU Wien (links) und ein 3D Bild des Reaktorsystems ohne Isolierung (rechts)

Detaillierte Informationen zur Versuchsanlage können auch in [7], [10], [11] gefunden werden.

Die aus den Versuchen gewonnenen Ergebnisse wurden anhand des in [Abbildung 3](#) dargestellten Prozesses mit Hilfe der Prozesssimulationssoftware IPSEpro analysiert, interpretiert und diskutiert. Die Rohdaten des Logfiles der SPS werden mittels MATLAB-Skript aufbereitet. Es werden automatisiert Durchschnittswerte gebildet und Diagramme erstellt. Aufgrund dieser Datenbasis kann die Prozesssimulation durchgeführt werden. Das Ergebnis ist ein interner Bericht mit allen Massen- und Energieströmen und wichtigen Leistungskennzahlen.

Damit wurde eine Ableitung von Empfehlungen für ein großtechnisches Anlagenkonzept überhaupt erst ermöglicht und es konnte ein großtechnisches Anlagenkonzept für ein sogenanntes „Below Zero Emission“ Verfahren erarbeitet werden. Dabei wird der „Sorption Enhanced Reforming“ Prozess mit der Oxyfuel Verbrennung kombiniert.

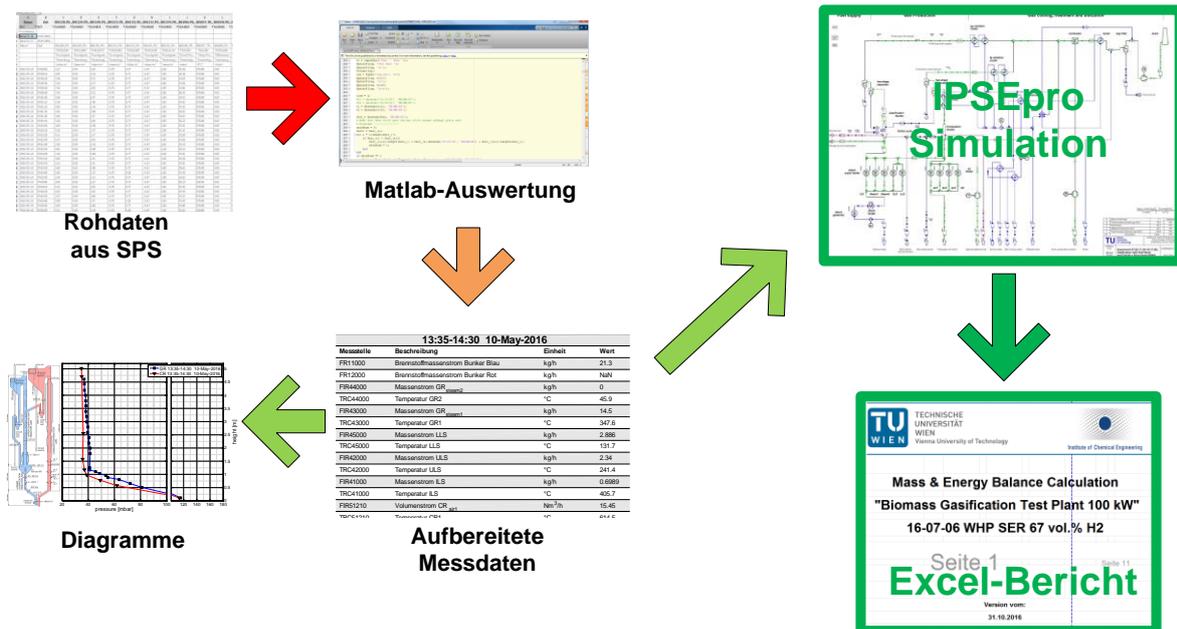


Abbildung 3: Prozess von den Versuchs-Rohdaten bis zur Entstehung eines IPSE- Ergebnisdokuments

3 Inhaltliche Darstellung

3.1 Projektmanagement

Als Arbeitsgrundlage werden an der TU Wien zum Projekt die Vorschläge des PMI angewendet. Das Projekt wurde im Rahmen regelmäßiger Projektmeetings mit direktem Kontakt innerhalb des Konsortiums abgestimmt. Im Zuge der Projektmeetings wurden die Standorte Linz, Donawitz, Oberwart und Güssing besichtigt. Die Besichtigungen vor Ort gaben auch einen Input für die Standortanalyse und die Einbindungsmöglichkeiten.

Die regelmäßige Koordination zwischen den einzelnen Projektpartnern erfolgte in engmaschiger, effektiver Weise via Telefonkonferenzen und per Email und in zeitlich größeren Abständen mit Projektmeetings. Der inhaltliche und zeitliche Projektfortschritt wurde unter Rücksichtnahme auf die verfügbaren Ressourcen geplant, überwacht und gesteuert. Zusätzlich wurde im Projektmanagement die Verantwortung über die Projektdokumentation und das Berichtswesen übernommen (dies inkludiert auch das Reporting der Projektkosten). Des Weiteren wurden die Beschreibungen der Arbeitspakete im Rahmen des Projektmanagements auf einzelne klar definierte Arbeitsaufgaben heruntergebrochen. Der Zeitplan wurde dazu mit weiteren Details an die zuständigen Mitarbeiter zur fristgerechten Abarbeitung kommuniziert. Die entsprechenden „To-Do-Listen“ (WER macht WAS bis WANN) wurden wöchentlich kontrolliert und aktualisiert. An der TU Wien wurden Projektmitarbeiterschulungen für den Anlagenbetrieb mit der neuen SER-Versuchsanlage und zu anderen Arbeitsaufgaben durchgeführt.

3.2 Versuche mit 100 kW Versuchsanlage

Um die Entwicklung des SER Prozesses im Hinblick auf die Reduktion fossiler CO₂-Emissionen optimieren zu können wurden Versuche an der 100 kW Pilotanlage an der TU Wien durchgeführt. Die Ergebnisse bilden die Grundlage für die Simulation, Validierung und Interpretation der Versuche. In **Tabelle 1** sind auch alle relevanten Brennstoffanalysen dargestellt. Die Reihenfolge deckt sich mit der Darstellung der Vergasungsversuchsergebnisse von **Abbildung 12**.

Tabelle 1: Analyseergebnisse der für die Versuche verwendeten Brennstoffe

Parameter/Bezeichnung	Einheit	Holz	Rinde	Braunkohle	Reishülsen
Wassergehalt	gew.-%	7,2	7,7	13,0	5,8
Aschegehalt	gew.-% _{db}	0,2	7,0	4,2	15,2
Flüchtige	wt.-% _{daf}	86	78	54	81
Heizwert (feucht)	kJ/kg	17060	16480	20320	14740
Kohlenstoff (C)	gew.-% _{daf}	50,8	52,3	68,4	51,2
Wasserstoff (H)	gew.-% _{daf}	5,9	6,0	3,9	6,1
Sauerstoff (O)	gew.-% _{daf}	43,1	41,3	26,3	42,0
Stickstoff (N)	gew.-% _{daf}	0,21	0,34	0,88	0,55
Schwefel (S)	gew.-% _{daf}	0,005	0,053	0,397	0,071
Chlor (Cl)	gew.-% _{daf}	0,005	0,053	0,052	0,106
Asche-Erweichungspunkt (A)	°C	1330	1150	1340	1350
Asche-Fließpunkt (D)	°C	1440	1210	>1500	>1500

Da das Bettmaterial Kalk eine entscheidende Rolle im SER Prozess spielt wurden detaillierte Analysen durchgeführt um einen optimalen Versuchsverlauf gewährleisten zu können. Dazu ist einerseits eine chemische Analyse des Bettmaterials notwendig um die theoretisch maximal mögliche CO₂ Aufnahme bestimmen zu können, andererseits spielt auch die Abriebfestigkeit des Bettmaterials in Wirbelschichtprozessen eine wichtige Rolle. Es wurde ein sogenannter Los-Angeles-Versuch nach EN1097-2S/N adaptiert und durchgeführt: Hierbei wird der Abrieb einer Probe in einer Stahltrommel mit und ohne Reibmittel analysiert.

Tabelle 2: Chemische Analyse der für die Versuche verwendeten Bettmaterialien

Parameter	Einheit	KS_W	KS_1
Chemische Eigenschaften:			
CaO	gew.-%	54.3	51.7
MgO	gew.-%	0.7	3.6
SiO ₂	gew.-%	0.5	0.1
Al ₂ O ₃	gew.-%	0.3	0.1
Fe ₂ O ₃	gew.-%	0.2	0.1
Masseverlust nach Kalzinierung	gew.-%	44.0	44.4
Mechanische Eigenschaften (Abrieb):			
LA-Koeffizient	%	2.90	6.46
LA-Koeffizient mit Stahlkugeln	%	19.96	24.18
Sauter-Durchmesser (d ₃₂ =d _{sv})	µm	480	290

In **Tabelle 2** sind die chemische Zusammensetzung und die Ergebnisse des Los-Angeles-Versuchs für die zwei im Projekt verwendeten Kalksteinsorten dargestellt. Eine ähnliche theoretische maximale CO₂ Aufnahmekapazität und eine etwas höhere Abriebfestigkeit des Bettmaterials KS_W gegenüber der Sorte KS_1 (siehe auch **Tabelle 3**) kann festgestellt

werden. Bei der chemischen Analyse fällt lediglich der deutlich höhere Magnesiumoxidanteil (MgO) bei der Kalksorte KS_1 auf. Unterschiedlich bei den zwei Bettmaterialien ist auch die mittlere Korngröße (d_{sv}), die fluiddynamische Auswirkung auf die Wirbelschicht hat. Um das Langzeitverhalten der CO₂ Aufnahme eines Bettmaterials bestimmen zu können wurde eine thermogravimetrische Analyse (TGA) durch die Montanuniversität Leoben für den Kalkstein KS_W durchgeführt (Abbildung 4). Diese kann nun mit der vorliegenden TGA für KS_1 verglichen werden (vgl. ERBA).

Tabelle 3: TGA und Abriebanalyse der für die Versuche verwendeten Bettmaterialien

Kalksorte	Jahres- verbrauchsmenge voestalpine	Korngröße, wie derzeit im Einsatz	Abriebfestigkeit ^[1]		TGA ^[2]		Versuch Pilotanlage
			LA-Koeffizient		CO ₂ Aufnahmekapazität		
			ohne Reibmittel	mit Reibmittel	Min.	Max.	
	t/a	mm	mass.-%	mass.-%			
KS_W	?	?	2.9	20	10.2	42.9	für Versuche ausgewählt
KS_1	524000	2.16	6.5	24.2	10.4	26.8	für Versuche ausgewählt
KS_2	74000	1.06	6.3	25.7	6.7	24	
KS_3	36000	0.98	5.8	32.4	9.4	24.5	

[1] Los-Angeles-Test

[2] bezogen auf das im Ausgangszustand gebundene CO₂

$$LA = 100 \cdot (m_0 - m) / m_0$$

m_0 ... Messproben in g

m Rückstand >1.6 mm in g

als Reibmittel wurden Stahlkugeln verwendet

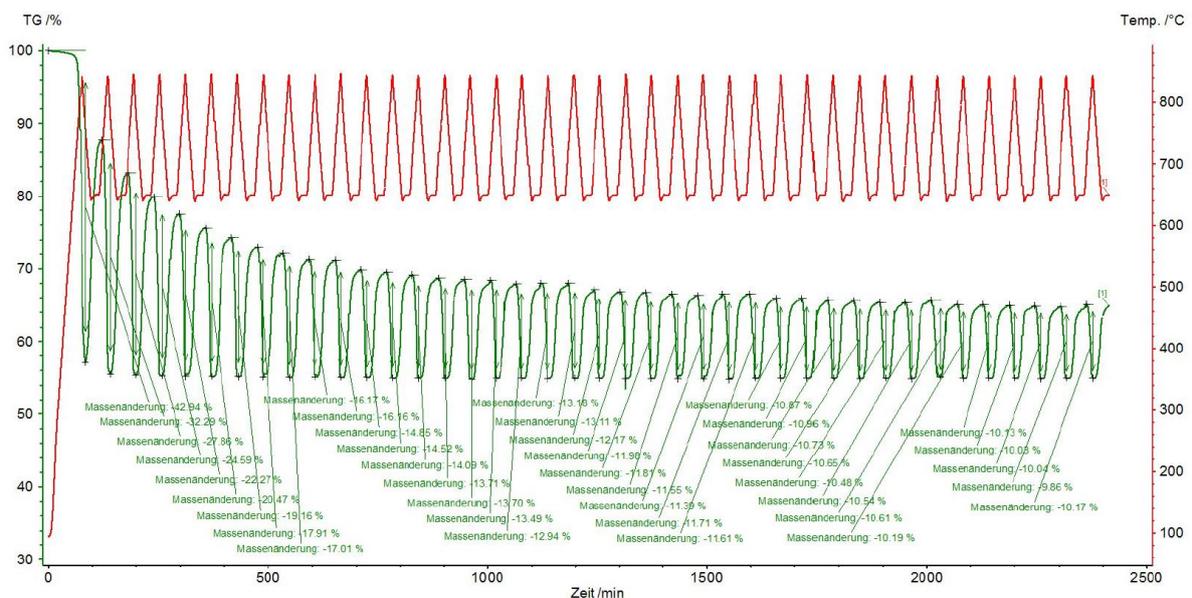


Abbildung 4: Thermogravimetrische Analyse (TGA), Feststellung der CO₂-Aufnahmekapazität (KS_W)

Um reale Bedingungen möglichst gut nachstellen zu können, musste eine modifizierte Messanlage benutzt werden. Die TGA wurde demnach unter Wasserdampf-atmosphäre durchgeführt. Hierbei konnte eine minimale Aufnahmekapazität von ca. 10 gew.-% nach 40

Kalzinierungs-/Karbonierungszyklen für KS_W gefunden werden. Dies deutet auf eine praktisch identische Aufnahmekapazität wie bei KS_1 hin. Dieser Wert ist für den Versuchsbetrieb eine wichtige Anhaltsgröße. Damit können ohne Einschränkungen vergleichbare Vergasungsversuche mit den Bettmaterialien KS_W oder KS_1 durchgeführt werden. Die Ergebnisse zeigen die mit der Literatur vergleichbare, typische Abnahme der Aufnahmekapazität mit steigender Zykluszahl [12]–[14].

Als Basis für die weiterführende Prozessentwicklung wurden verschiedene Versuche mit der neuen 100 kW Versuchsanlage an der TU Wien durchgeführt. In der ersten Hälfte des Projektes wurden Referenzversuche als Vergleichsgrundlage durchgeführt. In der 2. Hälfte waren die eigentlichen SER-Versuche im Fokus. Mit **Tabelle 4** kann auf eine übersichtliche Auflistung verwiesen werden. Insgesamt 13 Versuchstage können mitsamt den Vorversuchen (Referenzversuchen) mit Olivin und Olivin-Kalkmischungen aufgelistet werden.

Tabelle 4: Übersicht projektrelevanter Versuchskampagnen für ERBA II

Zuordnung:	Betriebsart:	Beschreibung:	Versuchstage:	stationäre Versuchspunkte:
Referenzvers.	Vergasung bei hoher Temperatur	Temperaturvariation mit 100% Olivin	1	4
Referenzvers.	Vergasung bei hoher Temperatur	Bettmaterial Olivin mit Erhöhung der Kalkzumischung	4	4
SER-Versuche	SER & hohe Temperatur	100% Kalk als Bettmaterial, Auswirkung der neuen Reaktorkonzeptes	1	4
SER-Versuche	SER	Langzeitversuch und Versuche zur Temperatur- und Umlaufvariation	4	15
SER-Versuche	SER	Alternative Brennstoffe	3	3
INSGESAMT:			13	30

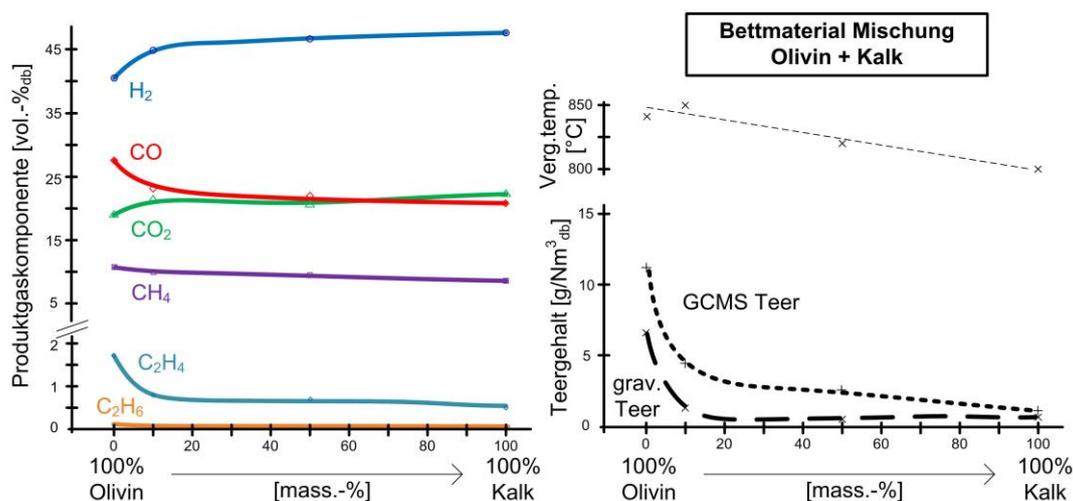


Abbildung 5: Auswirkungen der Zumischung von Kalk zu Olivin bei der Vergasung von Holz

Zu Beginn des Projektes konnten umfangreiche Versuche mit Olivin und Olivin/Kalkmischungen mit Holz durchgeführt werden. Diese Referenzversuche zur

Temperaturvariation mit reinem (frischen) Olivin werden in [Abbildung 9](#) gezeigt. Aufbauend auf 4 Versuchen kann in [Abbildung 5](#) die Auswirkung von Kalksand/Kalzit Zumischung gezeigt werden. Der Teergehalt und der Teertaupunkt sinkt merklich mit der Erhöhung des Kalkanteils. Die Produktgasqualität steigt. Bei den hohen Vergasungstemperaturen (>800°C) und durch das anteilige Bettmaterial Olivin ist eine selektive CO₂-Aufnahme (SER-Betrieb) bei diesen Versuchen jedoch nicht beobachtbar.

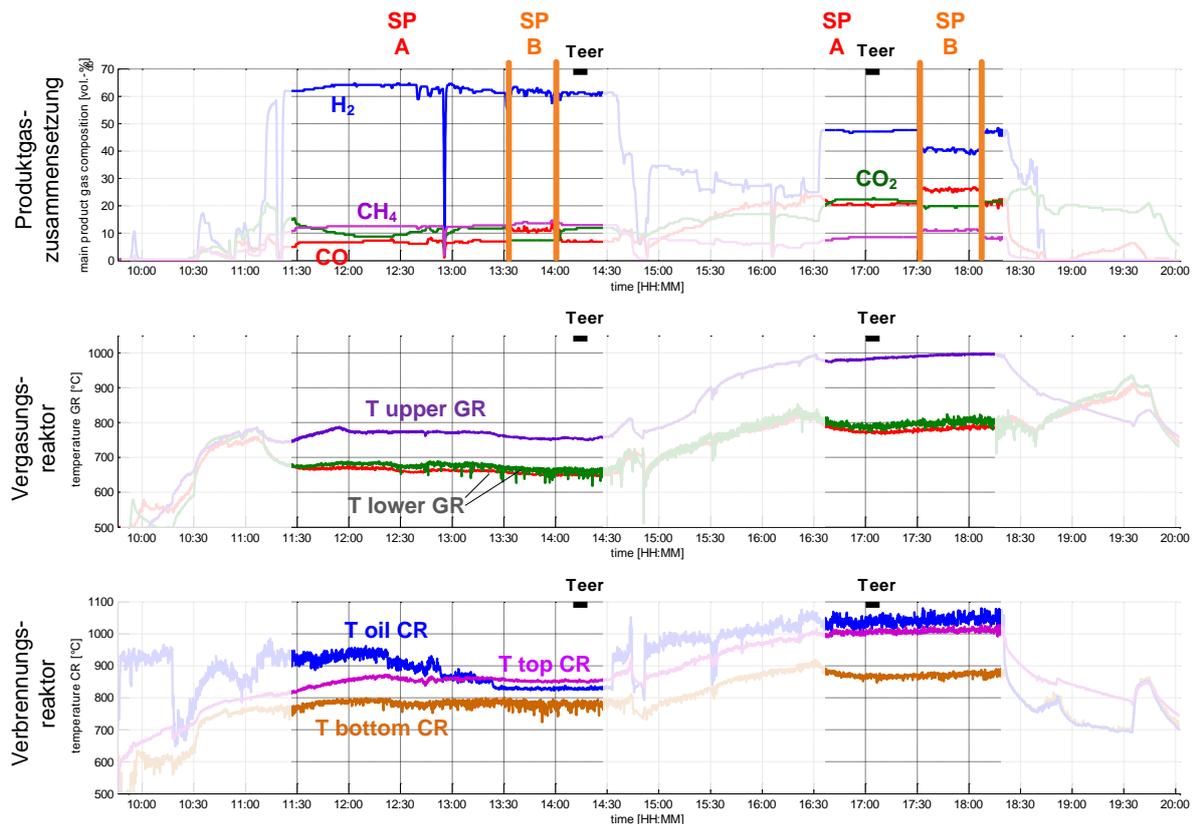


Abbildung 6: Stationärer SER-Versuchslauf bei 660°C (11:30 bis 14:30) und stationärer Vergasungsversuch mit Temperaturen um 800°C ohne SER (16:30 bis 18:30)

Hauptfokus der Forschung liegt jedoch auf Vergasungsversuchen mit reinem Kalksand als Wirbelschicht-Bettmaterial. In [Abbildung 6](#) ist eine typische Versuchskampagne (in diesem Fall 1 Tag) mit unterschiedlichen Versuchen und Messpunkten (insg. 4) dargestellt. Dabei wurde von ungefähr 11:30 bis 14:30 ein stationärer SER Betriebspunkt bei 660°C angefahren und von 16:30 bis 18:30 ein stationärer Betriebspunkt mit Vergasungstemperaturen um 800°C. [Abbildung 7](#) zeigt die Effektivität des oberen Vergasungsreaktors anhand einer Messpunktvariation SP A und SP B (vgl. Reaktorzeichnung in [Abbildung 2](#)). Vor allem der unerwünschte Teergehalt im Produktgas kann dadurch stark reduziert werden und die Gasqualität steigt signifikant an.

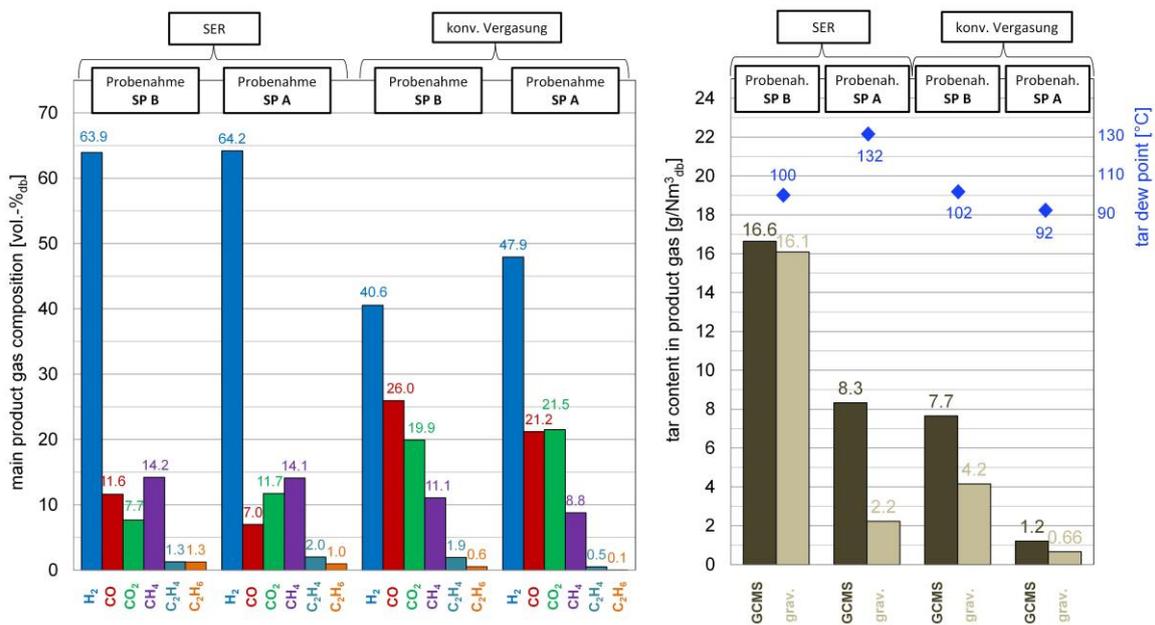


Abbildung 7: Auswirkung des neuen Vergaser-Designs: Produktgaszusammensetzung und Teereduktion für SER bei 660°C und bei Vergasungstemperaturen um 800 °C

Während des Langzeitversuchs konnte ein erfolgreicher 22 stündiger stationärer Betrieb des SER-Prozesses gezeigt werden. Im Wesentlichen blieb die Produktgaszusammensetzung über die gesamte Versuchsdauer konstant. Dies zeigt, dass der SER-Prozess mit der neuen Anlagenkonfiguration stabil betreibbar ist. Die in [Abbildung 8](#) ersichtlichen Unterbrechungen der Produktgaszusammensetzung sind keine Unterbrechungen des tatsächlichen Anlagenbetriebs, sondern sind lediglich der Reinigung der Produktgasentnahmestelle geschuldet.

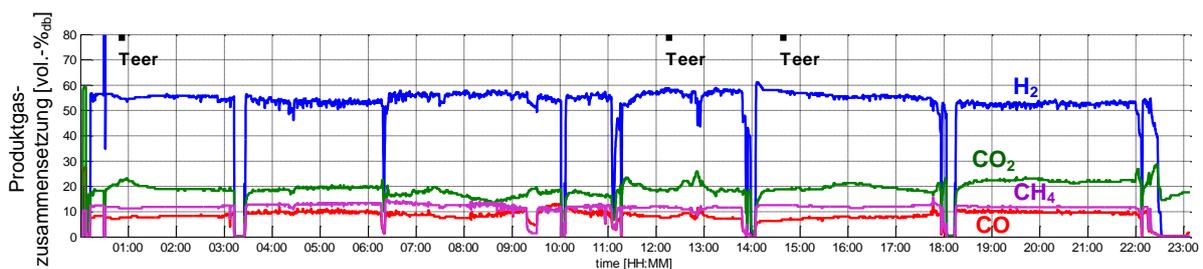


Abbildung 8: Produktgaszusammensetzung Langzeitversuch

Des Weiteren wurden Versuche zur Optimierung des SER-Prozesses absolviert. Eine Variation der Vergasungstemperatur konnte mit zusätzlichen Versuchskampagnen durchgeführt werden, die insgesamt 15 stationäre Versuchspunkte ergaben. Gleichzeitig gab es hier die Möglichkeit eine Optimierung des CO₂-Transports und die Erreichung hoher H₂-Gehalte mit Bettmaterial-Umlaufvariationen zu untersuchen. Die Datengrundlage dafür bilden insgesamt 4 Versuchstage. Die aus den SER-Vergasungsversuchen mit Kalk generierten Ergebnisse wurden genutzt um die Produktgaszusammensetzung in Abhängigkeit der Vergasungstemperatur darzustellen ([Abbildung 9](#)). Es ist ersichtlich, dass H₂ Gehalte um 70 vol.-%db und niedrige CO₂ Gehalte um 5 vol.-%db in einem Temperaturfenster von 600 bis

Energieforschungsprogramm - 1. Ausschreibung

Klima- und Energiefonds des Bundes – Abwicklung durch die Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft FFG

650 °C erzeugt werden können. Bei höheren Temperaturen kann keine ausreichende CO₂ Aufnahme im Vergasungsreaktor mehr gewährleistet werden. Daraus folgt, dass bei höheren Temperaturen der CO₂ Gehalt steigt und der H₂ Gehalt sinkt, da dieser über das Gleichgewicht der Wassergas-Shift-Reaktion mit dem CO₂ Gehalt gekoppelt ist. Der CO Gehalt im Produktgas bleibt über einen langen Temperaturbereich konstant und beginnt ab 720 °C zu steigen. Die Tendenz für CH₄ hingegen ist sinkend mit steigender Vergasungstemperatur. Auch der Vergleich mit Olivin ist in **Abbildung 9** dargestellt.

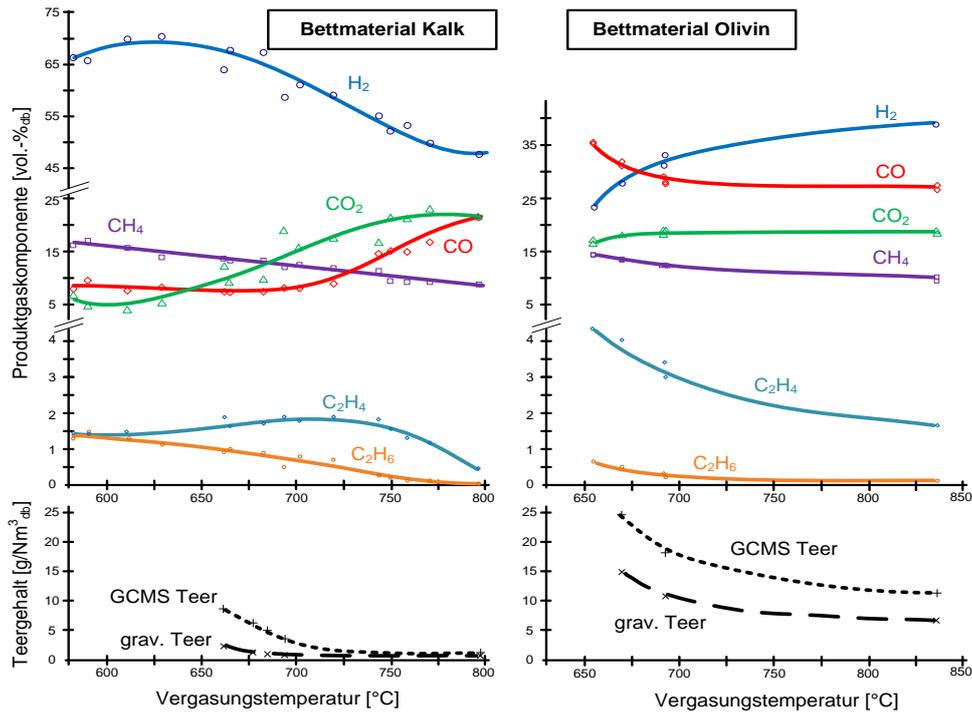


Abbildung 9: Variation Vergasungstemperatur für das Bettmaterial Kalk und vergleichend Olivin

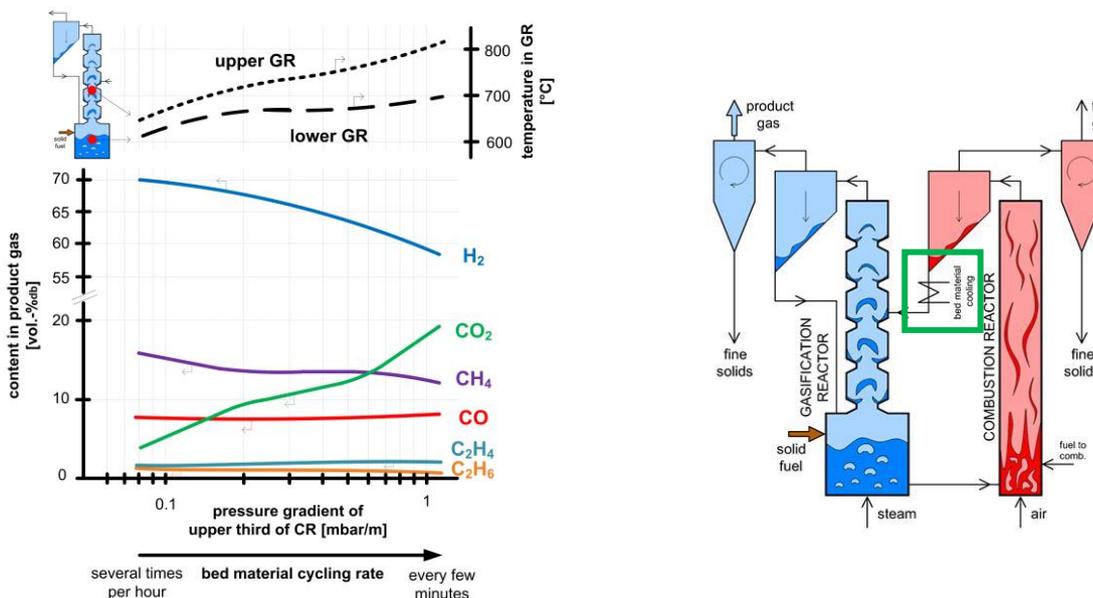


Abbildung 10: Produktgaszusammensetzung abhängig vom Umlauf

Eine weitere Möglichkeit um die Produktgaszusammensetzung zu beeinflussen ist die Änderung der Bettmaterialumlauftrate. Dabei spielen zwei Effekte eine Rolle: Einerseits hängt das Temperaturprofil der Reaktoren von der Umlauftrate ab. Dieses kann jedoch auch durch die installierte Bettmaterialkühlung im oberen Siphon (ULS) beeinflusst werden (siehe [Abbildung 10, rechts](#)). Bei hohen Umläufen ist die installierte Kühlleistung jedoch anlagentechnisch und physikalisch begrenzt und es kommt zu einem Temperaturanstieg. Andererseits ändert die Bettmaterialumlauftrate die Verweilzeit des Bettmaterials im Vergasungsreaktor und auch im Verbrennungsreaktor. Beide Effekte verringern die CO₂ Aufnahmefähigkeit im Vergasungsreaktor und die Produktgaszusammensetzung ändert sich signifikant zu Lasten niedrigerer Wasserstoffgehalte bei höherem Umlauf. Der Zusammenhang kann mit [Abbildung 10 \(links\)](#) gut gezeigt werden. In [Abbildung 11](#) sind ausgewählte SER-Betriebspunkte zu sehen. Ein optimierter Versuchsbetrieb IV führt zu hohen Wasserstoffwerten mit der neuen Vergaseranlage. Für den stationären Versuchspunkt IV ist keine Teermessung verfügbar, weshalb diese Daten nur für I – III dargestellt werden. Folgende Versuche sind in [Abbildung 11](#) dargestellt:

- I) Vergasungsversuch mit 800 °C (kein SER) und KS_W als Bettmaterial, Referenzversuch
- II) SER-Versuch mit 660 °C und KS_W als Bettmaterial, Teermessung
- III) SER-Versuch mit 675 bis 695 °C und KS_1 als Bettmaterial, 22h Versuch
- IV) SER-Versuch mit 630 °C und KS_W als Bettmaterial, Optimierung des Wasserstoffgehalts im Produktgas

Mittels Vergasung ohne SER Effekt sind H₂ Gehalte um 47 vol.-%_{db} mit reinem Kalk als Bettmaterial möglich. Der CO und CO₂ Gehalt liegt dabei zwischen 21 und 22 vol.-%_{db} (Versuch I). Beim SER konnten hingegen um 70 vol.-%_{db} H₂ erreicht werden (Versuch IV). Dazu ist eine optimierte CO₂ Aufnahme (CO₂ Gehalt von unter 6 vol.-%_{db}) notwendig: Lange Verweilzeit im Vergasungs und Verbrennungsreaktor (geringer Umlauf) und optimale Vergasungstemperatur (600-650°C). Bei einer Prozessführung, die nicht die Optimierung der CO₂ Aufnahme im Vergasungsreaktor, sondern auch die Senkung des Bettmaterialverbrauchs zum Ziel hat, kann eine Reduzierung der CO₂ Aufnahme/Abgabe den Abrieb reduzieren. Der Grund dafür liegt in der verminderten chemischen Beanspruchung und dem folgenden Abriebeffekt, der durch die zyklische Aufnahme und Abgabe des CO₂ zustande kommt (vgl. [Abbildung 11](#), Abrieb von II und IV). Zusätzlich muss für eine optimierte CO₂ Aufnahme eine hohe Temperaturspreizung zwischen den Reaktoren eingehalten werden, was zu thermischen Spannungen und in weiterer Folge zu Abrieb führen kann. Eine fundierte Beurteilung des Abriebs während des SER-Prozesses kann jedoch nur mittels Langzeitversuch ermittelt werden, da der Abrieb und Austrag in einer Wirbelschicht naturgemäß schwankt. Der 22h Versuch (Versuch III) wurde mit dem Bettmaterial KS_1 durchgeführt, welches eine geringere Abriebfestigkeit als KS_W besitzt und zusätzlich einen geringeren Partikeldurchmesser ([Tabelle 2 & 3](#)). Dies könnte den etwas erhöhten Austrag des Bettmaterials im Produktgasstrom erklären (III, GR B) - im Vergleich zu Versuch II.

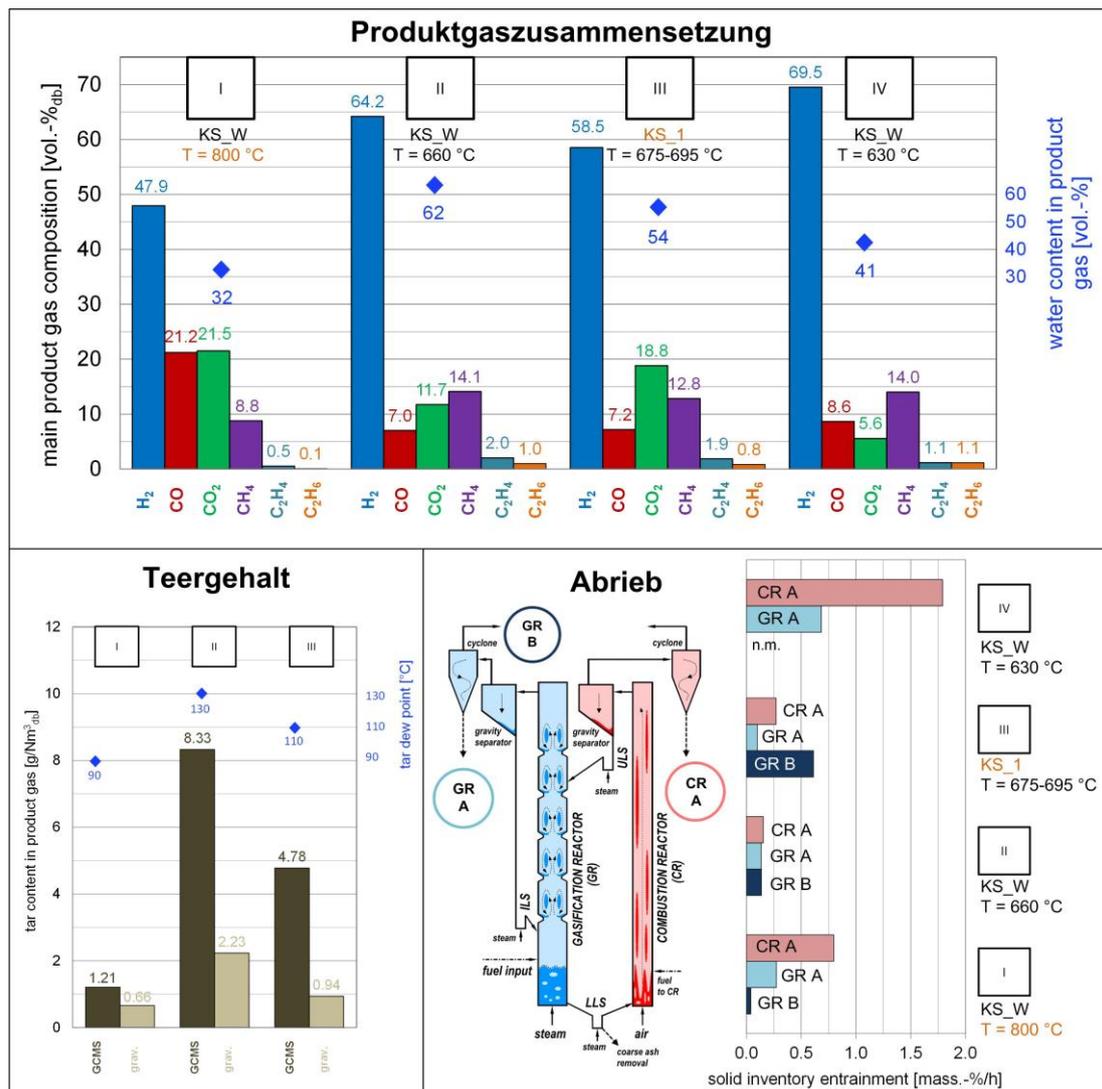


Abbildung 11: Produktgaszusammensetzung, Teergehalt und Abrieb für ausgewählte Betriebspunkte

Generell kann aber festgestellt werden, dass der Bettmaterialaustrag in der Größenordnung weniger Massenprozent des Bettmaterialinventars pro Stunde liegt. Ziel des 22h Versuchs war es einen stationären Betriebszustand mit hohem Reduktionspotential anzufahren, der die Optimierung des Bettmaterialverbrauchs mit energetischer Effizienz im praktischen Betrieb einer Großanlage vereint. Im Rahmen des SER-Prozesses ist dazu eine geringere Temperaturspreizung zwischen den Reaktoren vorteilhaft: Einerseits um thermische Spannungen im Bettmaterial zu verhindern und den Abrieb damit zu minimieren, andererseits um keine bzw. nur geringe Bettmaterialkühlleistung im ULS zu benötigen, die aus energetischer Sicht weniger vorteilhaft ist. Zusätzlich kann mit höheren Vergasungstemperaturen der Teergehalt im Produktgas signifikant reduziert werden (siehe [Abbildung 9](#)). Damit ist es gelungen beim Langzeitversuch einen Betriebszustand zu gewährleisten, der im Wesentlichen ohne zusätzlichen Brennstoffinput in den Verbrennungsreaktor betrieben werden konnte. Ein H₂ Gehalt bis zu 60 vol.-%_{db} konnte erreicht werden.

Die Optimierung des SER Prozesses hinsichtlich niedriger Teergehalte ist einerseits durch eine Erhöhung der Vergasungstemperatur möglich (vgl. [Abbildung 9](#)), was sich jedoch auch negativ auf den Wasserstoffgehalt des Produktgases auswirken kann. Andererseits kann man auch die Umlaufrate erhöhen, was zu einer stärkeren Füllung der Gegenstromkolonne (oberen Vergasungsreaktor) mit heißem Bettmaterial und damit zu einem intensiveren Teerabbau führt (vgl. [Abbildung 11](#), Teergehalt II und III). Im vorliegenden Fall konnte damit eine Reduktion sowohl des GCMS Teeres, als auch des gravimetrischen Teeres um den Faktor 2 erreicht werden (vgl. [Abbildung 11](#), Teergehalt von II und III).

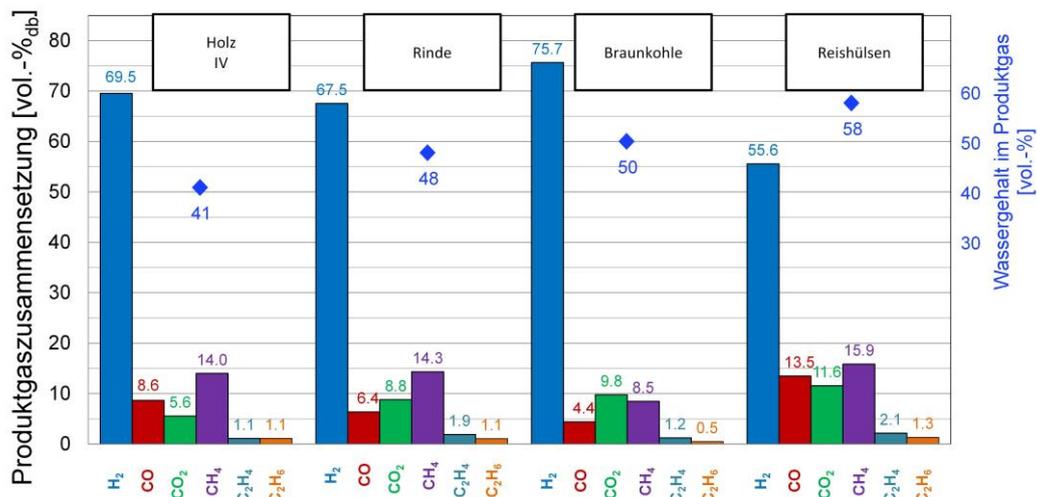


Abbildung 12: Produktgaszusammensetzung des SER Prozesses alternativer Brennstoffe

Im Rahmen des Projekts ERBA II wurde beschlossen auch SER-Versuche mit alternativen Brennstoffen durchzuführen. Eine visuelle Zusammenfassung der Ergebnisse kann [Abbildung 12](#) entnommen werden. Vergleichend zu Holz wurden billigere Brennstoffe wie Rinde, Braunkohle und Reishülsen einem SER-Versuch zugeführt. Dabei sei erwähnt, dass die Produktgaszusammensetzung für die Vergasung von Reishülsen aufgrund einer eingestellten höheren Zirkulationsrate vergleichsweise geringe H₂ Gehalte aufweist.

3.3 Versuchsinterpretation mittels Prozesssimulation

Um eine Validierung der generierten Messdaten vornehmen zu können ist die Berechnung von Massen- und Energiebilanzen der neuen Versuchsanlage an der TU Wien notwendig. Dazu musste zuerst ein Simulationsmodell mit der Software IPSEpro erstellt und bestehende Teile weitreichend adaptiert werden. Dieses umfasst nun nicht nur das Zweibettwirbelschichtsystem selbst, sondern auch alle peripheren Anlagenteile wie Nachbrennkammer, Wärmetauscher, multiple Feststoffabscheider, Filter etc. Damit ist eine hochwertige Validierung und Simulation aller durchgeführten Versuchsläufe möglich. Integraler Bestandteil des Simulationsmodells ist die Berücksichtigung des Bettmaterials als chemischer Trägerstoff für CO₂ vom Vergasungsreaktor in den Verbrennungsreaktor. [Abbildung 13](#) zeigt das neue Modell.

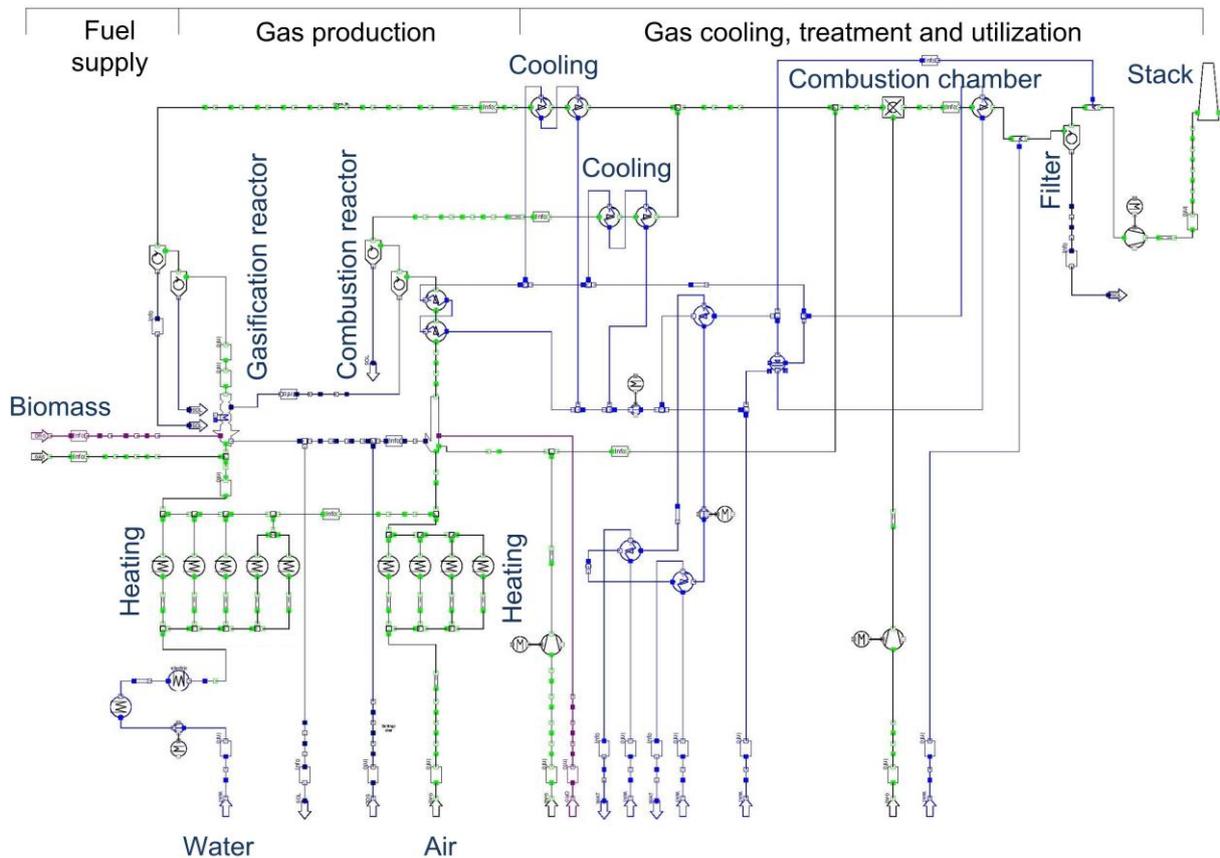


Abbildung 13: Fließbild des IPSEpro Simulationsmodell der 100 kW Versuchsanlage an der TU Wien

Mit **Abbildung 13** wird die grafische/visuelle Benutzeroberfläche gezeigt. Im Hintergrund berechnet IPSEpro mit Datenbibliotheken, Gleichungssystemen sowie Solvern eine ausgeglichene Massen- und Energiebilanz abhängig von den jeweiligen Eingabewerten (Messwerten). Weiterführende Informationen zum zugrundeliegenden Modell können **[15]** und **[16]** entnommen werden. IPSEpro kann dabei auch überbestimmte Systeme berechnen. Die im Kapitel 3.2 präsentierten Daten sind bereits mit dem neuen Simulationsmodell validiert.

Eine Übersicht über 7 ausgewählte stationäre SER-Betriebspunkte, die mit IPSEpro ausgewertet wurden, kann **Tabelle 5** entnommen werden. In der Tabelle ist auch zu sehen, dass die Messdaten mit den berechneten Daten aus der IPSEpro Massen- und Energiebilanz sehr gut bzw. mit geringen Toleranzen übereinstimmen. Mit diesem Abgleich kann die hohe Qualität der Messungen bestätigt, bzw. allgemein auch die Messwerte auf deren Eignung/Richtigkeit überprüft werden. **Abbildung 14** zeigt eine aufbereitete Zusammenfassung einer Massen- und Energiebilanz am Beispiel Versuch IV. Es kann hier gezeigt werden, dass bei einer Brennstoffleistung von 110 kW bis zu 80 kW an chemischer Produktgasleistung mit der Versuchsanlage erzeugt wird. Mit dem Hauptbestandteil Wasserstoff (H_2) und auch anteilig Kohlenmonoxid (CO) können hoch wirksame Reduktionsgasbestandteile bereitgestellt werden. Zusätzlich ist auch Methangas (CH_4) im Produktgasgemisch vorhanden.

Tabelle 5: Übersicht der Messdaten und IPSE-Auswertungen von ausgewählten SER-Versuchen

Allgemeine Informationen								
Brennstoff		Holz			Holz	Holz	Rinde	Braun
Bettmaterial		KS_1			KS_W	KS_	KS_	KS_W
Nr. in Diagrammen		III			IV	-	-	-
Probenahmestelle (SP)		A	A	A	A	A	A	A
Bettmaterial		KS_1			KS_W	KS_	KS_	KS_W
Messdaten der Versuche								
Temperatur unterer	°C	685	694	677	629	665	625	656
Temperatur oberer	°C	767	814	754	672	715	706	810
Temp. Verbrennungsr.	°C	820	873	819	843	844	831	924
Produktgas								
H ₂	vol.-%db	55,8	58,6	58,5	70,8	67,6	68,0	75,6
CO	vol.-%db	7,7	8,1	6,8	7,8	7,2	5,9	4,4
CO ₂	vol.-%db	22,5	19,0	19,3	5,4	9,2	9,3	9,8
CH ₄	vol.-%db	11,6	12,0	12,7	13,7	13,3	13,8	8,5
C ₂ H ₄	vol.-%db	1,6	1,9	1,9	1,2	1,6	1,9	1,2
C ₂ H ₆	vol.-%db	0,7	0,5	0,8	1,2	1,0	1,1	0,5
Teer grav.	g/Nm ³	0,9	0,8	1,1	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
Teer GCMS	g/Nm ³	4,8	3,5	6,0	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
Teertaupunkt	°C	123	94	102	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
Staub	g/Nm ³	17,0	22,0	14,0	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
Flugkoks	g/Nm ³	5,8	10,2	8,6	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
H ₂ O	vol.-%	53	51	55	n.g.	n.g.	n.g.	n.g.
Abgas								
O ₂	vol.-%db	2,4	1,5	2,8	3,4	5,1	3,5	0,1
CO ₂	vol.-%db	22,1	25,2	22,0	28,3	22,4	26,9	26,5
IPSEpro-Ergebnisse der Simulation								
H ₂	vol.-%db	56,4 - 60,0			69,5	66,6	67,5	75,7
CO	vol.-%db	7,2 - 8,3			8,6	7,4	6,4	4,4
CO ₂	vol.-%db	17,4 - 21,5			5,6	9,8	8,8	9,8
CH ₄	vol.-%db	11,7 - 12,8			14,0	13,3	14,3	8,5
C ₂ H ₄	vol.-%db	1,6 - 1,9			1,1	1,8	1,9	1,2
C ₂ H ₆	vol.-%db	0,5 - 0,8			1,1	1,0	1,1	0,5
H ₂ O	vol.-%	52 - 56			41	44	48	50
Abgas								
O ₂	vol.-%db	2,1 - 3,4			3,4	5,5	3,5	0
CO ₂	vol.-%db	21,9 - 22,4			28,9	23,7	27,8	25,6
H ₂ O	vol.-%	5,6 - 6,6			9,3	8,2	11,6	6,3
Leistungskennzahlen								
Dampf/Brennstoff	kgsteam/kgfuel	0,9			0,8	0,9	1,1	1,1
Brennstoffleistung	kW	100 - 102			110	88	102	100
Zusatzbrennstoff	kW	0			4	10	6	0
PG Leistung	kW	58 - 62			80,51	68,8	76,8	45,2
PG Ausbeute	Nm ³ /kg	0,81 - 0,86			0,91	1,01	0,98	0,88
Wasserumsatz	kgH ₂ O/kgsteam	0,08 - 0,14			0,36	0,31	0,33	0,37
Kaltgaswirkungsgrad (Bilanzkreis Gesamtsystem)	%	72 - 76			79	77	80	64
H ₂ -Ausbeute	g/kgfuel,daf	40 - 44			56	58	58	44

i.B.: interner Bericht, n.g.: nicht gemessen

Energieforschungsprogramm - 1. Ausschreibung

Klima- und Energiefonds des Bundes – Abwicklung durch die Österreichische Forschungsförderungsgesellschaft FFG

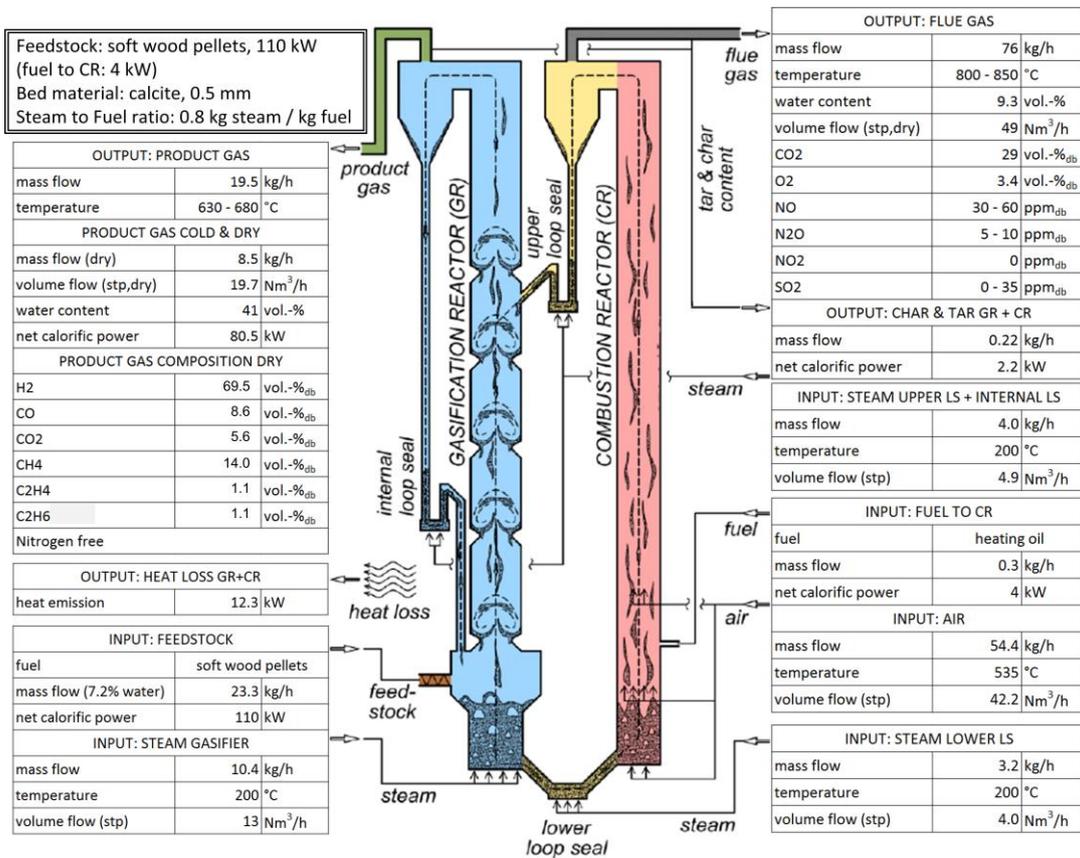


Abbildung14: Massen und Energiebilanz von Versuch IV

Sogenannte „Leistungskennzahlen“ bilden aussagekräftige Werte für Vergleiche und die Ergebnisdiskussion und Interpretation. Diese Werte werden entweder direkt in IPSEpro berechnet oder können aufgrund der IPSEpro-Daten nachfolgend ermittelt werden. Für die Berechnung der wichtigsten Leistungskennzahlen zu den Versuchen sind folgende Gleichungen relevant:

$$\varphi_{SF} = \frac{\dot{m}_{\text{steam}} + x_{\text{H}_2\text{O},\text{fuel}} \cdot \dot{m}_{\text{fuel}}}{(1 - x_{\text{H}_2\text{O},\text{fuel}} - x_{\text{ash},\text{fuel}}) \cdot \dot{m}_{\text{fuel}}}$$

Wasser/Brennstoff-Verhältnis

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\dot{m}_{\text{steam}} + x_{\text{H}_2\text{O},\text{fuel}} \cdot \dot{m}_{\text{fuel}} - x_{\text{H}_2\text{O},\text{PG}} \cdot \dot{m}_{\text{PG}}}{\dot{m}_{\text{steam}} + x_{\text{H}_2\text{O},\text{fuel}} \cdot \dot{m}_{\text{fuel}}}$$

Wasserumsatz

$$\eta_{\text{CG}} = \frac{\dot{V}_{\text{PG}} \cdot \text{LHV}_{\text{PG}}}{\dot{m}_{\text{fuel,GR}} \cdot \text{LHV}_{\text{fuel,GR}} + \dot{m}_{\text{fuel,CR}} \cdot \text{LHV}_{\text{fuel,CR}} - \dot{Q}_{\text{loss}}} \cdot 100$$

Kaltgaswirkungsgrad (Bilanzkreis Gesamtsystem)

$$\eta_{\text{H}_2} = \frac{\dot{m}_{\text{H}_2,\text{PG}} \cdot 1000}{(1 - x_{\text{H}_2\text{O},\text{fuel}} - x_{\text{ash},\text{fuel}}) \cdot \dot{m}_{\text{fuel}}}$$

Wasserstoffausbeute

Aufgrund der IPSE-Auswertungen der Versuchsdaten kann festgestellt werden, dass eine Wasserumsetzungsrate (bezogen auf den Gesamtwasserinput in den Vergasungsreaktor)

von bis zu 36% erreicht werden kann. Dies bedeutet nichts anderes, als dass aus dem Wasser/Wasserdampf (H_2O) der in das Reaktorsystem eingeleitet wird über ein Drittel in Wasserstoff (H_2) umgewandelt wird. Weiterführend konnte für verschiedene Versuchsläufe eine Wasserstoffproduktionsrate zwischen 40 und 60 $g/kg_{fuel,daf}$ berechnet werden.

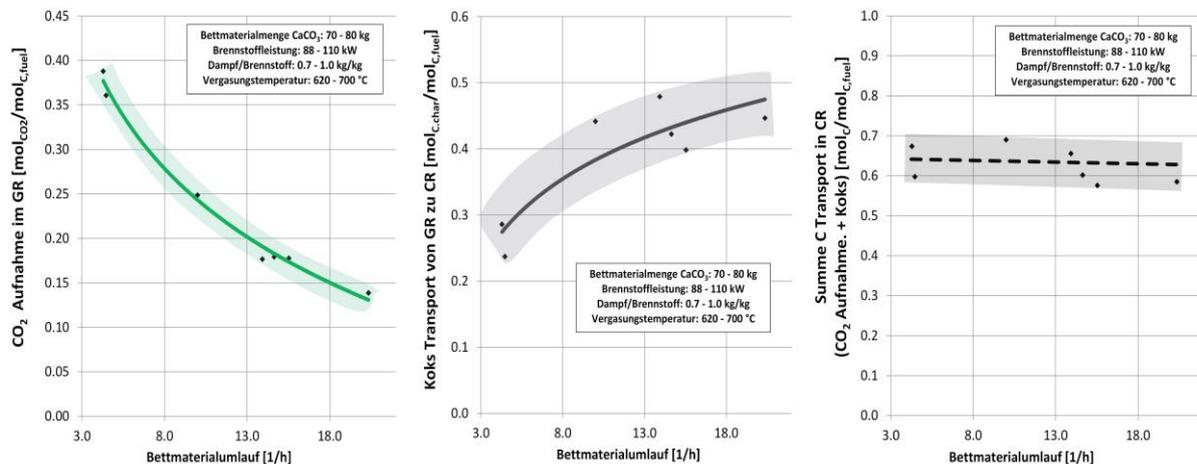


Abbildung 15: CO_2 Aufnahme in Abhängigkeit des Bettmaterialumlaufs

Neben den direkt ermittelten Messdaten zur Produktgaszusammensetzung zeigen die Versuchssimulationen und nur durch Berechnung ermittelbare Werte/Kennzahlen den deutlichen Einfluss der Bettmaterialumlauf rate auf die CO_2 -Aufnahmen im Vergasungsreaktor, bzw. die CO_2 -Abgabe im Verbrennungsreaktor. Als Beispiel kann die Kohlenstoffdioxidaufnahme im Vergaser als Funktion des Bettmaterialumlaufs in [Abbildung 15 \(links\)](#) dargestellt werden. Die Bettmaterialumlauf rate ist in 1/h im Diagramm angegeben. Den Bezug dafür bildet die Gesamtmasse an reinem CaO als Bettmaterial des Gesamtsystems. Der Bettmaterialumlauf wird über den Druckgradienten der schnellen Wirbelschicht im höheren Drittel des Verbrennungsreaktors abgeleitet bzw. über die Simulation mit IPSEpro gewonnen. [Abbildung 15](#) zeigt bei niedrigem Umlauf einerseits, dass mit der neuen Anlage bei den SER-Versuchen und niedrigen Zirkulationsraten bis zu 40 % des im Brennstoff befindlichen Kohlenstoffs als CO_2 vom Bettmaterial aufgenommen werden konnte. Andererseits werden 20 bis 30 % des Kohlenstoffs als „Restkoks“ in den Verbrennungsreaktor geführt. Insgesamt ist der Gesamt-Kohlenstoffstrom in den Verbrennungsreaktor mit der Umlaufvariation annähernd konstant. Diese Ergebnisse und ein Vergleich mit [Abbildung 9](#) legen nahe, dass der Entzug von CO_2 ganz wesentlich die Water-Gas-Shift-Reaktion im Vergasungsreaktor fördert und diese ins Gleichgewicht rückt ($CO + H_2O \leftrightarrow H_2 + CO_2$). Zu sehen ist das an den CO -Werten, die von 600 bis 720 °C Vergasungstemperatur im niedrigen vol.-%-Bereich konstant verweilen (vgl. [Abbildung 9](#)). Der Wasserstoffwert ist folglich in diesem Bereich hauptsächlich vom CO_2 Wert abhängig. Der Kreis schließt sich: Diese Reaktionsmechanismen führen bei den dargestellten Versuchsreihen bei großen Umlauf rates zu niedrigeren H_2 -Werten.

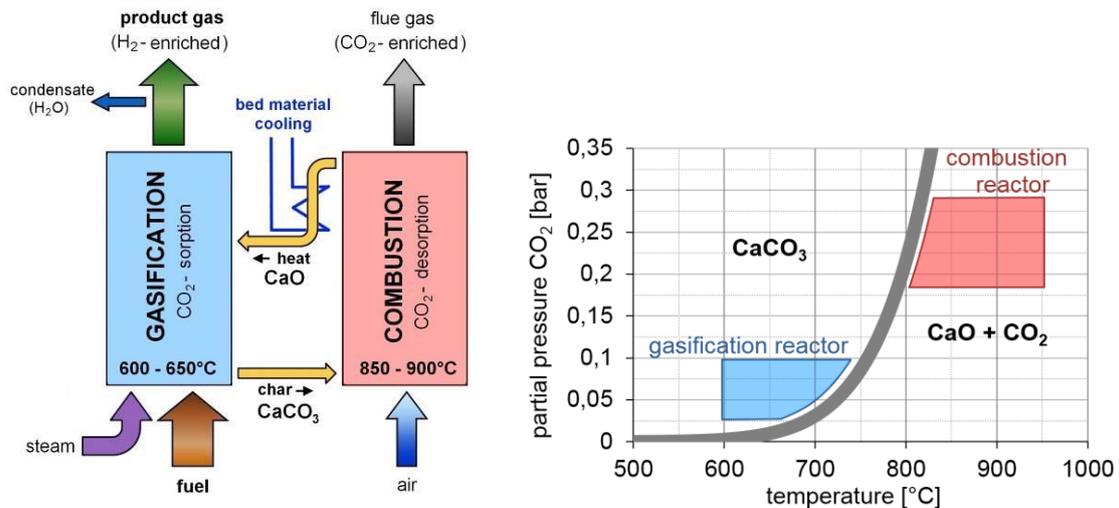
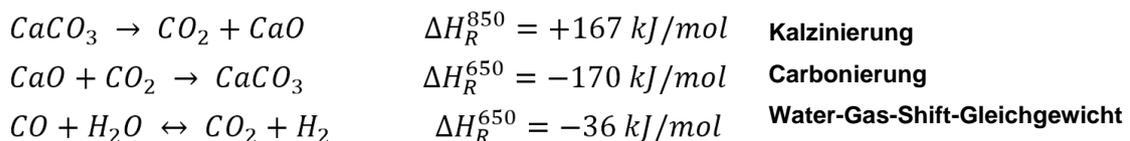


Abbildung 16: Prinzip des SER Prozesses (links) und Gleichgewichtskurve des Systems CaCO_3/CaO (rechts)

In [Abbildung 16](#) wird das SER-Prinzip und ein Diagramm des Reaktionsgleichgewichtes [\[17\]](#) der Aufnahme und Abgabe von CO_2 durch das Bettmaterial dargestellt. Eingezeichnet sind die zwei typischen Betriebsfelder für den Verbrennungs- und Vergasungsreaktor im SER-Betrieb zu den vorhin dargestellten Versuchen. Mit [Abbildung 16 \(rechts\)](#) wird auch klar, dass die Reaktionsmechanismen umso stärker ablaufen je weiter der Betriebspunkt dem dargestellten Gleichgewicht fernbleibt. Auch die minimal nötige Temperaturspreizung zwischen den Reaktoren ist ablesbar. Die wichtigsten Formeln für die Mechanismen und deren typische Reaktionsenthalpien bei SER und Reaktionstemperaturen können folgend angeführt werden:



3.4 Konzeptionierung Apparatechnik „Below Zero Emission“

Als Grundlage für technoökonomische Wirtschaftlichkeitsanalysen wurden Gesamtanlagenschemata erstellt. Im Folgenden werden zwei mögliche Realisierungsarten einer OxySER-Anlage betrachtet. Zum einen kann die Anlage eigenständig gebaut werden (Standalone), zum anderen kann sie in eine bestehende Industrieanlage (z.B. integriertes Hüttenwerk) eingebunden werden. Der Vorteil bei der Einbindung liegt darin, dass ein bereits bestehendes Abgasreinigungssystem genutzt werden kann. Als wesentliche Auslegungsparameter werden beide Anlagenkonzepte beispielhaft mit 10 MW Produktgasleistung dimensioniert. Eine problemlose Integration in die bestehende Apparatechnik des Hüttenwerkes ist somit ermöglicht. Dadurch ergibt sich eine Brennstoffleistung von ca. 13,3 MW. In den beiden Konzeptionen zur Apparatechnik wird einerseits ein H_2 -reiches Produkt- bzw. Reduktionsgas erzeugt, andererseits kann der ebenfalls anfallende hochangereicherte CO_2 -Abgasstrom für das Power-to-Gas-Verfahren,

die Harnstoffsynthese, die Ameisensäuresynthese, die Methanolsynthese und der CO₂-Speicherung verwendet werden. Der Produktionsprozess für beide Verfahrenskonzepte kann in vier Teilbereiche eingeteilt werden:

- Brennstoffzufuhr
- Modifiziertes Vergasungsreaktor-konzept
- Gasreinigung
- Gasnutzung & -speicherung

Folgend wird nun das Standalone-Konzept detailliert beschrieben:

Für den Vergasungsprozess werden über 5 Tonnen Waldhackgut pro Stunde benötigt (Wasseranteil von ca. 40 gew.-%). Der Wasseranteil kann je nach Wetterlage und Speicherbedingungen abweichen. Über Förderbänder wird das Waldhackgut in einen Trockner und anschließend in den Vergasungsreaktor transportiert. Das getrocknete Waldhackgut wird mit einem Wassergehalt von ca. 15 gew.-% in den Vergasungsreaktor eingebracht. Als Bettmaterial wird Kalkstein verwendet. Im Zweibettwirbelschichtsystem findet die Vergasung statt, wodurch ein wasserstoffreiches Produktgas sowie CO₂-reiches Abgas entsteht. Das Produktgas verlässt den Vergasungsreaktor mit einer Temperatur von 680 °C. Danach wird das Produktgas der Gasreinigung unterzogen. Der erste Schritt der Gasreinigung ist der Zyklon, wodurch Staubanteile abgetrennt und wieder dem Verbrennungsreaktor zugeführt werden. Nach dem Zyklon folgen Produktgaskühler um die Produktgastemperatur auf ca. 180 °C abzusenken. Der Produktgasfilter scheidet wiederum Staubanteile ab. Ein nachgeschalteter Produktgaswäscher dient zum Kondensieren von Wasser und zum Lösen von Teer des Produktgases im Lösungsmittel Rapsmethylester (RME). RME wird rückgeführt und wiederverwendet. Letztendlich wird dieser nach einigen Waschzyklen im Verbrennungsreaktor verbrannt. Das Produktgas verlässt den Produktgaswäscher mit 40 °C und wird über einen Verdichter für die Produktgasnutzung vorbereitet. In den Konzepten wird lediglich die direkte Produktgasnutzung berücksichtigt.

Das CO₂-reiche Abgas verlässt den Verbrennungsreaktor bei 900 °C und wird in einem Wärmetauscher abgekühlt, wobei im Gegenstrom der Wasserdampf (Fluidisierungsmittel Vergasungsreaktor) auf 450 °C aufgeheizt wird. Der Wasserdampf wird mit Hilfe eines Dampferzeugers bereitgestellt. Nachfolgend erfährt das Abgas eine weitere Abkühlung durch den Abgaskühler auf ca. 180 °C. Bevor das Abgas rezirkuliert werden kann, wird dieses durch einen Abgasfilter geleitet um die Flugasche abzutrennen. Um die Verbrennung (mit Sauerstoff) im Verbrennungsreaktor regulieren zu können und um vor zu hohen Temperaturen zu schützen wird Abgas rezirkuliert und dem Reinsauerstoff (O₂) als Fluidisierungsmittel beigemischt. Der Reinsauerstoff (O₂) wird bei dem „Standalone“ - Anlagenkonzept als Rohstoff zugekauft. Das restliche CO₂- reiche Abgas wird nachfolgend verdichtet, bevor anschließend das Wasser aus dem Abgas über einem Trockner entfernt wird. Das trockene Abgas kann dann, wie gezeigt, auf verschiedenste Arten genutzt werden.

Tabelle 6: Fluiddynamische Kennzahlen für eine Oxy-SER Anlage und Kalk als Bettmaterial

Parameter/Name	Einheit	Allgemein					
Druck	bar	Umgebungsbedingungen					
Brennstoff	-	Stammholz, Waldrestholz oder Rinde					
Bettmaterial	-	Kalkstein, Kalzit					
Art des Bettmaterials	-	Kalksand KS_1 & KS_W					
Bettmaterial Partikeldichte	kg/m ³	2650 (1500*)					
Bettmaterial Schüttdichte	kg/m ³	1400 (800*)					
Bettmaterial Bereich der Korngröße	µm	250 – 400 & 300 – 600					
Mittlere dimensionslose Partikelgröße d_p^* für das Wirbelschichtzustandsdiagramm	-	KS_1: ≈ 4,4		KS_W: & ≈ 7,3			
Parameter/Name	Einheit	Vergasungsreaktor UNTEN		Vergasungsreaktor OBEN		Verbrennungsreaktor	
Temperaturbereich	°C	650		700		900	
Fluidisierungsregime	-	Stationäre Wirbelschicht		Turbulente Zonen		Schnelle Wirbelschicht	
Fluidisierungs- bzw. Vergasungsmedium	-	Dampf		Dampf		Luft	
Partikel-Abscheidesysteme	-	Freiraum über dem Wirbelbett		Schwerkraft-abscheider & Zyklon		Schwerkraft-abscheider & Zyklon	
Gas zur Berechnung der Fluiddynamik	-	Produktgas		Produktgas		CO ₂ -reiches Abgas	
Festgelegte Partikeldichte des Kalksands zur Berechnung der Fluiddynamik	kg/m ³	1700		1700		1700	
Dimensionsloses Dichteverhältnis $(\rho_p - \rho_g) / \rho_g$	-	≈ 8700		≈ 9000		≈ 4000	
Mittlerer Bettmaterialdurchmesser d_p des Kalksandes zur Berechnung der Fluiddynamik	µm	290	480	290	480	290	480
Archimedesnummer Ar	-	91	410	79	355	84	380
Lehrrohrgeschwindigkeit, U (in der Wirbelschicht)	m/s	0,44	0,80	3,8	4,8	6,3	8,2
Minimale Fluidisierungs-geschwindigkeit, U_{mf}	m/s	0,035	0,10	0,036	0,10	0,023	0,064
Austragsgeschwindigkeit, U_t	m/s	1,94	4,07	1,96	4,12	1,27	2,67
Fluidisierungs-Verhältnis, U/U_{mf}	-	12,5	8,0	105	48	274	128
Fluidisierungs-Verhältnis, U/U_t	-	0,23	0,20	1,94	1,17	4,96	3,07

* Bettmaterial voll kalziniert

Fluiddynamische Berechnungen bilden die Grundlage für das überarbeitete Konzept des Reaktorsystems. Beim „Below-Zero-Emission“-Anlagenkonzept „Oxy-SER“ kommt dem Verbrennungsreaktor durch den hohen CO₂ Gehalt im Abgas und durch die notwendige Rezirkulation besonderes Augenmerk zu. Die Abgasdichte ist deutlich höher und die Viskosität niedriger als bei üblichen SER-Abgas mit hohem Stickstoffanteil. Aussagekräftige fluiddynamische Parameter für die Bettmaterialien KS_1 und KS_W sind in **Tabelle 6** aufgelistet. Ein effizienter Weg die fluiddynamische Auslegung sichtbar zu machen ist das Einzeichnen von Betriebspunkten der jeweiligen Reaktorbestandteile in einem Wirbelschichtzustandsdiagramm (**Tabelle 7**, **Abbildung 17**). Die Auslegungsdaten zur Apparatechnik im Betriebsmodus Oxy-SER können somit für zwei unterschiedliche Bettmaterialgrößen (KS_1 & KS_W) berechnet und im Diagramm eingezeichnet werden.

Tabelle 7: Gleichungen als Grundlage des Wirbelschichtzustandsdiagramms

Quelle:	Gleichung:	Bereich:
Bi & Grace (1995)	$Re_{se} = 1.53 Ar^{0.5}$	$0.6 < Ar < 10^6$
Haider & Levenspiel (1989)	$U_t^* = \left(\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{(2.335 - 1.744 \Phi)}{d_p^{*0.5}} \right)^{-1}$	$0.6 < Ar < 10^6$ $0.8 < \Phi < 1$
Schmid (2014)	$Re_c = \frac{Ar^{19/30}}{0.85 + 0.85 Ar^{1/5}}$	$0.6 < Ar < 10^5$
Grace (1982)	$Re_{mf} = (27.2^2 + 0.0408 Ar)^{0.5} - 27.2$	$0.6 < Ar < 10^6$
Rabinovich & Kalman (2011)	$Re_{mb} = 0,0055 Ar^{0.56}$	$0.6 < Ar < 10^2$

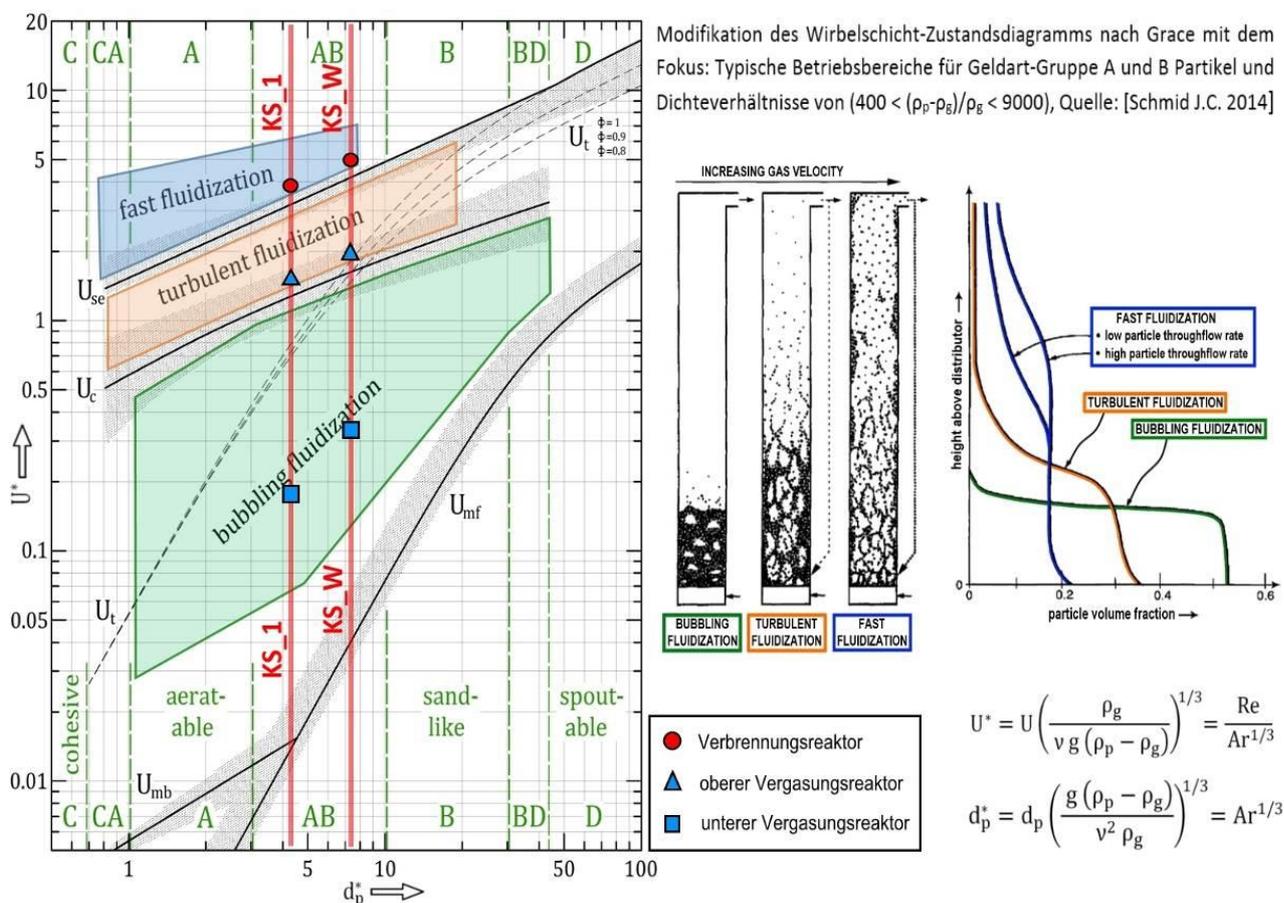


Abbildung 17: Oxy-SER Betriebspunkte von Reaktorteilen im Wirbelschichtzustandsdiagramm

Aufbauend auf den Daten der Versuche konnte mit dem neu erstellten Simulationsmodell eine breite Datenbasis geschaffen werden. Aus den Konzepten und den fluiddynamischen Daten war es möglich Massen- und vor allem Energiebilanzen als weiterführende Grundlage abzuleiten. Die ausschlaggebenden Kennzahlen und Werte dieser Massen- und Energiebilanzen sind wichtige Randbedingungen für die Konzeptionierung und Technoökonomiebetrachtungen.

3.5 Verwertung Projektergebnisse & Dissemination

Die Aufgabe war es die Projektidee und die erzielten Projekterfolge einer breiten Öffentlichkeit, sowie detaillierte Forschungsergebnisse der wissenschaftlichen Community zugänglich zu machen. Es wurden wissenschaftliche Abschlussarbeiten im Rahmen des Projekts erarbeitet und die Projektinhalte auch auf internationalen Konferenzen präsentiert und in Proceedings und Fachzeitschriften publiziert. Einige ausgewählte Highlights werden nun präsentiert. Eine vollständige Liste aller Publikationen kann Kapitel 6.2 entnommen werden.

Zu den Highlights rund um die Disseminationstätigkeit zählten die gemeinsame Presseaussendung des Projektkonsortiums und ein Technikumsbesuch einer Abordnung der Internationalen Energie Agentur (IEA) am 20. Oktober 2016 (siehe [Abbildung 18](#)). Auch die Teilnahme am Event „Blickpunkt Forschung“ (28. September 2015), welches sich zum Ziel setzte Projekte rund um das Thema Energie einer breiten Öffentlichkeit vorzustellen, erreichte ein breites Publikum. Weitere Maßnahme um das Projekt und die Ergebnisse öffentlich zu machen sind die Projekthompae (<http://bit.ly/2yroRXb>), die im Zuge des Projekts aktualisiert wurde, und die Teilnahme an der „Langen Nacht der Forschung“, die am 22. April 2016 stattfand. Hier wurde die Versuchsanlage an der TU Wien der Öffentlichkeit präsentiert und das SER-Konzept im Rahmen von ERBA II vorgestellt.

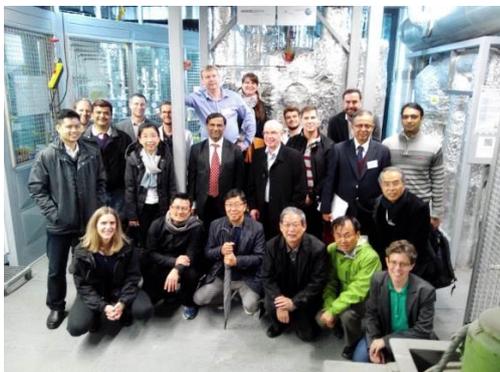


Abbildung 18: IEA Abordnung im Technikum der TU Wien



Abbildung 19: iSGA-5 in Südkorea, vor dem Poster der TU Wien mit Prof. Guangwen Xu

Neben Disseminationstätigkeiten die eine breite Öffentlichkeit erreichen, ist die Verbreitung der Projektergebnisse in facheinschlägigen wissenschaftlichen Kreisen von besonderer Bedeutung. Hierfür ist vor allem die Teilnahme an ausgewählten Konferenzen, Symposien und Workshops wichtig. Folgende breite Disseminationstätigkeiten können beispielhaft angeführt werden:

- **Klima & Energiefonds „Blickpunkt Forschung“** am 28. Sept. 2015: Vorstellung der H₂-Produktion aus Biomasse für die Stahlindustrie (ERBA & ERBAII).
- Vorstellung der Inbetriebnahmeversuche auf der „**8. Internationalen Anwenderkonferenz für Biomassevergasung (IAKB)**“ in Innsbruck (02. Dez.

2015).

- Erste Ergebnisse der neuen Versuchsanlage im Technikum der TU Wien wurden im Mai 2016 auf der „**Conference on Renewable Energy Gas Technology (REGATEC)**“ in Schweden vorgestellt.
- Eine Zusammenfassung und Gegenüberstellung der ersten Versuche konnte bei der „**European Biomass Conference & Exhibition 2016 (EUBCE)**“ im Juni 2016 in Amsterdam präsentiert werden.
- Die Wichtigkeit der begleitenden Massen- und Energiebilanzen mittels IPSEpro konnte an der Konferenz **Multiphysics** im Dezember 2016 in der Schweiz verdeutlicht werden.
- Das international renommierte „**Symposium on gasification and its applications**“ (iSGA 2016)“ fand Ende 2016 in Südkorea statt. Im Zuge dieser Konferenz wurde dem Poster „Optimization of Sorption Enhanced Reforming by the Use of an Advanced Gasification Test Plant at TU Wien“ ein Posteraward verliehen ([Abbildung 19](#)). Das Symposium bot darüber hinaus auch die Möglichkeit den wissenschaftlichen Diskurs und Austausch über Projektinhalte von ERBA II mit international hochangesehenen Wissenschaftlern wie Prof. Guangwen Xu voranzutreiben.
- Im März 2017 konnte ein Vortrag über SER-Ergebnisse beim „**Science Brunch**“ im Rahmen des FFG-Comet-Kompetenzzentrums und Gastgebers Bioenergy 2020+ GmbH in Wieselburg gehalten werden.
- Ein fachlicher Austausch mit Betreibern von Wirbelschichtanlagen und Vertretern aus Industrie und Technik war im April 2017 beim **9. IEA Wirbelschichttreffen** in Bad Blumau möglich.
- Detaillierte Einsicht in die SER-Versuchsergebnisse mit der neuen Technikumsanlage der TU Wien konnte im Juni 2017 während der „**European Biomass Conference & Exhibition 2017 (EUBCE)**“ in Schweden gewährt werden.
- Der SER-Prozess mit alternativen Brennstoffen wurde im Juni 2017 während der „**10th International Conference on Sustainable Energy and Environmental Protection (SEEP 2017)**“ präsentiert.
- ERBA II wurde für die Präsentation in der **BMVIT-Broschüre „energy innovation austria“** ausgewählt. Die Texte und Bilder wurden am 17. Okt. 2017 zur Verfügung gestellt.

Ein **absolutes Highlight** war die Vorstellung der Technologie (auf der ERBA II basiert) bei der **10-Jahresfeier des Klima- und Energiefonds** am 2. Okt. 2017: ERBA wurde als eines von 40 aus 110.000 Projekten für die Vorstellung ausgewählt (siehe [Abbildung 20](#)). Dies stellt eine herausragende Würdigung des neuartigen technologischen Ansatzes da und wird mit wertschätzendem Dank des gesamten Projektkonsortiums zur Kenntnis genommen.



Abbildung 20: Vorstellung der ERBA/ERBA II Technologie bei „10 Jahre Klima und Energiefonds“

4 Ergebnisse und Schlussfolgerungen

Die Erzeugung von Roheisen verursacht durch den Einsatzstoff Kohle fossile CO₂-Emissionen. „Sorptions Enhanced Reforming“ (SER) ermöglicht mittels eines innovativen Prozesses die Bereitstellung eines Reduktionsgases mit Hilfe von Biomasse und kann somit die CO₂-Bilanz eines integrierten Hüttenwerks signifikant verbessern. Im Rahmen des Vorprojekts ERBA (K10NE1F00169 / 829904) konnte bereits eine technische Durchführbarkeitsstudie zur Einbindung von SER in die Roheisenerzeugung durchgeführt werden. Aufbauend auf diesen Ergebnissen und den daraus abgeleiteten Empfehlungen zur Entwicklung eines „Below Zero Emission“- Konzepts, das mittels Oxyfuel-Verbrennung im Verbrennungsreaktor der Zweibettwirbelschicht die Erzeugung eines reinen CO₂ Abgasstrom ermöglicht, wurde das Projekt ERBA II entwickelt:

Hierbei wurde der SER Prozess mittels einer neuartigen 100 kW Versuchsanlage an der TU Wien untersucht. Das verbesserte Design dieser Anlage führt zu einem erhöhten Gas-Feststoffkontakt, was zu höherer Produktgasqualität führt. Zusätzlich wurde mit einem bettmaterialschonenden Abscheidersystem, einer Bettmaterialkühlung und einer dreifachen Luftstufung im Verbrennungsreaktor zur Beeinflussung des Bettmaterialumlaufs beste Voraussetzungen für den SER Prozess geschaffen. Während intensiver Versuchsläufe wurden im Rahmen des Projekts ERBA II den Prozess beeinflussende Parameter identifiziert. Vor allem Temperatur und Bettmaterialumlauf spielen eine entscheidende Rolle und ermöglichen so eine effektive Kontrolle der Produktgasqualität. Vergleichend zu Holz wurde der SER Prozess mit kostengünstigeren Brennstoffen wie Rinde, Braunkohle und Reishülsen durchgeführt und deren Eignung für den Prozess bewiesen. Aufbauend auf den gewonnenen und mittels Massen- und Energiebilanz ausgewerteten Versuchsdaten konnten

zwei Varianten eines Oxy-SER Gesamtanlageschemas (10 MW) entwickelt werden. Zum einen kann die Anlage eigenständig gebaut werden (Standalone), zum anderen kann sie in eine bestehende Industrieanlage (z.B. integriertes Hüttenwerk) eingebunden werden. Der Vorteil bei der Einbindung liegt darin, dass ein bereits bestehendes Abgasreinigungssystem genutzt werden kann. Die Ergebnisse der Konzeptionierung dienen wiederum als Basis für die Technoökonomische Evaluierung unterschiedlicher Szenarien. Fokus der Betrachtung war ein Oxy-SER Anlagensystem im Vergleich zu anderen definierten Anlagenkonfigurationen.

5 Ausblick und Empfehlungen

Das Projektkonsortium ist bestärkt die Weiterentwicklung des Verfahrens voranzutreiben. Dazu werden die in ERBA II erarbeiteten und freigegebenen Ergebnisse jetzt schon in weiteren Projekten, die die Anwendung verschiedener Anlagenkonzepte untersuchen, verwendet. Die künftige Einbindung der Technologie SER oder Oxy-SER in bereits bestehende Anlagen bzw. die Neuentwicklung innovativer Konzepte stehen dabei im Vordergrund und haben das Potential Treibhausgasemissionen energieintensiver Prozesse signifikant zu vermindern.

Da die 100 kW Versuchsanlage an der TU Wien eine signifikante Größe besitzt, sind die Messdaten und Ergebnisse des Versuchsbetriebs belastbar für die Vorausschau auf industriell großtechnisch ausgeführte Anlagen (im Gegensatz zu üblichen Versuchsdaten kleinerer Laborapparaturen). In Kombination mit der begleitenden Simulationsarbeit liegt damit eine breite Grundlage für das erfolgreiche Scale-Up der im Projekt ERBA II untersuchten Technologie vor. Ein logischer nächster Schritt, abseits der konzeptionellen Ebene, wäre also die Umsetzung einer industriellen Demoanlage um den SER und Oxy-SER Prozess für den großtechnischen Einsatz vorzubereiten.

6 Literaturverzeichnis

6.1 Quellenverzeichnis

- [1] H. Hofbauer, R. Rauch, K. Bosch, R. Koch, and C. Aichernig, "Biomass CHP Plant Güssing - A Success Story," in *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*, A. V Brigwate, Ed. CPL Press, 2003, pp. 527–536.
- [2] R. Rauch, J. Hrbek, and H. Hofbauer, "Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas," *Wiley Interdiscip. Rev. Energy Environ.*, vol. 3, no. 4, pp. 343–362, 2014.

- [3] S. Müller, C. Schmid, K. Nina, H. Stocker, H. Hofbauer, and T. Bürgler, “ERBA Erzeugung eines Produktgases aus Biomassereforming mit selektiver CO₂-Abtrennung,” publizierbarer Endbericht, 2015.
- [4] J. C. Schmid, S. Müller, and H. Hofbauer, “First Scientific Results with the Novel Dual Fluidized Bed Gasification Test Facility at TU Wien,” in *24th European Biomass Conference and Exhibition*, 2016.
- [5] J. C. Schmid, T. Pröll, C. Pfeifer, and H. Hofbauer, “Improvement of Gas – Solid Interaction in Dual Circulating Fluidized Bed Systems,” *Proc. 9th Eur. Conf. Ind. Furn. Boil. (INFUB), Estoril, Port. 2011*, pp. 1–13, 2011.
- [6] J. Schmid, T. Pröll, H. Kitzler, C. Pfeifer, and H. Hofbauer, “Cold flow model investigations of the countercurrent flow of a dual circulating fluidized bed gasifier,” *Biomass Convers. Biorefinery*, vol. 2, no. 3, pp. 229–244, 2012.
- [7] J. C. Schmid, “Development of a novel dual fluidized bed gasification system for increased fuel flexibility,” TU Wien, PhD Thesis, 2014.
- [8] J. Fuchs, “Ermittlung des Betriebskennfeldes einer innovativen Zweibettwirbelschicht anhand von Kaltmodelluntersuchungen,” MU Leoben, Master Thesis, 2013.
- [9] F. Benedikt, J. Fuchs, J. C. Schmid, S. Müller, and H. Hofbauer, “Advanced dual fluidized bed steam gasification of wood and lignite with calcite as bed material,” *Korean J. Chem. Eng.*, vol. 34, no. 7, pp. 1–11, 2017.
- [10] R. Diem, “Design , Construction and Startup of an Advanced 100 kW Dual Fluidized Bed System for Thermal Gasification,” TU Wien, PhD Thesis, 2015.
- [11] M. Kolbitsch, “First Fuel Tests at a Novel 100 kW_{th} Dual Fluidized Bed Steam Gasification Pilot Plant,” TU Wien, PhD Thesis, 2016.
- [12] J. Abanades, “The maximum capture efficiency of CO₂ using a carbonation/calcination cycle of CaO/CaCO₃,” *Chem. Eng. J.*, 2002.
- [13] G. Grasa and J. Abanades, “CO₂ capture capacity of CaO in long series of carbonation/calcination cycles,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2006.
- [14] J. C. Abanades and D. Alvarez, “Conversion Limits in the Reaction of CO₂ with Lime,” *Energy & Fuels*, vol. 17, no. 2, pp. 308–315, Mar. 2003.

- [15] T. Pröll and H. Hofbauer, "Development and Application of a Simulation Tool for Biomass Gasification Based Processes," *Int. J. Chem. React. Eng.*, vol. 6, p. Article A89, 2008.
- [16] T. Pröll and H. Hofbauer, "H₂ rich syngas by selective CO₂ removal from biomass gasification in a dual fluidized bed system—process modelling approach," *Fuel Process. Technol.*, 2008.
- [17] E. H. Baker, "The Calcium Oxide-Carbon Dioxide System in the Pressure Range 1-300 Atmospheres," *J. Chem. Inf. Model.*, pp. 464–470, 1962.

6.2 Im Rahmen des Projekts entstandene Publikationen

1. Müller, S., Schmid, J.C., Kieberger, N., Stocker, H., Hofbauer, H., Bürgler, T., 2015, "Erzeugung eines Produktgases aus der Biomassereformierung mit selektiver CO₂-Abtrennung", Blickpunkt Forschung an der TU Wien, 28. September 2015, Wien
2. Schmid, J.C., Müller, S., Hofbauer, H., 2015, "Weiterentwicklung der Zweibett-Wirbelschicht-Dampfvergasung an der TU Wien", bei der 8. Internationalen Anwenderkonferenz für Biomassevergasung, 02. Dezember 2015, Innsbruck
3. Benedikt, F., Fuchs, J., Schmid, J.C., Hofbauer, H., 2016, "The Novel Dual Fluidized Bed Gasifier at TU Wien - Part I: Parameter Variation with Wood Pellets", in: Proceedings 12. Minisymposium der Verfahrenstechnik, 30.-31. März 2016, Graz
4. Fuchs, J., Müller, S., Aguiari C.J., Schmid, J.C., Hofbauer, H., 2016, "The Novel Dual Fluidized Bed Gasifier at TU Wien - Part II: Gasification of Alternative Fuels", in: Proceedings 12. Minisymposium der Verfahrenstechnik, 30.-31. März 2016, Graz
5. Schmid, J.C., Müller, S., Hofbauer, H., 2016, "Technologieentwicklung anhand des Beispiels Wirbelschicht-Dampfvergasung", Fachgespräch Bioenergieforschung, IEA Bioenergy, BMVIT, 18. März 2016, Wien
6. Müller, S., Schmid, J.C., Hofbauer, H., 2016, "First results with an innovative biomass gasification test plant", in: Proceedings 3rd International Conference on Renewable Energy Gas Technology (REGATEC), 10.-11. Mai 2016, Malmö, Schweden
7. Schmid, J.C., 2016, „Technoökonomische Fallstudien als Entscheidungsunterstützung für das strategische Management“, Masterarbeit, MBA in Unternehmensführung, Austrian Institute of Management, FH Burgenland, 05. August 2016

8. Müller, S., Fuchs, J., Benedikt, F., Schmid, J.C., Hofbauer, H., 2016 "Optimization of Sorption Enhanced Reforming by the use of an Advanced Gasification Test Plant at TU Wien", poster & Vortrag in: Proc. of the 5th International Symposium on Gasification and its Applications (iSGA-5), 29.November - 01.Dezember 2016, Busan, Korea
9. Kolbitsch, M., 2016, "First Fuel Tests at a Novel 100 kW_{th} Dual Fluidized Bed Steam Gasification Pilot Plant", PhD thesis, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, ISBN: 978-3-9503671-0-2
10. Keller, T., 2016, "Untersuchungen zur Fluidodynamik einer Zweibettwirbelschicht-Dampfvergasungsanlage", Bachelorarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 29. November 2016
11. Rihs, M., 2016, "Untersuchungen an einem Wirbelschicht-Kaltmodell mit Bronze als Bettmaterial", Bachelorarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 28. Dezember 2016
12. Lechner, T., Schmid, J.C., Fuchs, J., Hofbauer, H., 2016, "Untersuchungen zu Teergehalten und Teertaupunkten bei der Zweibett-Wirbelschicht-Dampfvergasung mit Kalk als Bettmaterial", Technischer Bericht, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, September 2016
13. Stipsitz, P., 2016, "Versuchsauswertung von Sorption Enhanced Reforming an der neuen 100 kW_{th}-Versuchsanlage der TU Wien", Bachelorarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, Juni 2016
14. Hammerschmid, M., 2016, "Evaluierung von Sorption Enhanced Reforming in Kombination mit Oxyfuel-Combustion für die Abscheidung von CO₂", Bachelorarbeit, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, Technische Universität Wien, 21. Oktober 2016
15. J. Fuchs, F. Benedikt, S. Müller, J.C. Schmid, H. Hofbauer, 2016, „Interpretation of experimental results of a 100 kW dual fluidized bed gasifier by process simulation“, in: Multiphysics 2016, 8.-9. Dezember 2016, Winterthur, ISSN(Online) 2409-1669
16. J.C. Schmid, J. Fuchs, F. Benedikt, S. Müller, H. Hofbauer, H. Stocker, N. Kieberger, T. Bürgler, 2017, Sorption Enhanced Reforming with the Novel Dual Fluidized Bed Test Plant at TU Wien“, in: Proceedings of the 25th EUBCE – Stockholm 2017, 12.-15. Juni 2017, Stockholm, ISBN 978-88-89407-17-2

17. J. Fuchs, S. Müller, J.C. Schmid, H. Hofbauer, H. Stocker, N. Kieberger, T. Bürgler, 2017, „Sorption Enhanced Reforming of Different Fuel Types for the Production of a Hydrogen-rich Reduction Gas“, in: 10th International Conference on Sustainable Energy and Environmental Protection (Conference Proceedings), SEEP2017, 27.-30. Juni 2017, Bled, ISBN 978-961-286-048-6

Noch nicht veröffentlicht

18. J. Fuchs, J.C. Schmid, S. Müller, H. Hofbauer, „Review: Sorption Enhanced Reforming“, Biomass Conv. and Biorefinery, ausgearbeitet

19. J. Fuchs, S. Müller, J.C. Schmid, H. Hofbauer, H. Stocker, N. Kieberger, T. Bürgler, „Impact of Bed Material Cycle Rate on In-Situ CO₂ Removal for Sorption Enhanced Reforming of Different Fuel Types“, Energy The International Journal, eingereicht.

20. S. Müller, J.C. Schmid, J. Fuchs, F. Benedikt, H. Hofbauer, „Experimental Development of Sorption Enhanced Reforming by the Use of an Advanced Gasification Test Plant“, International Journal of Hydrogen Energy, Einreichung wurde bereits akzeptiert.

21. F. Benedikt, Dissertation, Titel noch nicht fixiert, Abgabe voraussichtlich 2018, Themenbereich: alternative Brennstoffe, ein Teil seiner Arbeit beschäftigt sich mit der Inbetriebnahme der neuen Anlage im Rahmen von ERBA II, SER mit neuer Anlage ab Mai 2016

22. J. Fuchs, Dissertation, Titel noch nicht fixiert, Abgabe voraussichtlich 2018, Themenbereich: SER, ein Teil seiner Arbeit beschäftigt sich mit der Inbetriebnahme der neuen Anlage im Rahmen von ERBA II, SER mit neuer Anlage ab Mai 2016

7 Kontaktdaten

Projektkoordinator

voestalpine Stahl GmbH, Linz
Website: www.voestalpine.com

Projektpartner

voestalpine Stahl Donawitz GmbH;

Technische Universität Wien,
Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Techn. Biowissenschaften,
Projekthomepage: <http://bit.ly/2yroRXb>;

Kontakt

Nina Kieberger, Projektleiterin – voestalpine Stahl GmbH, nina.kieberger@voestalpine.com
Hugo Stocker, Projektleiter – voestalpine Stahl Donawitz GmbH, hugo.stocker@voestalpine.com
Johannes Schmid, Projektleiter – Technische Universität Wien, johannes.schmid@tuwien.ac.at