## **Schlussbericht**

zu dem IGF-Vorhaben

Thermochemische Rekuperation zur Wirkungsgradsteigerung von erdgasbetriebenen Blockheizkraftwerken

der Forschungsstelle(n)

Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH und Universität Duisburg-Essen Institut für Verbrennung und Gasdynamik

Das IGF-Vorhaben 442 ZN der Forschungsvereinigung IUTA wurde über die



im Rahmen des Programms zur Förderung der Industriellen Gemeinschaftsforschung (IGF) vom

für Wir und En

Bundesministerium für Wirtschaft und Energie

aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages gefördert.

Duisburg, 26.09.2014 Ort, Datum

Dr. Christian Spitta Name und Unterschrift des Projektleiters an der Forschungsstelle 1

Prof. Dr. Sebastian Kaiser Name und Unterschrift des Projektleiters an der Forschungsstelle 2

## Inhaltsverzeichnis

1	Ergeb	onisse und Zielsetzungen	2		
2	Ausführliche Darstellung der erzielten Ergebnisse5				
	2.1 Ar	beitspaket 1: Verfahrenstechnische Gesamtsystemsimulation	5		
	2.1.1	Simulation der Methan-Dampfreformierung	5		
	2.1.2	Gesamtsystemsimulationen	12		
	2.2 Ar	beitspaket 2: Prüfstandsaufbau und Vermessung des Motor-Ist-Zustandes	19		
	2.2.1	Instrumentierung	21		
	2.2.2	Messungen im Erdgas-Betrieb	25		
	2.3 Ar	beitspaket 3: Teststandsaufbau konvektiver Reformer	26		
	2.4 Ar	beitspaket 4: Katalysatorscreening, Grundauslegung, Konstruktion ι	und		
	Αι	ufbau eines 20 kW Reformers	27		
	2.4.1	Auslegung des Reformer-Funktionsmusters	37		
	2.5 Ar Re	beitspaket 5: Inbetriebnahme, Charakterisierung und Optimierung o	des 42		
	2.6 Ar	beitspaket 6: Kostenbetrachtung	52		
	2.7 Ar	beitspaket 7: 1D-Motorsimulation	55		
	2.8 Ar	beitspaket 8: Motormessungen mit Reformatgas	60		
3	Darst	ellung des wissenschaftlich-technischen und wirtschaftlichen Nutze	ens		
	der er	rzielten Ergebnisse	69		
	3.1 W	issenschaftlich-technischer Nutzen	69		
	3.2 W	irtschaftlicher Nutzen	70		
4	Ergeb	onistransfer	71		
5	Durch	nführende Forschungsstellen	72		
6	Förde	erhinweis	72		
7	Litera	turverzeichnis	72		
8	Anha	ng	73		

## 1 Ergebnisse und Zielsetzungen

Geordnet nach den im Antrag formulierten Arbeitspaketen fasst die nachfolgende Tabelle die angestrebten Ziele in der Gegenüberstellung zu den erzielten Ergebnissen zusammen.

Forschungsstelle 1: Zentrum für Brennstoffzellentechnik, ZBT

Forschungsstelle 2: Institut für Verbrennung und Gasdynamik der Universität Duisburg-Essen, IVG

Angestrebte Ziele	Erzielte Ergebnisse
Arbeitspaket 1	
ZBT: Bewertung der Massen- und	Erstellung von Massen- und Energiebilanzen
Energiebilanzen verschiedener Verfahrens-	unterschiedlicher Verfahrens- und
und Verschaltungsvarianten	Verschaltungsvarianten, Bestimmung des
	optimalen S/C-Verhältnisses bezüglich
	Kohlenstoffabscheidung, Heizwert des
	Reformatgases, Wärme zur Verdampfung
	des VE-Wassers, volumetrischer
	Energiedichte und des
	Wirkungsgradpotentials auf Basis
	thermodynamischer Systemsimulationen mit
	AspenPlus <sup>®</sup>
Arbeitspaket 2	
ZBT: Infrastrukturmaßnahmen zur	Die am ZBT vorhandene Infrastruktur der
Bereitstellung der Medien für eine	Medienversorgung wurde entsprechend der
synthetische Reformatgasdosierung,	benötigten Reformatgaskomponenten bis
Aufbau eines Schaltschranks und	zum Prüfstand erweitert. Für die Dosierung
Programmierung einer LabView-Oberfläche	der Medien wurde ein zusätzlicher Teststand
zur Teststandssteuerung.	inkl. Prüfstandsrechner aufgebaut, über den
	sowohl die vollständige Regelung der Gas-
	versorgung als auch die
	Sicherheitsüberwachung der gesamten An-
	lage realisiert wurde. Die Steuerung des
	Teststandes erfolgte mit Hilfe einer eigens
	programmierten LabView-Bediener-
	oberfläche.
IVG: Aufbau und Instrumentierung eines	Für dieses Vorhaben stand ein SenerTec
vollwertigen Motorenprüfstandes, Vermes-	"Dachs" BHKW zur Verfügung, zunächst mit

sung und Bilanzierung des BHKW-Motors	der minimalen serienmäßigen Instrumentie-
im Standard-Erdgasbetrieb.	rung. Die benötigten Geräte zur wissen-
	schaftlichen Instrumentierung wurden be-
	schafft, die Messstellen geplant und der Prüf-
	stand aufgebaut. Die Instrumentierung
	erlaubt im Wesentlichen die quasistationäre
	thermodynamische Bilanzierung sowie die
	kurbelwinkelaufgelöste "Indizierung", d.h.,
	Druckmessung in Ein- und Auslass und
	Zylinder. Der Motor-Istzustand vor dem
	Umbau auf Reformatgasbetrieb wurde damit
	gemessen.
Arbeitspaket 3	
ZBT: Teststandsaufbau zur Charakterisie-	Erweiterung eines Teststands um einen
rung eines 20 kW <sub>th</sub> Reformers	Strömungserhitzer zur Verdampfung und
	Erwärmung des Brenngas/Wasser-Gemischs
	und Implementierung eines Erdgas-Brenners,
	um synthetisches Verbrennungsgas mit
	Abgastemperaturen und Massenströmen
	entsprechend des BHKW-Abgases zu
	erzeugen. Weiterhin Druck- und Temperatur-
	messstellenimplementierung sowie
	Bereitstellung der Medien über Mass-Flow-
	Controller (MFC) für die Erdgasdampf-
	reformierung, so dass eine Stoffbilanz
	durchgeführt werden konnte, Implemen-
	tierung einer Gasanalytik zur Messung der
	Produktgaskonzentrationen.
Arbeitspaket 4	
ZBT: Qualifizierung geeigneter	Umbau eines bestehenden Teststands zur
Katalysatoren, Auslegung, Konstruktion,	Durchführung von Katalysatorscreening-
Modellierung und des direkt oder konvektiv	versuchen. Katalysatorscreening zur Bestim-
beheizten Reformerreaktor	mung eines geeigneten Katalysators für
	niedrige Reformierungstemperaturen mit
	möglichst hoher Stabilität und möglichst
	hohem Umsatz. Es konnte ein Katalysator
	identifiziert werden, der im

	Temperaturbereich von 360-600°C und für
	S/C-Verhältnisse von 0,8-2,5 Methan bis zum
	thermodynamischen Gleichgewicht ohne
	Kohlenstoffabscheidung zu Synthesegas
	umsetzt. Auslegung eines 20 kW Reaktors
	mit ausreichenden Oberflächen zur
	Wärmeübertragung und geringen
	Druckverlusten sowohl reformer- als auch
	abgasseitig.
Arbeitspaket 5	
ZBT: Inbetriebnahme, Charakterisierung	Anpassung des Teststands und
und Optimierung des aufgebauten	Qualifizierung des Reaktors unter den
Reformers	Aspekten Produktgasqualität, Stabilität des
	Betriebs und Bewertung der
	Wärmeeinbringung. Im Reformer stellte sich
	eine Temperaturdifferenz von 40 K zwischen
	Abgasein- und Reformeraustrittstemperatur
	sowie Druckverluste auf Reformerseite < 5
	mbar und auf Rauchgasseite < 10 mbar ein.
	Es konnte eine Heizwertzunahme von 5 %
	erzielt werden.
Arbeitspaket 6	
ZBT: Gegenüberstellung der	Durch die Kostenbetrachtung auf Basis der
Investitionskosten zusätzlicher	Simulations- und Messdaten konnte die
Komponenten und der resultierenden	prinzipielle Wirtschaftlichkeit der TCR
Betriebskosten in Bezug auf die	nachgewiesen werden. Für das
Wirtschaftlichkeit der TCR-Technik.	Entschwefelungsmaterial sowie den
	Reformerkatalysator wurden zusätzliche
	Wartungskosten in Höhe von 0,32
	ct/kWh <sub>Erdgas</sub> ermittelt. Für ein gegebenes
	Beispiel-Wärmelastprofil konnte eine
	Steigerung der Volllastbetriebsstunden eines
	BHKW von 12 % und des Gewinns um 16,6
	% durch den Einsatz der TCR nachgewiesen
	werden.
Arbeitspaket 7	1
IVG: 1D-Simulation des BHKW-Motors zur	Mit Hilfe der Software GT-Power® wurde auf

Ladungswechselanalyse und Berechnung	Basis in AP 2 generierter Messdaten ein ein-
der Wärmefreisetzung, unter	dimensionales Simulationsmodell des Motors
Berücksichtigung der für Reformatgas	erstellt und validiert. Das Model wurde dann
veränderten Verbrennungschemie	für Reformatgas auf Basis der Daten aus
	AP 8 angepasst und zur Versuchsauswertung
	eingesetzt.
Arbeitspaket 8	
IVG: Anpassungen von Prüfstand und	Funktionstüchtiger Umbau von Prüfstand und
Motor auf wahlweisen Erdgas- und	Motor auf die variable Zugabe verschiedener
Reformatgasbetrieb, Messungen am	Gaszusammensetzungen. Damit kann das
angepassten BHKW-Motor im	BHKW nun sowohl im Erdgas- als auch im
Reformatgasbetrieb bei unterschiedlichen	Reformatgasbetrieb (über den Prüfstand
Synthesegaszusammensetzungen	zudosiert) betrieben werden. Messungen des
	BHKW im Reformatgasbetrieb wurden bei
	diversen Gaszusammensetzungen
	erfolgreich durchgeführt und analysiert.
Arbeitspaket 9	
ZBT/IVG: Erstellung eines Abschluss-	Die Ergebnisse wurden in einem Abschluss-
berichts	bericht zusammengefasst und bewertet.

## 2 Ausführliche Darstellung der erzielten Ergebnisse

Nachfolgend werden die Arbeitsinhalte und die Bearbeitung der Arbeitspakete vorgestellt.

## 2.1 Arbeitspaket 1: Verfahrenstechnische Gesamtsystemsimulation

Die verfahrenstechnischen Simulationen erfolgten mit der Software Aspen Plus®. Zunächst wurden Simulationen der Methan-Dampfreformierung und anschließend Gesamtsystem-Simulationen am Beispiel von Erdgas und Methan durchgeführt, um das Potential der TCR-Technik am Beispiel des SenerTec *Dachs* herzuleiten.

## 2.1.1 Simulation der Methan-Dampfreformierung

Als Basis für die Untersuchungen zum Katalysatorscreening in AP 4 und der Charakterisierung des 20 kW Reformers in AP 5 wurde eine motorunabhängige Parameterstudie bezüglich der Dampfreformierung von Methan durchgeführt, um die Abhängigkeit der Produktgaskonzentration in Form des thermodynamischen Gleichgewichtes und des Heizwertes von der Reformierungstemperatur im Bereich 0 bis 1200 °C (Schrittweite 10 °C) und dem Wasserdampf zu Kohlenstoffverhältnis (S/C-

Verhältnis) im Bereich von 0 bis 5,0 (Schrittweite 0,25) zu bestimmen. Da die Kohlenstoffabscheidung bei der Reformierungsreaktion nicht nur von den Betriebsparametern (S/C-Verhältnis, Temperatur) sondern auch von der Kinetik des Katalysators abhängt und Aspen Plus® die Möglichkeit bietet, bei der Reformierungsreaktion sowohl das thermodynamische Gleichgewicht inklusive Kohlenstoffabscheidung als auch ohne Kohlenstoffabscheidung zu simulieren, wurde der Einfluss der Betriebsparameter auf beide Fälle untersucht. Dies hat den Vorteil, dass anhand der Produktgaskonzentrationen beim Katalysatorscreening im Vergleich mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen eine erste Abschätzung erfolgen kann, ob die Reformierungsreaktion unter Bildung von Kohlenstoff oder ohne Kohlenstoffbildung abläuft.

Abbildung 2-3 zeigt exemplarisch den typischen Verlauf der thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen (feucht) in der Einheit Mol-Prozent und der spezifischen Kohlenstoffabscheidung in Mol abgeschiedenem Kohlenstoff (mol<sub>c</sub>) pro Mol zugeführtem Methan (mol<sub>CH4</sub>) für ein S/C-Verhältnis von 0,8 im Temperaturbereich von 0 bis 1200 °C. Für dieses S/C-Verhältnis tritt laut Gleichgewichtssimulation ab einer Reformierungstemperatur von ca. 400 °C Kohlenstoffabscheidung auf, so dass im Bereich der Kohlenstoffabscheidung deutliche Unterschiede zwischen den Konzentrationen mit und ohne Kohlenstoffabscheidung erkennbar sind. Abbildung 2-2 zeigt die daraus resultierenden trockenen Konzentrationen. Diese Art der Konzentrationsdarstellung wird im weiteren Verlauf dieses Berichtes gewählt, da die im Projekt verwendeten Gasanalysen nur getrocknete Gase analysieren können und somit ein Vergleich gemessener Konzentrationen nur auf Basis der Darstellung in Abbildung 2-2 erfolgen kann. Für alle anderen S/C-Verhältnisse liefert die Simulation ähnliche Verläufe, die an dieser Stelle aber nicht explizit dargestellt werden, sondern im weiteren Verlauf des Berichts nach Notwendigkeit aufgeführt werden.

Abbildung 2-3 zeigt die Simulationsergebnisse für die Kohlenstoffabscheidung. Für S/C-Verhältnisse bis 1,5 ist bei Reformierungstemperaturen zwischen 400 und 800 °C mit Kohlenstoffabscheidung zu rechnen. Für höhere S/C-Verhältnisse wird keine Kohlenstoffabscheidung im gesamten Temperaturbereich vorausgesagt. Zusätzlich ist das Leistungsverhältnis P<sub>ref-aus</sub>/P<sub>ref-ein</sub> mit und ohne Kohlenstoffabscheidung dargestellt. P<sub>ref-ein</sub> ist immer die zugeführte Methanleistung während Prefaus die Leistung im Synthesegas darstellt. Für niedrige Temperaturen (bis 200 °C) entspricht die Leistung im Synthesegas der zugeführten Leistung – das Leistungsverhältnis ist also 1. Mit zunehmender Temperatur läuft die endotherme Dampfreformierungsreaktion stärker ab, was sich für den Fall ohne Kohlenstoffabscheidung in einem zunehmenden Leistungsverhältnis im Temperaturbereich 200 bis 1200 °C ausdrückt. Wobei die Zunahme im Temperaturbereich 200 bis 900 °C am stärksten ausgeprägt ist. Reformierungstemperaturen von mehr als 900 °C führen zu keiner nennenswerten Steigerung mehr.

6 von 83



Abbildung 2-1: Verlauf der thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen (feucht) für S/C = 0.8 und Reformierungstemperaturen von 0 bis 1200 °C.

Anders sieht es für die S/C-Verhältnisse aus, bei denen Kohlenstoffabscheidung auftritt. Dies kann in Abhängigkeit der Reformierungstemperatur und je nach Menge des abgeschiedenen Kohlenstoffs zu einem sinkenden Leistungsverhältnis führen. Ein extremes Beispiel ist der Fall für S/C=0 (Cracken von Methan). Für die Simulation ohne Kohlenstoffabscheidung ist das Leistungsverhältnis konstant bei 1 (unter der Annahme, dass keine Reaktion abläuft), während es mit Kohlenstoffabscheidung kontinuierlich abfällt, da der Kohlenstoff auf dem Katalysator verbleiben würde und somit der Heizwert des Kohlenstoffs nicht zur Leistung des Synthesegases beiträgt. Für S/C-Verhältnisse zwischen 0,8 und 1,5 tritt das Maximum der 650 °C Kohlenstoffabscheidung bei 550 bis auf. Daraus resultiert im gleichen Temperaturbereich ein Minimum des Leistungsverhältnisses. Ab 700 °C Reformierungstemperatur ist bei allen S/C-Verhältnissen größer 0,8 eine Zunahme des Leistungsverhältnisses erkennbar.

Unter der Annahme typischer Abgastemperaturen zwischen 400 und 700 °C für BHKW können für die endotherme Dampfreformierung folgende Ergebnisse abgeleitet werden:

Entweder sollte das S/C-Verhältnis größer 1,5 für eine Reformierung ohne Kohlenstoffabscheidung gewählt werden oder es wird ein Katalysator identifiziert, der im relevanten Temperaturbereich auch bei niedrigeren S/C-Verhältnissen eine Reformierung ohne Kohlenstoffabscheidung ermöglicht. Dass dies möglich ist bzw. solch ein Katalysator existiert, wird in Arbeitspaket 4 gezeigt.

7 von 83

Höhere S/C-Verhältnisse führen zu einer höheren Leistungszunahme des Synthesegases, allerdings bedeutet dies auch einen größeren Aufwand für die Verdampfung bzw. ggfs. auch für eine mögliche Trocknung des Synthesegases vor der Zufuhr zum Motor.

Im relevanten Temperaturbereich ist eine Zunahme des Leistungsverhältnisses zwischen 5 und 20 % je nach S/C-Verhältnis realisierbar.

Eine Abschätzung des optimalen S/C-Verhältnisses kann nur in einer Gesamtsystemsimulation und ggfs. einer Wirtschaftlichkeitsbetrachtung erfolgen.





Die Simulationen für die Dampfreformierung haben gezeigt, dass eine Leistungszunahme des Synthesegases im Vergleich zum eingesetzten Brennstoff (hier Methan) durch die thermochemische Rekuperation der Abgasenergie eines BHKW möglich ist. Allerdings ist für den Betrieb eines BHKW mit Synthesegas auch die volumetrische Energiedichte des Brenngases, das dem Motor zugeführt wird, ein wichtiger Parameter.

Abbildung 2-4 zeigt die volumetrische Energiedichte bezogen auf das Normvolumen für die Reformierung ohne Kohlenstoffabscheidung für das feuchte und getrocknete Synthesegas. In Abhängigkeit des S/C-Verhältnisses zeigt sich eine deutliche Abnahme der volumetrischen Energiedichte im Vergleich zum Ausgangsbrennstoff Methan (35.870 J/I<sub>N</sub>, rote Linie in Abbildung 2-4), die bei höheren S/C-Verhältnissen aufgrund der höheren Wasserfracht stärker ausgeprägt ist. Dies ist auf den geringeren volumetrischen Heizwert

von Wasserstoff und Kohlenmonoxid im Vergleich zum Methan und die Volumenzunahme bei der Reformierung zurückzuführen. Bezogen auf ein BHKW im Synthesegasbetrieb bedeutet dies, dass dem Motor bei gleichem Brenn- bzw. Synthesegas-Normvolumenstrom im Synthesegasbetrieb weniger Energie zugeführt wird. Somit sollte das S/C-Verhältnis bei der Reformierung so niedrig wie möglich gehalten und das Synthesegas weitestgehend getrocknet werden.

Berücksichtigt man eine Zwischenkühlung des Synthesegases zwischen Reformer und Motor mit einer Kühltemperatur von 50 °C und die Vermischung des Synthesegases mit der Verbrennungsluft bei einem Verbrennungsluftverhältnis von  $\lambda$ =1,5, wie es typischerweise bei BHKW im Magerbetrieb und auch beim Versuchs-BHKW angewendet wird, zeigt sich der in Abbildung 2-5 dargestellte Verlauf der volumetrischen Energiedichte. Für die S/C-Verhältnisse von 0,8 bis 2,0 wird ein Minimum für Reformierungstemperaturen zwischen 500 und 550 °C durchlaufen. Höhere Reformierungstemperaturen führen zu ansteigenden Energiedichten, so dass ab Reformierungstemperaturen von 600 °C und einem S/C-Verhältnis von 0,8 höhere Energiedichten der Motoredukte erreicht werden als im reinen Methanbetrieb. Gleiches gilt für höhere S/C-Verhältnisse und entsprechend höhere Reformierungstemperaturen.

Dieses Verhalten ist aber stark vom Verbrennungsluftverhältnis abhängig wie in Abbildung 2-6 für ein konstantes S/C-Verhältnis von 0,8 und unterschiedlicher Verbrennungsstöchiometrie zu sehen ist. Hier wird z.B. für Lambda=1,0 für keine Reformierungstemperatur eine höhere Energiedichte erreicht. Lediglich bei höheren Lambda-Werten ergeben sich höhere Energiedichten der Motoredukte in Abhängigkeit der Reformierungstemperatur.

Aufbauend auf diesen Simulationen wurde eine Gesamtsystemsimulation für das Versuchs-BHKW (SenerTec *Dachs*) durchgeführt. Dabei wurde ebenfalls in allen Simulationen von einer Reformierung ohne Kohlenstoffabscheidung ausgegangen.



Abbildung 2-3: Kohlenstoffabscheidung und Leistungsverhältnis bei unterschiedlichen S/C-Verhältnissen in Abhängigkeit der Reformierungstemperatur.



Abbildung 2-4: Volumetrische Energiedichte für ein feuchtes und ein getrocknetes Synthesegas.



Abbildung 2-5: Volumetrische Energiedichte für die Motoredukte bei einer 50 °C Kondensationstemperatur des Synthesegases von und einer Verbrennungsstöchiometrie von  $\lambda$ =1,5.



Abbildung 2-6: Volumetrische Energiedichte für die Motoredukte bei einer Kondensationstemperatur des Synthesegases von 50 °C und einem S/C=0,8.

#### 2.1.2 Gesamtsystemsimulationen

Basis für die Gesamtsystemsimulationen waren Betriebsdaten laut Datenblatt bzw. laut Information des Herstellers des Versuchsträgers SenerTec *Dachs* in Verbindung mit den gemessenen Betriebsdaten im stationären Volllastpunkt am Aufstellungsort im ZBT. Des Weiteren sollte die Simulation in der Lage sein, sowohl den Normalbetrieb als auch den TCR-Betrieb abzubilden. In einem iterativen Prozess, der hier nicht in den einzelnen Schritten dargestellt wird, erfolgte eine Anpassung der Simulation an die Betriebsdaten, so dass das Gesamtsystem letztendlich durch das in Abbildung 2-7 dargestellte Flowsheet abgebildet wurde. Alle Simulationen wurden für Medieneintrittstemperaturen von 25 °C und für 1013 mbar durchgeführt.

Wie Abbildung 2-7 zeigt, beinhaltet das Flowsheet die sechs folgenden Hauptelemente, die die Anwendung der Simulation sowohl für den normalen Erdgasbetrieb als auch für den TCR-Betrieb ermöglichen und ebenso eine Anwendung bezüglich der Vermessung des TCR-Reaktors im Teststand erlauben:

Strömungserhitzer (gelb): Beinhaltet die Medienversorgung für Erdgas/Methan und Wasser für die Dampfreformierung und ermöglicht eine Variation des S/C-Verhältnisses. Die Medien werden beim TCR-Betrieb auf 120 °C (inklusive Wasser-Verdampfung) vorgewärmt und gemischt. Im normalen Erdgasbetrieb ist die Wasserdosierung Null und es findet keine Vorwärmung statt (T=25 °C).

Reformer Überhitzung/Dampfreformierung (orange): Beinhaltet die Überhitzung der Edukte auf Katalysatoreintrittstemperatur und den Reformer. Die Wärme dafür wird vom Motor-/Brennerabgas bereitgestellt. Im normalen Erdgasbetrieb sind diese Elemente passiv (keine Reaktion, T=25 °C).

Synthesegastrocknung (grau): Dient der Abkühlung und Trocknung des Synthesegases auf eine definierte Temperatur, um die volumetrische Energiedichte zu erhöhen. Passiv im normalen Erdgasbetrieb (T=25 °C).

Motor/Brenner (violett): Zusammenführung des Brenngases mit der Verbrennungsluft bei variabler Verbrennungsstöchiometrie und Verbrennung im Motor (bzw. Brenner im Teststandsbetrieb).

Reformer Rauchgasseite (grün): Beinhaltet die Wärmeübertragung vom Rauchgas an den TCR-Reaktor für die Überhitzung und die Reformierung. Zusätzlich sind zwei Wärmeübertrager für mögliche Wärmeverluste integriert. Alle Komponenten sind passiv im normalen Erdgasbetrieb ( $Q_i=0$ ,  $T=T_{Motorabgas}$ ).

Rauchgastrocknung (grau): Dient der Abkühlung des Abgases auf 25 °C, um die Wärmebilanz zu schließen.



Abbildung 2-7: Flowsheet der Aspen Simulation zum Gesamtsystem.

Für den stationären Volllastpunkt ergaben sich die in Tabelle 2-1 dargestellten Betriebsparameter. Die Betriebsparameter des *Dachses*, die nicht gemessen wurden, wurden dem Datenblatt [Sen 01] entnommen. Auf Basis dieser Betriebsdaten wurde die Gesamtsystemsimulation mit Erdgas als Brenngas und zum Vergleich mit Methan als Brenngas durchgeführt, deren Ergebnisse ebenfalls in Tabelle 2-1 aufgeführt sind. Alle Erdgas-Simulationen erfolgten auf Basis der Referenzzusammensetzung im Anhang unter Tabelle 8-1. Rot markierte Werte waren Fixpunkte für die Simulation.

Ausgehend von einer zugeführten Leistung von 20,5 kW wurde der benötiate Brenngasvolumenstrom auf Basis des Heizwertes des Erdgases und des Methans berechnet. Im Falle des Normalbetriebs mit Erdgas wurde die tatsächliche Erdgaszusammensetzung nicht gemessen, so dass eine Referenzzusammensetzung für das Duisburger Erdgas, die in KW 16/2013 bestimmt wurde (siehe Tabelle 8-1 im Anhang), angenommen wurde. Daher treten im Vergleich zum gemessenen Brenngasvolumenstrom Abweichungen in der Simulation auf, die auf eben diese Unterschiede in der Brenngaszusammensetzung zurückgeführt werden können. Alle anderen Daten zeigen, dass die Simulation den Normalbetrieb hinreichend genau abbildet und der Erdgasbetrieb auch hinreichend genau durch den Methanbetrieb bei gleicher zugeführter Leistung abgebildet werden kann.

# Tabelle 2-1: Gegenüberstellung der Betriebsdaten des SenerTec *Dachs* im Normalbetrieb basierend auf dem Datenblatt [Sen 01], den gemessenen Betriebsdaten und der Simulation für Erdgas- und Methanbetrieb.

Betriebsnarameter	Dachs		Simulation	
	Datenblatt	Messung	Erdgas	Methan
Zugeführte Leistung [kW]	20,5	-	20,5	20,5
Heizwert Erdgas [kJ/m³]	-	-	37003	35894
Brenngas-Normvolumenstrom	-	36.12	32.2	34.3
[l <sub>N</sub> /min]			,-	<b>c</b> ., <b>c</b>
Luftmassenstrom [kg/h]	36,7*	-	36,7	36,7
Luft-Normvolumenstrom [I <sub>N</sub> /min]	-	-	474,0	475,0
Gesamt-Normvolumenstrom [I <sub>N</sub> /min]			506,2	509,3
Lambda [-]	1,5*	-	1,453	1,450
Medientemperatur Eingang [°C]	-	26,6	25	25
Abgastemperatur nach Motor [°C]	-	556,9	556,9	556,9
Abgastemperatur nach	140 - 160	138 9	138.9	138 9
Wärmetauscher [°C]		100,0	100,0	100,0
Gesamtleistung Motor [kW]	-	-	14,05	14,04
Elektr. Brutto-Leistung [kW]	5,62	-	5,62	5,62
Hilfsenergie im Betrieb [kW]	0,12	-	0,12	0,12
Elektr. Netto-Leistung [kW]	5,5	5,5	5,5	5,5
Wärmeleistung Motor [kW]	-	-	8,43	8,42
Abgasenthalpiestrom nach Motor	-	-	6.45	6.46
[kW]			-,	.,
Wärmeleistung Wärmeübertrager	-	-	5,13	5,14
[kW]				
Abgasenthalpiestrom nach	-	-	1,32	1,32
Thermische Leistung Kühlwasser	12,5	12,4	12,4	12,4
	1*		1.10	1.10
		-	1,10	1,10
Elektrischer Brutto-Wirkungsgrad [%]			27,4	27,4
Elektrischer Netto-Wirkungsgrad [%]	27	-	26,83	26,83
Thermischer Wirkungsgrad [%]	61	-	60,49	60,49
Gesamtnutzungsgrad [%]	88		87,3	87,3

Auf Basis der Simulation für den Normalbetrieb wurde eine Potentialabschätzung des TCR-Betriebs vorgenommen. Dazu wurde ausgehend von einer zugeführten Methan-Leistung von 20,5 kW (laut Tabelle 2-1) folgende Annahmen getroffen:

- Der elektrische Bruttowirkungsgrad bezogen auf die dem Motor zugeführte Leistung ist konstant; dies bedeutet, dass die veränderte Verbrennungschemie im Synthesegasbetrieb nicht berücksichtigt wird.
- Das Verbrennungsluftverhältnis entspricht dem Normalbetrieb.
- Die Abgastemperaturen nach dem Motor und dem Wärmeübertrager entsprechen den Temperaturen im Normalbetrieb.
- Die Hilfsenergie und die Wärmeverluste an die Umgebung entsprechen ebenfalls den Daten aus dem Normalbetrieb.
- Das getrocknete Synthesegas wird vollständig dem Motor zugeführt.

Für die Simulation des TCR-Betriebs wurden somit die folgenden Betriebsparameter aus dem Normalbetrieb als Stützpunkte für die Simulation übernommen:

Eintrittstemperatur aller Medien in BHKW:	T <sub>ein</sub> =25 °C
Alle Komponenten bei Umgebungsdruck:	p=1013 mbar
Zugeführte Leistung:	P <sub>zu</sub> =20,5 kW
Verbrennungsluftverhältnis:	λ=1,5
Elektrischer Brutto-Wirkungsgrad:	$\eta_{e,br}$ =27,4 %
Abgastemperatur nach Motor:	T <sub>Abgas,Motor</sub> =550 °C
Abgastemperatur nach Wärmeübertrager:	T <sub>Abgas,WÜ</sub> =140 °C
Hilfsenergie:	P <sub>Hilf</sub> =0,12 kW
Wärmeverluste an Umgebung:	P <sub>Verlust</sub> =1,16 kW

Zusätzlich wurden für die Reformierung und Zwischenkühlung folgende Annahmen getroffen:

Reformierungstemperatur:	T <sub>Ref</sub> =500 °C
(50 K Differenz zur Motor-Abgastemperatur)	
Temperatur Zwischenkühlung Synthesegas:	Т <sub>ZK</sub> =50 °С

Die Potentialabschätzung erfolgte durch eine Variation des <u>dem Reformer zugeführten</u> Methan-Normvolumenstroms und des S/C-Verhältnisses. Ausgehend vom gesamten zugeführten Methan-Volumenstrom wurden 10 %, 25 %, 50 % und 100 % über den Reformer geleitet und der Rest entsprechend vor dem Motor mit dem Synthesegas gemischt. Das S/C-15 von 83 Variation umfasste die Werte 0,8, 1 und 1,5. Eine optimale Wärmeintegration wurde bei dieser Abschätzung noch nicht berücksichtigt.

Tabelle 2-2 zeigt, dass durch den TCR-Betrieb in allen Betriebspunkten die elektrische Leistung und der elektrische Wirkungsgrad auch für Reformierungstemperaturen von 500 °C, die zu niedrigeren bzw. minimalen volumetrischen Energiedichten der Motoredukte führen Abbildung 2-5), gesteigert werden können. Die steigenden (siehe Gesamt-Normvolumenströme, die dem Motor zugeführt werden, sind auf die endotherme Dampfreformierungsreaktion zurückzuführen. Diese führt zu einer Volumenzunahme des Brenngases bei konstantem Methan-Normvolumenstrom und konstant bleibendem Luftbedarf. Die größtmögliche Effizienzsteigerung wird durch die vollständige Reformierung des eingesetzten Brennstoffes erreicht (rot markierte Werte), wobei nach Tabelle 2-2 auch ein größtmögliches S/C-Verhältnis angewendet werden sollte.

Berücksichtigt man zusätzlich noch, dass bei nicht aufgeladenen selbstansaugenden Motoren der angesaugte Gesamtvolumenstrom (hier Normvolumenstrom) näherungsweise konstant ist, so ergeben sich die in Tabelle 2-3 dargestellten Werte für die Punkte mit vollständiger Reformierung und höchster Effizienz. Für diesen Fall sinkt die elektrische Leistung des BHKW im TCR-Betrieb, da bei konstantem Gesamt-Normvolumenstrom der zugeführte Methan-Normvolumenstrom und somit die zugeführte Leistung bei konstantem Luftverhältnis abgesenkt werden müssen. Die geringfügig niedrigeren elektrische Wirkungsgrade (Vergleich Tabelle 2-2) resultieren aus der Annahme, dass der elektrische Bruttowirkungsgrad und die Hilfsenergie konstant sind. Trotzdem wird auch für diesen Fall ein höherer elektrischer Wirkungsgrad im Vergleich zum Normalbetrieb (S/C=0) prognostiziert.

Am Beispiel des SenerTec *Dachs* mit seinen niedrigen Motorabgastemperaturen von 550 °C konnte also das Potential der TCR-Technik bezüglich einer möglichen Wirkungsgradsteigerung durch die endotherme Dampfreformierung auch bei relativ niedrigen Motor-Abgastemperaturen von 550 °C, die zu einer nicht sehr hohen Energiedichte der Motoredukte führen, gezeigt werden.

Tabelle 2-2: Simulationsergebnisse für die Potentialabschätzung eines BHKW am Beispiel SenerTec *Dachs* im TCR-Betrieb bei Gesamt-Normvolumenströmen der Motoredukte entsprechend einer zugeführten Methanleistung von 20,5 kW (34,27 I<sub>N</sub>/min) und einem Verbrennungsluftverhältnis von λ=1,5.

		Gesamt-		
	Methan	Norm-	P <sub>el,Netto</sub>	$\eta_{el,Netto}$
5/0	Reformer	Volumen-		
		strom		
-	%	l <sub>N</sub> /min	kW	%

0	0	525,66	5,50	26,81
		,		
	10	528,93	5,52	26,93
0.8	25	533,84	5,56	27,10
,	50	542,01	5,61	27,39
	100	558,36	5,73	27,96
	10	529,36	5,52	26,95
1.0	25	534,91	5,56	27,14
.,.	50	544,15	5,63	27,47
	100	562,65	5,76	28,12
	10	530,32	5,53	26,98
1.5	25	537,32	5,58	27,23
.,-	50	548,98	5,67	27,65
	100	572,29	5,84	28,48

Tabelle 2-3: Simulationsergebnisse für die Potentialabschätzung eines BHKW am Beispiel SenerTec *Dachs* im TCR-Betrieb bei konstantem Gesamt-Normvolumenstrom der Motoredukte und einem Verbrennungsluftverhältnis von  $\lambda$ =1,5.

		Gesamt-		
8/0	Methan	Norm-	P <sub>el,Netto</sub>	2
3/0	Reformer	volumen-		I el,Netto
		strom		
-	l <sub>N</sub> /min	l <sub>N</sub> /min	kW	%
0,8	32,26	525,66	5,39	27,93
1,0	32,02	525,66	5,38	28,08
1,5	31,48	525,66	5,35	28,43

Legt man ein BHKW mit einer höheren Abgastemperatur nach dem Motor und ansonsten identischen Annahmen wie beim *Dachs* zugrunde, resultiert aufgrund der Zusammenhänge die in den Abbildung 2-4 bis Abbildung 2-6 dargestellt sind, eine deutlich höhere Steigerung des elektrischen Wirkungsgrades im Vergleich zu Tabelle 2-4.

Tabelle 2-4: Simulationsergebnisse für die Potentialabschätzung eines BHKW mit 750 °C Motorabgastemperatur/700 °C Reformierungstemperatur im TCR-Betrieb bei konstantem Gesamt-Normvolumenstrom der Motoredukte und einem Verbrennungsluftverhältnis von λ=1,5.

		Gesamt-		
8/0	Methan	Norm-	P <sub>el,Netto</sub>	~
5/0	Reformer	volumen-		I el,Netto
		strom		
-	l <sub>N</sub> /min	l <sub>N</sub> /min	kW	%
0,8	30,17	525,66	5,63	31,17
1,0	29,54	525,66	5,61	31,73
1,5	28,35	525,66	5,51	32,48

Für die Bestimmung der optimalen Wärmeverschaltung wurden zwei Fälle betrachtet. Im ersten Fall wird die Wärme für die Verdampfung, Überhitzung und Reformierung vollständig dem Abgas direkt nach dem Motor bei einem Temperaturniveau von ca 550 °C entnommen. Im zweiten Fall wird nur die Wärme für die Überhitzung und Reformierung dem Abgas direkt nach dem Motor entnommen und die Wärme für die Verdampfung und Erwärmung der Edukte auf 100-120 °C dem Abgas nach dem Abgaswärmetauscher, da dort immer noch ein Temperaturniveau von ca. 140 °C vorliegt. Die Zwischenkühlung des Synthesegases erfolgt in beiden Fällen mit dem Kühlwasser auf einem Temperaturniveau von 50 °C.

Die Berechnungen für diese beiden Fälle zeigen, dass bei Fall 2 eine höhere thermische Leistung ausgekoppelt werden kann und sich somit ein höherer Gesamtnutzungsgrad gegenüber Fall 1 ergibt (siehe Tabelle 2-5). Auf die elektrische Leistung und den elektrischen Wirkungsgrad haben die Verschaltungsvarianten keinen Einfluss. Lediglich die Stromkennzahl ist bei Fall1 als direkte Folge der niedrigeren thermischen Leistung höher.

Tabelle 2-5: Simulationsergebnisse für die Potentialabschätzung eines BHKW am Beispiel SenerTec Dachs im TCR-Betrieb bei Gesamt-Normvolumenströmen der Motoredukte entsprechend einer zugeführten Methanleistung von 20,5 kW (34,27 I<sub>N</sub>/min) und einem Verbrennungsluftverhältnis von λ=1,5 für unterschiedliche Wärmeverschaltungsvarianten.

		Gesamt-						
S/C	Methan	Norm-	P <sub>el,Netto</sub>	P <sub>therm</sub>	η <sub>el,netto</sub>	Strom-	Gesamt-	
	Reformer	volumen-				kenn-	nutzungs-	
		strom				zahl	grad	
-	%	l <sub>N</sub> /min	kW	kW	%	kW	%	
Fall 1 (Wärme vollständig aus Abgas direkt nach Motor)								
0	0	526	5,50	12,36	26,81	0,44	87,12	
0,8	100	558	5,73	11,68	27,96	0,49	84,95	

1	100	563	5,76	11,69	28,12	0,49	85,17	
1,5	100	572	5,84	11,78	28,48	0,50	85,94	
Fall 2 (	Fall 2 (Wärme aus Abgas direkt nach Motor und nach Wärmeübertrager)							
0	0	526	5,50	12,36	26,81	0,44	87,12	
0,8	100	558	5,73	12,33	27,96	0,46	88,10	
1	100	563	5,76	12,39	28,12	0,47	88,57	
1,5	100	572	5,84	12,61	28,48	0,46	89,98	

Die Gesamtsystem-Simulationen zeigen, dass durch die TCR-Technik sowohl der elektrische Wirkungsgrad als auch der Gesamtnutzungsgrad gesteigert werden können. Für höchste Wirkungs- und Nutzungsgrade sollte das Brenngas vollständig reformiert und die Wärme für die Verdampfung und Erwärmung auf ca. 120 °C dem Abgas nach dem Abgaswärmetauscher entnommen werden. Die Zwischenkühlung des Synthesegases auf 50 °C erfolgt mit dem Kühlwasser. Auf Basis der durchgeführten Simulationen wurden die Massen- und Energiebilanzen aufgestellt und die Basis für die weiteren Arbeitspakete geschaffen.

## 2.2 Arbeitspaket 2: Prüfstandsaufbau und Vermessung des Motor-Ist-Zustandes

## Forschungsstelle ZBT

Zur Vorbereitung der Messungen mit Reformatgas wurde die am ZBT vorhandene Infrastruktur für die Medienversorgung in Zusammenarbeit mit dem IVG modifiziert. Dazu wurden die vorhandenen Versorgungsleitungen für die benötigten Medien (CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>) bis zur Anschlussstelle des BHKW erweitert. Für die Dosierung der Medien wurde ein Teststand aufgebaut, so dass synthetisches Reformatgas durch ein Gasmassenstrom-Messsystem der Fa. Bronkhorst (Mass-Flow-Controller, MFC) dosiert werden konnte. Der Teststand, siehe Abbildung 2-8 umfasste zusätzlich noch einen Schaltschrank zur elektrischen Versorgung der Komponenten inklusive Sicherheitsschaltungen, die bei einem irregulären Betrieb z.B. bei zu hohen Drücken den Teststand abschalteten. Für die Teststandssteuerung wurde eine bedienerfreundliche LabView-Oberfläche an einem dedizierten PC programmiert.



Abbildung 2-8: Teststand zur Mediendosierung (rechts hinten). Links in türkisgrün das BHKW und dahinter der Warmwasserspeicher.

Damit der Betrieb des BHKW für die Messungen unabhängig vom Wärmebedarf (insbesondere an heißen Sommertagen) möglich ist, wurde ein Hilfskühler auf dem Dach des ZBT installiert, mit dem die Vorlauftemperatur des Kühlwassers unterhalb der Abschalttemperatur von 70-73 °C gehalten werden kann.

## Forschungsstelle IVG

Der im Vorhaben eingesetzte Versuchsträger, das Blockheizkraftwerk "*Dachs*" der Firma SenerTec, ist in Abbildung 2-9 dargestellt. Wir danken der Fa. SenerTec, Schweinfurt, und dem SenerTec Center Heek, für ihre Unterstützung durch vorhabenbezogene Leistungen. Der vorwettbewerbliche Charakter des Vorhabens wurde in regelmäßiger Absprache mit dem projektbegleitenden Ausschuss stets respektiert, und die Projizierbarkeit der Erkenntnisse auf *allgemeine* Anwendung in BHKWs im Vordergrund stand immer im Vordergrund.



Abbildung 2-9: Blockheizkraftwerk SenerTec Dachs

## 2.2.1 Instrumentierung

Für die vollständige thermodynamische Erfassung des Motorbetriebes im Blockheizkraftwerk sind eine Vielzahl hochpräziser Messgeräte und Sensoren, insbesondere schnelle Druckaufnehmer im Brennraum sowie im Ansaug- und Abgastrakt, notwendig. Die zu diesem Vorhaben benötigten Geräte wurden daher als Gesamtsystem abgestimmt und sorgfältig unter den Angeboten verschiedener Anbieter ausgesucht. Dabei beriet die Forschungs- und Entwicklungsabteilung der SenerTec Kraft Wärme Energiesysteme GmbH Schweinfurt als Hersteller des BHKW, vor allem bei der Auswahl passender Drucksensoren. Angeschafft wurden so:

- Indiziersystem inklusive Prüfstandsrechner und Winkelmarkengeber der Fa. SMETEC
- Zylinderdruck- und Niederdrucksensorik inklusive Ladungsverstärker der Fa. Kistler
- Luftmassen-Messsystem der Fa. ABB, zur Entdrosselung nachträglich erweitert mit einem pulsationsarmen Seitenkanalverdichter der Fa. Gardner-Denver
- Gasmassenstrom-Messsystem der Fa. Bronkhorst (zusammen mit dem ZBT im Teststand zur Synthesegas-Zudosierung verbaut, s.o.)
- Messinstrumente und Pr
  üfstandselektronik, u.a.: 12 Thermoelemente, 7 Magnetventile zur Medienversorgung des Pr
  üfstandes, ein weiterer Pr
  üfstandsrechner, zwei Monitore, eine Wetterstation zur Messung der Umgebungsbedingungen.

Durch SenerTec Schweinfurt wurde dem Projekt außerdem ein für die Messungen vollständig mit Drucksensorbohrungen vorbereiteter Motorzylinder als vorhabenbezogene Sachleistung zur Verfügung gestellt, der in Koordination mit SenerTec mit der angeschafften Messtechnik ausgestattet wurde. In Abbildung 2-1 sind zur Veranschaulichung die eingesetzten Drucksensoren am noch nicht eingebauten Motorzylinder dargestellt.



Abbildung 2-10: Im Motorzylinder verbaute Drucksensoren; links: Saugrohr- und Zylinderdrucksensor, rechts: Umschaltkühladapter mit Abgasdrucksensor

Das SenerTec Center Heek GmbH als Lieferant des BHKW führte als vorhabenbezogene Dienstleistung vor Ort den Austausch des Serienmotorzylinders sowie die Kontrolle des fehlerfreien Betriebs des modifizierten Motorzylinders durch.



Abbildung 2-11. Mit Temperatur- und Drucksensorik instrumentiertes BHKW

Des Weiteren wurden sämtliche Messstellen, die zur Beurteilung des Motorbetriebes sowie zur Parametrierung des Simulationsmodells in AP 7 notwendig waren, implementiert und mit entsprechender Sensorik ausgestattet, wobei auch hier SenerTec unterstützte. Ein Fließbild des vollständig aufgebauten Prüfstands mit Verbrennungsmotor und sämtlichen verbauten Messstellen und Zusatzeinrichtungen ist in Abbildung 2-12 zu sehen. Die hier dargestellte Abgasuntersuchung wurde mit Hilfe eines vorhandenen Handanalysegerätes der Fa. Testo durchgeführt. Wenn auch mit diesem Gerät die wesentlichen toxischen Abgaskomponenten bestimmt werden konnten, so besteht hier noch Verbesserungspotential, um die Genauigkeit der Emissionsmessung zu verbessern. Dies soll im geplanten Nachfolgevorhaben realisiert werden.



Abbildung 2-12: Messstellenplan des BHKW-Prüfstands

#### 2.2.2 Messungen im Erdgas-Betrieb

Anschließend wurde der "Ist-Zustand" des Motors im Erdgasbetrieb gemessen und aufgezeichnet. Dazu wurden alle zur stationären Bilanzierung notwendigen Temperaturen, Drücke sowie Massen- und Volumenströme erfasst. Außerdem wurden zeitlich hochaufgelöste Drücke in Zylinder, Ansaug- und Abgastrakt, die sog. "Indizierung", zur thermodynamischen Prozessanalyse aufgenommen. Anhand dieser Messdaten können schließlich Erdgas- sowie unterschiedliche Reformatgasbetriebe des BHKW verglichen werden.



Abbildung 2-13: Steuerzeiten und aufgenommene Indizierdaten des *Dachs*. Die Druckachse endet hier bei 2 bar; der Druckaufnehmer kann aber wesentlich höhere Drücke messen.

Abbildung 2-13 zeigt dazu einen beispielhaften Verlauf der aufgezeichneten Indizierdaten von Einlassdruck  $p\_int$ , Zylinderdruck  $p\_cyl$  und Auslassdruck  $p\_exh$  in Bezug zu den Ventilöffnungszeiten, aufgetragen über dem Kurbelwellenwinkel. Während das Einlassventil  $v\_int$  geöffnet ist und der Motor sich im Ansaugvorgang befindet, liegt sowohl im Einlass als auch im Zylinder Unterdruck < 1 bar vor. Im unteren Totpunkt bei 180°KW v. OT sind beide Drücke in etwa gleich. Während der Öffnungszeit des Auslassventils  $v\_exh$  steigt der Auslassdruck aufgrund des Ausschiebevorgangs erwartungsgemäß an. Im Gegenzug fällt der Zylinder-druck durch die Ventilöffnung rapide ab, so dass beide Drücke bei maximal geöffnetem Auslassventil beinahe identisch sind. Das im Diagramm dargestellten Indizierdaten geben demnach die zu erwartenden Verläufe wieder, sodass die aufgezeichneten Messdaten für eine verlässliche thermodynamische Analyse herangezogen werden können.

Wie bereits erwähnt, wurden neben den schnellen, kurbelwellenwinkelsynchronen Daten auch langsame Temperaturdaten aufgezeichnet, um das Blockheizkraftwerk zu bilanzieren. Die ermittelte stationäre Energiebilanz im regulären Erdgasbetrieb des BHKW ist in der folgenden Tabelle 2-6 aufgeführt:

	Leistung [kW]	Wirkungsgrad [%]	Simulationsdaten ZBT [kW]	Daten SenerTec [kW]
Zugeführte Brennstoffenergie	20,50	Entspricht 100	20,50	20,50
Elektrische Energie	5,50	26,8	5,50	5,50
Kühlwasserenthalpiestrom	12,44	60,7	12,4	12,5
Abgasenthalpiestrom	1,41	6,9	1,32	-
Wärmeverlust an die Umgebung	1,15	5,6	1,16	ca. 1

Tabelle 2-6: Bilanzierung der zu- und abgeführten Energieströme

Ausgehend von der in AP 1 ermittelten zugeführten Brennstoffenergie von 20,5 kW wird anhand der dargestellten Messwerte deutlich, dass sich die gemessenen Daten mit den entsprechenden Datensätzen von SenerTec sowie den Simulationsdaten aus Tabelle 2-1 konsistent sind. Die Daten bilden somit eine belastbare Grundlage für Reformatgasbetrieb und Modellbildung.

#### 2.3 Arbeitspaket 3: Teststandsaufbau konvektiver Reformer

Ein am ZBT verfügbarer Teststand zur Charakterisierung von Reformern wurde für die Vermessung des konvektiv beheizten Reformers modifiziert. Dazu wurde ein Strömungserhitzer Typ HK/SE-21 der Firma Elmess Thermosystemtechnik GmbH und Co. KG zur Verdampfung und Erwärmung des Brenngas/Wasser-Gemischs im Teststand installiert. Mit diesem Strömungserhitzer ist die Konditionierung eines Massenstroms von 30 kg/h auf Temperaturen von 300 °C bei Betriebsdrücken von 3 bar möglich. Die Bereitstellung des Abgasstromes auf einem Temperaturniveau von 550 °C und den Stoffströmen entsprechend des stationären Betriebspunktes erfolgte durch einen Erdgasbrenner Typ BIO 50 (Leistungsklasse 40 kW) von Kromschröder. Abbildung 2-14 zeigt die Hauptkomponenten des Teststandes als Skizze zur Teststandsplanung und den realen Aufbau ohne Medienversorgung und Messstellen (rechts).



Abbildung 2-14: Skizze der Hauptkomponenten des Teststandes (links) und physikalischer Aufbau des Teststandes (rechts).

Alle Medienströme wurden mit MFC dosiert, die vor dem Betrieb ausgelitert wurden. Das Synthesegas wurde mit einer Online-Gasanalytik TYP MLT4 von Emerson bezüglich der Komponenten H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub> analysiert. Da die Gasanalytik nur trockene Gase analysieren kann, wurde zur Trocknung des Synthesegases ein wassergekühlter Plattenwärmeübertrager mit Kondensatabscheider nach dem konvektiv beheizten Reformer installiert. Zusätzlich wurden 5 Druckmessstellen und 22 Thermoelemente integriert, um sowohl die Druckverluste beim Durchströmen des Reformers zu detektieren als auch eine Wärmebilanz zu ermöglichen.

Die elektrische Versorgung der Komponenten erfolgte durch einen Schaltschrank mit Sicherheitstemperaturund Sicherheitsdruckbegrenzern, um jederzeit einen Teststandsbetrieb innerhalb der Spezifikationen der einzelnen Komponenten zu gewährleisten. Für die Steuerung wurde eine LabView-Oberfläche programmiert, die eine Temperatur- und Stoffstromregelung für das Brennerabgas beinhaltete, damit im Betrieb der Abgasstrom inklusive Temperaturniveau entsprechend des stationären Betriebspunktes des SenerTec Dachs eingestellt werden konnte. Ein Fließbild des Teststandes zur Charakterisierung des konvektiv beheizten Reformers ist im Anhang in Abbildung 8-1 dargestellt.

# 2.4 Arbeitspaket 4: Katalysatorscreening, Grundauslegung, Konstruktion und Aufbau eines 20 kW Reformers

Es wurde eine Recherche bei unterschiedlichen Herstellern bezüglich Reformerkatalysatoren mit ausreichender Aktivität im Temperaturbereich von 500-600 °C durchgeführt. Die Recherche ergab, dass ein Katalysator der Clariant AG die Spezifikationen erfüllte und somit für das Katalysatorscreening ausgewählt wurde. Dieser Katalysator ist ein nickelbasierter

Schüttungskatalysator mit einer Pelletgröße von 3x3 mm. Laut Aussage des Herstellers ist minimale S/C-Verhältnis für die Erdgas-Dampfreformierung im angestrebten das Temperaturbereich S/C=0,8. Auch wenn laut thermodynamischer Gleichgewichtssimulation für dieses S/C-Verhältnis bei Temperaturen zwischen 500 und 600 °C Kohlenstoffabscheidung auftreten sollte, unterdrückt der Katalysator laut Hersteller die Kohlenstoffabscheidung. Die maximale Raumgeschwindigkeit (GHSV) des Katalysators im adiabatischen Betrieb wurde mit 2.500 1/h angegeben. Für eine konservative Auslegung des Katalysatorvolumens mit genug Degradationsreserven im Betrieb wird allerdings eine Raumgeschwindigkeit von ca. 1.500 1/h empfohlen. Die maximale Betriebstemperatur liegt bei 600 °C.

Für den Einsatz von Schüttungskatalysatoren in Rohren werden vom Katalysatorhersteller folgende Vorgaben bezüglich des Verhältnisses der Pelletgröße  $d_P$  zum Rohrdurchmesser  $d_R$  und der Schüttungshöhe bzw. der Reaktorlänge  $I_R$  zum Rohrdurchmesser gemacht:

- Das Verhältnis von Rohrdurchmesser zu Pelletgröße sollte einen Wert von 6 nicht unterschreiten, um Bypassströmungen zu vermeiden: d<sub>p</sub>/d<sub>R</sub>>6
- Das Verhältnis Schüttungshöhe/Reaktorlänge zum Rohrdurchmesser sollte einen Wert von 3 nicht unterschreiten: I<sub>R</sub>/d<sub>R</sub>>3

Auf Basis dieser Vorgaben und von Erfahrungen am ZBT bezüglich der Reaktorauslegung für Schüttungskatalysatoren wurde für die Charakterisierung ein Reaktorrohr mit einem Innendurchmesser von 22 mm (Standardrohrgeometrie 25x1,5 mm;  $d_p/d_R>7$ ) und einer maximalen Höhe der Katalysatorschüttung von 200 mm gewählt. Dies garantiert, dass alle herstellerseitigen Geometrievorgaben für den Einsatz eines Schüttungskatalysators eingehalten werden. Vorteil dieser Geometrie ist, dass durch die Wahl des Durchmessers im Bereich des minimalen Durchmessers ein möglichst hoher Wärmeübergang auch in die Mitte des Reaktorrohres erzielt werden kann. Um ein möglichst großes Katalysatorvolumen für die Untersuchungen zu erhalten und ausreichend Fläche zur Wärmeübertragung zur Verfügung zu stellen, wurden 200 mm Schüttungshöhe bzw. Reaktorlänge mit einem  $I_R/d_R$ -Verhältnis von 9 gewählt. Das resultierende Katalysatorvolumen war somit 76 mm.

Auf Basis der oben genannten Auslegungsdaten für die Charakterisierung des Katalysators wurde ein Teststand am ZBT modifiziert, so dass die entsprechenden Medien mit den benötigten Volumenströmen für Raumgeschwindigkeiten bis 2.500 1/h mittels MFC dosiert werden konnten. Die Beheizung des Probereaktors erfolgte mit einer elektrischen Heizschale, um eine Variation der Reformierungstemperatur durchführen zu können. Die Verdampfung und Vorwärmung der Medien erfolgte ebenfalls mit einer elektrischen Heizschale. Es waren 4 Thermoelemente symmetrisch in der Katalysatorschüttung verteilt, um die Ein- und Austrittstemperaturen sowie das Temperaturprofil bestimmen zu können. Ebenso wurden der ein- und austrittsseitige Druck zur Bestimmung der Druckverluste 28 von 83

detektiert. Das getrocknete Synthesegas wurde mit den am ZBT standardmäßig verwendeten Gasanalysatoren Typ MLT 4 (Hersteller Emerson Process Management GmbH & Co. OHG) bezüglich der Komponenten H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO und CO<sub>2</sub> analysiert. Die elektrische Versorgung aller Komponenten wurde durch einen Schaltschrank gewährleistet, der zur Betriebsicherheit mit hardwareseitigen Sicherheitsdruck- und –temperaturbegrenzern ausgestattet war. Die Teststandssteuerung erfolgte wiederum durch eine LabView-Oberfläche.

Für das Katalysatorscreening, das ausschließlich mit Methan als Brenngas durchgeführt wurde, wurde der folgende Referenzpunkt definiert, der zu Beginn eines jeden Versuches angefahren wurde, um die Ausgangsperformance des Katalysators zu überprüfen:

Brenngas:	Methan
GHSV:	1.500 1/h
S/C-Verhältnis:	S/C=1,5
Reformierungstemperatur:	T <sub>Ref</sub> =590-600 °C

Dieser Referenzpunkt wurde gewählt, weil laut Simulation des thermodynamischen Gleichgewichtes bei diesen Betriebsparametern für den relevanten Temperaturbereich keine Kohlenstoffabscheidung bei der Reformierung auftreten sollte.

Abbildung 2-15 zeigt die gemessenen Konzentrationen im Vergleich mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für einen typischen Versuchsverlauf am Beispiel der Betriebsparameter S/C=1,5 und GHSV=1.500 1/h. Gestartet wurde mit dem Referenzpunkt bei einer Reformierungstemperatur von ca. 595 °C. Die gemessenen Konzentrationen korrelieren sehr gut mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen, so dass die Ausgangsperformance des Katalysators diesem Zustand entspricht. Ausgehend von diesem Punkt wurde die Reformierungstemperatur dann über die Regelung der Heizschalentemperatur in 25 K Schritten abgesenkt, um die Aktivität des Katalysators auch bei niedrigeren Temperaturen zu bestimmen. Bis zu einer Reformierungstemperatur von 380 °C setzt der Katalysator weiterhin die Edukte bis zum thermodynamischen Gleichgewicht um. Bei tieferen Temperaturen korrelieren die gemessenen Konzentrationen (speziell  $CH_4$  und H2) nicht mehr mit dem thermodynamischen Gleichgewicht, so dass für diesen Betriebspunkt eine ausreichende Kinetik des Katalysators nur für Temperaturen von mehr als 380 °C gegeben ist.



Abbildung 2-15: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für eine GHSV=1.500 1/h und ein S/C=1,5 bei Variation der Reformierungstemperatur.

Diese Art der Versuchsdurchführung wurde für eine Variation der Betriebsparameter Raumgeschwindigkeit und S/C-Verhältnis durchgeführt, um das Betriebsfenster des Katalysators und somit die Auslegungsdaten für den 20 kW Reaktor zu bestimmen. Wie oben erwähnt, wurde zu Beginn eines jeden Versuches der Referenzpunkt angefahren, um zu zeigen, dass die gleiche Ausgangsperformance des Katalysators vorlag. Wenn dies nicht nachgewiesen wurde, sollte der Katalysator gewechselt werden. Dies kam allerdings nicht vor, so dass alle Screeninguntersuchungen mit der gleichen Katalysatorschüttung durchgeführt wurden. Tabelle 2-7 zeigt eine Aufstellung der durchgeführten Versuche zum Katalysatorscreening.

		S/C			
		1,0	1,5	2,0	2,5
	500		х	х	х
	1000	х	х	х	х
ų	1500		х	х	х
V / 1	2000		х	х	х
GHS	2500		х	х	х

Tabelle 2-7: Übersicht über die durchgeführten Untersuchungen zur Katalysatorperformance.

Anhand des Betriebspunktes mit einer GHSV=1.000 1/h und einem S/C=1,0 wurde überprüft, ob die gemessenen Konzentrationen den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für die Simulation mit oder ohne Kohlenstoffabscheidung entsprechen. Dazu wurden Betriebspunkte gewählt, die laut Simulation im Bereich der Kohlenstoffabscheidung lagen.

Abbildung 2-16 zeigt den Vergleich für diesen Betriebspunkt. Die gemessenen Konzentrationen sind dort mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Fall der Reformierung mit (durchgezogene Linien mit Quadraten) und ohne Kohlenstoffabscheidung (gestrichelte Linien) dargestellt. Die gemessenen Konzentrationen korrelieren eindeutig mit den Konzentrationen entsprechend der abscheidungsfreien Reformierung. Somit wurde die Aussage des Katalysatorherstellers bestätigt, dass der Katalysator die Kohlenstoffabscheidung unterdrückt. Dies wurde auch dadurch nachgewiesen, dass regelmäßig nach den Versuchen Luft über den Katalysator geleitet Kohlenstoffablagerungen abzubrennen und wurde. um mögliche indirekt durch Kohlenmonoxid oder Kohlendioxid im Abgas zu bestimmen. In keinem Fall konnte CO oder CO<sub>2</sub> nachgewiesen werden. Der ausgeprägte wellenförmige Verlauf der Konzentrationen ist auf die stufenweise Reduzierung der Reformierungstemperatur durch die Regelung der Heizschalentemperatur und nicht auf mangelnde Katalysatorperformance zurückzuführen.



Abbildung 2-16: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für eine GHSV=1.000 1/h und ein S/C=1,0 bei Variation der Reformierungstemperatur.

Anhand der Auswertemethodik, die oben beschrieben und für jeden Versuch durchgeführt wurde, kann die Performance des Katalysators durch den Vergleich der gemessenen CH<sub>4</sub>-Konzentrationen mit der thermodynamischen Gleichgewichtskonzentration bei unterschiedlichen Raumgeschwindigkeiten und konstantem S/C-Verhältnis bewertet werden. Abbildung 2-17 zeigt die gemessenen Methankonzentrationen für die Betriebspunkte mit einem S/C-Verhältnis von S/C=1,5 bei unterschiedlichen Raumgeschwindigkeiten (500 1/h, 1.000 1/h, 1.500 1/h, 2.000 1/h, 2.500 1/h) im Vergleich mit der Gleichgewichtskonzentration. Es ist deutlich zu erkennen, dass mit zunehmender Raumgeschwindigkeit eine Verschiebung der minimal erforderlichen Reformierungstemperatur hin zu höheren Temperaturen zum Erreichen der thermodynamischen Gleichgewichtskonzentration notwendig ist. Während für eine Raumgeschwindigkeit von 500 1/h im gesamten Temperaturbereich die Aktivität des Katalysators ausreicht, um die Edukte bis zum Gleichgewicht umzusetzen, ist bei einer Raumgeschwindigkeit von GHSV=1.000 1/h schon eine minimale Temperatur von ca. 360 °C und bei einer Raumgeschwindigkeit von GHSV=2.500 1/h schon eine minimale Temperatur von ca. 470 °C notwendig (siehe graue Pfeile). Entsprechende Darstellungen für die S/C-Verhältnisse S/C=2,0 und S/C=2,5 finden sich im Anhang unter Abbildung 8-2 und Abbildung 8-3.



Abbildung Vergleich CH₄-Konzentrationen 2-17: der gemessenen mit der thermodynamischen CH<sub>4</sub>-Gleichgewichtskonzentration für S/C=1,5 und unterschiedliche Raumgeschwindigkeiten Variation Reformierungsbei der temperatur.

Tabelle 8-1 gibt eine Übersicht über die ermittelten minimalen Reformierungstemperaturen. Für alle S/C-Verhältnisse ist bei steigenden Raumgeschwindigkeiten eine Zunahme der minimalen Reformierungstemperatur festgestellt worden. Für gleich bleibende Raumgeschwindigkeiten und unterschiedliche S/C-Verhältnisse ändert sich die minimale Reformierungstemperatur hingegen nicht signifikant.

		S/C				
		1,0	1,5	2,0	2,5	
		Temperatur / °C				
	500		315*	315*	390*	
	1000	380*	355-365	380-390	380-390	
ų	1500		380-390	400-410	395-405	
V / 1	2000		435-445	435-445	440-450	
GHS	2500		465-475	465-475	460-470	

Tabelle 2-8: Minimale Reformierungstemperatur für eine ausreichende Kinetik des Katalysators.

\* tiefste gemessene Temperatur

Die minimalen Reformierungstemperaturen für die unterschiedlichen Betriebspunkte wurden auf Basis der Simulationsdaten bewertet. Dazu wurde das Temperaturniveau des Motorabgases nach der Wärmebereitstellung für die Reformierungsreaktion (siehe Tabelle 2-9) mit der minimalen Reformierungstemperatur nach Tabelle 2-8 verglichen, da dieses Temperaturniveau der maximalen Temperatur für die Überhitzung der Edukte vor dem Katalysatoreintritt entspricht. Um eine ausreichende Kinetik auch schon am Reformereintritt und eine optimale Ausnutzung bezüglich der Raumgeschwindigkeit des Katalysators zu gewährleisten, sollte das Temperaturniveau der Überhitzung im Bereich der minimalen Reformierungstemperatur bei möglichst hoher Raumgeschwindigkeit liegen. Werden diese Aspekte berücksichtigt, ergibt sich eine Auslegungsraumgeschwindigkeit von GSHV=1.500 1/h bei einem maximalen S/C-Verhältnis von S/C=1,5 als Auslegungspunkt für den Reformer. Dies hat den Vorteil, dass der Reformer bei gleich bleibendem Brenngasvolumenstrom auch für niedrigere S/C-Verhältnisse (z.B. S/C=0.8 als minimales S/C-Verhältnis laut Hersteller) jederzeit einsetzbar ist.

Ob diese Annahmen für eine Reaktorauslegung zutreffend sind, wurde vor der Dimensionierung des Reformerreaktors durch Dauerversuche (ca. 97 h bzw. 135 h) für eine Raumgeschwindigkeit von GHSV=1.500 1/h bei einem S/C-Verhältnis von S/C=1,5 bzw. S/C=0,8 überprüft.

## Tabelle 2-9: Motorabgastemperaturen vor direkt am Motoraustritt (vor Reformierung) und nach dem Reformer/vor dem Überhitzer).

			S/C				
		1,0	1,5	2,0	2,5		
Temperatur / °C	Motorabgas vor Reformierung	550					
	Motorabgas nach Reformierung / vor Überhitzer	400- 410	370- 380	340- 350	310- 320		

Abbildung 2-18 zeigt die gemessenen Konzentrationen, die Ein- und Austrittstemperatur an der Katalysatorschüttung und über der Schüttung gemessenen Druckverlust für den Dauerversuch über 97 h für den Betriebspunkt GHSV=1.500 1/h und S/C=1,5. Es konnte ein stabiler Betrieb über den gesamten Zeitraum dargestellt werden, der nur nach 93 h durch die Kalibrierung des Gasanalysators unterbrochen wurde. Die Eintrittstemperatur vor der Schüttung lag bei ca. 375 °C und somit im Bereich des Abgastemperaturniveaus für die Überhitzung laut Simulation. Die Austrittstemperatur wurde auf 505 °C geregelt. Für diesen Betriebspunkt stellte sich ein Druckverlust von weniger als 5 mbar ein. Der Vergleich der Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen (siehe Abbildung 2-19) zeigte eine gute Übereinstimmung, so dass unter Berücksichtigung der Messgenauigkeit von einer Reformierung bis zum thermodynamischen Gleichgewicht über die gesamte Versuchsdauer auszugehen ist. Beim Kohlenstoffabbrand nach Ende des Versuches konnte keine Kohlenstoffablagerung festgestellt werden.

Gleiches gilt für den Dauerversuch für den Betriebspunkt GHSV=1.500 1/h und S/C=0,8. Auch dort konnte ein stabiler Betrieb über 135 h bei Druckverlusten von weniger als 5 mbar und Eintrittstemperaturen von 365 °C bei 505 °C Austrittstemperatur gezeigt werden. Die gemessenen Konzentrationen korrelierten auch hier sehr gut mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen (siehe Abbildung 2-20 und Abbildung 2-21). Auch hier wurde keine Kohlenstoffablagerung festgestellt.



Abbildung 2-18: Konzentrationen, Katalysatorein- und –austrittstemperatur und Druckverlust über der Katalysatorschüttung beim Dauerversuch mit GHSV=1.500 1/h und S/C=1,5.



Abbildung 2-19: Vergleich der gemessenen und der thermodynamischen Gleichgewichts-Konzentrationen für den Dauerversuch mit GHSV=1.500 1/h und S/C=1,5.


Abbildung 2-20: Konzentrationen, Katalysatorein- und –austrittstemperatur und Druckverlust über der Katalysatorschüttung beim Dauerversuch mit GHSV=1.500 1/h und S/C=0,8.



Abbildung 2-21: Vergleich der gemessenen und der thermodynamischen Gleichgewichts-Konzentrationen für den Dauerversuch mit GHSV=1.500 1/h und S/C=0,8.

Die Ergebnisse des Katalysatorscreenings zeigen, dass der ausgewählte Katalysator die Edukte für die Auslegungsdaten bezüglich des Temperaturbereichs und der Volumenströme für die Simulationsdaten zum SenerTec *Dachs* bis zum thermodynamischen Gleichgewicht umsetzt. Die im Probereaktor gemessenen Druckverluste liegen bei weniger als 5 mbar und 36 von 83

somit unterhalb des maximalen Druckverlustes, der von SenerTec mit 10 mbar sowohl für die Reformer- als auch für die Rauchgasseite angegeben wurde. Auf Basis des Katalysatorscreenings wurde die Auslegung des Reformerreaktors in der Leistungsklasse 20 kW durchgeführt.

# 2.4.1 Auslegung des Reformer-Funktionsmusters

Das Funktionsmuster des Reformers wurde auf Basis der Simulationsergebnisse aus AP 1 und der Ergebnisse des Katalysatorscreenings ausgelegt.

Folgende Parameter waren aufgrund des Katalysators bzw. aufgrund der Simulation für die Auslegung vorgegeben:

Katalysator Pelletgröße:	l <sub>p</sub> =3x3 mm
Zugeführte Leistung:	20,5 kW
Methan/Erdgas-Normvolumenstrom:	34,3/32,2 I <sub>N</sub> /min

Die Raumgeschwindigkeit und das S/C-Verhältnis für die Auslegung wurden aufgrund der Ergebnisse aus dem Katalysatorscreening in Verbindung mit den Simulationsdaten (siehe oben) bestimmt:

Raumgeschwindigkeit:	GHSV=1.500 1/h
S/C-Verhältnis:	S/C=1,5

Aus diesen Daten in Verbindung mit einem Brenngas-Normvolumenstrom von ca. 35 IN/min ergibt sich ein benötigtes Katalysatorvolumen von 3,5 I.

Bei der Konstruktion sind ein möglichst kompakter Aufbau und die spätere Integration z. B. in den Abgasstrang des Motors zu beachten. Zusätzlich sollte ein skalierbares Konzept für das Design des Reformerreaktors angestrebt werden, so dass z.B. bei gleich bleibend geringen Druckverlusten optional eine Leistungsvergrößerung durch Zuschalten von weiteren Reformereinheiten möglich wird. Dies ist durch das Prinzip eines Rohrbündel- oder eines Plattenwärmeübertragers umsetzbar. Weil auch in industriellen Dampfreformeranlagen Rohrbündel eingesetzt werden und aufgrund der Erfahrung des ZBT bezüglich der Auslegung von Rohrbündelwärmeübertragern mit Katalysatorschüttung, wurde dieses Prinzip favorisiert. Zusätzlich sollte im Reformerreaktor auch direkt die Überhitzung integriert werden, so dass nur ein Teil eines jeden Rohres mit Katalysator befüllt ist und der andere Teil der Überhitzung dient. Im Folgenden werden die einzelnen Schritte zur Dimensionierung des Rohrbündelwärmeübertragers erläutert.

# Dimensionierung eines Einzelrohres:

Die Dimensionierung eines einzelnen Rohres erfolgte auf Basis der Ergebnisse aus den Screeninguntersuchungen. Der Durchmesser des Probereaktors von 22 mm (Standardrohr

#### Schlussbericht IGF-Vorhaben 442 ZN

25x1,5 mm) wurde auch für die Rohre des Rohrbündels beibehalten, um einen möglichst hohen Wärmeübergang bei einem Durchmesser im Bereich des minimalen Durchmessers bei gegebener Pelletgröße zu erhalten. Aus den im Auslegungspunkt gemessenen Druckverlusten von maximal 5 mbar bei einer Schüttungshöhe von 200 m ergibt sich eine maximale Schüttungshöhe von 400 mm, um einen Druckverlust von 10 mbar nicht zu überschreiten. Die genaue Länge der einzelnen Rohre ist allerdings von der Anzahl der Rohre in Verbindung mit dem benötigten Katalysatorvolumen abhängig und wird daher im nächsten Schritt hergeleitet.

#### Anzahl und Länge der Rohre:

Die Anzahl der Rohre wurde durch das benötigte Katalysatorvolumen unter Berücksichtigung der Rohrgeometrie eines einzelnen Rohres für unterschiedliche Rohrlängen im Bereich 200 - 400 mm ermittelt (siehe Tabelle 10). Für eine Schüttungshöhe im Bereich zwischen 200 und 400 mm liegt die Rohranzahl zwischen 44 und 22 Rohren. Die dargestellten Rohranzahlen scheinen zunächst willkürlich getroffen worden zu sein, dies ist jedoch nicht der Fall. Sie wurden nach geometrisch günstigen Rohranordnungen ausgewählt. Dabei wurde zunächst die Rohranordnung für kreisrunde. ovale und rechteckiae Reaktorgeometrien in Betracht gezogen. Aus fertigungstechnischen Gesichtspunkten wurde eine kreisrunde Rohranordnung mit 31 Rohren gewählt (siehe Abbildung 2-22). Jedes Rohr hat dabei eine Gesamtlänge von 601 mm bestehend aus 300 mm für den Teil mit Katalysatorschüttung, einem Siebblech von einem Millimeter Dicke und noch mal einer Länge von 300 mm für den Überhitzerteil.

#### Art der Strömungsführung:

Nachdem die Länge der Rohre im Reaktor festgelegt war, wurde die Art der Strömungsführung bestimmt. Die Wahl fiel auf einen im Gegenstrom betriebenen Rohrbündelwärmeübertrager mit Umlenkblechen im Außenraum. Es wurde entschieden, zunächst sechs Umlenkbleche von je einem Millimeter Dicke im gleichmäßigen Abstand in den Reaktor zu integrieren. Unter Berücksichtigung der Gesamtrohrlänge betrug demnach der Abstand zwischen den Umlenkblechen 85 mm. Mit mehr Umlenkblechen wäre zwar eine Wärmeübertragung höhere möglich. jedoch steigen damit auch die Strömungsgeschwindigkeit und die Strömungslänge des Rauchgases im Reaktor. Beide Faktoren erhöhen die Druckverluste. Somit handelt es sich aufgrund des durch die Umlenkbleche verursachten veränderten Strömungswegs um einen Zusammenschluss des Gegenstrom- und des Kreuzstromprinzips. Der Aufbau des Reaktors wird in Abbildung 2-23 gezeigt.

Die Rohre im Reformerreaktor wurden nach Fall a) der Abbildung 8-4 angeordnet. Begründen lässt sich diese Wahl mit einer gleichmäßigeren Rohrverteilung in den Fenstern der Umlenkbleche, wodurch die Bypass-Strömung in den Fenstern möglichst gering gehalten werden sollte. Abbildung 5.3 zeigt die Rohrverteilung in den konstruierten Umlenkblechen. Der Materialausschnitt (Fenster) in den Umlenkblechen wurde auf eine Höhe von 33,5 mm festgelegt. Bei dieser Ausschnittshöhe lag der Schnitt des Blechs genau so, dass das Blech die zweite Rohrreihe zur Hälfte ummantelte (siehe Abbildung 2-22).

Der Durchmesser der Umlenkbleche betrug 187 mm. Die Werte der bisher bereits beschriebenen geometrischen Auslegungsparameter sowie weitere, in die Berechnung einfließenden konstanten Größen sind im Anhang unter Tabelle 15 dargestellt.

Anzahl der Rohre n [-]	Rohrlänge I <sub>R</sub> [mm]
19	463
22	400
25	352
30	293
31	283
41	214
43	201
44	200
45	196
55	160

Tabelle	10:	Anzahl	der	Rohre	(25x1,5 mm)	in	Abhängigkeit	der	Rohrlängen	für	ein
	K	atalysato	orvolu	umen vo	on 5,3 I.						



Abbildung 2-22: Anordnung der 31 Rohre im Rohrbündel (links), Umlenkblech (rechts).



Abbildung 2-23: ProE-Design des Reaktors

# Bestimmung der Druckverluste:

Die Berechnung der Druckverluste auf der Rauchgasseite wurde nach Kapitel Lae "Druckverlust im Außenraum von Rohrbündel-Wärmeübertragern mit und ohne Einbauten" des VDI-Wärmeatlasses (Referenz [VDI]) durchgeführt. Die Berechnung des Druckverlustes in einem einzelnen Rohr müsste prinzipiell für den Überhitzer und den Reformer getrennt durchgeführt werden. Um den gesamten Druckverlust im Rohr zu erhalten, müssen die Druckverluste beider Berechnungen am Ende addiert werden. Allerdings konnte aus dem Katalysatorscreening der Druckverlust für den Reformerteil bestimmt werden, so dass auf eine Berechnung verzichtet wurde. Für den Überhitzer wurde die Berechnung des 40 von 83 Druckverlustes nach Kapitel Lab 5 "Druckverlust in durchströmten Rohren" des VDI-Wärmeatlas durchgeführt.

Basis für die Druckverlustberechnung der Rauchgasseite waren die Simulationsdaten zum Auslegungspunkt und die Geometriedaten aus Tabelle 15 im Anhang. Es zeigte sich, dass mit 6 Umlenkblechen der Druckverlust auf der Rauchgasseite höher als 10 mbar und somit außerhalb der vorgegebenen Spezifikationen lag (siehe Tabelle 16 im Anhang). Bei einer Reduzierung der Anzahl der Umlenkbleche auf 4 konnte der Druckverlust auf 6-7 mbar gesenkt werden (siehe Tabelle 17 im Anhang), so dass das Design des Reformerreaktors angepasst wurde.

Die Berechnung für den Überhitzer ergab einen vernachlässigbaren Druckverlust (siehe Tabelle 18 im Anhang), so dass auf der Reformierungsseite die Druckverluste durch die Katalysatorschüttung bestimmt werden und laut Screeninguntersuchungen bei einer Reaktorlänge von 300 mm einen Wert von 7 mbar nicht überschreiten.

Berechnung der Wärmeübertragung:

Die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten auf der Rauchgasseite wurde nach Kapitel Gh des VDI-Wärmeatlas "Wärmeübertragung im Außenraum von Rohrbündel-Wärmeübertragern mit Umlenkblechen" durchgeführt. Die Berechnungsschritte für Überhitzer und Reformer waren dabei aufgrund der sehr ähnlichen Geometrie identisch. Die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten auf der Rohrinnenseite des Überhitzers wurde nach Kapitel Ga des VDI-Wärmeatlas "Wärmeübertragung bei der Strömung durch Rohre" durchgeführt. Bei der Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten auf der Innenseite des Reformers diente die Berechnungsmethode des Wärmeübergangskoeffizienten auf der Überhitzerinnenseite als Grundlage. Es gab lediglich zwei Änderungen: Zum einen wurde nach Kapitel Dee "Wärmeleitfähigkeit von Schüttschichten" des VDI-Wärmeatlas die Wärmeleitfähigkeit des Gases durch die eines Katalysatorbetts ersetzt.

Alle Berechnungen wurden für 4 und 6 Umlenkbleche und für S/C-Verhältnisse von 1,5 bzw. 0,8 durchgeführt. Eine Übersicht der berechneten Wärmeübertragung zeigt Tabelle 20 im Anhang. Für alle Teile zeigt die Berechnung eine ausreichende Wärmeübertragung, die im Falle des Überhitzers ca. doppelt so hoch wie die benötigte Wärmeübertragung ist. Beim Reformer ist die Diskrepanz mit einer 3 bis 4-fach höheren Wärmeübertragung sogar noch deutlicher. Allerdings ist dieser Teil nach den Berechnungsvorschriften des VDI-Wärmeatlas auch mit den größten Unschärfen aufgrund des ausgeprägten Temperaturprofils und der chemischen Reaktion am Katalysator behaftet, so dass auf Basis der Berechnung von einem ausreichenden Wärmeübergang ausgegangen werden kann und der Reformerreaktor entsprechend Abbildung 2-23 allerdings mit einer auf 4 reduzierten Zahl an Umlenkblechen aufgebaut wurde.

41 von 83

Abbildung 2-24 zeigt das ProE-Design des Reaktors mit den Abmaßen inklusive der Flanschverbindungen und den Anschlüssen für Thermoelemente und Druckmessdosen. Eine Abbildung des realen Reaktors findet sich in Abbildung 2-14 (rechts) im aufgebauten Teststand in Verbindung mit anderen Komponenten.



Abbildung 2-24: ProE-Design des Reformerreaktors inklusive Flanschanschlüssen und Messstellen.

# 2.5 Arbeitspaket 5: Inbetriebnahme, Charakterisierung und Optimierung des Reformers

Der in Arbeitspaket 4 entwickelte und am ZBT aufgebaute Reformer wurde in den in Arbeitspaket 3 aufgebauten Teststand integriert und experimentell charakterisiert.

Das in Abbildung 8-1 dargestellte Fließbild wurde in einer LabView-Oberfläche zur Teststandssteuerung programmiert und ist in Abbildung 2-25 dargestellt. Zur Charakterisierung wurden die ein- und ausgangsseitigen Drücke der Reformer- und Rauchgasseite (blaue Ellipsen) sowie 5 Temperaturen an einzelnen Rohren am Überhitzereingang, 4 Temperaturen am Übergang zwischen Überhitzer und Reformer und 5 Temperaturen am Reformerausgang gemessen (14 Thermoelemente/rote Ellipse). Zusätzlich wurden die ein- und ausgangsseitigen Temperaturen in den zu- und abgehenden Hauptleitungen gemessen (grüne Ellipsen). Die Synthesegasqualität nach dem Reformer wird durch einen Gasanalysator bestimmt.

Durch die Teststandssteuerung war es möglich, die Reformeredukte durch den Strömungserhitzer auf Temperaturen zwischen 120 und 150 °C vorzuwärmen. Dieses Temperaturniveau entspricht einer möglichen Vorwärmung der Edukte durch das Motorabgas nach dem Wärmeübertrager laut Simulation.



Abbildung 2-25: LabView Oberfläche zur Teststandssteuerung.

Der Rauchgasnormvolumenstrom und die Abgastemperatur des Brenners konnten über Regelungen konstant gehalten werden, so dass bezüglich die ein- und ausgehenden Stoffströme in den Reaktor und die entsprechenden Temperaturniveaus laut Simulation eingestellt werden konnten. Somit ergaben sich folgende Betriebsparameter für die Charakterisierung des Reformerreaktors:

Reformerseite:

Konstanter Methanvolumenstrom von 34,27 ( $P_{CH4} = 20,5$ )

S/C-Variation von 0,8 – 1,5 (GHSV von 1000 – 1500 1/h)

• Brenner:

Betrieb mit Druckerdgas bei konstantem Rauchgasvolumenstrom von 546  $I_N$ /min (Volumenstromregelung)

Rauchgasvolumenstrom bei Temperaturen von 500-625 °C (Temperaturregelung)

Abbildung 2-26 zeigt einen typischen Versuchsablauf zur Charakterisierung des Reformerreaktors. Zunächst wird im kalten Zustand der Strömungserhitzer (Temperaturregelung 120 °C) und der Brenner gestartet und die Leistung des Brenners bis auf Volllast erhöht. Volllast bedeutet in diesem Fall ein konstanter Normvolumenstrom von 546 I<sub>N</sub>/min. Über die Temperaturregelung des Brenners kann die Abgastemperatur eingestellt 43 von 83

werden. Diese wurde zum Aufheizen des Gesamtsystems auf 590-600 °C eingestellt. Während des Anfahrprozesses wird reiner Stickstoff bzw. ein Stickstoff/Wasserstoff-Gemisch (50  $I_N$ /min  $N_2$ + $H_2$ ) über den Strömungserhitzer und den Reformer geleitet, um die Leitungen, die keine direkte Beheizungen haben, auf Betriebstemperatur zu bringen.

Am Temperaturverlauf für die 4 Temperaturen in den Hauptleitungen in Abbildung 2-26 ist zu erkennen, dass der Brenner innerhalb von 15 Minuten in Volllast ist und der Reformer in 20 Minuten die Reformierungstemperatur erreicht. Allerdings dauert es ca. 100 Minuten bis ein quasi-stationärer Zustand erreicht ist, da die Aufheizung der Leitungen zwischen Strömungserhitzer und Reformer sehr träge ist und dadurch erst nach 90 Minuten eine Temperatur am Reaktoreintritt von mehr als 100 °C erreicht. Diese wird mindestens benötigt, um Kondensation von Wasserdampf zu vermeiden.

Nach dem Erreichen des guasi-stationären Zustands wird dann mit der Reformierung begonnen. Erkennbar ist dies an der deutlichen Veränderung der Temperaturen TC18 (Reaktor aus, Reformerseite) und TC01 (Rauchgas aus), die von der endothermen Reaktion beeinflusst werden. Die Temperaturen TC17 (Reaktor ein, Reformerseite) und TC16 (Rauchgas ein) werden dadurch nicht beeinflusst und über die Regelungen konstant gehalten. Typischerweise wird im Verlaufe eines Versuchs dann über die Veränderung der Regeltemperatur des Brennerabgases eine Temperaturrampe zur Beurteilung der Reformerreaktors Performance des bei unterschiedlichen Temperaturniveaus durchgefahren. Durch eine Änderuna des S/C-Verhältnisses bei konstanten Regeltemperaturen ändern sich entsprechend TC18 und TC01, da der Wärmebedarf der Reaktion sich ebenfalls ändert.

Abbildung 2-27 sind die entsprechenden Temperaturen der 14 Thermoelemente an unterschiedlichen Rohren im Rohrbündel dargestellt. Es zeigt sich, das an den Rohren ein Temperaturprofil aufgrund der Wärmeleitung und Wärmeverlusten an der Außenwand des Reaktors detektiert wird. Für die weitergehende Auswertung wird daher immer eine arithmetische Mittelwertbildung der Temperaturen am Überhitzer Eingang, zwischen Überhitzer und Reformer und am Reformerausgang durchgeführt, um eine repräsentative Temperatur zu ermitteln.

Um die Abgastemperatur des Brenners zu detektieren, war ein Stufenthermoelement mit 5 Messstellen in der Hauptleitung zum Reformerreaktor integriert. Auch hier zeigt sich ein ausgeprägtes Temperaturprofil (siehe Abbildung 2-28), so dass die mittlere Abgastemperatur ebenfalls über eine arithmetische Mittelwertbildung durchgeführt wurde. Die gemessenen Temperaturen lagen alle unterhalb der aufgrund der Stöchiometrie maximal möglichen Verbrennungstemperatur, die ebenfalls dargestellt ist. Das Verbrennungsluftverhältnis wurde zur Einstellung der Regeltemperatur in diesem Beispiel zwischen 4,0 und 4,3 variiert.



Zeit / min





Abbildung 2-27: Typischer Versuchsablauf zur Charakterisierung des Reformerreaktors (14 Temperaturen an unterschiedlichen Rohren im Reaktor).



Abbildung 2-28: Typischer Versuchsablauf zur Charakterisierung des Reformerreaktors (Brennerabgastemperaturen über der Rohrachse in der Zuleitung zum Reformerreaktor).

Abbildung 2-29 zeigt die Drücke der Edukte am Systemeintritt (PI101), die vier Drücke am Reaktorein- und Austritt, sowie den Druck in der Wasserversorgung und die resultieren Druckverlsute für die Reformer und Rauchgasseite. Für den Reformierungsbetrieb ab Minute 120 liegen die relevanten Betriebsdrücke für die Rauchgasseite eintrittsseitig bei ca. 7 mbar. Der Druckverlust liegt bei ca. 6,6 mbar und korreliert somit sehr gut zu den Auslegungswerten nach VDI-Wärmeatlas. Auf der Reformerseite wird eingangsseitig ein Druck von weniger als einem mbar bei einem Druckverlust von ebenfalls weniger als einem mbar bei einem Druckverlust von ebenfalls weniger als einem erfüllen a somit die Spezifikationen bezüglich des Druckverlustes ausreichend.



Abbildung 2-29: Typischer Versuchsablauf zur Charakterisierung des Reformerreaktors (Drücke).

Die gemessenen Konzentrationen sind in Abbildung 2-30 dargestellt und zeigen einen stabilen Betrieb des Reformerreaktors über die gesamte Versuchsdauer. Zusätzlich sind der arithmetische Mittelwert der Austrittstemperatur aus den 5 Thermoelementen am Reaktorausgang und die gemessene Austrittstemperatur in der Hauptleitung dargestellt. Es zeigt sich, dass beide Temperaturen nahezu identisch sind.

Basierend auf dem zuvor dargestellten Versuchsablauf und den Hinweisen zur Auswertung über arithmetische Mittelwerte der Temperaturen, wurden die gemessenen Konzentrationen für die durchgeführten Untersuchungen wie beim Katalysatorscreening mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen verglichen.



Abbildung 2-30: Typischer Versuchsablauf zur Charakterisierung des Reformerreaktors (Konzentrationen).

In Abbildung 2-31 ist so ein Vergleich der Konzentrationen und der arithmetische Mittelwert der Reaktoraustrittstemperatur für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=1,5 dargestellt. Im Vergleich zu den Screeninguntersuchungen ist eine deutliche Diskrepanz zwischen gemessenen und simulierten Konzentrationen zu erkennen, die aber auf Ungenauigkeiten in der Temperaturerfassung zurückgeführt werden kann. Durch die roten Pfeile wird angedeutet, dass die gemessenen Konzentrationen einer um ca. 20 K niedrigeren Gleichgewichtstemperatur entsprechen. Führt man diese Verschiebung durch, so erhält man Abbildung 2-32. Dort korrelieren die Temperaturen sehr gut mit den thermodynamischen Gleichgewichtstemperaturen. Anhand der dargestellten Abgastemperatur ist erkennbar, dass bei einer Abgastemperatur von ca. 560 °C (Abgastemperatur SenerTec *Dachs*) eine Reformierungstemperatur von ca. 485 °C erreicht wird. Entsprechende Abbildungen für die Betriebspunkt 20,5 kW und S/C-Verhältnisse von 1,0 bzw. 0,8 sind im Anhang unter Abbildung 8-5 bis Abbildung 8-8 dargestellt. Dort ergeben sich Verschiebungen um ca. 11 K (@S/C=1,0) bzw. 5 K (@S/C=0,8).

Die Auswertung ergibt, dass bei Rauchgastemperaturen von 560 °C Reformierungstemperaturen von 485 °C (@S/C=1,5), 510 °C (@S/C=1,0) bzw. 515 °C (@S/C=0,8) erreicht werden und somit die Wärmeübertragung in Verbindung mit den sehr geringen Druckverlusten für eine Anwendung ausreichend ist.



Abbildung 2-31: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=1,5 (vor Temperaturkorrektur).



Abbildung 2-32: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=1,5 (nach Temperaturkorrektur).

### Schlussbericht IGF-Vorhaben 442 ZN

Abbildung 2-33 zeigt eine Zusammenfassung der Betriebsdaten für die untersuchten Betriebspunkte. Auf Basis der korrigierten Reformierungstemperaturen wird eine gute Übereinstimmung mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen erreicht. Zusätzlich sind noch die für das Reformatgas berechneten Leistungen aufgeführt, die im Bereich von 4,8 % bis 5,5 % höher sind als die zugeführte Methanleistung von 20,5 kW.



Abbildung 2-33: Auswertung der ermittelten Konzentrationen in Abhängigkeit der Betriebsparameter.

Zusammenfassend gilt für die Charakterisierung des Reformerreaktors folgendes:

- Die Reformierung mit unterschiedlichen S/C-Verhältnissen wurde erfolgreich durchgeführt,
- Es wurde keine Kohlenstoffabscheidung bei der Reformierung festgestellt,
- Die Druckverluste waren f
  ür die Rauchgasseite geringer als 7 mbar und f
  ür die Reformerseite geringer als 1 mbar und somit innerhalb der geforderten Spezifikationen,
- Die Konzentrationen entsprechend des thermodynamischen Gleichgewichtes wurden in allen Punkten unter Berücksichtigung einer ungenauen Messung der Reformierungstemperatur erreicht,
- Das ΔP am Reformeraustritt liegt im Bereich 4,8 bis 5,4 % bei Abgastemperaturen von ca. 560 °C,

- Es wurden höhere Austrittstemperaturen bei niedrigeren S/C-Verhältnissen erreicht. Hier gilt:
  - S/C = 0,8, S/C = 1,0: ca. 515 °C (@ 560 °C RG-Temp.)
     S/C = 1,5: ca. 485 °C (@ 560 °C RG-Temp.)

Die bei der Charakterisierung generierten Daten wurden zur Plausibilitätsprüfung mit den Simulationsergebnissen verglichen (siehe Tabelle 11). Die rot markierten Werte sind Daten, die gemessen wurden und in der Simulation als Fixpunkte übernommen wurden. Die blau markierten Werte der Rauchgastemperaturen zeigen, dass die gemessenen Temperaturen aufgrund von Wärmeverlusten, die in der Simulation nicht berücksichtigt wurden, unterhalb der simulierten Temperaturen liegen und somit plausibel sind. Auf Basis der Simulation wird aufgrund der Ergebnisse eine Steigerung des elektrischen Wirkungsgrades von 26,8 (siehe Tabelle 2-1) auf 28,3 % bzw. 28,5 % je nach Betriebspunkt bei konstantem Bruttowirkungsgrad des Motors prognostiziert, die allein auf die höhere im Synthesegas enthaltene Leistung im Vergleich zur zugeführten Methanleistung zurückgeführt werden kann.

	S/C = 0,8		S/C =1,0		S/C = 1,5	
Massenstrom H2O	1325,2	g/h	1656,5		2484,8	
	Versuch	Simu	Versuch	Simu	Versuch	Simu
T-Verdampfung [°C]	125	125	140	140	125	125
T-Überhitzer ein [°C]	265	-	265	-	238	-
T-Reformer ein [°C]	450	450	443	443	430	430
T-Reformer aus [°C]	520	-	528	-	505	-
T-Reformer aus (korr.) [°C]	515	515	517	517	485	485
Rauchgas ein [°C]	561	561	566	566	562	562
Rauchgas aus [°C]	412	423	406	413	386	402
RauchgasvolStrom [I <sub>N</sub> /min]	546	541	546	543	546	545
P <sub>Ref,aus</sub> [kW]		21,48		21,63		21,61
ΔΡ [kW]	-	0,98	-	1,13	-	1,11
ΔΡ [%]		4,76		5,50		5,43
P <sub>el.theor.</sub> [kW]	-	5,80	-	5,84	-	5,84
eta <sub>theor</sub> . [%]	-	0,283	-	0,285	-	0,285

Tabelle 11: Vergleich der Messdaten mit den Simulationsergebnissen

Letztendlich werden die Versuchsdaten durch Simulation widergespiegelt und eine Erhöhung der dem Motor zugeführten Leistung durch Reformierung konnte nachgewiesen werden. Der elektrische Wirkungsgrad kann auch bei herkömmlicher Annahme eines konstanten Bruttowirkungsgrades des Motors ohne Berücksichtigung der besseren Verbrennungseigenschaften des Synthesegases von 26,5 auf 28,5 % gesteigert werden.

# 2.6 Arbeitspaket 6: Kostenbetrachtung

Ziel dieses Arbeitspaketes ist die Demonstration der prinzipiellen Wirtschaftlichkeit eines BHKW mit TCR-Technik im Vergleich zu einem konventionellen BHKW. Der Einsatz der TCR-Technik erfordert den Einsatz zusätzlicher Komponenten, wie Wärmeübertrager, den TCR-Reaktor und eine Entschwefelung. Des Weiteren sind die eingesetzten Entschwefelungsmaterialien sowie der Reformerkatalysator Verbrauchsmaterialien, welche in Abhängigkeit der Betriebsstunden ausgetauscht werden müssen. Für die Betrachtung der Wirtschaftlichkeit der TCR-Technik ergeben sich somit spezifische Investitionskosten (Material und Fertigung der Komponenten) sowie Wartungskosten (Austausch der Materialien). Diese müssen durch den Erlös des aufgrund des höheren elektrischen Wirkungsgrads mehr produzierten Stroms kompensiert werden.

Bekannt ist, dass mit steigender Leistungsgröße des BHKW das Verhältnis von Investitionszu Betriebskosten (hier insbesondere Brennstoffkosten) sich zu den Betriebskosten verschiebt. Die in vorangegangenen Arbeitspaketen ermittelte den mögliche Wirkungsgradsteigerung bezog sich auf den Versuchsträger Senertec Dachs mit einer elektrischen Leistung von 5,5 kW. Sofern eine Wirtschaftlichkeitsbetrachtung der TCR-Technik für dieses kleine BHKW zu einem positiven Ergebnis führt ist daher die Wirtschaftlichkeit der TCR-Technik auch für BHKWs größerer Leistungsklassen anzunehmen. In Tabelle 12 sind die in dieser Kostenanalyse berücksichtigten Betriebsparameter für den Versuchsträger und den TCR-Reaktor sowie die resultierenden Kenndaten des BHWK mit und ohne TCR dargestellt.

Tabelle 12: Betriebsparameter sowie resultierende BHKW-Kenndaten mit und ohne TCR

#### Betriebsparameter

- Pel = 5,5 kW
- TRefaus = 500 °C (TAbgas = 550 °C)
- S/C = 1,0
- TTau, Reformatgas = 50 °C

Resultierende Kenndaten		mit TCR	ohne TCR
>	∆Hu =	4,83 %	
≻	ηel =	28,2 %	26,8 %
≻	∆TAbgas =	102 K	-
>	QNutz =	11,2 kWth	12,5 kWth
>	ηth =	57,3 %	61 %
>	ηGesamt =	85,5 %	88 %
>	σ=	0,49	0,44

Die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung basiert auf einer Vollkostenrechnung, welche mit Unterstützung des PA-Mitglieds Fa. Favis erarbeitet wurde. Dabei finden folgende Größen Berücksichtigung:

- Vermiedene Kosten
  - Strombezug
  - Erdgas Kessel
  - Energiesteuer
- Erlöse
  - KWK-Förderung gemäß KWK-G
- Kosten
  - Erdgasbezug
  - Strombezug
  - Wartungskosten
  - Investitionskosten bzw. Annuität
- Nicht berücksichtigt
  - Stromeinspeisung
  - Preissteigerungen, Kapitalzinsen
  - EEG-Umlage

In Abstimmung mit dem PA-Mitglied Clariant konnten TCR-spezifische Wartungskosten für den Materialaustausch von 0,32 ct/kWh<sub>Erdgas</sub> ermittelt werden. Als zusätzliche Investitionskosten für die TCR-Komponenten wurden 2.000 € angesetzt.

Weiterhin wurde ein Beispielwärmelastprofil eines Mehrfamiliengebäudes, welches in eine Jahresdauerlinie übertragen wurde zu Grunde gelegt, siehe Abbildung 2-34. Anhand dieser

Jahresdauerlinie können die Volllastbetriebsstunden (Vbh) für den *Dachs* ohne bzw. mit TCR-Technik ermittelt werden.



Abbildung 2-34: Beispielwärmelastprofil eines Mehrfamiliengebäudes

Es ergeben sich 6.322 Vbh ohne / 6.937 Vbh mit TCR und somit eine Steigerung von 12 %. Daraus resultiert eine produzierte Nutzwärmemenge von 79,03 MWh ohne / 77,69 MWh mit TCR sowie eine generierte Strommenge von 34,77 MWh ohne / 38,15 MWh mit TCR Für eine Vergleichbarkeit der beiden Fälle muss die weniger produzierte Wärme durch einen Zusatzkessel erzeugt und der weniger produzierte Strom aus dem Netz bezogen werden.

Im Vergleich zu einem Referenzfall - Wärmeproduktion mit einem Kessel und Strombezug aus dem Netz - ergeben sich die in Abbildung 2-35 abgebildeten Gewinne für das BHWK mit/ohne TCR. Dabei werden die Fälle 100% (a) bzw. 0 % Fremdfinanzierung (b) über eine Laufzeit von 10 Jahren betrachtet.



Abbildung 2-35: Gewinn über Laufzeit bei a) 100 % und b) 0 % Fremdfinanzierung

In beiden Finanzierungsfällen ergibt sich ein höherer Gewinn – 16 % bei 100 % bzw. 14,3 % bei 0 % Fremdfinanzierung für das BHWK mit der TCR-Technik.

Im Rahmen einer Sensitivitätsanalyse für den Fall einer 100 % Fremdfinanzierung wurden weiterhin die maximal zulässigen Investitionskosten für die TCR-Komponenten ermittelt, um bei einer Laufzeit von 10 Jahren den gleichen Gewinn gegenüber dem Referenzfall wie mit den konventionellen BHKW zu erzielen. Diese betragen mit 4.415 € mehr als die Materialund Fertigungskosten der notwendigen Komponenten.

# 2.7 Arbeitspaket 7: 1D-Motorsimulation

Der in AP2 vermessene Verbrennungsmotor des BHKW wurde mit Hilfe der Software GT-Power® durch ein eindimensionales Simulationsmodell abgebildet und das Modell wurde erfolgreich validiert. Dazu wurde ein detaillierter Modellabgleich im Erdgasbetrieb anhand der erfassten gemittelten und zeitlich aufgelösten Drücke, Strömungswiderstände sowie Energieund Massenströme durchgeführt. Benötigte Geometriedaten des Aggregats wurden durch den Hersteller SenerTec zur Verfügung gestellt und/oder am Prüfstand gemessen.

Abbildung 2-36 zeigt zunächst das Grundmodell des Einzylindermotors des BHKW in GT-Power®. Bei der verwendeten TPA-Methode (Three Pressure Analysis) wird der Motor zwischen den Einlass- und Auslassdrucksensoren modelliert, d.h. das Modell benötigt in zunächst einmal kurbelwinkelaufgelöste Einlass-, Zylinder- und Auslassdruckdaten.



Abbildung 2-36: Grundmodell des BHKW-Einzylindermotors

Daneben benötigt das Modell allerdings auch noch weitere Temperatur-, Geometrie- und Zustandsdaten.

- Einlass-Template: Neben den Drückverläufen werden hier Umgebungstemperatur sowie Zusammensetzung und Zustand (Temperatur, Druck) der angesaugten Luft angegeben.
- Einlasskanal: Dieser Kanalabschnitt vom Messpunkt der Niederdruckindizierung bis zum Einlassventil wird mit Eingabeparametern zur Geometrie (Länge und Durchmes-

ser), Krümmung und Oberflächenrauheit modelliert. Die Geometriedaten hierfür stammen aus CAD-Daten eines baugleichen Motors der Hochschule Karlsruhe.

- Injektor: Der Brennstoff wird über den "Injektor" zugeführt. Hier sind die Zusammensetzung und der Zustand (Temperatur, Druck) des Gasgemisches hinterlegt.
- Einlassventil: Hier sind Eingabeparameter f
  ür den Ventildurchmesser als Referenzgr
  öße f
  ür die Durchflussberechnung, das Ventilspiel sowie die Durchflussbeiwerte und Ventilhubkurven aus den Angaben des Herstellers hinterlegt. Hierzu sei erw
  ähnt, dass die Angaben zwar von einem baugleichen Motor stammen, jedoch bestehen produktionsbedingt Unterschiede in den einzelnen Modellen. Kleinste Abweichungen in den Durchflussbeiwerten und Ventilhubkurven bewirken einen signifikanten Unterschied in der Ladungswechselanalyse. Mithilfe entsprechender Regelkreise k
  önnen diese Differenzen allerdings kompensiert werden.
- Motor: Im Template Motor werden geometrische Angaben über Bohrung, Hub, Verdichtungsverhältnis und Pleuelstangenlänge gemacht sowie Motorprinzip (2-Takt, 4-Takt), Drehzahl und Zündfolge festgelegt.
- Zylinder: Hier werden der Zylinderdruckverlauf, typische Wandtemperaturen und ein Modell für den Wärmeübergang hinterlegt.
- Auslassventil und -kanal: Diese Templates werden analog zum Einlass gestaltet.

Neben den zuvor erläuterten Komponenten zur Beschreibung der Hardware des Versuchsmotors wurden Regelkreise für den Modellabgleich implementiert. Folgende Abbildung 2-37 zeigt das Hauptmodell in Verbindung mit den Regelkreisen.



Abbildung 2-37: Simulationsmodell des BHKW-Motors mit Regelkreisen

Dabei dämpft zunächst Regelkreis (1) mithilfe eines "Friction Multipliers" unnatürliche Druckschwingungen im Ansaugtrakt bei geschlossenem Einlassventil. Die übrigen Regelkreise (2), (3) und (4) sind miteinander verschaltet und bewirken eine Anpassung der Durchflussbeiwerte. Wie zuvor beschrieben sind die genauen Messbedingungen bei der Ermittlung der Durchflussbeiwerte nicht bekannt und stammen zudem von einem anderen Motor. Es kann daher angenommen werden, dass hier unter Umständen eine nicht zu vernachlässigende Fehlerquelle existiert. Um die Abweichung des Durchflussbeiwertes vom realen Wert zu korrigieren, wird die Strömungsfläche mithilfe des "Flow Area Multiplier" reglerbasiert variiert.

Anhand des vorliegenden Modells können nun die gemessenen und die durch das Modell berechneten Druckverläufe verglichen und daraufhin durch Anpassung verschiedener Modellparameter einander angeglichen werden. Abbildung 2-38 zeigt dazu zunächst die Abweichung der Druckverläufe im doppelt logarithmisch aufgetragenen p,V-Diagramm vor dem Modellabgleich.



Abbildung 2-38: Gemessener und berechneter Zylinderdruckverlauf in Abhängigkeit des Hubvolumens im logP-logV-Diagramm vor Modellabgleich

Hier sind sowohl in der oberen Hochdruckschleife als auch in der unteren Ladungswechselschleife deutliche Differenzen zwischen dem gemessenen und dem berechneten Druckverlauf zu sehen. Durch Anpassung des Wärmeübergangs und des Verdichtungsverhältnisses sowie durch Regelung der Durchflussbeiwerte der Ventile und der Druckfluktuationen der Ladungswechselorgane im Modell konnten die Druckverläufe vollständig abgeglichen werden, wie die folgende Abbildung 2-39 zeigt.



Abbildung 2-39: Gemessener und berechneter Zylinderdruckverlauf in Abhängigkeit des Hubvolumens im logP-logV-Diagramm <u>nach</u> Modellabgleich

Nach dem Abgleich kann das Modell benutzt werden, um sonst nicht oder nur schwer messbare Größen zu berechnen. In der nachstehenden Abbildung 2-40 sind beispielsweise die Massenströme von Gemisch und Abgas durch Ein- bzw. Auslassventil sowie die entsprechenden Ventilhubkurven über dem Kurbelwellenwinkel aufgetragen.



Abbildung 2-40: Massendurchsätze in den Ventilen während der Ladungswechselphase

Hier wird besonders deutlich, dass es während der Ventilüberschneidung am Ende des Ausschiebe- bzw. am Anfang des Ansaugtaktes zu einer Rückströmung von Abgas aus dem Auslass sowohl in den Brennraum als auch in den Ansaugtrakt kommt. Das in den Ansaugtrakt gelangte Abgas wird dem Zylinder dann im folgenden Ansaugtakt mit dem Frischgemisch wieder zugeführt. Es ergibt sich ein Abgas- bzw. Restgasanteil in der gesamten Zylinderladung nach Ladungswechsel von 4,86 %.

Darüber hinaus, und für das Vorhaben wichtiger, erlaubt das abgeglichene Modell eine genaue Analyse der Verbrennung anhand der innermotorischen Wärmefreisetzung, dem sogenannten Summenbrennverlauf, wie in Abbildung 2-41 dargestellt.





Aus dem Summenbrennverlauf können Größen wie Zündverzug, Brenndauer und Schwerpunktlage der Verbrennung abgelesen werden. Der Zündverzug, d.h. die Zeitspanne zwischen Zündzeitpunkt und dem Einsetzen der Verbrennung, beträgt hier 10,3°KW. Die Brenndauer, also die Differenz zwischen Brennbeginn (Energieumsetzungsrate 5 %) und Brennende (Energieumsetzungsrate 95 %), befindet sich in einem Bereich von 40,3°KW. Und schließlich der Schwerpunkt der Verbrennung, d.h. eine Energieumsetzungsrate von 50 %, liegt hier bei 19,3°KW, vergleichsweise spät aufgrund des ebenfalls spät eingestellten Zündzeitpunktes (Maßnahme zur innermotorischen Reduzierung der NO<sub>x</sub>-Emissionen).

In der Software GT-Power®, Industriestandard für derartige Anwendungen, wurde demnach ein belastungsfähiges, eindimensionales Motormodel erstellt, das den im BHKW verbauten Verbrennungsmotor detailliert repräsentiert. Damit lassen sich auf Grundlage dieser Simulationsergebnisse einerseits Aussagen über innermotorische Zustände wie Massendurchsätze in der Ladungswechselphase sowie Brenn- und Temperaturverläufe machen, anderseits aber auch Abgaszusammensetzungen des Verbrennungsmotors abschätzen.

# 2.8 Arbeitspaket 8: Motormessungen mit Reformatgas

# Forschungsstelle ZBT

Für den sicheren Betrieb des BHKW mit toxischen (CO) und explosiven Gasen (H<sub>2</sub> und CH<sub>4</sub>) wurde zunächst eine Sicherheitsanalyse für den Prüfstand, über den diese Gase dem BHKW zudosiert werden, durchgeführt. Darüber hinaus wurde eine Gaswarnanlage (TOX-, EX-Sensor) installiert, die im Notfall die Versorgung des BHKW mit den genannten Gasen unterbricht und somit die Sicherheit des Betreibers gewährleistet.

# Forschungsstelle IVG

Nachdem der Motor-Istzustand im Erdgasbetrieb in AP 2 erfolgreich erfasst wurde, wurde der Verbrennungsmotor im Rahmen von AP 8 auf Reformatgasbetrieb umgebaut. Dazu waren insbesondere diverse Anpassungen der Infrastruktur der Prüfstandsumgebung sowie des Anschlusses der Gasversorgung des Aggregats nötig. Damit wurde eine variable Umschaltung zwischen regulärem Erdgasbetrieb und synthetischem Reformatgasbetrieb realisiert. Eine im Anschluss daran noch ausstehende, jedoch nicht zu vernachlässigende, motorseitige Anpassung betraf den Austausch der Zündkerze. Abbildung 2-42 zeigt links die serienmäßig im BHKW verbaute Vorkammerzündkerze. An der im Brennraum befindlichen Vorkammer geht jedoch bei wasserstoffhaltigen Brennstoffgemischen eine nicht zu vernachlässigende, gesteigerte Glühzündungsgefährdung aus. Aus diesem Grund wurde im Hinblick auf den anstehenden Reformatgasbetrieb statt der serienmäßigen Vorkammerkerze eine konventionelle Hakenkerze im Motor verbaut.



Abbildung 2-42: Anpassung der Zündkerze an Reformatgasbetrieb; links: Serienmäßige Vorkammerkerze für Erdgasbetrieb, rechts: Hakenkerze aus dem Zubehör für Wasserstoffbetrieb

Durch den Austausch der Vorkammerkerze gegen eine Hakenkerze kommt es allerdings vor allem bei mageren Gemischen automatisch zu einer Veränderung der innermotorischen Verbrennung. Der einzelne Zündfunke der Hakenkerze bewirkt im Vergleich zu den fünf Zündstrahlen der Vorkammerkerze eine deutliche Verschlechterung von Entflammung und Hauptverbrennung.

Die maßgeblichen Auswirkungen auf das motorische Verhalten zeigen Abbildung 2-43 undAbbildung 2-44. Hier sind die Zylinderdruckverläufe für den Erdgasbetrieb mit Vorkammer- und Hakenkerze sowie die daraus ermittelten Heizverläufe über dem Kurbelwellenwinkel aufgetragen. Dabei wurde jeweils, durch den Speicher des Messcomputers begrenzt, die maximal mögliche Anzahl von 143 aufeinanderfolgenden Zyklen aufgenommen und gemittelt. Was generell an den dargestellten Druckverläufen auffällt, ist der "Absatz" im Bereich des oberen Totpunktes bei 0°KW. Dieser ergibt sich infolge des sehr späten Zündzeitpunktes von 8°KW vor OT, der allerdings durch die SenerTec-Entwickler im Hinblick auf möglichst geringe NO<sub>X</sub>-Emissionen bereits ab Werk voreingestellt ist.

An Abbildung 2-43 wird außerdem ersichtlich, dass der Zylinderspitzendruck aufgrund des Austauschs der Zündkerze um etwa 15 % reduziert und demnach die Verbrennung sehr weit in Richtung spät verschleppt wird. Lediglich kurz nach erfolgter Zündung verläuft der Zylinderdruck im Erdgasbetrieb mit Vorkammerkerze für wenige Grad Kurbelwellenwinkel unter dem Zylinderdruck bei Einsatz einer Hakenkerze, da es aufgrund der Vorkammer zu einer längeren Zündverzugszeit und damit zu einer verzögerten Verbrennungsdruckentwicklung kommt.



Abbildung 2-43: Auswirkungen des Zündkerzenwechsels auf den Zylinderdruckverlauf

Besonders deutlich wird diese Auswirkung auch bei der Betrachtung des Heizverlaufes in Abbildung 2-44. Bis auf den kleinen, bereits angesprochenen Bereich um den oberen Totpunkt findet die Verbrennung des Gemisches mithilfe der Vorkammerkerze wesentlich schneller statt, als mittels Hakenkerze. Der Heizverlauf mit Vorkammerkerze steigt insgesamt erkennbar stärker an und erreicht zusätzlich einen deutlich höheren Spitzenwert zu einem früheren Zeitpunkt. Letztlich ist die Schwerpunktlage der Verbrennung also bereits nur aufgrund des Einbaus der Hakenkerze um 4°KW verzögert, ohne dass bisher Änderungen an der Gasversorgung vorgenommen wurden.





Mit diesen Anpassungen konnte schließlich ein vollfunktionstüchtiger Motorenprüfstand aufgebaut werden, der einen variablen Betrieb mit Erdgas und Reformatgas ermöglicht. Die Reformatgasversorgung wurde mithilfe eines 3/2-Wege-Magnetventils parallel zur Erdgasversorgung an den serienmäßigen Gasanschluss des BHKW geschaltet und über volumenstromgeregelte Mass Flow Controller zudosiert.

Aufgrund des Serienzustandes des BHKW ergaben sich allerdings hinsichtlich Gasversorgung über die MFC auch einzuhaltende Randbedingungen. Zum einen ist der serienmäßige Erdgasanschluss mit 5 mbar  $\leq p < 200$  mbar druckbegrenzt und zum anderen darf die abgegebene elektrische Leistung  $P_{el}$  über einen Zeitraum von ca. 1 Minute nicht um mehr als 0,5 kW nach oben/unten von den 5,5 kW elektrischer Sollleistung abweichen. Das bedeutet für die praktische Versuchsdurchführung, dass die Volumenströme der MFC durch die Leitungsdruckbegrenzung hinter den Controllern wahllos eingestellt werden konnten. Das hat wiederum zur Folge, dass bei wasserstoffhaltigen Mischungen aufgrund der stark unterschiedlichen Dichten der einzelnen Gaskomponenten der benötigte Volumenstrom nicht erreicht und der Heizwert des Reformatsgases demnach nicht konstant zum Heizwert der Nennbetriebsmischung gehalten werden konnte. Im Hinblick auf ein mögliches beantragtes Folgeprojekt befinden sich der Umbau zu einer druckunabhängigen Gasversorgung und die Umgehung der serienmäßigen Leistungsüberwachung mit Unterstützung von SenerTec schon in der Vorbereitung.

Im Rahmen der Vorhabensdauer konnte die Anlagensteuerung jedoch nicht in dieser Art umgangen werden, sodass eine schrittweise Verstellung der Gaszusammensetzung in den aufgeführten Grenzen als Versuchskonzept vorgesehen wurde. Die Umschaltung von Erdgas- auf Reformatgasbetrieb fand dabei bei laufendem Motor statt. Die gewählten Gaszusammensetzungen im Synthesegasbetrieb sind in Tabelle 2-13 aufgelistet.

1

e42			
Gas	V' <sub>B</sub> [l/min]	Gemisch [%]	
CH <sub>4</sub>	35	100	
H <sub>2</sub>	0	0	
CH₄	30	75	
H <sub>2</sub>	10	25	
CH <sub>4</sub>	25	61	
H <sub>2</sub>	16	39	
CH <sub>4</sub>	20	44	

Tabelle 2-13: Gaszusammensetzun	ngen im Reformatgasbetrieb
---------------------------------	----------------------------

CH <sub>4</sub> -H <sub>2</sub> -CO-Mischungen			
Gas	V' <sub>B</sub> [l/min]	Gemisch [%]	
CH <sub>4</sub>	28	75	
H <sub>2</sub>	8	21	
CO	1,5	4	
CH <sub>4</sub>	25	65	
H <sub>2</sub>	12	31	
СО	1,5	4	
CH₄	20	47,5	

CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-Mischungen

H <sub>2</sub>	25	56
CH <sub>4</sub>	15	30
H <sub>2</sub>	35	70
CH₄	7	12
H <sub>2</sub>	50	88
CH <sub>4</sub>	0	0
H <sub>2</sub>	68	100

H <sub>2</sub>	20	47,5
CO	2	5
CH₄	13	28
H <sub>2</sub>	31	66
CO	3	6
CH₄	0	0
H <sub>2</sub>	60	97
CO	2	3

Die größten Anteile an der Synthesegaszusammensetzung haben Methan und Wasserstoff. Dabei macht Methan den Großteil von Erdgas aus, während Wasserstoff entscheidend die Verbrennungschemie verändert. Daher wurden im Rahmen einer ersten Messreihe die unterschiedlichen Einflüsse beider Gase auf das motorische Verhalten des BHKW-Motors untersucht. Der linke Teil von Tabelle 2-13 zeigt die verschiedenen CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-Mischungen, mit denen die Anlage betrieben wurde. Dabei wurde die Zusammensetzung schrittweise von reinem Methan zu reinem Wasserstoff variiert und jeweils auf maximal möglichen Brennstoffvolumenstrom eingestellt. Abbildung 2-45 stellt dazu die gemessenen Zylinderdruckverläufe dar.



Abbildung 2-45: Zylinderdruckverläufe bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-Mischungen

Die Abbildung zeigt, dass der Zylinderdruck mit steigendem Wasserstoffanteil aufgrund der höheren Flammengeschwindigkeit von Wasserstoff wesentlich schneller ansteigt und der Spitzendruck somit um einige Grad Kurbelwellenwinkel früher anliegt. Noch deutlicher lässt sich die schnellere Reaktion auch anhand der auf die eingesetzte Energie normierten Heiz-64 von 83 verläufe in Abbildung 2-46 ersehen. Hier wird die wesentlich schnellere Wärmefreisetzung bei hohen Wasserstoffanteilen besonders deutlich.



Abbildung 2-46: Energienormierte Heizverläufe bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-Mischungen

Die bereits angesprochene Druckbegrenzung der Gasversorgung des BHKW führte dazu, dass die für konstante Leistung benötigte Brennstoffmasse nicht zugeführt werden konnte. In Verbindung mit einem konstant angesaugten Luftmassenstrom ergibt sich daraus zunächst einmal zum einen ein erheblicher Anstieg des Verbrennungsluftverhältnisses von 1,5-1,6 auf Werte >3 und zum anderen ein Absinken der Motorleistung um über 40 %, wie in Abbildung 2-47 dargestellt, jeweils im Extremfalls des reinem Wasserstoffbetriebs.



Abbildung 2-47: Auswirkungen auf Verbrennungsluftverhältnis und innere Leistung des Motors bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-Mischungen

Wird die innere Leistung wiederum auf die eingesetzte Brennstoffenergie bezogen, ergibt sich der innere Wirkungsgrad des Motors, der in Abbildung 2-48 zusammen mit den Auswirkungen auf die NO<sub>X</sub>-Emissionen dargestellt ist. Hier zeigt sich bei zunehmendem Wasserstoffanteil ein annähernd konstanter innerer Wirkungsgrad. Gleichzeitig ermöglicht die Abmagerung eine erhebliche Reduzierung der abgegebenen NO<sub>X</sub>-Emissionen von ehemals 120 auf bis zu 30 ppm.

Letztendlich heißt das für die Wasserstoffbeimischung, dass bei Erhöhung der zugeführten Energie und anschließender Optimierung des Zündwinkels eine Wirkungsgradsteigerung bei konstanten NO<sub>x</sub>-Emissionen möglich erscheint.



Abbildung 2-48: Auswirkungen auf NO<sub>X</sub>-Emissionen und inneren Wirkungsgrad bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-Mischungen

Eigenen Angaben zufolge erwarten die BHKW-Hersteller ab 2017 einen NO<sub>x</sub>-Grenzwert von 240 g/kWh bzw. 80 ppm. Die Sitzungen des PA zeigten dementsprechend, dass die Industrie zur Zeit ein erhöhtes Interesse an einer Reduzierung der NO<sub>x</sub>-Emissionen hat. Diesem Sachverhalt wurde in den Arbeitspaketen des beantragten Folgeprojektes entsprochen.

Wird der Gasmischung aus Methan und Wasserstoff zusätzlich Kohlenstoffmonoxid als weiterer Hauptbestandteil von Synthesegas beigegeben, ergeben sich die Zylinderdruckverläufe in Abbildung 2-49.



Abbildung 2-49: Zylinderdruckverläufe bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-CO-Mischungen

Hier wurde die Anlage mit den verschiedenen CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-CO-Mischungen des rechten Teils von Tabelle 2-13 betrieben. Auch hier wurde erneut die Zusammensetzung schrittweise von reinem Methan zu einer reinen Wasserstoff-Kohlenmonoxid-Mischung variiert und jeweils auf maximal möglichen Brennstoffvolumenstrom eingestellt.





Abbildung 2-50 stellt dazu die entsprechenden Heizverläufe, normiert auf die eingesetzte Brennstoffenergie, dar. Die Abbildung zeigt, dass die Wärmefreisetzungsrate auch mit steigendem Synthesegasanteil ansteigt. Zwar ist dieser Trend im Vergleich zur reinen Wasserstoffbeimischung abgeschwächt, aber ähnlich wie in den Heizverläufen in Abbildung 2-46 zu sehen. Ebenfalls deutlich wie in den vorangegangenen Darstellungen sind die in Abbildung 2-51 aufgezeigten Auswirkungen des ansteigenden Synthesegasanteils im Brenngas auf das Verbrennungsluftverhältnis und die innere Motorleistung. Auch hier kommt es zu einer Abmagerung auf Werte >3 bei gleichzeitiger Abnahme der inneren Motorleistung um annähernd 40 % im reinen Synthesegasbetrieb. Bei Betrachtung der resultierenden motorischen Auswirkungen sind im Gegensatz zu den Druck- und Heizverläufen keine Unterschiede zum Reformatgasbetrieb mit reinem Methan und Wasserstoff auffällig.



Abbildung 2-51: Auswirkungen auf Verbrennungsluftverhältnis und innere Leistung des Motors bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-CO-Mischungen

Wird für diese Messreihe ebenfalls die innere Leistung auf die eingesetzte Brennstoffenergie bezogen, so dass sich der innere Wirkungsgrad des Motors ergibt, zeigt Abbildung 2-52 hier auch wieder einen annähernd konstanten inneren Wirkungsgrad bei gleichzeitig abnehmenden NO<sub>x</sub>-Emissionen. Zwar erreichen die NO<sub>x</sub>-Emissionen lediglich Werte von ca. 60 ppm, allerdings liegen diese immer noch ca. 20 ppm unter den bereits angesprochenen Grenzwerten, die ab 2017 auf die BHKW-Hersteller zukommen.



Abbildung 2-52: Auswirkungen auf NO<sub>x</sub>-Emissionen und inneren Wirkungsgrad bei CH<sub>4</sub>-H<sub>2</sub>-CO-Mischungen

Zusammenfassend kann anhand der erläuterten Messergebnisse festgehalten werden, dass sowohl bei einer reinen Wasserstoffbeimischung als auch bei zusätzlicher Kohlenstoffmonoxidbeimischung trotz deutlicher Reduktion des Verbrennungsluftverhältnisses eine wesentlich schnellere Verbrennung realisiert werden konnte. Dabei konnte außerdem bei annähernd konstantem Motorwirkungsgrad eine signifikante Reduzierung der NO<sub>x</sub>-Emissionen bewirkt werden. Im Rahmen sämtlicher Messungen im Reformatgasbetrieb konnte positiv festgestellt werden, dass bei den eingestellten Betriebsparametern zu keiner Zeit Klopfen oder Glühzündung auftraten.

3 Darstellung des wissenschaftlich-technischen und wirtschaftlichen Nutzens der erzielten Ergebnisse

# 3.1 Wissenschaftlich-technischer Nutzen

Der wissenschaftlich-technische Nutzen liegt einerseits im hier erfolgten <u>Funktionsnachweis</u> der thermochemischen Rekuperation, aber auch in den Erkenntnissen der Untersuchungen in den beiden Teilbereichen <u>"konvektiv beheizter Reformer</u>" und <u>"Gasmotor im</u> <u>Synthesegasbetrieb</u>". Zunächst zu den letzteren:

Für die Dampfreformierung im wurde ein Katalysator identifiziert, der im Temperaturbereich von 360-600°C und für S/C-Verhältnisse von 0,8-2,5 Methan bis zum thermodynamischen Gleichgewicht ohne Kohlenstoffabscheidung zu Synthesegas umsetzt. Im TCR-Reaktor stellte sich eine Temperaturdifferenz 40 Κ zwischen von Abgaseinund Reformeraustrittstemperatur sowie Druckverluste auf Reformerseite < 5 mbar und auf Rauchgasseite < 10 mbar ein. Es konnte eine Heizwertzunahme von 5 % erzielt werden, 69 von 83

leicht besser als erwartet. Der Reformator ist damit für den Einsatz als thermochemischer Rekuperator, aber auch evtl. für andere Aufgaben in der Brennstoffaufbereitung einsetzbar.

Der BHKW-Motor wurde wissenschaftlich instrumentiert, der "normale" Erdgasbetrieb erfasst und in einem 1D-Modell abgebildet. Im Reformatgasbetrieb zeigte sich bei höherer H2- und geringerer CH4-Konzentration eine schnellere Wärmefreisetzung und somit eine thermodynamisch günstigere Verbrennung. Es war möglich, den Motor mit einer 50%igen H<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>-Mischung von  $\lambda$  = 1,5 auf bis zu  $\lambda$  = 3,5 bei konstantem Wirkungsgrad und deutlich geringeren NOX-Emissionen von 70 ppm abzumagern. Es ist also prinzipiell möglich, den Kompromiss aus Wirkungsgrad und Emissionen durch TCR positiv zu beeinflussen.

In der Kombination wurde also die prinzipielle Funktionalität von TCR am Beispiel des Versuchsträgers SenerTec Dachs nachgewiesen. Im hier abgeschlossenen Vorhaben waren Reformer und BHKW in Leistung und Volumenströmen aufeinander abgestimmt. Daher steht jetzt dem Entwicklungsingenieur für die Auslegung von zukünftigen TCR-Anlagen ein konsistenter Basisdatensatz zur Verfügung. Weitere Optimierung, die direkte Anbindung des TCR-Reformers an das BHKW und die Übertragbarkeit auf andere BHKW-Leistungsklassen sind geplante Gegenstände eines beantragten Folgeprojektes. Für dieses, und/oder andere Vorhaben der IGF stehen nun auch ein vollständig instrumentiertes, "indiziertes" BHKW, 1D-Modell, TCR-Reaktor mit erarbeiteten Auslegungsvorgaben, dessen ein ein Reformerteststand und Berechnungsmethoden zur Wirtschaftlichkeitsbetrachtung als weitere wissenschaftlich-technische Ergebnisse des Vorhabens zur Verfügung.

# 3.2 Wirtschaftlicher Nutzen

Der wirtschaftliche Nutzen der TCR-Technik wird explizit durch die im Vorhaben Wirtschaftlichkeitsbetrachtung, durchgeführte siehe Abschnitt 2.6, demonstriert. Zusammengefasst, auf Basis der Simulationen und Messungen konnte die prinzipielle Wirtschaftlichkeit der TCR für eine Beispielanwendung nachgewiesen werden. Für das Entschwefelungsmaterial sowie den Reformerkatalysator wurden zusätzliche Wartungskosten in Höhe von 0.32 ct/kWhErdgas ermittelt. Für ein gegebenes Beispiel-Wärmelastprofil konnte eine Steigerung der Volllastbetriebsstunden eines BHKW von 12 % und des Gewinns um 16 % durch den Einsatz der TCR nachgewiesen werden.

Diesen <u>Wirtschaftlichkeitsvorteil</u> können nun die Produzenten von BHKWs und Anlagenplaner und –bauer in einen <u>Wettbewerbsvorteil</u> umsetzen. Dazu wird weitere FuE-Arbeit notwendig sein. Ein Folgevorhaben ist beantragt, um einen Teil dieser FuE vorwettbewerblich zum Nutzen von kmU an den auch hier beteiligten Forschungsstellen durchzuführen.

Auch der oben beschriebene Erkenntnisgewinn zu den Themen "konvektiv beheizter Reformer" und "Gasmotor im Synthesegasbetrieb" kann unabhängig von der Nutzung in

BHKW in wirtschaftlichen Nutzen umgesetzt werden. Z.B. kann thermochemische Rekuperation durch einen konvektiven Reformer nach hier entwickeltem Funktionsmuster auch in Öfen zur Prozesswärme-Bereitstellung oder sogar in Gasturbinen durchgeführt werden, um die Brennstoffkosten zu senken. Ebenso geht der Nutzen verringerter Schadstoffemissionen oder gesteigerten Wirkungsgrads beim Einsatz von Synthesegas über BHKWs hinaus, denn viele Gasmotoren werden nicht in Kraft-Wärme-Kopplung sondern nur zur Bereitstellung von mechanischer oder elektrischer Leistung eingesetzt.

#### Ergebnistransfer 4

Nachfolgend werden die im Bewilligungszeitraum (01.07.2012 – 30.06.2014) durchgeführten und die darüber hinaus in 2014 geplanten Transfermaßnahmen aufgeführt.

Maßnahmen	Ziel	Rahmen	Datum/Zeitraum
Vortrag auf			
Innovationsforum		Reformertechnologie für KWK	Mrz 2013
HySmart			
Präsentation auf			
dem ZBT-		Bekanntmachung der TCR-Technik bei KMI Is	April 2013
Messestand der			7 pm 2010
Hannover-Messe			
Poster auf dem 6.		Reformerauslegung & Konstruktion Motorsimulation	Mai 2013
AiF-Workshop	Bekanntmachung und sukzessive		
Energietagen der WTZ gGmbH	Vorstellung der Projektergebnisse vor einem breiten Fachpublikum.	Wirkungsgradpotentiale, Katalysatoruntersuchungen und Reformerauslegung	Mai 2013
Präsentation auf dem ZBT- Messestand der Hannover-Messe		Bekanntmachung der TCR-Technik bei KMUs	April 2014
Poster auf dem 7. AiF-Workshop		Reformerauslegung bzwCharakterisierung und Motorsimulation bzwMessungen sowie Wirtschaftlichkeitsanalyse	Mai 2014
		Vorstellung des Projektes und aktive Diskussion der geplanten Arbeiten	IV. Quartal 2012
Projekt- begleitender	Die Forschungsergebnisse sollen fort- laufend im PA ausführlich diskutiert werden.	Vorstellung der ersten Ergebnisse und Diskussion des weiteren Vorgehens	ll. Quartal 2013
Ausschuss PA		Vorstellung der Zwischenergebnisse Reformeraufbau und Motorsimulation / Verbrennungschemie	IV. Quartal 2013
		Abschlusspräsentation und Diskussion der Projektergebnisse	ll. Quartal 2014
4.2 Geplante spezifis	sche Transfermaßnahmen nach der Proje	ktiaufzeit	
Transfer in die Industrie	Aktives Zugenen auf KMUS autsemalb des PA, die sich mit der Fertigung von ver- fahrenstechnischen Anlagen beschäftigen. Akquisition neuer, innovativer Beschäftigungs- felder	E4 Versenden des Abschlussberichts und Führen von Gesprächen mit Firmenvertretern.	nach Projektende
ZBT-Homepage	Bekanntmachung der Ergebnisse einem	Upload des Abschlussberichts auf die ZBT-Homepage	III. Quartal 2014
Beitrag in der BWK	breiten Publikum von Systementwicklern	Vorzüge der TCR-Technologie	IV. Quartal 2014
Beitrag in der MTZ industrial		Vorzüge der TCR-Technologie	IV. Quartal 2014

4.1 Geplante spezifische Transfermaßnahmen während der Laufzeit des Vorhabens
## 5 Durchführende Forschungsstellen

Forschungsstelle 1 Zentrum für BrennstoffzellenTechnik GmbH Carl-Benz-Str. 201 47057 Duisburg Tel.: 0203 / 7598-0 Fax: 0203 / 7598-2222 E-Mail: info@zbt-duisburg.de Leitung: Prof. Dr. rer. nat. A. Heinzel Projektleitung: Dr.-Ing. C. Spitta Forschungsstelle 2 Universität Duisburg-Essen Institut für Verbrennung und Gasdynamik Lotharstraße 1 47057 Duisburg Tel.: 0203 / 379-3417 Fax: 0203 / 379-3087 E-Mail: office.ivg@uni-due.de Prof. Dr. rer. nat. C. Schulz Leitung: Projektleitung: Prof. Dr. S. Kaiser

## 6 Förderhinweis

Dieses IGF-Vorhaben der Forschungsvereinigung IUTA wurde über die AiF im Rahmen des Programms zur Förderung der Industriellen Gemeinschaftsforschung (IGF) vom Bundesministerium für Wirtschaft und Energie aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages gefördert.

- 7 Literaturverzeichnis
- [Sen 01] Datenblatt: "Der Dachs, Die Kraft-Wärme-Kopplung", SenerTec Kraft-Wärme-Energiesysteme GmbH, Schweinfurt

[VDI] VDI Wärmeatlas, VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen, Düsseldorf, Deutschland

## 8 Anhang

Tabelle 8-1: Referenzzusammensetzung für Duisburger Stadt-Erdgas laut GC-Analyse in Kalenderwoche 16, Jahr 2013.

			Konzentration	Konzentration	
Name	chemische Formel	Molmasse [g/mol]	[Vol%]	[Mol%]	
			Duisburg (KW 16, 2013)		
Methan	CH4	16,04	90,52	90,46	
Wasserstoff	H2	2,02			
Ethan	C2H6	30,07	5,63	5,67	
Ethylen		28,05			
Acetylen		26,04			
Propan	C3H8	44,10	0,72	0,73	
Kohlendioxid	CO2	44,01	1,45	1,46	
Propylen		42,08			
2-Methylpropan/iso-	C4H10	58 12			
Butan		00,12	0,10	0,11	
n-Butan	C4H10	58,12	0,08	0,08	
Sauerstoff		32,00			
Stickstoff	N2	28,01	0,96	0,95	
iso-Butylen		56,11			
trans-Butylen		56,11			
2-Methylbutan/iso-	C5H12	72.15			
Pentan		,	0,03	0,03	
n-Pentan	C5H12	72,15	0,02	0,02	
Kohlenmonoxid	СО	28,01			
Hexan + höhere KW					
Summe			99,51	99,51	
Abrechnungsbrennwert [kWh/m <sup>3</sup> ]			11,38		

Heizwert [kWh/m <sup>3</sup> ]	10,28
Heizwert [kJ/m <sup>3</sup> ]	37003,50
Molmasse [kg/mol]	17,56
Abrechnungsnormdichte [kg/m <sup>3</sup> ]	0,79
Relative Dichte	0,61
Oberer Wobbe Index [kWh/m <sup>3</sup> ]	14,60
Unterer Wobbe Index [kWh/m <sup>3</sup> ]	13,19



Abbildung 8-1: Fließbild des Teststandes zur Charakterisierung des konvektiv beheizten Reformers.



Abbildung 8-2: Vergleich CH<sub>4</sub>-Konzentrationen gemessenen der mit der thermodynamischen CH<sub>4</sub>-Gleichgewichtskonzentration für S/C=2,0 und unterschiedliche Raumgeschwindigkeiten bei Variation der Reformierungstemperatur.



Abbildung Vergleich CH₄-Konzentrationen 8-3: der gemessenen der mit thermodynamischen CH<sub>4</sub>-Gleichgewichtskonzentration für S/C=2,5 und unterschiedliche Raumgeschwindigkeiten bei Variation der Reformierungstemperatur.

Tabelle 15: Geometriedaten des Reformerreaktors

Beschreibung	Symbol	Wert	Einheit
Durchmesser			
Außendurchmesser der Rohre	da	25	[mm]
Durchmesser der Löcher im Umlenkblech	d <sub>B</sub>	25,2	[mm]
Innendurchmesser der Rohre	dı	22	[mm]
Mittlerer Sauterdurchmesser	dp	3	[mm]
Innendurchmesser des Mantelstutzens	ds	39	[mm]
Durchmesser des Umlenkblechs	D <sub>1</sub>	187	[mm]
max. Kreisdurchmesser der Rohre	D <sub>B</sub>	184	[mm]
Innendurchmesser des Mantels	D	187	[mm]
	•	•	•
Längen und Abstände		_	
Abstand zwischen den Rohren	e	5	[mm]
Abstand des äußersten Rohres zum Mantel	e <sub>1</sub>	15	[mm]
Länge des Reformers	L <sub>R</sub>	301	[mm]
Länge des Überhitzers	Lo	300	[mm]
Höhe des Ausschnitts im Umlenkblech	Н	335	[mm]
Rohrteilung quer zur Strömungsrichtung	S <sub>1</sub>	52	[mm]
Rohrteilung in Stömungsrichtung	S <sub>2</sub>	15	[mm]
Abstand zwischen den Umlenkblechen	S	85	[mm]
Abstand zwischen Umlenkblech und Rohrboden	SE	85	[mm]
Dimensional on Children			
Dimensionslose Groben	n	21	r 1
Anzahl aller Rohre	n-	7	[-]
Anzahl aller Rohre im oberen und unteren Fenster	n	15	[]
Anzahl der Kohrreihen in einer Fensterzone	URF D	1,5	[-]
Anzahl der Umlenkbleche	nu n	0	[-]
Anzahl der Hauptwiderstände in Querströmrichtung zwischen den Umlenkblechen	nw	8	[-]
Anzahl der Hauptwiderstände in Querströmrichtung in einer Anfangs- oder Endzone	n <sub>we</sub>	9	[-]
Anzahl der Zwischenräume zwischen den Rohren am max. Querschnitt	nz	6	[-]
Porosität der Katalysatorschüttung	φ	0,4	[-]
Druckverlustformfaktor	Φ	0,4	[-]



Abbildung 8-4: Ermittlung der Hauptwiederstände in der Querströmung [VDI]

Druckverluste im Außenraum						
Bezeichung	Symbol	Wert für S/C = 0,8	Wert für S/C = 1,5	Einheit		
Normvolumenstrom	Ϋ́ <sub>N</sub>	9,34	9,64	1 <sub>N</sub> /s		
Druckverlust in den Mantelstut- zen	Δps	206,53	219,79	Pa		
Druckverlust in den Fensterzo- nen	Δp <sub>F</sub>	568,39	585,83	Pa		
Druckverlust in den Endzonen	$\Delta p_{QE}$	137,12	136,16	Pa		
Druckverlust in den Querströ- mungszonen	Δp <sub>Q</sub>	236,98	235,32	Ра		
Gesamter Druckverlust im Au- ßenraum	Δpa	1149,02	1177,10	Pa		
Gesamter Druckverlust im Außenraum	Δp <sub>a</sub>	11,49	11,77	mbar		

Tabelle 16: Druckverluste der Rauchgasseite bei 6 Umlenkblechen.

Tabelle 17: Druckverluste der Rauchgasseite bei 4 Umlenkblechen.

Druckverluste im Außenraum						
Bezeichung	Symbol	Wert für S/C = 0,8	Wert für S/C = 1,5	Einheit		
Normvolumenstrom	Ϋ́ <sub>N</sub>	9,34	9,64	1 <sub>N</sub> /s		
Druckverlust in den Mantelstut- zen	$\Delta p_S$	206,53	219,79	Pa		
Druckverlust in den Fensterzo- nen	$\Delta p_F$	288,33	297,01	Pa		
Druckverlust in den Endzonen	$\Delta p_{QE}$	71,53	71,32	Pa		
Druckverlust in den Querströ- mungszonen	$\Delta p_Q$	77,97	77,74	Pa		
Gesamter Druckverlust im Au- Benraum	Δpa	644,36	665,86	Pa		
Gesamter Druckverlust im Außenraum	Δpa	6,44	6,66	mbar		

Tabelle 18: Druckverluste des Überhitzerteils.

Temperatur am Übergang vom Überhitzer zum Reformer	Druckverlust im Überhitzerrohr bei l <sub>C</sub> = 300 mm				
[°C]	[mbar]				
160	0,00052				
200	0,00057				
240	0,00062				
280	0,00068				
320	0,00073				
360	0,00079				
400	0,00086				
440	0,00092				
480	0,00099				

## Tabelle 19: Wärmeübertragung im Reaktor

Überhitzer							
	Sym-	Wert für S/C = 0.8		Wert für S/C = 1.5			
Bezeichnung	bol	4 Bleche	6 Bleche	4 Bleche	6 Bleche	Einheit	
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohraußenwand	a"	83,372	98,936	81,579	96,869	W/(m <sup>2</sup> K)	
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohrinnenwand	α <sub>i</sub>	9,960	9,960	9,259	9,259	W/(m <sup>2</sup> K)	
Wärmedurchgangs- koeffizient	k	7,926	8,046	7,403	7,511	W/(m <sup>2</sup> K)	
Übertragener Wärmestrom	Q <sub>Überti</sub>	1617,077	1641,629	1510,531	1532,482	w	
Benötigter Wärmestrom aus Simulation	Q <sub>ben</sub>	573,793	573,793	761,846	761,846	w	
Wärmestromdifferenz	<b>Q</b> <sub>Dif</sub>	1043,284	1067,836	748,684	770,636	W	
Reformer							
	Sym-	Wert für	S/C = 0,8	Wert für S/C = 1,5			
Bezeichnung	bol	4 Bleche	6 Bleche	4 Bleche	6 Bleche	Einheit	
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohraußenwand	αa	87,462	103,723	87,388	103,670	W/(m <sup>2</sup> K)	
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohrinnenwand	α <sub>i</sub>	365,506	365,506	365,421	365,421	W/(m <sup>2</sup> K)	
Wärmedurchgangs- koeffizient	k	68,368	77,917	68,319	77,882	W/(m <sup>2</sup> K)	
Übertragener Wärmestrom	Q <sub>Überti</sub>	6387,38	7279,436	6382,810	7276,185	w	
Benötigter Wärmestrom aus Simulation	Q <sub>ben</sub>	1226,506	1226,506	1749,876	1749,876	w	
Wärmestromdifferenz	Q <sub>Dif</sub>	5160,873	6052,929	4632,934	5526,309	W	
Reaktor							
	Sym-	Wert für S/C = 0,8		Wert für	S/C = 1,5		
Bezeichnung	bol	4 Bleche	6 Bleche	4 Bleche	6 Bleche	Einheit	
Übertragener Wärmestrom	Q <sub>Übertı</sub>	8004,457	8921,065	7893,340	8808,667	W	
Benötigter Wärmestrom aus Simulation	Q <sub>ben</sub>	1800,299	1800,299	2511,721	2511,721	w	
Wärmestromdifferenz	Q <sub>Dif</sub>	6204,157	7120,766	5381,619	6296,946	W	

Tabelle 20: Wärmeübertragung für den Reformerreaktor.

Überhitzer						
	Sym-	Wert für S/C = 0,8		Wert für S/C = 1,5		
Bezeichnung	bol	4 Bleche	6 Bleche	4 Bleche	6 Bleche	Einheit
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohraußenwand	α	83,372	98,936	81,579	96,869	W/(m <sup>2</sup> K)
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohrinnenwand	α <sub>i</sub>	9,960	9,960	9,259	9,259	W/(m <sup>2</sup> K)
Wärmedurchgangs- koeffizient	k	7,926	8,046	7,403	7,511	W/(m <sup>2</sup> K)
Übertragener Wärmestrom	Q <sub>Übertı</sub>	1617,077	1641,629	1510,531	1532,482	w
Benötigter Wärmestrom aus Simulation	Q <sub>ben</sub>	573,793	573,793	761,846	761,846	w
Wärmestromdifferenz	Q <sub>Dif</sub>	1043,284	1067,836	748,684	770,636	W
Reformer						
	Sym-	Wert für	S/C = 0.8	Wert für S/C = 1,5		
Bezeichnung	bol	4 Bleche	6 Bleche	4 Bleche	6 Bleche	Einheit
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohraußenwand	α	87,462	103,723	87,388	103,670	W/(m <sup>2</sup> K)
Wärmeübergangskoeffizient an der Rohrinnenwand	αί	365,506	365,506	365,421	365,421	W/(m <sup>2</sup> K)
Wärmedurchgangs- koeffizient	k	68,368	77,917	68,319	77,882	W/(m <sup>2</sup> K)
Übertragener Wärmestrom	Q <sub>Überti</sub>	6387,38	7279,436	6382,810	7276,185	w
Benötigter Wärmestrom aus Simulation	Q <sub>ben</sub>	1226,506	1226,506	1749,876	1749,876	w
Wärmestromdifferenz	Q <sub>Dif</sub>	5160,873	6052,929	4632,934	5526,309	W
Reaktor						
	Sym-	Wert für	S/C = 0.8	Wert für	ert für S/C = 1,5	
Bezeichnung	bol	4 Bleche	6 Bleche	4 Bleche	6 Bleche	Einheit
Übertragener Wärmestrom	Q <sub>Überti</sub>	8004,457	8921,065	7893,340	8808,667	w
Benötigter Wärmestrom aus Simulation	Q <sub>ben</sub>	1800,299	1800,299	2511,721	2511,721	w
Wärmestromdifferenz	Önif	6204.157	7120,766	5381.619	6296.946	w



Abbildung 8-5: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=1,0 (vor Temperaturkorrektur).



Abbildung 8-6: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=1,0 (nach Temperaturkorrektur).



Abbildung 8-7: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=0,8 (vor Temperaturkorrektur).



Abbildung 8-8: Vergleich der gemessenen Konzentrationen mit den thermodynamischen Gleichgewichtskonzentrationen für den Betriebspunkt 20,5 kW und S/C=0,8 (nach Temperaturkorrektur).