TU Clausthal
Abteilung Thermische Prozesstechnik

Wissenschaftlicher Bericht zum Kooperationsvorhaben:

Entwicklung eines neuartigen Verbund-Verfahrens zur Hochtemperatur-Pyrolyse von kohlenstoffhaltigen Rest- und Abfallstoffen zwecks Überführung in ein BHKW-taugliches Brenngas

Teilvorhaben: *Chemisch-physikalische Modellierung des WAHRHEIT-Konzepts, energetische Optimierung und Reststoffverwertung*

Zuwendungsempfänger: **TU Clausthal**
- Abteilung Thermische Prozesstechnik -
Leibnizstraße 23
38678 Clausthal-Zellerfeld
www.tpt.tu-clausthal.de

Kooperationspartner: **Fa. Wahrheit Anlagenbau GmbH**
Schumacherstr. 25, 26817 Rhauderfehn

Fördermittelgeber: **AiF Projekt GmbH** (Berlin)

Förderkennzeichen: KK5156902RU1

Laufzeit des Vorhabens: 01.10.2021 - 31.03.2025

ZIM Zentrales Innovationsprogramm Mittelstand

Gefördert durch: Bundesministerium für Wirtschaft und Energie aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages

IHRE ANSPRECHPARTNER FÜR DIESEN BERICHT:

Name	Telefon	E-Mail
Dr.-Ing. Stefan Vodegel	(05323) 72 6122	stefan.vodegel@tu-clausthal.de
Dipl.-Ing. Hinnerk Bormann	(05323) 72 6223	hinnerk.bormann@tu-clausthal.de

Clausthal-Zellerfeld, 09. September 2026

Inhaltsverzeichnis

1 Zusammenfassung 1

2 Projektmotivation 3

3 Technische Funktionalität des Hochtemperaturpyrolyse-Konzeptes 4

4 Eingesetzte Anlagentechnik 6

4.1 Versuchsanlage 6

4.2 Mess-, Regel- und Analysentechnik 11

5 Versuchsprogramm 13

5.1 Brennstoffanalysen 13

5.2 Versuchsanlage 14

6 Versuchsergebnisse 16

7 Erstellung des chemisch-physikalischen Modells 21

7.1 Brennstoffanalytik der eingesetzten Materialien 21

7.2 Berücksichtigte Stoffe in der Simulation 21

7.3 Grundfließbild 23

7.4 Abweichungen von den Ursprungsideen 25

8 Ergebnisse der Simulationen 27

8.1 Bilanzdaten 27

8.2 RTO-naher Betrieb 29

8.3 Verfahrenstechnische Abhängigkeiten 31

8.4 Bewertung der experimentellen Meßergebnisse 34

9 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen 36

9.1 Aufgabenstellung und Lösungsweg 36

9.2 Basis der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen 37

9.2.1 Investkosten 38

9.2.2 Betriebskosten 39

9.2.3 Erlöse 39

9.3 Sensitivitätsanalysen 40

9.4 Folgerungen 45

10 Verwendete Quellen 46

11 Anhang 47

11.1 Abbildungsverzeichnis 47

11.2 Tabellenverzeichnis 49

1 Zusammenfassung

Das WAHRHEIT-Konzept wurde im Zeitraum 10.2021 bis 03.2024 experimentell und theoretisch weiterentwickelt. Die innovativen Ideen:

I. *Eine Pyrolysetemperatur im Bereich von 1.000 bis 1.200°C sichert bei den Einsatzstoffen Biomasse und Klärschlamm Teerfreiheit im Produktgas*

II. *Dampfzugabe im Eingangsbereich unterstützt eine schnelle Pyrolyse, Teerfreiheit und Maximierung der H_2-Ausbeute*

III. *Eine interne Wärmeverschaltung gemäß des Prinzips einer Regenerativen Thermischen Oxidation (RTO) gewährleistet eine gute Energieausbeute beim Verzicht auf fossile Energieträger im stationären Betrieb*

konnten bestätigt werden. Eine Summe von Einzelergebnissen läßt sich aufführen:

A. Prozessführung

1. Im Rohgas waren oberhalb einer Reaktortemperatur von 1.000 °C keine Teere zu finden

2. Die Dampfzugabe unterstützt Teerfreiheit und H_2-Maximierung. Allerdings existiert ein Optimalwert von ca. 15 bis 20 Ma.-%, bezogen auf den Massenstrom Biomasse bzw. Klärschlamm, am dem dieses Ziel am besten erreicht wird. Eine darüber hinaus gehende Menge verschlechtert die Prozessqualität in der Hinsicht, dass a) der CO_2-Gehalt auf Kosten des CO-Stromes steigt und b) die energetische Ausbeute sinkt.

3. Durch die prozessbedingte Begrenzung der Dampfzugabe verbleibt eine nennenswerte Menge an elementarem Kohlenstoff

4. Der Synthesegasanteil, errechnet aus der Summe von CO und H_2, lag bei der Forschungsanlage unabhängig von Biomasse bzw. Klärschlamm und unter den geltenden Prozessbedingungen bei 81 bis 85 Vol.-%$_{tr}$

5. Unter optimalen Prozessbedingungen liegt der Kaltgaswirkungsgrad des Prozesses bei 65% und der Gesamt-Wirkungsgrad bei 77%

6. Gemäß des chemisch-physikalischen Modells verbessern sich die Gaseigenschaften hinsichtlich H_2- und CO-Ausbeute sowie CH_4- und CO_2-Absenkung bis zu einem Wert von 1.100 °C signifikant. Danach ist eine deutliche Abflachung der temperaturabhängigen Verlaufskurven festzustellen. Dies gilt auch für den Gesamt-Volumenstrom zum BHKW. Oberhalb von 1.100 °C kann es sogar zu einer Verschlechterung kommen, da mehr Gas für die Beheizung des Brenners benötigt wird.

B. Wirtschaftlichkeit

7. Grundlage der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen war eine Modellanlage einer Feuerungswärmeleistung von 300 kW. Bei beispielsweise Hühnertrockenkot mit einem Heizwert von 13,23 MJ/kg entspricht dies einem Durchsatz von 80 kg/h. Angesetzt wurde ein Wärmeerlös von 3,0 ct/kWh und eine Stromvergütung für Neuanlagen gemäß EEG.

8. Die Wirtschaftlichkeit gestaltet sich bei der geringen Anlagengröße schwierig. Wesentliche Ursache ist, dass der Kapitalkostenanteil an den Gesamtkosten hoch ist

9. Unter den definierten Bedingungen sind sowohl Strom- als auch Wärmeerlöse für die Wirtschaftlichkeit notwendig. Beim angenommenen Wärmepreis von 3,0 ct/kWh ist ein Mindest-Stromerlös von 15,2 ct/kWh notwendig. Dies liegt oberhalb der Einspeisevergütung des EEG für Neuanlagen. Daher wäre die Alternative der Eigenstromnutzung zu prüfen, sofern ein entsprechend hoher Eigenstrombedarf besteht

10. Die jährliche Laufzeit auf Vollast muss bei der Modellanlage mindestens 7.000 Bh/a betragen

11. Größere Anlagen als angesetzt sind zur Nutzung des Degressionseffektes beim Invest hilfreich

C. Offene Punkte

12. Bei der Forschungsanlage konnte nur ein Teil der Pyrolyseschnecke beheizt werden. Außerdem war ein nennenswerter Stickstoffstrom notwendig, um die Analysegeräte mit dem notwendigen Mindest-Volumenstrom zu versorgen. Beides führte zu ***a)*** einer kurzen Gasverweilzeit und ***b)*** verbesserungswürdiger Reaktionszeit von Feststoff und Gas/Feststoff auf der gewünschten Reaktionstemperatur. Es ist sehr wahrscheinlich, dass die Gasausbeute und -qualität durch eine Pilotanlage verbessert werden könnte, die das WAHRHEIT-Konzept vollständig umsetzt.

Die Wiederfindungsrate an Kohlenstoff der Experimente an der Forschungsanlage lag nur bei ca. 85 Ma.-%, oft sogar noch schlechter. 15 % und mehr waren verschwunden. Auch nennenswerte Mengen des Ascheanteils der Biomasse waren nicht zu finden. Auch das spricht für eine Pilotanlage, welche das WAHRHEIT-Konzept vollständig umsetzt.

Die Simulationsergebnisse des chemisch-physikalischen Modells bilden eine hoffnungsvolle Basis, dass Gasqualität, -ausbeute und energetischer Wirkungsgrad verbessert werden könnten.

13. Die Versuchszeiten waren an der Forschungsanlage mit wenigen Stunden pro Experiment sehr kurz. Wünschenswert wäre ein Betrieb über mindestens ein paar Tage, um Betriebserfahrungen zu sammeln

14. Eine Steigerung der energetischen Ausbeute beeinflußt die Wirtschaftlichkeit zwar positiv. Es ist aber abzusehen, dass diese bei einer Feuerungswärmeleistung von 300 kWh noch ungenügend ist. Daher wäre eine Marktanalyse sinnvoll um zu ermitteln, wo Bedarf an größeren Anlagenausführungen besteht. Dabei wären neben einem preiswerten Input ein parallel hoher Eigenstrombedarf des Betriebes zu suchen. Alternativ wäre der Bedarf von Unternehmen der chemischen Industrie an Synthesegas zu ermitteln.

Fazit

Mit dem vorliegenden Vorhaben konnte die Machbarkeit eines teerfreien Gases aus Biomasse experimentell nachgewiesen werden. Das die Ergebnisse verwertende chemisch-physikalische Modell zeigte gute Gasausbeuten und -qualitäten sowie eine damit verbunden hohe energetische Ausbeute auf. Die Wirtschaftlichkeit des Konzeptes für Kleinanlagen erscheint noch schwierig. Die Ergebnisse sind aber von einer Qualität, dass sie zu veröffentlichen sind, um einen Beitrag zur Kommerzialisierung der Hochtemperaturpyrolyse zu bieten.

2 Projektmotivation

Mit der sauerstofffreien thermischen Zersetzung fester Stoffe möchten Anwender meist ein werthaltiges festes Produkt oder ein heizwertreiches organisches Kondensat gewinnen. Die Temperaturen bewegen sich i.d.R. in einem Bereich von 350 bis 850°C. Nicht etabliert ist die Zielstellung der Gewinnung von heizwertreichem Synthesegas, d.h. einer Gaszusammensetzung von v.a. H_2 und CO als Ausgangsstoffen chemischer Synthesen von Kohlenwasserstoffen. Dafür denkt man meist an das Verfahren der Vergasung.

Die Fa. *Wahrheit Anlagenbau GmbH* (Abk.: WAHRHEIT) entwickelte ein Konzept der Hochtemperaturpyrolyse, bei dem Reaktor und Förderschnecke aus Siliciumkarbid bestehen. Damit wird eine Reaktionstemperatur von 1.000 bis 1.200 °C möglich. Innovative Idee ist die Integration des Pyrolyseverfahrens in eine Anlagenkonzeption, welche an die Funktionsweise einer RTO angelehnt ist. Hohe Arbeitstemperaturen oberhalb von 1.000 °C sowie Dampf als Reaktionspartner ermöglichen thermochemische Vorgänge, welche in Pyrolyseanlagen gemäß Stand der Technik nicht etabliert sind. So entsteht die Chance auf sehr reine Produkte auf dem Koks- und Gasweg. Die chemische Energie kann in einem **B**lock**h**eiz**k**raft**w**erk (Abk.: BHKW) zu Strom und Wärme umgesetzt werden.

Die Verfahrensidee meldete WAHRHEIT bereits als Patent an[1].

Das Unternehmen besteht seit dem 6. August 2012. Die Kernkompetenz liegt auf der Entwicklung, Konstruktion und Fertigung von Anlagen zur Gasreinigung mit den Spezialitäten der Thermischen Nachverbrennung, **R**egenerativen **T**hermischen **O**xidation (Abk.: RTO) sowie Trockner- und Wärmetauscherbau. In Rhauderfehn besitzt die Firma eine eigene Produktionsstätte.

In der nordwestdeutschen Heimat des Stammsitzes besteht ein hoher Bedarf an Verwertungsmöglichkeiten von biologischen Siedlungsabfällen wie Putenmist, Hühnertrockenkot, Gärresten oder Klärschlamm. Es war geplant, dass die Anlagentechnik schon in geringen Betriebsgrößen für die Betreiber wirtschaftlich ist.

Vorarbeiten wurden vor Projektstart im Labormaßstab sowie auf der Konstruktionsseite geleistet. In den nächsten Schritten stand als Inhalt des vorliegenden ZIM-Vorhabens der Bau eines Prototyps und experimentelle Forschung & Entwicklung zur Erstellung verfahrenstechnischer Zusammenhänge an.

Als Entwicklungspartner für WAHRHEIT diente das CUTEC-Forschungszentrum mit der Abt. Thermische Prozesstechnik. In Clausthal steht eine umfangreiche Anlagentechnik vom Labor- bis in den Technikumsmaßstab für anwendungsorientierte F&E-Aufgaben auf dem Gebiet der Pyrolyse zur Verfügung. Erfahrenes wissenschaftliches und technisches Personal mit entsprechendem Know How bietet Partnern gute Möglichkeit zur verfahrenstechnischen Entwicklung eigener Ideen. Im beantragten Vorhaben war vorgesehen, eine detaillierte Massen-, Stoff- und Energiebilanzierung an einer Forschungsanlage durchzuführen. Dies ist die Voraussetzung für eine effiziente Anlagenoptimierung für verschiedene Einsatzstoffe, wie sie zum Anbieten eines attraktiven Produktes notwendig ist.

[1] Patent: *Pyrolyseverfahren und Pyrolysereaktor* /Ludger Wahrheit, Wilke Engelbart, Bert Ilgen, Stefan Münster / 10 2020 124 290.5 / 17.09.2020

3 Technische Funktionalität des Hochtemperaturpyrolyse-Konzeptes

Grundlegende Idee des Wahrheit-Verfahrens ist die Integration eines oder mehrerer Pyrolysereaktoren in eine Anlagenkonzeption, welche an die Funktionalität einer RTO angelehnt ist. Das Grundfließbild zeigt **Abb. 3-1**.

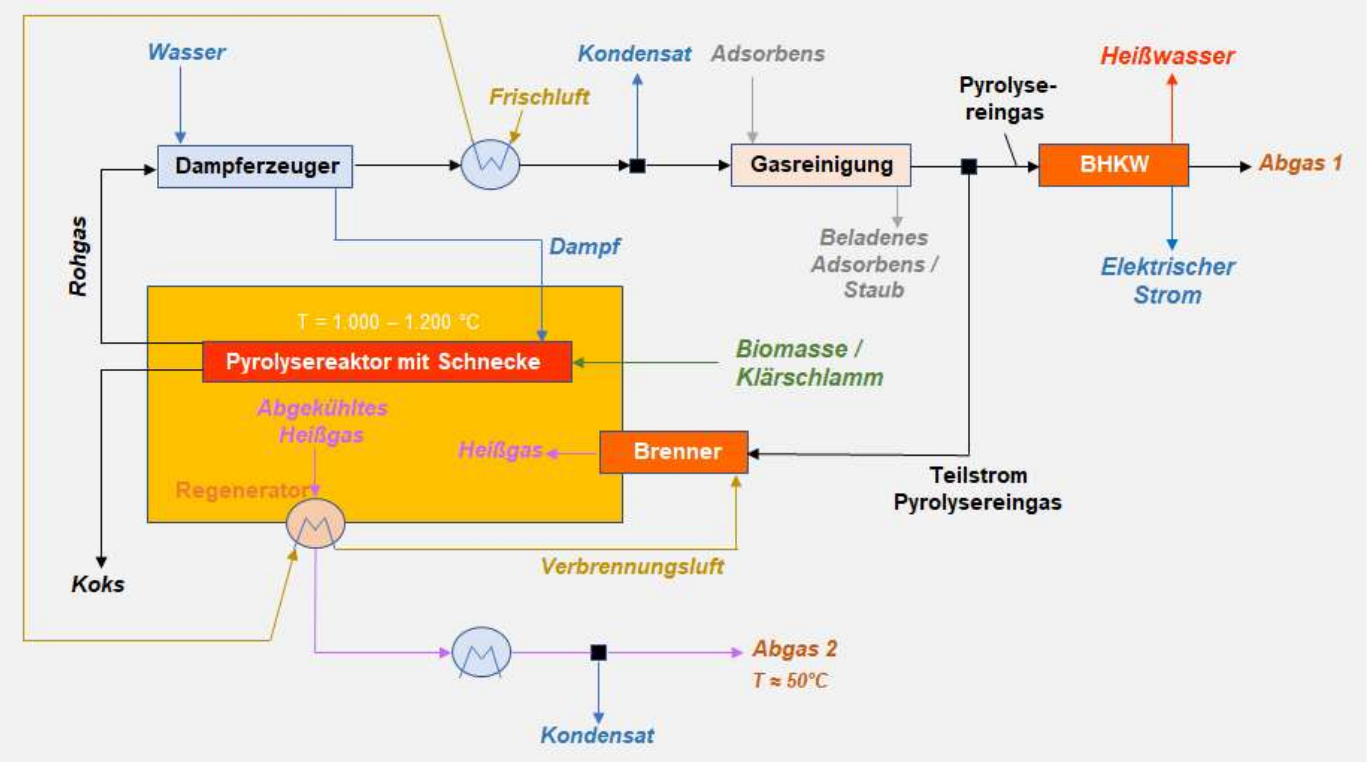


Abb. 3-1: *Grundfließbild des WAHRHEIT-Verfahrens*

Ein kohlenwasserstoffreicher Rest- oder Abfallstoff wird über einen Bunker auf eine Schnecke gegeben. Diese transportiert den Feststoff durch den Reaktor. Notwendige Wärme für endotherme Verdampfungs- und Spaltprozesse wird

a) über die Wand durch Wärmeleitung und

b) über Heißdampf einer Temperatur von 200 bis 500°C im vordersten Teil

eingetragen. Der Dampf ruft eine sehr schnelle Erhitzung hervor. Damit kann der gewünschte Temperaturbereich oberhalb 1.000°C schnell erreicht werden. Vorteile sind, dass die Bildung von Zwischenprodukten wie Teeren minimiert wird (→ *thermo-chemischer Vorzug*) und die Reaktorlänge kurz gehalten werden kann (→ *apparate- und materialtechnischer Vorzug*).

Welche Menge an Dampf technisch machbar und notwendig ist, soll durch das Forschungsvorhaben ermittelt werden.

Der Koks fällt in einen Stahlbehälter, der auszutauschen ist. Das Rohgas kühlt in einem ersten Wärmetauscher ab, welcher als Dampferzeuger konzipiert ist. Die durch das Gas abgegebene Energie erzeugt überhitzten Dampf.

Im WAHRHEIT-Konzept ist ein zweiter Wärmetauscher vorgesehen. Seine Aufgabe ist die Abkühlung des Pyrolysegases auf ein Niveau, dass eine Trockensorption und Entstaubung

wirksam arbeiten kann, d.h. unter ca. 200 °C. Die Wärme wird durch Frischluft aufgenommen, welche anschließend dem Regenerator zugeführt wird. Über ihn wird die Verbrennungsluft auf- und das Heißgas abgekühlt.

Das BHKW erzeugt elektrischen Strom für den Eigenbedarf und zum Verkauf. Seine Abwärme kann den Rest- oder Abfallstoff trocknen. Gespeist wird es durch gekühltes Pyrolysegas.

Die für den Heizraum um den Pyrolysereaktor benötigte Energie entstammt einem Teil des gereinigten Pyrolysegases. Die Wärmeerzeugung in der RTO-ähnlichen Konzeption dient zum oben erwähnten Enthalpietransport über die Wand des Pyrolysereaktors, um eine Reaktortemperatur von 1.000 bis 1.200 °C sicherzustellen.

4 Eingesetzte Anlagentechnik

4.1 Versuchsanlage

Um apparatetechnische Variationsmöglichkeiten zu schaffen wurden die technischen Möglichkeiten des CUTEC genutzt. Abweichend vom ursprünglichen Plan beschränkte sich der Bau einer Forschungsanlage auf Konstruktion, Bau und Betrieb des Pyrolysereaktors incl. Ein- und Austragssystem mit Anschluss von Dampferzeuger und Nachbrennkammer sowie später einer Entstaubung. Die Aufheizung erfolgte durch einen Hochtemperatur-Röhrenofen, welcher um einen Teil des Pyrolysereaktors angeordnet wurde. Die Gasbrennkammer des ursprünglichen Konzeptes wurde also durch einen widerstandsbeheizten Elektroofen ersetzt. Der besseren messtechnischen und analytischen Ausstattung wegen wurde der Versuchsbetrieb im Technikum des CUTEC durchgeführt. Die Dampfmenge war in der Versuchsanlage frei einstellbar, da sie nicht von der Kühlleistung des Pyrolysegases abhing. Das Grundfließbild zeigt **Abb. 4.1-1**.

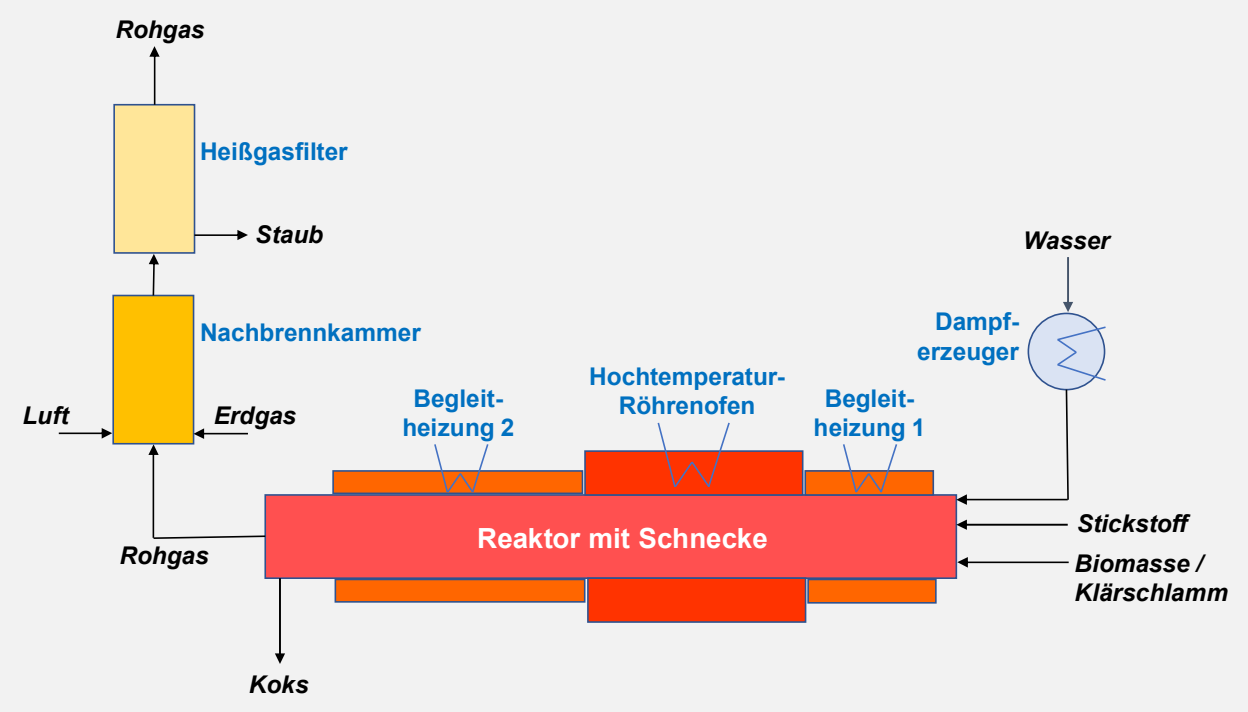


Abb. 4.1-1: *Grundfließbild der Versuchsanlage im voll ausgebauten Stadium*

Nach Fertigstellung und Anlieferung der Anlagenkonstruktion durch den Kooperationspartner Fa. Wahrheit wurde diese im CUTEC-Technikum mit den notwendigen Installationen und peripheren Apparaten ausgestattet und in Betrieb genommen. Die folgende **Abb. 4.1-2** zeigt die Anlage nach Anlieferung und Integration des Elektroofens.

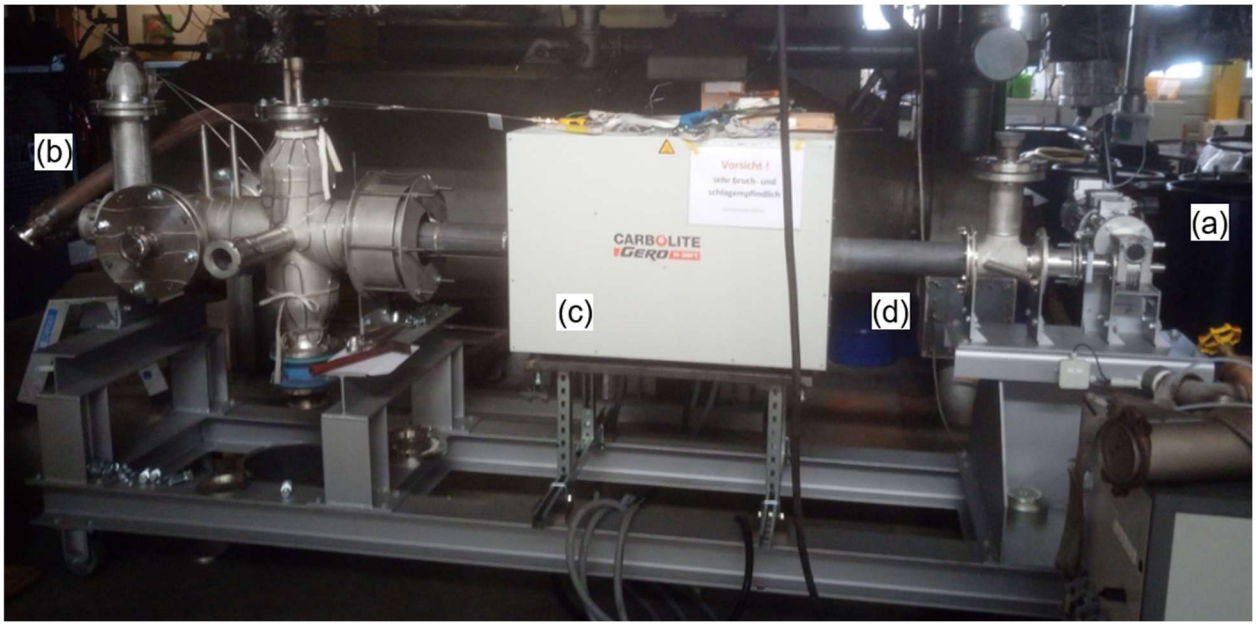


Abb. 4.1-2: *Versuchsanlage nach Anlieferung und Integration des Elektroofens*

Die Bauteile des Ein- und Austragsbereichs (a, b) dieser Anlage sind auf einem verfahrbaren Grundrahmen montiert und durch ein feststehendes Siliziumkarbid-Keramikrohr (d) gasdicht miteinander verbunden. Der widerstandsbeheizte Elektro-Rohrofen (c) wurde vor der Montage über das SiC-Rohr geschoben und in etwa der Mitte des Rohres justiert. Dieser von dem Elektroofen direkt beheizbare Bereich des SiC-Rohres von ca. 60 cm stellt die Hauptreaktionszone der Anlage mit den höchsten erreichbaren Temperaturen dar. Das SiC-Rohr selbst hat einen Außendurchmesser von 100 mm mit einer Wandstärke von 6 mm und ist insgesamt 2 m lang.

Innerhalb dieses SiC-Rohres befindet sich ein weiteres dünneres SiC-Rohr mit einer Länge von 3 m, auf dem die einzelnen, ineinander verzahnten SiC-Schneckensegmente beweglich gelagert sind, so dass sich eine Wendellänge von 2,12 m ergibt (s. **Abb. 4.1-3**).



Abb. 4.1-3: *Schneckenwelle des Pyrolyserohres mit den SiC-Schneckensegmenten*

Während das innere SiC-Rohr auf Ein- und Austragsseite in speziellen Aufnahmelagern fest fixiert ist, werden nur die aufgeschobenen Schneckensegmente auf der Eintragsseite von einem Schneckenverstellgetriebemotor angetrieben. Die Kraftübertragung von Segment zu Segment erfolgt durch die verzahnte Geometrie der einzelnen SiC-Ringe und besitzt den Vorteil, dass bei möglichen Verklemmungen nicht die gesamte Schneckenwelle bricht, sondern nur einzelne, austauschbare Schneckensegmente ersetzt werden müssen.

Den Eintragsbereich der Forschungsanlage zeigt die **Abb. 4.1-4**.

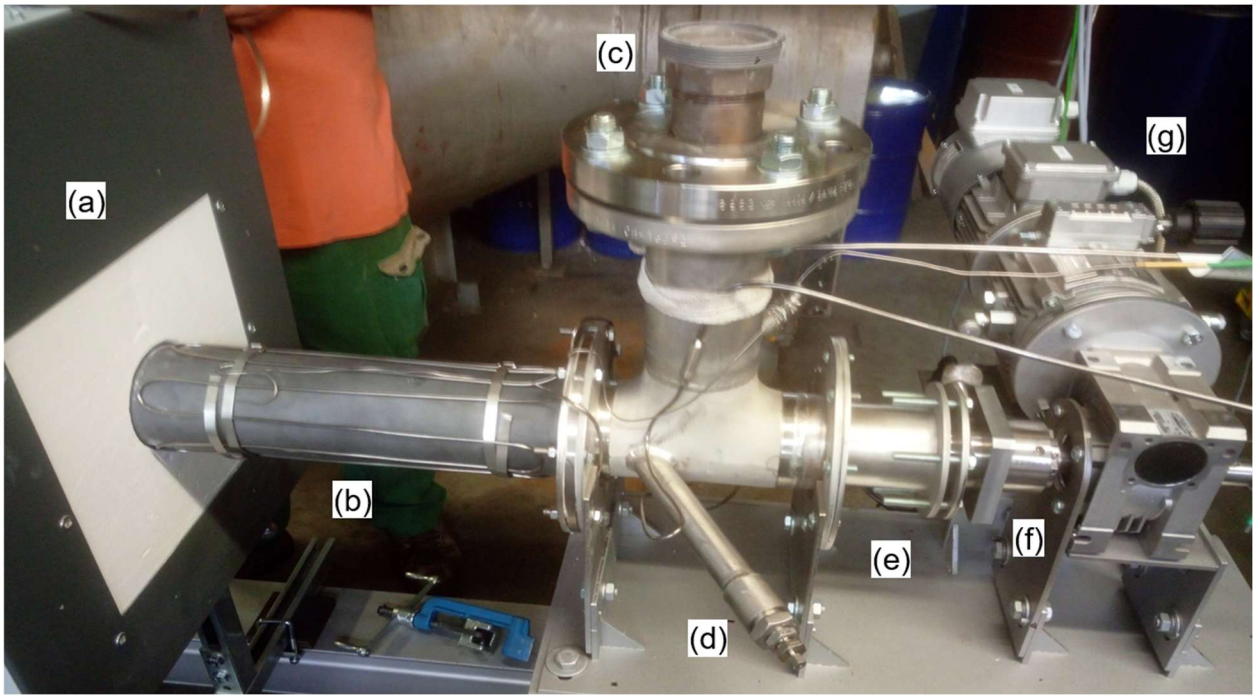


Abb. 4.1-4: *Eintragsseite der Forschungsanlage*

Um den Wärmeverlust des in den Elektroofen (a) hineingeführten SiC-Rohres (b) möglichst gering zu halten bzw. das zu pyrolysierende Material in diesem Rohrabschnitt schon auf Temperaturen von 600 - 700 °C vorzuheizen, wurden an der Rohraußenseite zusätzliche Rohrbegleitheizungsdrähte installiert. Der Materialeintrag an der Stelle (c) erfolgt mit einem aufgesetzten Schneckeneintragssystem. Die beidseitig angeordneten Stutzen (d) dienen zum einen der Durchführung von Thermoelementen zur Bestimmung der Materialeintragstemperaturen und zum anderen der Zufuhr von überhitztem Wasserdampf. An der Stelle (e) befindet sich eine Stopfbuchse zur weitgehend gasdichten Abdichtung der Antriebswelle für die Schneckensegmente gegenüber dem Ofenraum. Um bei auftretenden Verstopfungen oder Verklemmungen Schäden an der Schneckenwelle frühzeitig zu erkennen bzw. zu vermeiden, besitzt der Antrieb noch eine einstellbare Rutschkupplung (f) sowie der frequenzgesteuerte Antriebsmotor (g) zusätzlich auch noch eine integrierte elektronische Drehmomentmessung, die bei Überschreiten einer bestimmten Last ab- bzw. in einen Reversierbetrieb umschaltet.

Den austragsseitigen Teil der Pilotanlage zeigt die **Abb. 4.1-5**.

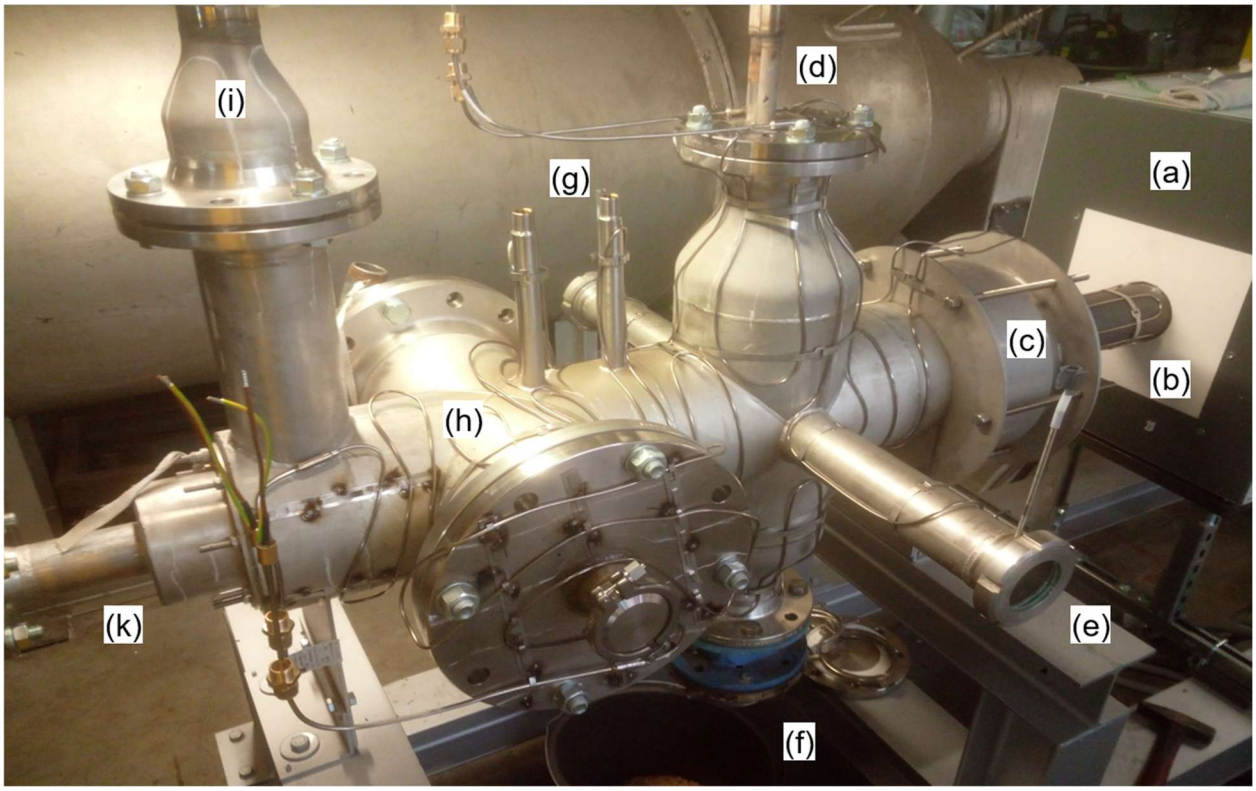


Abb. 4.1-5: *Austragsseite der Forschungsanlage*

Auch auf dieser Seite des Elektroofens (a) wurde der Bereich des herausgeführten SiC-Rohrs (b) sowie der gesamte sich anschließende Nachreaktionsraum aus einer hochtemperaturbeständigen Edelstahlrohrkonstruktion (h) zur Vermeidung von Wärmeverlusten mit zusätzlichen elektrischen Begleitheizungen versehen. An der Stelle (c) befindet sich wiederum eine nahezu gasdichte Stopfbuchse zur Lagerung und Abdichtung des äußeren SiC-Rohrs. Die Abwurfstelle des aus dem SiC-Rohr herausgeförderten Kokses befindet sich oberhalb des mittels eines Druckluftschiebers verschließbaren Koksaustrags (f). Zur visuellen Kontrolle dieses Bereiches während der Versuche sind auf beiden Seiten der Anlage stickstoffgespülte Schaugläser angeordnet (e). Der aufgesetzte Domflansch (d) enthält Stutzen zur Durchführung von Thermoelementen. Er bietet ferner die Möglichkeit der Reinigung im Falle von Verstopfungen im Koksaustragsbereich, um diese manuell durch Einsatz von Stocherstangen zu beseitigen. Nachgelagert befinden sich noch weitere Stutzen zur Temperatur- und Druckmessung (g) und zwei weitere große Flanschöffnungen, die vorrangig zur Montage der innenliegenden Schneckenwelle aber auch für optionale zusätzliche Einbauten in den Reaktionsraum vorgesehen waren. Am äußeren Ende dieses Bereichs befindet sich die Lagerung der Schneckenwelle (k) sowie der Gasaustritt der Pyrolysegase (i). Nach Installation sämtlicher Begleitheizungen, Thermoelemente und sonstiger Messtechnik wurde die gesamte Anlage mit einer mehrschichtigen, bis zu 30 cm dicken Mineralfaserisolierung versehen, um während der Versuche die Temperaturen auf möglichst hohem Niveau halten zu können.

Die Abb. **4.1-6** zeigt die Ansicht der betriebsfertigen Anlage nach Beendigung der Aufbau- und Installationsarbeiten.



Abb. 4.1-6: *Ansicht der betriebsfertigen Anlage*

Im Verlauf des Versuchsbetriebs waren immer wieder weitere Optimierungen bzw. technische Ergänzungen erforderlich, um bessere Prozessbedingungen oder analytische Möglichkeiten zu erreichen.

Nach der Entnahmestelle des Messgases wurde der Hauptvolumenstrom des Pyrolyse-/Abgases der Forschungsanlage über eine beheizte Leitung einer im CUTEC-Technikum bereits vorhandenen erdgasbetriebenen Nachbrennkammer zugeführt. Hierdurch wurden die Abgasbestandteile (im Wesentlichen CO, CH_4, H_2 und Ruß) effektiv nachverbrannt und dadurch das Abgas weitgehend gereinigt über Dach in die Umgebung abgeführt. Der über ein Saugzuggebläse erzeugte Unterdruck in der Nachbrennkammer musste dabei über eine separate Abgasklappe relativ gering gehalten werden, da die Forschungsanlage bei leichtem Überdruck von 1-3 hPa betrieben werden musste, um während der Versuchsdurchführung ggf. auftretende Falschlufteinbrüche und damit neben einer Verfälschung der Messergebnisse auch die Gefahr von Verpuffungen zu vermeiden.

Gegen Ende der Versuchskampagne wurde zur besseren Bilanzierbarkeit sowie für detailliertere Untersuchungen der Synthese- bzw. Abgasqualität (Staub- und Rußanteil, sonstige gasförmige Schadstoffe) von der Fa. Wahrheit noch ein spezieller hochtemperaturtauglicher Abgasfilter konstruiert und bereitgestellt, der in den Abgasstrang zwischen Pilotanlage und Nachbrennkammer integriert wurde (s. **Abb. 4.1-7**). Mit dieser Anlagenerweiterung wurde eine Schadstoffabtrennung und -quantifizierung (insbes. Ruß und Flugstaub) des gesamten Abgasstromes ermöglicht, welche einerseits die Bilanzierbarkeit einzelner Stoffströme deutlich verbesserte und andererseits im Hinblick auf die spätere technische Umsetzung wertvolle Aussagen zur prozesstechnischen und konstruktiven Auslegung der Abgasreinigung liefern sollte.

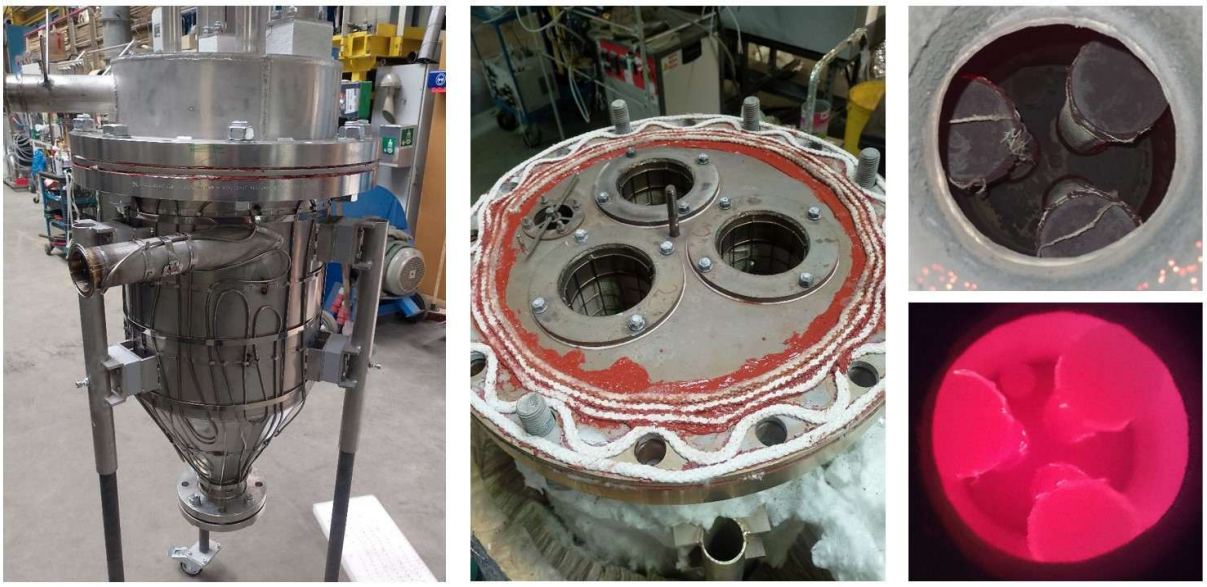


Abb. 4.1-7: *Heißgasfilter mit Schlauchfilterelementen*

Die Aufnahmen für die Filterelemente wurde konstruktiv bewusst sehr flexibel gestaltet, um in diesem Filter ggf. verschiedene Filterelemente einsetzen zu können. Für die Versuche wurden Schlauchfilterelemente mit einem bis ca. 650 °C hitzebeständigem mineralischen Filtergewebe und relativ geringen Druckverlust eingesetzt. Zusätzlich bestand die Möglichkeit, bei ansteigender Druckdifferenz diese Filterelemente über eingebaute Stickstoffdüsen während der Versuche manuell mit kurzen Druckstößen abzureinigen.

4.2 Mess-, Regel- und Analysentechnik

Die Versuchsanlage wurde an ein Prozessleitsystem (PLS) der Fa. Siemens angeschlossen, über das der Großteil der während der Versuche erfassten Messdaten kontinuierlich aufgezeichnet sowie bestimmte Regel- und Steuerfunktionen vorprogrammiert und automatisiert vorgenommen wurden.

Zu den im PLS protokollierten Messdaten zählten:

- Temperaturmessungen mittels Ni-Cr-Ni-Thermoelementen (ca. 10-15 Messstellen)
- Druckmessung (Umgebungs- und Ofeninnendruck, Filterdifferenzdruck)
- Stickstoff-Volumenstrom (Inertisierungsgas) über Mass-Flow-Controller (MFC)
- Wasserdosierung über elektronisches Waagensignal
- Drehzahl von Eintragsschnecke und SiC-Reaktorschnecke
- Drehmoment SiC-Reaktorschnecke
- Messwerte der Online-Gasanalysatoren (O_2, CO_2, CO, CH_4, H_2)
- Messwerte zusätzlicher Gasanalysatoren (FID, FTIR).

Zu den über das PLS vorgegebenen und überwachten Regel- und Steuergrößen zählten:

- Temperaturvorwahl, -überwachung und Aufheizraten der drei Zonen des Elektroofens sowie der Begleitheizungen
- Drehzahlen von Materialeintragsschnecke und Reaktorschnecke
- Automatische Abschaltung bzw. Reversierbetrieb bei Drehmomentüberschreitung des Antriebs
- Klappenstellungen von Abgasklappe und Koksaustrag
- Saugzugregelung der Nachbrennkammer.

Einzelheiten zu den Verfahren der Ermittlung einzelner Messgrößen werden im Folgendem kurz erläutert:

Massenstrom Einsatzstoff

Die Einstellung des Einsatzstoffmassenstroms erfolgte anhand von vor den Versuchen mit dem jeweiligen Material aufgenommenen Schneckenkennlinien (Massenstrom = f (Drehzahl)). Anhand dieser wurde während der Versuche die dem gewünschten Massenstrom entsprechende Drehzahl vorgewählt. Letztendlich wurde für die Auswertungen aber dann der exakte Massenstrom aus der in einem bestimmten Versuchszeitraum in den Vorlagebehälter eingefüllten und verbrauchten Materialmenge errechnet.

Massenstrom Koks und Filterstaub (Ruß) sowie Kondensaten

Hier konnte zumeist kein kontinuierlicher Massenstrom bestimmt werden. Lediglich über die nach Versuchsende bzw. auch nach bestimmten Versuchszeitintervallen in den Austragsgefäßen von Koks und Filterstaub sowie in den Kondensatfallen ausgewogenen Gesamtmengen konnten Massenbilanzen über die Versuchsgesamt- und teilweise auch -teilzeiträume vorgenommen werden.

Pyrolysegas- / Abgas-Massenstrom

Um einen Mindestvolumenstrom für die Online-Meßgeräte sicherzustellen, erschien die Zugabe einer definierten Stickstoffmenge (Tracergasverfahren bzw. Verdünnungsmethode) geeignet. Diese Methode bot sich an, da einerseits zur Inertisierung ohnehin Stickstoff zugeführt werden muss und andererseits nahezu auszuschließen ist, dass im Prozess neuer Stickstoff entsteht. So kann anhand des über ein MFC quantitativ kontinuierlich erfassten Stickstoffvolumenstroms und der über die Online-Analysatoren bestimmten, wesentlichen Gasbestandteile CO_2, CO, CH_4, H_2 der Gesamt-Abgasmassenstrom relativ gut ermittelt werden.

Konzentrationen weiterer Abgasinhaltsstoffe

Neben der vorgenannten Messung der Hauptabgasbestandteile wurden bei einigen Versuchen auch detailliertere Gasanalysen zur Ermittlung von Inhaltsstoffen geringerer Konzentrationen durchgeführt. Hierzu gehörten kontinuierliche Messungen mittels Flammenionisationsdetektor (FID) zur Gesamtkohlenwasserstoff-Bestimmung, Fourier-Transformations-Infrarotspektrometer (FTIR) zur weitergehenden Einzelstoffbestimmung sowie auch diskontinuierliche Gasbeutelprobenahmen mit anschließender gaschromatographischer Analyse (GC) in externen Laboren.

5 Versuchsprogramm

5.1 Brennstoffanalysen

Als für das Versuchsprogramm hinsichtlich der Zielanwendung der technologischen Entwicklung repräsentative Ausgangsmaterialien wurden organische Reststoffe in pelletierter bzw. granulierter Form im Partikelgrößenbereich von ca. 5 bis 10 mm eingesetzt. Um ein gewisses Reststoffspektrum mit unterschiedlicher Zusammensetzung abzudecken, wurden als Einsatzstoffe Holz-, Gärrest- und Hühnertrockenkotpellets sowie Klärschlamm- und Aktivkohlegranulate ausgewählt. Diese Einsatzstoffe wurden zunächst hinsichtlich ihrer Eigenschaften (chemische Zusammensetzung, Heizwert) analysiert und charakterisiert (s. **Abb. 5.1-1**).



Parameter	Einheit	HP	GR	HTK	KS	AK
Wassergehalt, W	m-% OS	2,6	3,4	3,9	8,5	2,7
Aschegehalt, A	m-%, wf	0,8	11,6	18,8	34,8	1,4
Flüchtige Substanzen	m-%, wf	84,9	65,9	66,1	53,8	2,8
unterer Heizwert, H_u	MJ/kg OS	17,3	14,8	12,9	12,6	33,6
Kohlenstoff, C	m-%, wf	49,2	42,6	37,3	33,7	97,3
Wasserstoff, H	m-%, wf	6,1	5,2	4,5	4,6	< 0,5
Sauerstoff, O	m-%, wf	43,8	37,6	32,9	20,4	1,3
Stickstoff, N	m-%, wf	0,14	2,1	5,8	5,1	< 2,1
Schwefel, S	m-%, wf	0,02	0,5	0,4	1,2	< 0,2
Chlor, Cl	m-%, wf	< 0,01	0,5	0,4	0,1	< 0,1

Abb. 5.1-1: *Einsatzstoffe und Brennstoffanalysen*

Beim Einsatz dieser Brennstoffe im hohen Temperaturbereich kommt aus anlagen- bzw. betriebstechnischer Sicht dem Ascheschmelzverhalten eine besondere Bedeutung zu, da dieses zu Beeinträchtigungen des Pyrolyseprozesses mit Zwangsförderung des Materials führen kann. Aus diesem Grund wurden die Biomassen und der Klärschlamm verascht und die Aschen mittels eines Ascheschmelzmikroskopes näher untersucht. Die folgende **Abb. 5.1-2** zeigt die Ergebnisse der Analysen. Die Resultate gelten für eine oxidierende Veraschung und Prüfung unter dem Aschemikroskop unter reduzierender Atmosphäre.

Verfahrenstechnisch im Vorhaben wichtig sind besonders die Erweichungstemperaturen. Diese liegen für alle eingesetzten Materialien unterhalb des im Vorhaben angestrebten Maximalwertes von 1.200°C; bei HTK und Klärschlamm sogar unterhalb des angestrebten Minimalwertes von 1.000°C.

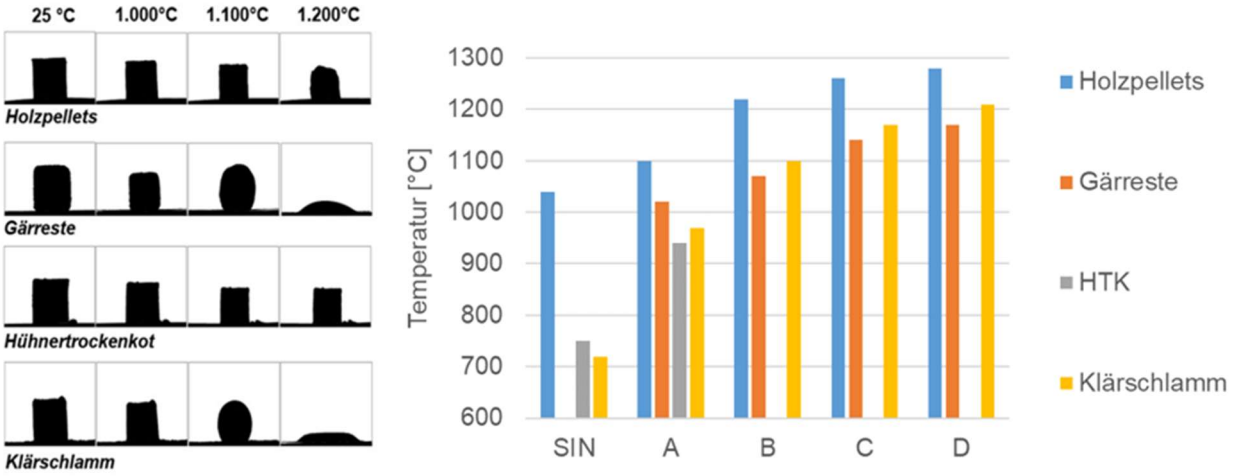


Abb. 5.1-2: *Ascheschmelzverhalten der eingesetzten Biomassen und von Klärschlamm*

Die Bezeichnungen in dem Diagramm bedeuten:

SIN	*Sinterbeginn*
A	*Erweichungstemperatur*
B	*Sphärischtemperatur*
C	*Halbkugeltemperatur*
D	*Fließtemperatur*

5.2 Versuchsanlage

Der Versuchsbetrieb begann zunächst mit „Kaltförderexperimenten“ zur Kontrolle der einwandfreien mechanischen Funktion der keramischen Bauelemente mit unterschiedlichen Einsatzmaterialien sowie verschiedenen Dichtigkeitstests, Drehmomentmessungen und Implementierung eines automatischen Reversierbetriebs mit Notabschaltung im Falle von Materialverblockungen zum Schutz der Keramikschnecke. In dem Zuge wurden nachträglich noch kleine konstruktive Änderungen und Ergänzungen zur Vermeidung von Materialverklemmungen im Eintragsbereich vorgenommen.

Des Weiteren wurde zur exakten Einstellung und kontinuierlichen Überwachung eines definierten stöchiometrischen Verhältnisses von Wasser zu Brennstoff eine hochgenaue Dosiereinrichtung von überhitztem Wasserdampf (mit Wasservorlage, Wägezelle, Dosierpumpe, Verdampfer und Überhitzer) aufgebaut und an die Forschungsanlage adaptiert.

Anschließend erfolgten erste Tests im Hochtemperaturbereich bei 900 - 1.200°C zur Überprüfung der Funktionstüchtigkeit und Dichtigkeit insbesondere an den Stellen, an denen sich Materialübergänge (Lagerungen, Stopfbuchsen, Wellensegmente) von SiC-Keramiken auf Hochtemperaturstahl befinden, die aufgrund ihrer unterschiedlichen Wärmeausdehnungen besonderen Belastungen ausgesetzt sind.

Ein Teilziel des Versuchsprogramms bestand daher insbesondere darin, die Werkstoff- und Bauteileigenschaften der keramischen SiC-Komponenten im Versuchsbetrieb unter Prozessbedingungen zu bewerten. Denn die Entscheidung für diesen Keramikwerkstoff erfolgte gerade wegen seiner folgenden vorteilhaften Eigenschaften unter extremen thermischen und mechanischen Belastungen gegenüber hochtemperaturbeständigen Stählen:

- Hohe Einsatztemperatur und Temperaturwechselbeständigkeit (bis 1.800°C)
- Hohe Wärmeleitfähigkeit (120 - 200 W/mK)
- Hohe mechanische Beständigkeit (E-Modul: ca. 400 GPa, Härte: HV10: 22 GPa)
- Niedriger Längenausdehnungskoeffizient (ca. 4 x 10^{-6} K^{-1})
- Korrosions- und Verschleißfest auch bei hohen Temperaturen.

Nach sämtlichen Funktions-, Förder- und Belastbarkeitstest im Hochtemperaturbereich wurde mit dem eigentlichen Versuchsprogramm begonnen. Hierbei wurden zunächst Holzpellets mit mittleren Massenströmen von ca. 2 kg/h eingesetzt und Versuche mit Variation der Ofentemperatur von 900 bis 1.200 °C sowie unterschiedlichen Wasserdampf / Brennstoff-Verhältnissen im Bereich von 10 - 60 % durchgeführt.

Um insbesondere den Einfluss des Wasserdampfes allein auf die Vergasung von „fixem“ Kohlenstoff (d. h. normalerweise bei der reinen Pyrolyse von Biomassen im Koks verbleibendem Kohlenstoff) hin zu untersuchen, wurden auch Versuchsläufe mit Aktivkohlegranulat durchgeführt, da hier nur geringe Pyrolysegasanteile entstehen, die wiederum mit dem Wasserdampf Gasphasenreaktionen eingehen. Somit konnte im Gegensatz zu den Versuchen mit Biomasse eine Entkopplung der Restkoksvergasung ohne die im Reaktor simultan ablaufende und eher unerwünschte Gasphasenreaktionen des Wasserdampfes mit den flüchtigen Kohlenwasserstoffverbindungen erreicht werden.

Anschließend wurden Versuchskampagnen mit Gärrest- und HTK-Pellets sowie Klärschlammgranulat mit Brennstoffmassenströmen von 1,5 - 2 kg/h und Versuchsdauern von 3 - 6 Stunden durchgeführt und anhand der eingesetzten Mess- und Analysentechnik versucht, möglichst genaue Massenbilanzen zu erstellen.

Um die Bilanzierbarkeit verbleibender Restkohlenstoffmengen zu verbessern, wurden abschließend noch Versuche mit einem Vollstrom-Heißgasfilter zur weitgehenden Abscheidung von partikulären Abgasbestandteilen (Ruß und sonstiger Flugstaub) durchgeführt.

6 Versuchsergebnisse

Beim Einsatz von Aktivkohle, also rein kohlenstoffhaltigem Material, führte eine Steigerung der Dampfzugabe zu einem deutlichen Anstieg sowohl der Wunschprodukte H_2 und CO als auch des auf mengenmäßig niedrigerem Niveau befindlichen CO_2, wie **Abb. 6-1** zeigt.

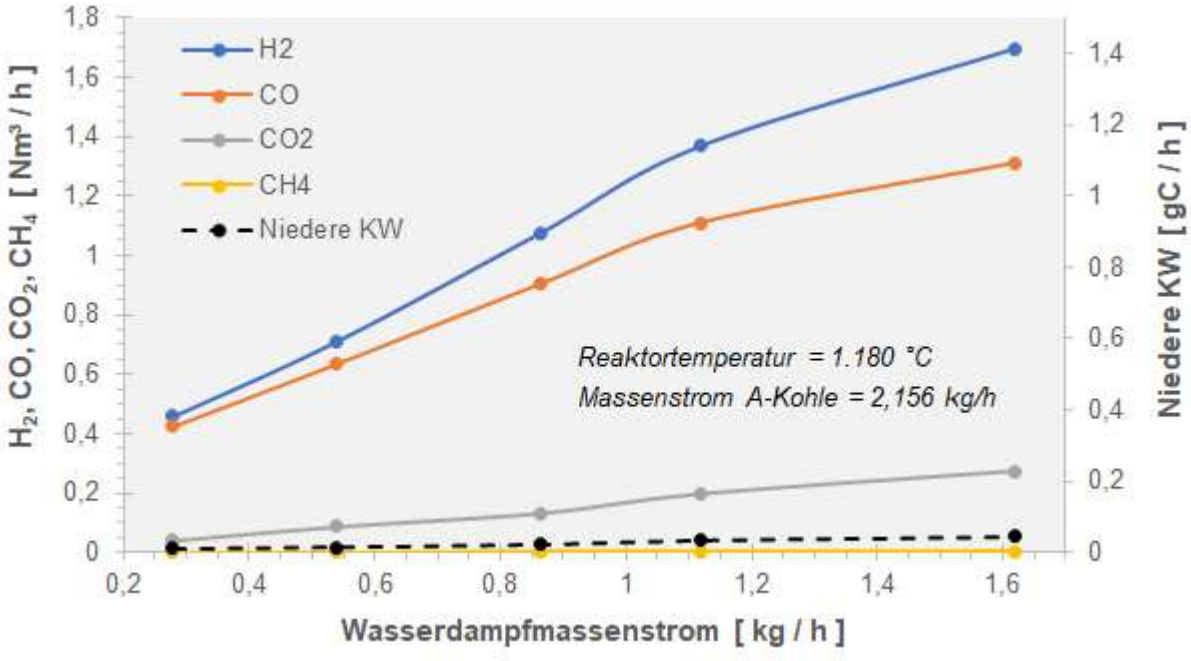


Abb. 6-1: *Gaserzeugung als Funktion der eingesetzten Wassermenge bei T_R = 1.180 °C*

Die Mengen für CH_4 sowie der mittels FID gemessenen niederen **K**ohlen**w**asserstoffe (Abk.: KW) sind vernachlässigbar.

Zum Verständnis wichtig dürften die folgenden Reaktionen sein:

Heterogene Wassergasreaktion:	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	[1]
Boudouard-Reaktion:	$C + CO_2 \leftrightarrow 2\ CO$	[2]
Wassergas-Shift-Reaktion:	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	[3]

Deutlich in Gl. [1] zu erkennen ist, dass beim elementaren Kohlenstoff ein steigender Dampfstrom zu wachsenden Ausbeuten an CO und H_2 führt, wie es das Ergebnis widerspiegelt. Dabei besteht gemäß Gl. [3] aber die Gefahr, dass nicht verbrauchtes Wasser mit dem Produkt CO zum unerwünschten CO_2 weiter reagieren kann.

Beim Übergang zu Holz kommen als wesentlicher Parameter die Kohlenwasserstoffe v.a. der Biomassebestandteile Lignin und Cellulose hinzu. Damit bilden sich potentiell die Zersetzungsprodukte Methan, niedere Kohlenwasserstoffe und lange Kohlenwasserstoffketten, welche in Pyrolyseprozessen bei niedriger Temperatur unter 1.000 °C als Teere, Wachse und Öle zu finden sind. Wie **Abb. 6-2** darstellt, sinkt die Findung niederer Kohlenwasserstoffe oberhalb von 1.000 °C drastisch ab. Auch die Methanbildung nimmt ab.

Der Dampfstrom wurde konstant bei 13 Ma.-% des Holzmassenstroms gehalten. Seine Eintrittstemperatur betrug 430 °C.

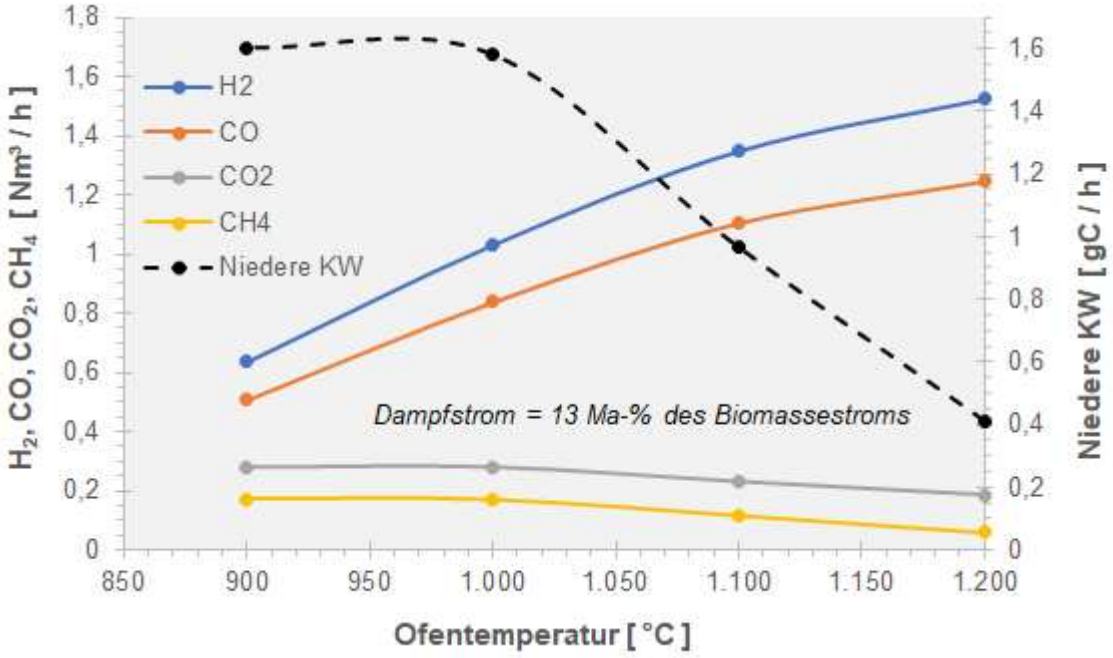


Abb. 6-2: *Gaserzeugung als Funktion der Reaktortemperatur beim Holz bei konstantem Dampfstrom*

Auffällig ist, dass sich die Gasausbeuten für H_2 und CO von 900 bis 1.200°C mehr als verdoppeln, während die Mengen an CO_2 und CH_4 erst oberhalb von 1.000 °C langsam sinken. Von der Tendenz her entspricht das Versuchsergebnis Gleichgewichtskurven von heterogenen und homogenen Vergasungsreaktionen, wie sie aus der Literatur bekannt sind (s. **Abb. 6-3**). Anzumerken ist, dass Gleichgewichtsreaktionen in realen Prozessen oft kinetisch gehemmt sind. Erst bei höheren Temperaturen wird das nachgeholt, was sich bei niedrigeren Temperaturen und sehr langen Verweilzeiten schon hätte einstellen sollen. Dies könnte die starken Anstiege der H_2- und CO-Ausbeuten erklären. Ferner ist zu berücksichtigen, dass in der Versuchsanlage der Reaktor nur auf einer kurzen Strecke durch den Elektroofen beheizt wird.

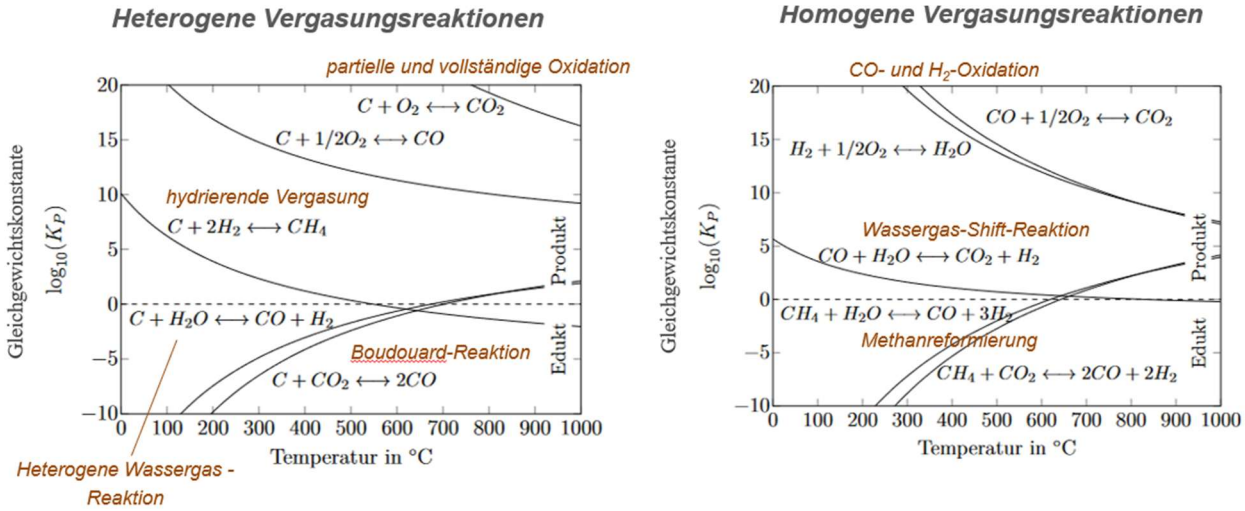


Abb. 6-3: *Gleichgewichtskonstante als Funktion der Temperatur für verschiedene Vergasungsreaktionen [1]*

Beim Übergang zu aschereichen Biomassen und Klärschlamm bestätigen sich die gewonnenen Erkenntnisse. Bei einer Reaktortemperatur von 1.000°C und vergleichbaren Wasserzugaben ergaben sich ähnliche Konzentrationen von H_2, CO und CO_2 im trocken und stickstofffrei gerechnetem Produktgas (s. **Abb. 6-4**).

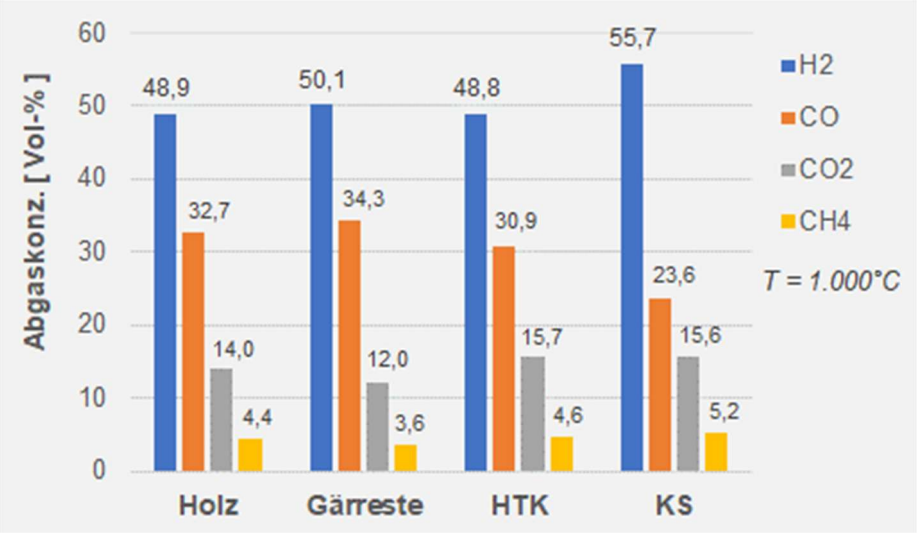


Abb. 6-4: *Hauptgaskomponenten bei verschiedenen Biomassen und Klärschlamm bei einer Reaktortemperatur von 1.000 °C und ähnlichen Dampfströmen*

Bedingt durch die unterschiedliche brennstofftechnische Zusammensetzung der Biomassen sind zusätzlich noch Emissionen, basierend auf den Elementen Schwefel, Chlor und Stickstoff zu betrachten (s. **Abb. 6-5**). Dies gilt besonders für die Verbindung Cyanwasserstoff.

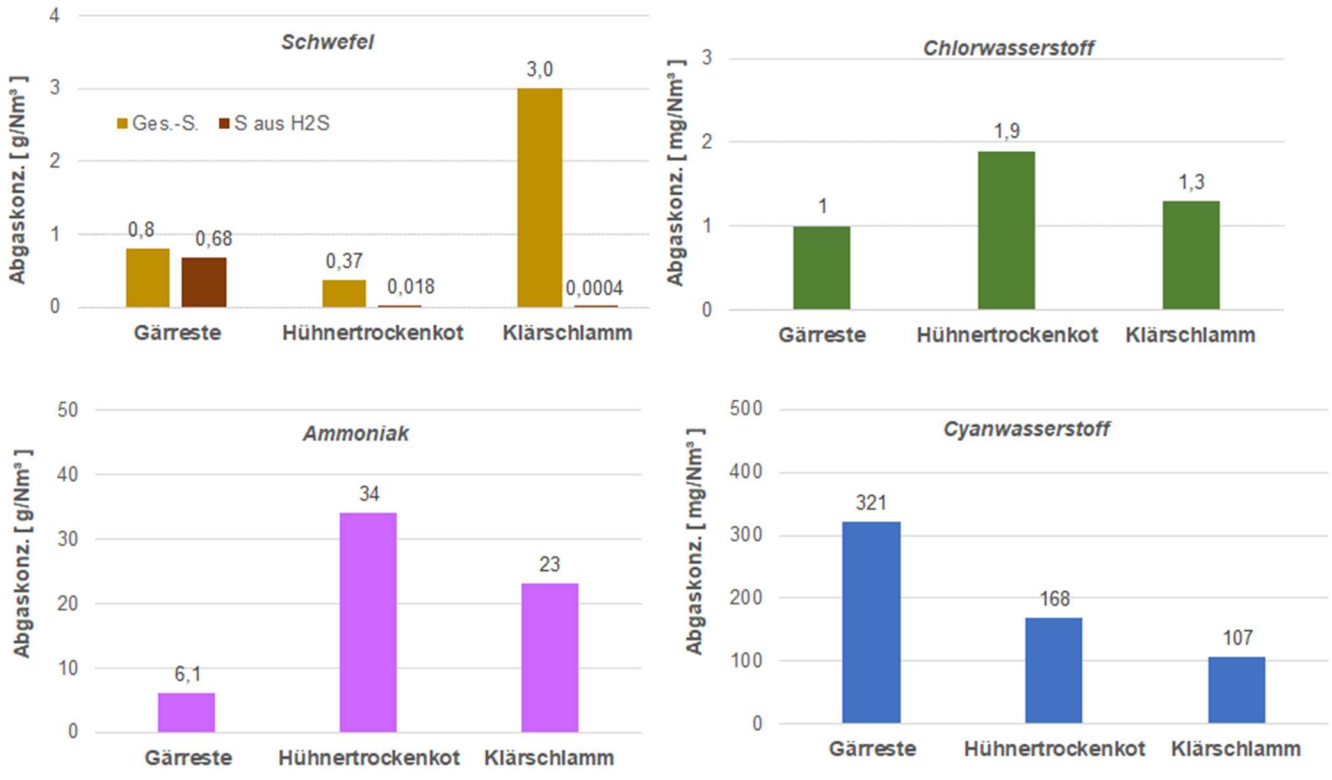


Abb. 6-5: *Emissionen bei verschiedenen Biomassen und Klärschlamm*

Anhand von kontinuierlichen FTIR-Messungen sowie diskontinuierlichen Gasprobenahmen zur GC-Analyse konnte nachgewiesen werden, dass unter den eingestellten Prozessbedingungen nur noch sehr geringe Anteile höherer Kohlenwasserstoffe im Produktgas vorhanden waren (C_2H_X < 0,2 Vol-%, C_3H_X < 0,01 Vol-%). Die Bildung oder Ablagerung von Teeren oder Ölen wurde bei keinem der Versuche ab Temperaturen > 1.000 °C festgestellt.

Die **Abb. 6.1-6** zeigt die Gaszusammensetzung mit weiteren enthaltenen Kohlenwasserstoffen, die jeweils stichprobenartig anhand von Gasbeuteln gezogen und von externen Laboren analysiert wurden. Der Vergleich mit den eigenen während des Versuches anhand der Online-Analysatoren gemessenen Gaskonzentrationen weist eine gute Übereinstimmung auf.

Externe Gasanalysen (Gasbeutel)

Komponente		Konzentration [Vol-%]			
		GR	HTK	KS	Nachw.-Grenze
Sauerstoff	O_2	1,67	0,38	1,16	0,02
Stickstoff	N_2	22,95	17,34	28,52	0,05
Kohlenmonoxid	CO	26,19	24,23	15,69	0,001
Kohlendioxid	CO_2	8,33	13,25	11,69	0,01
Wasserstoff	H_2	40,38	41,45	39,69	0,0004
Methan	CH_4	1,125	3,95	3,718	0,00004
Ethan	C_2H_6	0,015	0,03	0,049	0,00002
Ethen	C_2H_4	0,075	0,23	0,288	0,0001
Propan	C_3H_8	n.n.	n.n.	n.n.	0,00002
Propen	C_3H_6	n.n.	0,0006	0,0016	0,0001
Ethin	C_2H_2	0,013	0,004	0,081	0,0001

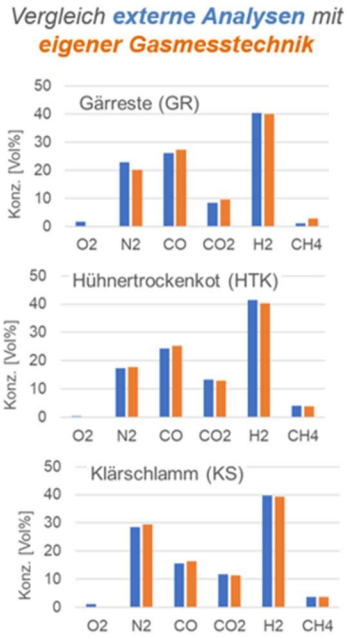


Abb. 6.1-6: *Gasbeutelanalysen mit weiteren Kohlenwasserstoffen*

Untersuchungen der ausgetragenen festen Reststoffe zeigten relativ geringe Kohlenstoffanteile, so dass davon ausgegangen werden kann, dass bei den meisten der durchgeführten Versuche der enthaltene Brennstoffkohlenstoff weitestgehend in die Gasphase überführt wurde und lediglich eine nahezu rein mineralische Asche als Reststoff ausgetragen wird. Andererseits wurde aber auch beobachtet, dass es bei bestimmten Versuchseinstellungen zu einer relativ starken Rußbildung kommt, die vermutlich auf Gasphasenreaktionen zurückzuführen war, bei denen sich gasförmige Kohlenwasserstoffe unter weitgehendem Sauerstoffmangel zu Ruß und H_2 zersetzten. Diese Rußbildung kann durch eine Erhöhung der Wasserdampfzugabe und ausreichender Gasverweilzeit im Hochtemperaturbereich deutlich reduziert werden. Hier wie auch bei der vorgenannten Vergasung von Restkohlenstoff im Koks kann im Hinblick auf zukünftige Prozessoptimierungen der Ort der Wasserdampfeindüsung von entscheidender Bedeutung sein.

Bei dem bewusst - aufgrund ihres bekannten niedrigerem Ascheschmelzpunktes - zu einem späten Zeitpunkt des Projektes eingesetzten Klärschlammgranulats (als Belastungstest unter erschwerten prozesstechnischen Bedingungen) kam es bei einem Versuch in der Abkühlphase der Anlage zum Bruch einer Reihe von einzelnen SIC-Schneckensegmenten, weshalb die Anlage

nachfolgend einer gründlichen Revision und Reparatur unterzogen werden musste. Wie sich herausstellte, bildete sich bei diesem Einsatzmaterial unter den vorherrschenden Reaktionsbedingungen eine Ascheschmelze, die beim Abfahren der Anlage wieder erstarrte und fest anhaftende Versinterungen/Verblockungen zwischen Keramikrohr und Schneckensegmenten bildete, die letztendlich zum Bruch einiger Segmente führte (s. **Abb. 6.1-7**).

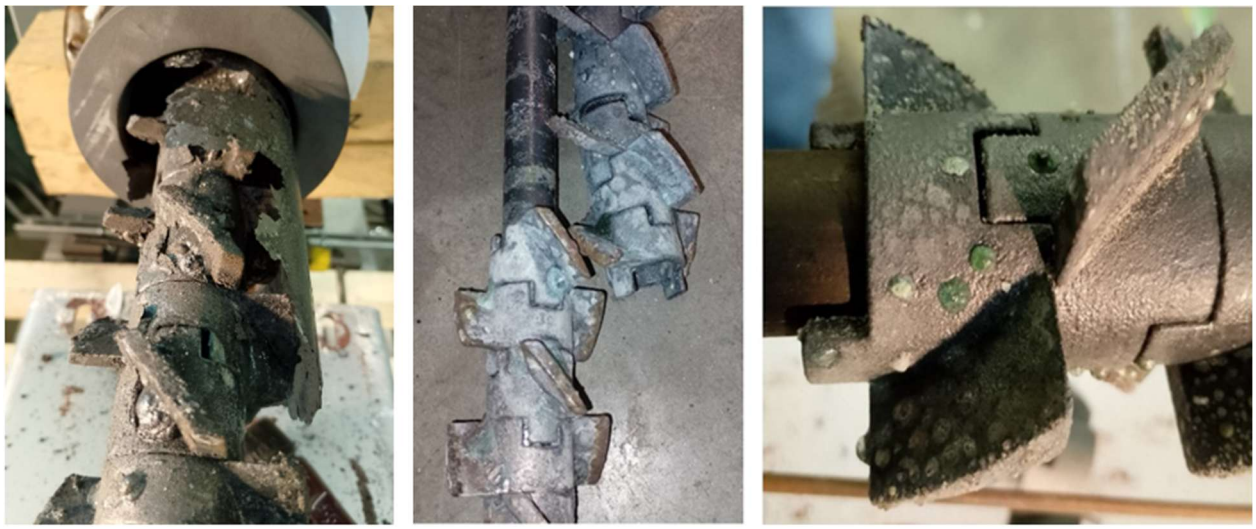


Abb. 6.1-7: *Aufgetretene Schäden durch Ascheversinterungen an den SiC-Schneckenringen*

7 Erstellung des chemisch-physikalischen Modells

7.1 Brennstoffanalytik der eingesetzten Materialien

Als Bausteine der Kohlenwasserstoffe der eingesetzten Materialien für die thermochemische Konversion im Modell dienten folgende Verbindungen:

1. Cellobiose: $C_{12}H_{22}O_{11}$,	M = 342 g/mol,	C : H : O =	42,1 : 6,4 : 51,5 Ma.-%
2. Chrysene: $C_{18}H_{12}$,	M = 228 g/mol,	C : H =	95 : 5 %
3. Carbonyldiamide: CH_4N_2O,	M = 60 g/mol;	C : H : N : O =	20 : 6,67 : 46,67 : 26,67 %
4. Carbontetrachlorid: CCl_4,	M = 154 g/mol,	C : Cl =	7,8 : 92,2 %
5. Hydrogencyanid: HCN,	M = 27 g/mol,	H : C : N =	3,7 : 44,4 : 51,9 %
6. Methyl-Isocyanat: C_2H_3NO,	M = 57 g/mol,	C : H : N : O =	42 :5,3 : 24,6 : 28 %
7. Toluene-Diisocyanate: $C_9H_6N_2O_2$,	M = 174 g/mol;	C : H : N : O =	62 : 3,4 : 16 : 18,4 %

Wie zu erkennen ist, bieten besonders die hohen Unterschiede bei den C-, H- und O-Gehalten gute Variationsmöglichkeiten, um unterschiedliche Einsatzstoffe abbilden zu können.

Damit ergeben sich die in **Tab. 7.1-1** dargestellten Ergebnisse.

Tab. 7.1-1: *Zusammensetzungen aus wesentlichen Elementen und H_u*

	Holz		Gärrest		HTK		Klärschlamm	
	Analyse	Errechnet	Analyse	Errechnet	Analyse	Errechnet	Analyse	Errechnet
C	47,78	48,01	41,11	41,20	35,87	35,76	30,85	30,89
O	42,66	42,47	36,35	36,54	31,57	31,53	18,66	18,62
H	5,92	6,05	4,99	5,22	4,30	4,30	4,24	4,23
H_u	*16.260*	*17.390*	*14.810*	*15.160*	*13.070*	*13.410*	*12.760*	*12.230*

7.2 Berücksichtigte Stoffe in der Simulation

Neben den Bausteinen der Kohlenwasserstoffe in den eingesetzten Materialien sind auch Verunreinigungen, Inerte und mögliche Produkte im Modell einzubauen. Insgesamt wurden 31 Stoffe berücksichtigt. Die Zusammenstellung ist **Tab. 7.2-1** zu entnehmen.

Tab. 7.2-1: *Berücksichtigte Stoffe in der Simulation*

Name	Formel	Hintergrund
Chrysene	$C_{22}H_{46}O$	Exemplarischer Bestandteil Biomasse
Cellobiose	$C_{12}H_{22}O_{11}$	″
Carbonyldiamide	CH_4N_2O	″
Carbontetrachlorid	CCl_4	″
Hydrogencyanid	HCN	″
Methyl-Isocyanat	C_2H_3NO	″
Toluene-Diisocyanat	$C_9H_6N_2O_2$	″
Schwefel	S	Bestandteil des mineralischen Ascheteils
Siliciumdioxid	SiO_2	″
Calciumoxid	CaO	″
Magnesiumoxid	MgO	″
Phosphorpentoxid	P_2O_5	″
Kohlenstoff	C	fixer Kohlenstoff Asche
Wasser	H_2O	
Sauerstoff	O_2	Luftbestandteil
Stickstoff	N_2	″
Methan	CH_4	Spaltprodukt
Ethylen	C_2H_4	″
Bimethyl	C_2H_6	″
Hydrogensulfid	H_2S	″
Chlorwasserstoff	HCl	″
Ammoniak	NH_3	″
Wasserstoff	H_2	Reaktionsprodukt
Kohlenmonoxid	CO	″
Kohlendioxid	CO_2	″
Stickstoffmonoxid	NO	″
Stickstoffdioxid	NO_2	″
Lachgas	N_2O	″
Schwefeldioxid	SO_2	″
n-Icosane	$C_{20}H_{42}$	Stellvertreter für Teer
N-Decane	$C_{10}H_{22}$	″

7.3 Grundfließbild

In ChemCAD rechnet das Programm grundsätzlich die Produktzusammensetzungen gemäß der Einstellung des idealen chemischen Gleichgewichts aus. Kinetische Effekte und stabile Zwischenprodukte bleiben unberücksichtigt. Deshalb sind Experimente zwingend erforderlich. Die Realität muss durch Instrumente wie der Möglichkeit, Reaktionen in speziellen Reaktoren vorzugeben, Näherungen an das chemische Gleichgewicht zu definieren, Abzweigen von Stoffströmen usw. angenähert werden.

Das Grundfließbild des Gesamtverfahrens zeigt **Abb. 7.3-1**. Wesentliche Baugruppe ist die RTO, welche in das Pyrolyserohr und den umgebenden Brennraum unterteilt ist.

Das Produktgas verläßt die RTO nach dem Apparat *3 Ascheaustrag*. Es wird im Wärmetauscher *4 Dampferzeuger* abgekühlt. Der interne Regler zieht soviel Wasser wie notwendig ist, um das Gas auf 700 °C abzukühlen und gleichzeitig eine gewünschte Dampftemperatur einzustellen. Das Gas wird in einem weiteren Wärmetauscher *35 Fernwärme I* auf 600 °C abgekühlt und anschließend im WT *5* auf 250 °C. Dies soll die Eintrittstemperatur für das BHKW sein, wobei eine leichte Überhitzung durch das Gebläse *7* in Kauf genommen wird. Im Teiler *6* wird ein Teilstrom abgezogen für die RTO.

Die Pyrolysereaktionen beginnen im Gleichgewichtsreaktor *23 KWs* mit dem vollständigen Umsatz des Biomassebestandteiles Chrysene zu Methan, Ethylen und Kohlenstoff. Dann folgt eine Abtrennung der beiden Kohlenwasserstoffe und von Wasser. Hintergrund ist, dass sich die KWs im folgenden *1 Pyrolyserea* vollständig zersetzen würden, was in der Praxis nicht der Fall ist. Die Ursache liegt in dem Umstand, das Methan und Ethylen sehr stabil sind und von Pyrolyse- und Vergasungsprojekten bekannt ist, dass gemessene Konzentrationen meist höher liegen als es dem Gleichgewicht entspricht. In den Gleichgewichtsreaktoren *32 Methan* und *33 Niedere KW* werden sie mit Wasser zu CO und H_2 umgesetzt.

Im Hauptstrom ist als erstes ein Gibbs-Reaktor platziert. Er zerschlägt alle Kohlenwasserstoffe in elementaren Kohlenstoff und niedermolekulare Verbindungen mit dem Ziel der Minimierung der Gibb´schen Energie des Gesamtsystems. Anschließend erfolgt die Zugabe des überhitzten Dampfes. Im folgenden Methanisierungsreaktor stellt sich das Gleichgewicht folgender Reaktionen ein:

$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 \qquad [4]$$

$$CO + H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O \qquad [5]$$

Auch der elementare Kohlenstoff muss noch reagieren. Dies erfolgt im Reaktor *25* gemäß:

$$C + H_2 \text{ -> } CH_4 \qquad [6]$$

$$2\,C + 3\,H_2O \text{ -> } CO + CO_2 + H_2 \qquad [7]$$

Reaktion [6] erfolgt mit einem Zwangsumsatz des C von 17 %; Reaktion [7] mit 30 %. Die Zahlen sind so festgesetzt, dass insgesamt die Gaszusammensetzungen der experimentellen Ergebnisse an der Forschungsanlage erreicht werden. Es sei herausgehoben, dass an einer Pilotanlage mit höherer Verweilzeit und besserer Temperatureinstellung im Reaktor andere Werte einzustellen sind. Der Produktstrom 12 zum BHKW stellt das in das BHKW eintretende Gas dar. Das BHKW selber ist nicht Bestandteil der Simulation.

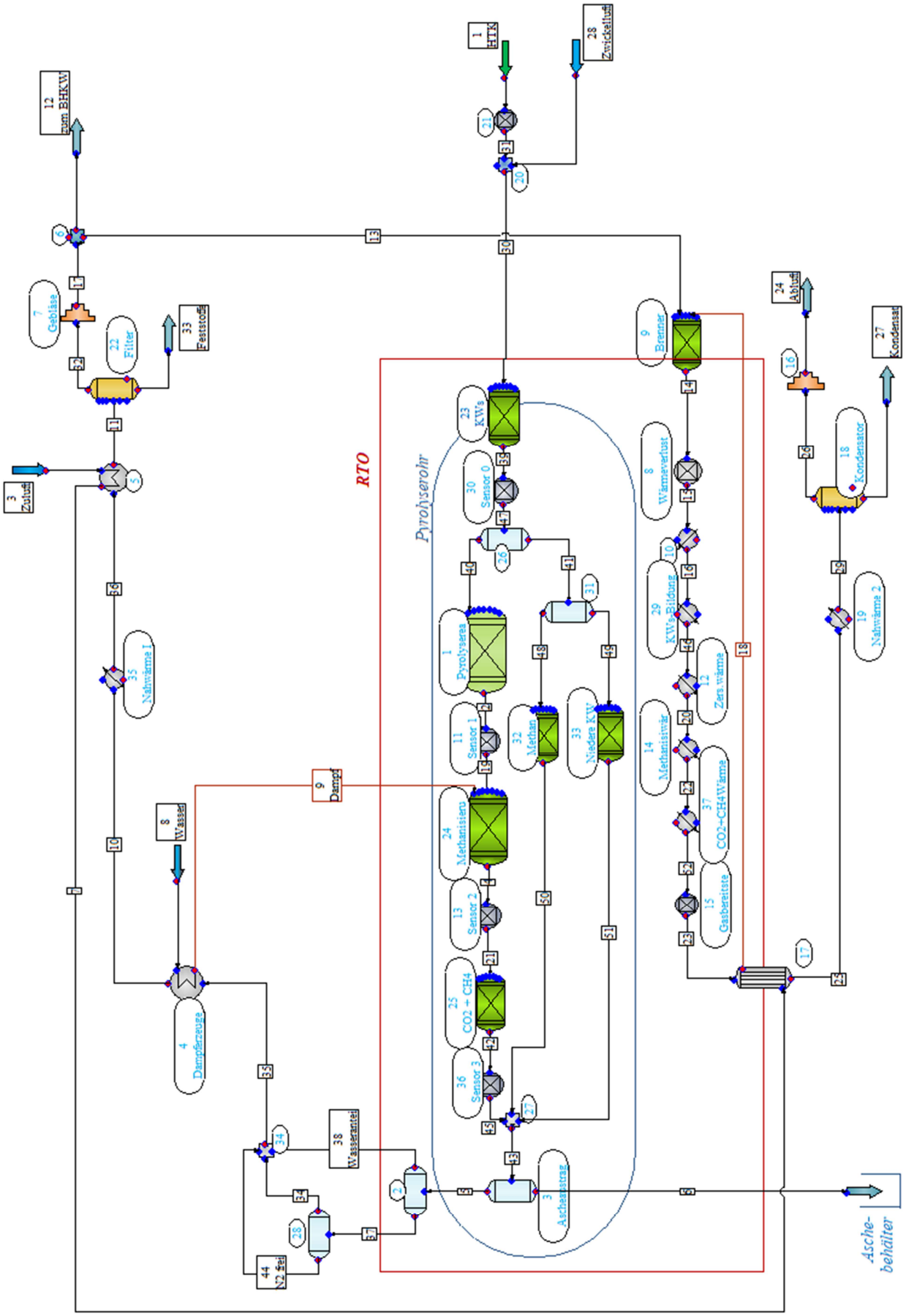


Abb. 7.3-1: *Das WAHRHEIT-Konzept als Gesamtanlage ohne BHKW und Gasreinigung*

7.4 Abweichungen von den Ursprungsideen

In der Patentanmeldung und damit ursprünglichen Projektidee wird der Raum um den Pyrolysereaktor exakt wie eine RTO betrieben, d.h. mit einer Abgastemperatur von 50 bis 60 °C bei einer Frischlufttemperatur von ca. 20 °C. Das Konzept zeigt **Abb. 7.4-1**.

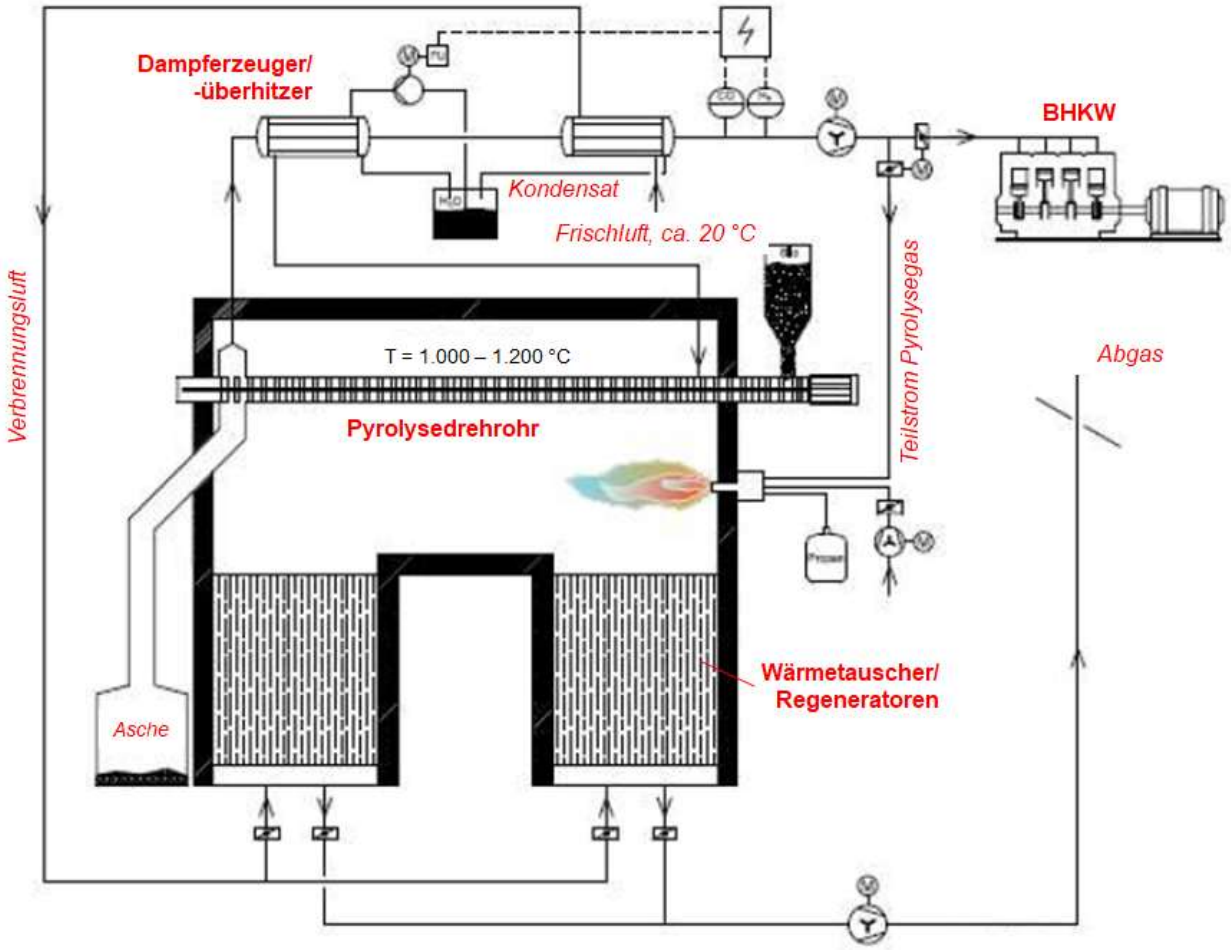


Abb. 7.4-1: *Apparatefließbild des WAHRHEIT-Konzeptes [Quelle: Fa. WAHRHEIT Anlagenbau]*

Da allerdings die Verbrennungsluft erst einmal zur Kühlung des Rohgases eingesetzt wird, erwärmt sie sich. Geht man davon aus, dass der energetische Wirkungsgrad des Prozesses umso besser wird, je weniger das Produktgas für den Brenner und das BHKW gekühlt werden muß, wird die Frischluft umso heißer. Im Modell wurde angenommen, dass das BHKW eine maximale Eintrittstemperatur von 270°C besitzt. Damit erwärmt sich die Frischluft auch wesentlich stärker und somit steigt die Abgastemperatur. Das Kondensat kann nicht mehr aus dem Wärmetauscher abgezogen werden, sondern entsteht, wenn es denn entsteht, in der Abgasabführung, sofern dieses auf die gewünschten 50 bis 60 °C gekühlt wird.

Ein weiterer wesentlicher Unterschied zur Ausgangssituation entstand bei der Modellentwicklung in der Philosophie der Dampferzeugung. Ursprünglich war gedacht, einfach soviel Frischwasser zu nehmen, wie für eine maximale Gaskühlung notwendig sind. Dies ist beim konventionellen Wasser-Dampf-Kreislauf in Kraftwerken ohne Probleme möglich. Im WAHRHEIT-Konzept aber ist die Dampferzeugung stofflich nicht vom Reaktor zu trennen. Im Gegenteil ist die Dampf-

nutzung zur Wasserstofferzeugung und dem Kohlenstoffumsatz sogar Projektidee. Je mehr Frischwasser nun eingesetzt wird, desto mehr Biomasse muss eingesetzt werden, um dieses zu verdampfen und den Dampf zu überhitzen. Der nicht umgesetzte Dampf muss dann wiederum durch mehr Frischwasser abgekühlt werden, so dass eine Konvergenz bei der Simulation nicht mehr erreicht wird. Es existiert beim direkten Wärmetausch genau ein Wert, in welchem Gleichgewicht erzielt wird. Dieser wird bestimmt durch die Reaktortemperatur, die gewünschte Zieltemperatur des abgekühlten Gases und der Wassertemperatur. Damit kann die ursprüngliche Idee, dass mit der Wassermenge die Gastemperatur eingestellt wird, nicht realisiert werden. Im Gegenteil regelt die gewünschte Gastemperatur die zuzuführende Wassermenge.

8 Ergebnisse der Simulationen

8.1 Bilanzdaten

Die Rohgaszusammensetzung hängt naturgemäß von der Zusammensetzung der Biomasse ab, was die sauren und alkalischen Gasbestandteile angeht. Wie **Tab. 8.1-1** zeigt, ist bei Biomassen, welche in irgendeiner Weise mit Nahrungsmitteln in Zusammenhang stehen, aufgrund des hohen Schwefel- und Chloranteils eine Gasreinigungsstufe notwendig. Da BHKWs empfindlich gegenüber beiden Elementen sind, muss die Gasreinigung schon vor dem Apparat angeordnet sein.

Tab. 8.1-1: *Rohgaszusammensetzung und Heizwert bei 1.000 °C Reaktionstemperatur für verschiedene Biomassen*

T = 1.000°C		Holz		HTK		Gärreste	
		feucht	trocken	feucht	trocken	feucht	trocken
H_2O	[Vol.-%]	11,69	0	9,04	0	8,33	0
N_2	"	0,02	0,02	3,31	3,64	0,63	0,69
H_2	"	41,53	47,03	42,04	46,21	44,43	48,47
CO	"	30,34	34,37	34,38	37,79	35,20	38,40
CO_2	"	9,79	11,09	6,59	7,24	6,52	7,12
CH_4	"	5,64	6,39	4,07	4,48	4,18	4,56
niedere KW	"	0,97	1,09	0,16	0,18	0,25	0,28
H_2S	[mg / Nm^3_{tr}]		121		3.831		3.795
HCl	"		0		3.178		3.814
NH_3			1		5		3
HCN	"		0		21		10
H_u	[MJ/kg]	14,17	16,53	13,77	15,52	14,91	16,68

Bemerkenswert ist der Umstand, dass trotz der unterschiedlichen Zusammensetzung der Biomassen immer ein Summenwert bei H_2 und CO von 81 bis 87 Vol.-% im trockenen Gas bei der Reaktionstemperatur von 1.000 °C erreicht wird.

Exemplarisch am Beispiel von HTK zeigt **Abb. 8.1-1** die Massenbilanz bei einer Reaktionstemperatur von 1.000°C und einem Biomassestrom von 80 kg/h, was einer Feuerungswärmeleistung von ca. 300 kW_{therm} entspricht. Auffällig ist der hohe ausgetragene Feststoffstrom. Mit 24 % des HTK-Stroms liegt er weit über den eigentlich zu erwartenden 19%, d.h. dem Aschewert. Ursache ist der hohe Anteil von 25 Ma.-% an elementarem Kohlenstoff, welcher im Pyrolysereaktor als Zersetzungsprodukt entsteht und in den Folgereaktionen nicht mit Wasserdampf umgesetzt wird.

Beim Abgas ist zu beachten, dass es die Verbrennungsprodukte eines Teils des Pyrolysegases enthält. Daher übersteigt sein Wert die Menge der eingehenden Verbrennungsluft.

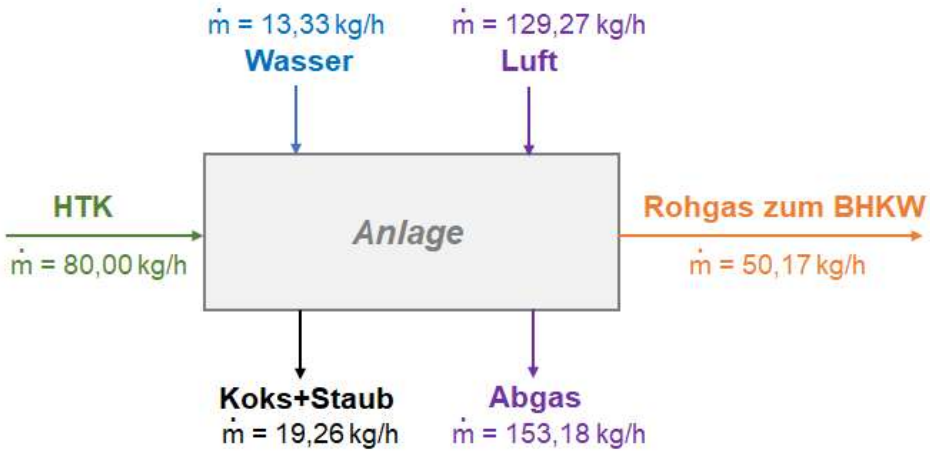


Abb. 8.1-1: *Exemplarische Massenbilanz am Beispiel HTK, Reaktionstemperatur 1.000 °C*

Bezogen auf die Gibb´sche Energie geht bei der ChemCAD-Energiebilanz genau soviel Energie in die Anlage hinein wie hinaus, wobei sich der Begriff *Energie* auf die Summe von Enthalpie und Entropie bezieht (s. **Tab. 8.1-2)**.

Tab. 8.1-2: *Bilanz Gibb´sche Energie für HTK bei einer Reaktionstemperatur von 1.000°C*

	Eingang [MJ/h]	Ausgang [MJ/h]
Massenströme	-680,902	-776,536
Aufheizung	289,224	
Kühlung	-387,996	
Strom Gebläse	3,138	
Summe	***-776,536***	***-776,536***

Für die kommerzielle Umsetzung aber ist natürlich wesentlich wichtiger, was als chemische und Wärmeenergie nutzbar ist. Das Resultat zeigt **Abb. 8.1-2**. Zu sehen ist ein Eintrag chemischer Energie mit der Biomasse von 294 kW, errechnet aus einem Massenstrom von 80 kg/h bei einem Unteren Heizwert von 13.230 kJ/kg. Im Rohgas zum BHKW wird eine chemische Energie von 192 kW gespeichert, was einem **Kaltgaswirkungsgrad von 65 %** entspricht. Da das Gas eine Temperatur von 268 °C besitzt, ist gegenüber einer Standardtemperatur von 25°C noch eine fühlbare Wärme von 6 kW hinzuzurechnen.

Über zwei Wärmetauscher kann Heißwasser einer Temperatur von 110°C gewonnen werden. Der Wärmeabzug beträgt 28 kW. **Insgesamt beträgt der Gewinn an Energie somit 77 %,** bezogen auf die eingetragene Biomasseenergie.

Addiert man alle eingetragenen Wärmeströme, errechnet sich eine Zahl von 286 kW auf der Eingangsseite und von 277 kW auf der Ausgangsseite. Die Differenz von 9 kW ist entstandene Entropie, welche unwiederbringlich verloren ist.

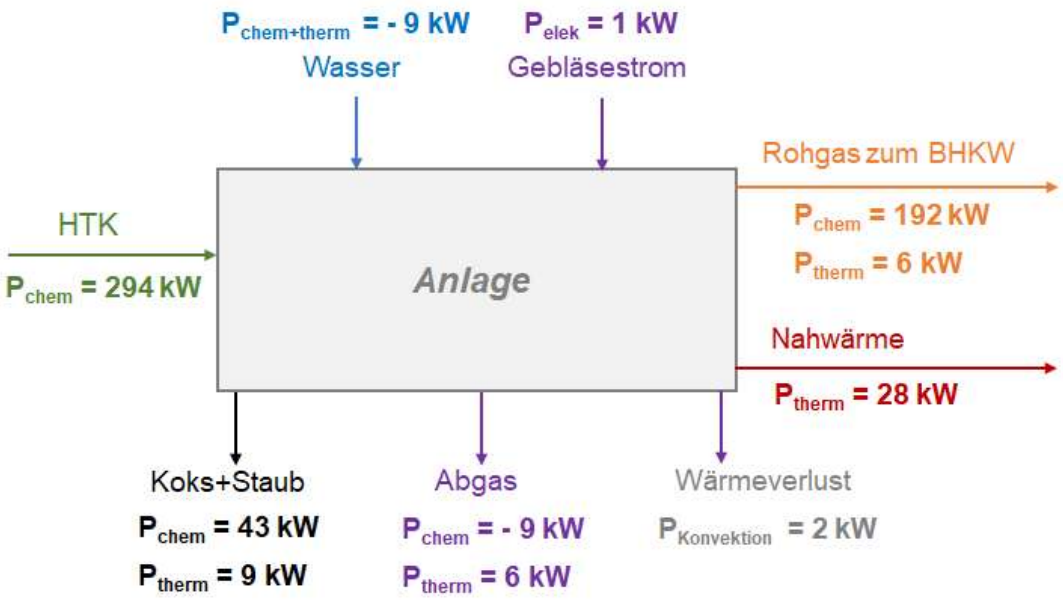


Abb. 8.1-2: *Exemplarische Energiebilanz am Beispiel HTK, Reaktionstemperatur 1.000 °C*

Als ungenutztes Potential angesprochen werden muss die Energieabfuhr durch die Feststoffe Koks und Staub. Es ist vorstellbar, die thermische Energie, welche aus der hohen Abfuhrtemperatur von 1.000 °C resultiert, noch zu nutzen. Wichtiger aber ist der chemische Anteil, welcher aus dem elementaren Kohlenstoff resultiert. Hier wäre eine Aufklärung, wo dieser Kohlenstoff tatsächlich verbleibt und ob er nutzbar ist, interessant. Der Wert von 43 kW entspricht immerhin 15 % der Feuerungswärmeleistung.

8.2 RTO-naher Betrieb

Um zu verdeutlichen, wie sich ein RTO-naher Betrieb auswirken würde, sollen die Massen- und Energiedaten aufgeführt werden.

Am Wärmetauscher *5* wurde dazu eine Kühltemperatur auf 50 °C für das austretende Gas eingestellt. Die Zuluft sollte sich nur auf 100 °C erwärmen. In das BHKW und in den Brenner der RTO tritt somit recht kaltes Brenngas ein. Das Abgas tritt mit 187 °C aus der RTO aus.

Das Ergebnis für die Massenbilanz ist dann in **Abb. 8.2-1** dargestellt. Sofort zu erkennen sind die stark gestiegenen Luft- und Abgasströme. Auch der Rohgasstrom zum BHKW reduzierte sich deutlich.

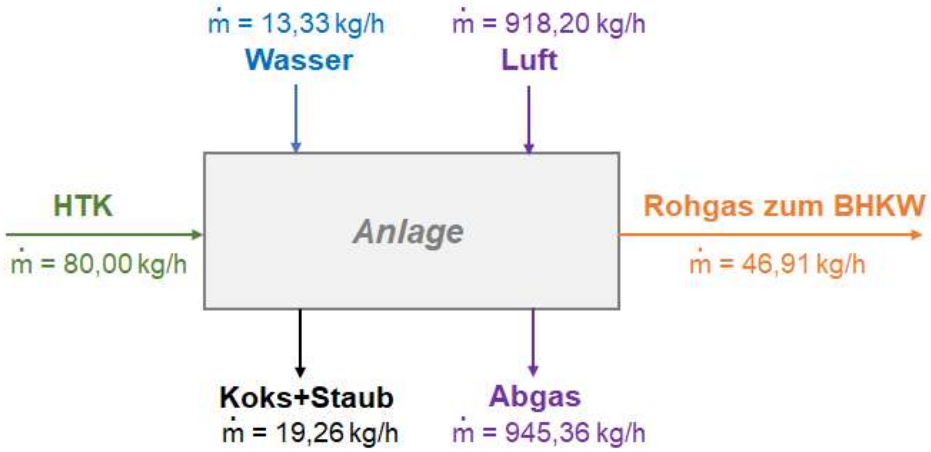


Abb. 8.2-1: *Exemplarische Massenbilanz am Beispiel HTK, Reaktionstemperatur 1.000 °C, RTO-naher Betrieb*

Wie zu erwarten, schlagen sich die geänderten Massenströme in der Energiebilanz nieder (s. **Abb. 8.2-2**). Auffällig ist der gestiegene Wärmeverlust mit dem Abgas. Der Kaltgaswirkungsgrad reduzierte sich auf 61 %. Noch dramatischer aber ist der Gewinn an Energie insgesamt: Er brach von 77 % auf nur noch 67 % ein.

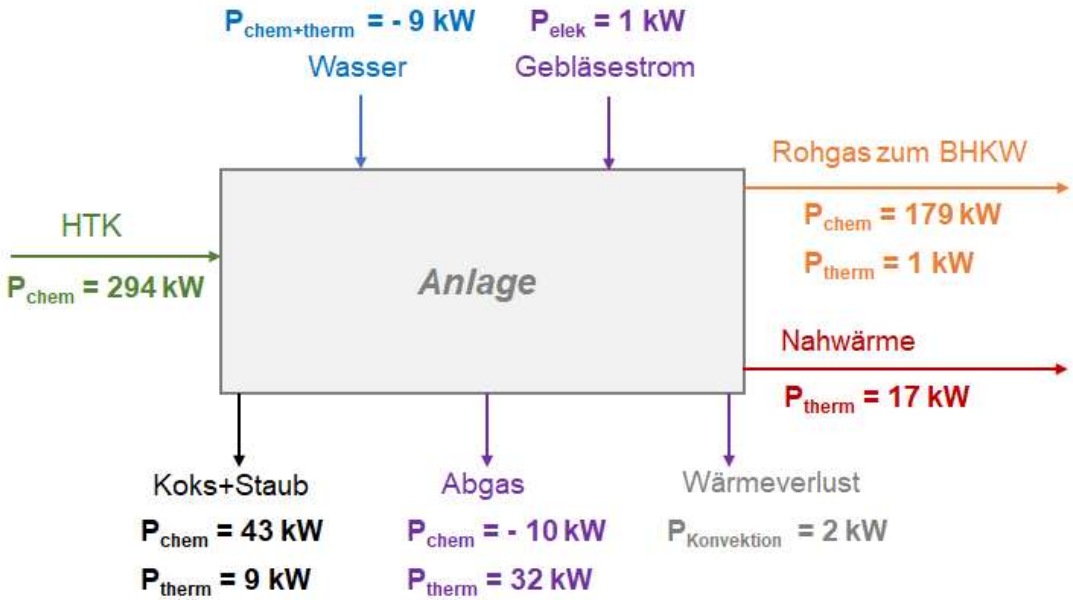


Abb. 8.2-2: *Exemplarische Energiebilanz am Beispiel HTK, Reaktionstemperatur 1.000 °C, RTO-naher Betrieb*

8.3 Verfahrenstechnische Abhängigkeiten

Eine Idee des WAHRHEIT-Verfahrens ist die Nutzung einer hohen Temperatur zwecks Teerfreiheit und hoher H_2- sowie CO-Ausbeute. Für Holz wurden eine Versuchsreihe am Forschungsreaktor gefahren. Die Ergebnisse wurden in die Modellierung eingebaut und auf die Gesamtanlage übertragen. Die Auswertung erfolgte massenbezogen für die einzelnen Gasbestandteile.

Abb. 8.3-1 stellt das Ergebnis der Gasausbeute als Funktion der Temperatur für die Permanentgase CO, CO_2, H_2 und CH_4 dar. Wie gewünscht, steigen die H_2- und CO-Ausbeuten auf Kosten von CO_2 und CH_4 mit der Temperatur an. Bei 1.100 °C ist ein deutlicher Knick zu erkennen. Da in diesem Temperaturbereich oft schon mit Sinter- oder Ascheerweichung zu rechnen ist, macht in Kombination mit der Effizienzverlangsamung eine höhere Temperatur nicht viel Sinn. Auffällig ist, dass im Vergleich mit den Experimenten der Anstieg der H_2- und CO-Produktion im Modell wesentlich schwächer ausfällt (vgl. Abb. 6-2). Dagegen ist der CO_2-Rückgang bei den Simulationen wesentlich stärker. Dies gilt auch für die Methanminderung unterhalb von 1.000 °C.

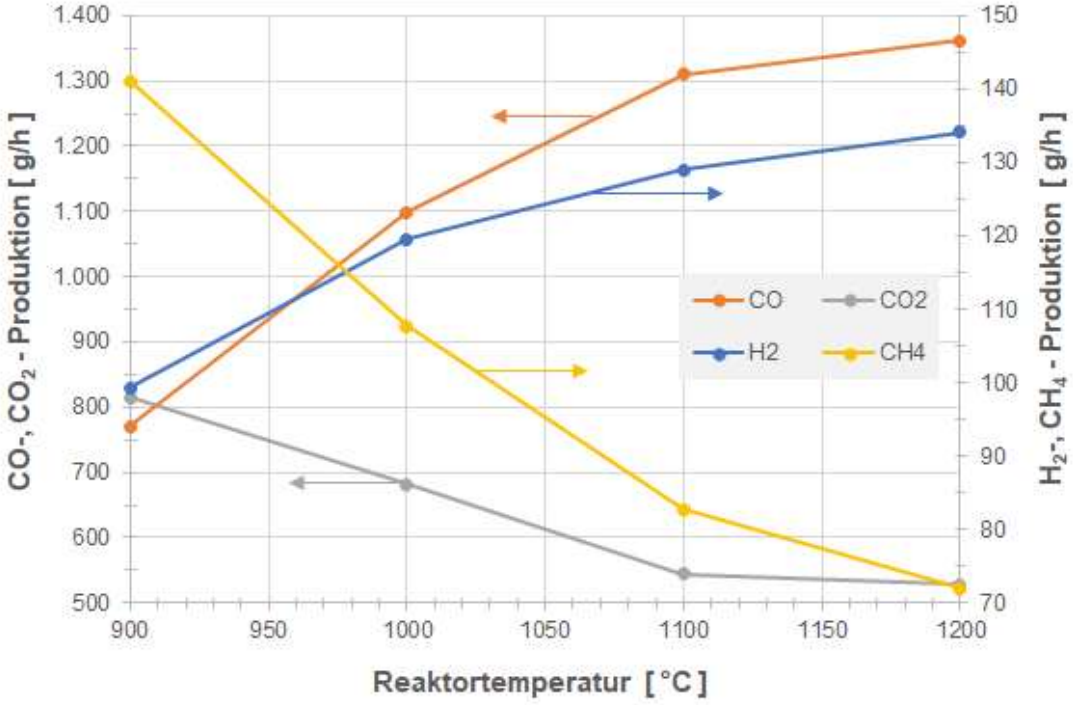


Abb. 8.3-1: *Einzel-Gasausbeuten als Funktion der Reaktortemperatur am Beispiel Holz*

Als Einheit in Abb. 8.3-1 wurde der Massenstrom gewählt, da parallel mit der Temperatur auch die Gasmengenausbeute steigt. Eine Konzentrationsangabe wäre für eine Ausbeutebewertung daher unangebracht.

Zu berücksichtigen ist, dass mit steigender Temperatur die abgezweigte Gasmenge zum Brenner größer wird (s. **Abb. 8.3-2**). Daher steigt zwar die produzierte Rohgasmenge an, die Kurve des Produktgasstroms zum BHKW aber flacht stark ab und sie kann sogar sinken. Auch unter diesem Gesichtspunkt heraus existiert eine optimale Reaktionstemperatur, welche nicht dem technisch möglichen Maximalwert entsprechen muss.

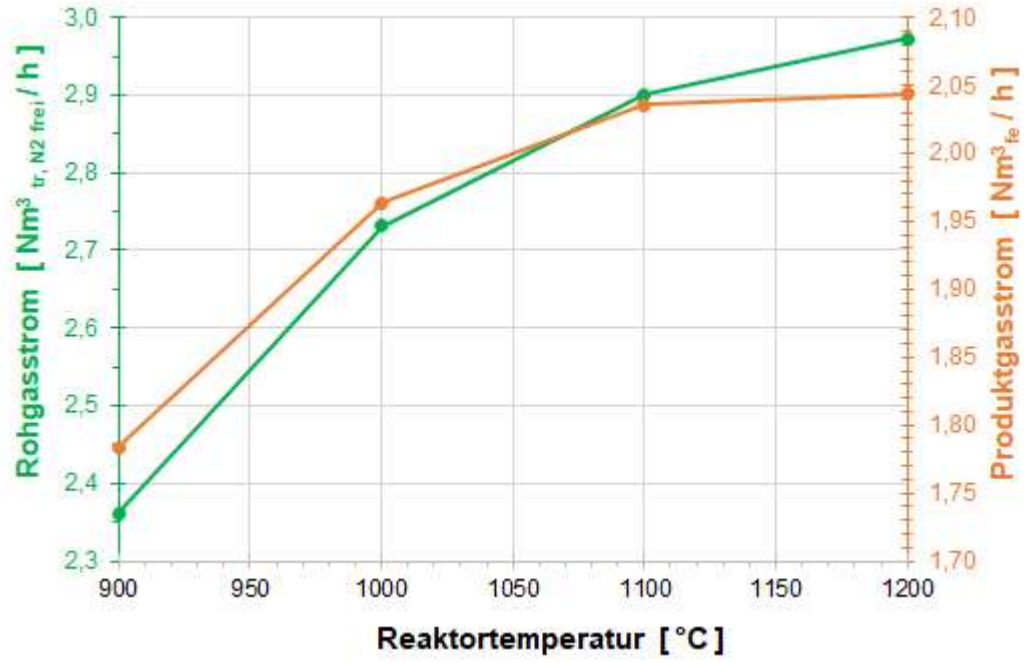


Abb. 8.3-2: *Gasausbeuten (gesamt) als Funktion der Reaktortemperatur am Beispiel Holz*

Die grüne Kurve bildet ab, dass die Gasmenge insgesamt mit der Temperatur steigt. Allerdings benötigt die RTO-Einheit einen immer höheren Anteil davon für den Brenner. Daher steigt die rote Kurve wesentlich langsamer. Ab 1.100 °C ist mit den eingestellten verfahrenstechnischen Bedingungen kein wesentlich höherer Produktgasstrom für das BHKW bei der Biomasse Holz mehr zu erzielen. Bei den anderen Biomassen sieht es etwas anders aus; die Kurvenverläufe aber bleiben ähnlich.

Wie erwähnt, muss für die Sensitivitätsanalyse beim Parameter *Reaktortemperatur* die Dampfmenge konstant gehalten. Die Ursache ist in **Abb. 8.3-3** zu sehen: Bei nun konstanter Temperatur beeinflußt die Dampfmenge signifikant die Einzelgasausbeuten. Während die Ausbeutesteigerung für H_2 positiv zu bewerten ist, fällt der Anstieg der CO_2-Menge negativ auf. Hinzuweisen ist dabei auf die unterschiedliche Achseneinteilung für beide Gase, welche die Aussage besonders unterstreicht.

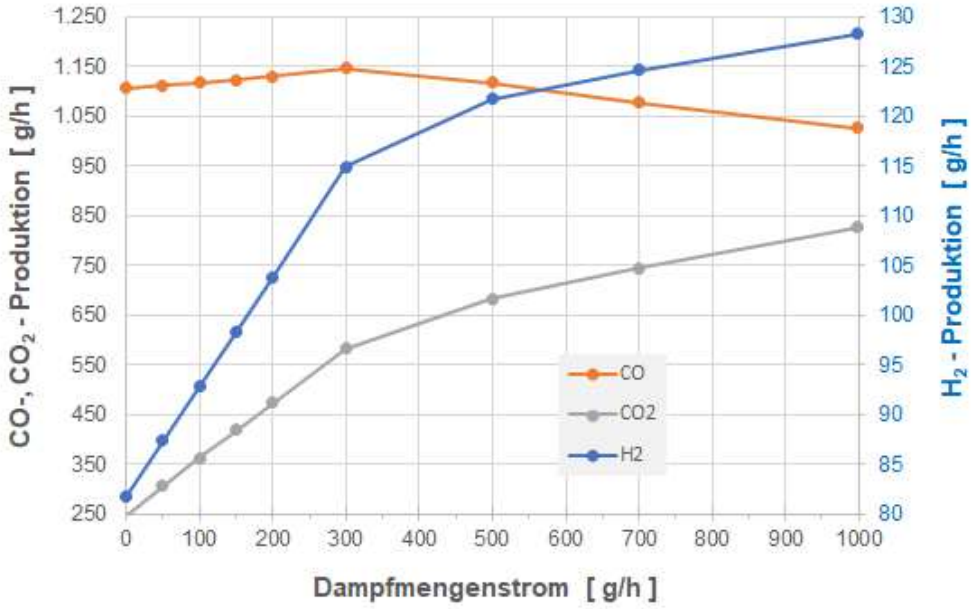


Abb. 8.3-3: *Einzel-Gasausbeuten als Funktion des Dampfmengenstroms bei konstanter Reaktortemperatur am Beispiel Holz*

Die steigenden Einzelgasmengen verursachen, wie nicht anders zu erwarten, eine mit der Dampfmenge steigende Gesamt-Gasmenge (s. **Abb. 8.3-4**).

Da CO_2 ein „toter“ Gasbestandteil ist, welcher den Heizwert herabsetzt, und trotzdem Gebläseleistung erfordert, existiert ein Optimalwert, welcher erreicht, aber nicht überschritten werden sollte. Gemäß der beiden Graphiken ist es offensichtlich ein Dampfmengenstrom von 300 g/h.

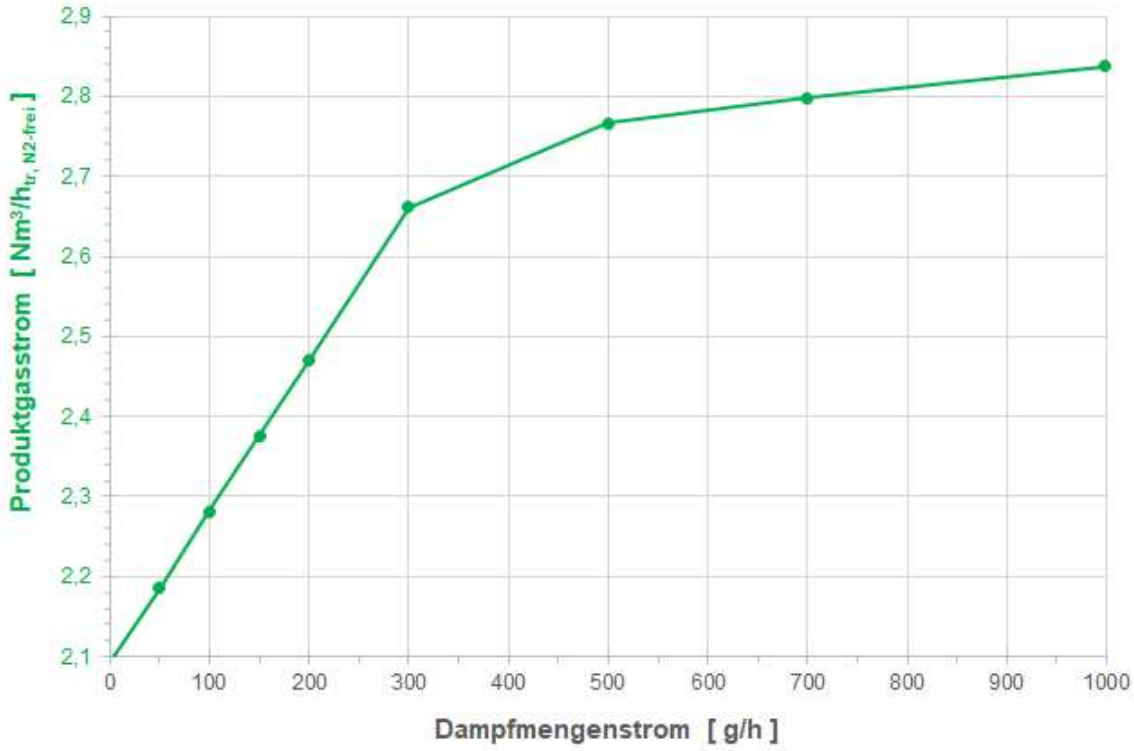


Abb. 8.3-4: *Gasausbeute (gesamt) als Funktion des Dampfmengenstroms bei konstanter Reaktortemperatur von 1.000 °C*

Die Abb. 8.3-3 wirft die Frage auf, woher eigentlich der stark steigende CO_2-Massenstrom bei nur langsam sinkender CO-Menge kommt. Die Antwort gibt **Abb. 8.3-5**:

Wie zu sehen ist, fördert der Zusatz von Dampf die Reaktionen mit elementarem Kohlenstoff zu CO und CO_2. Da CO_2 aber schwerer ist, wird die Verbindung bei einer massenbezogenen Auswertung bevorzugt. Außerdem ist auf Reaktion [1] auf S. 23 hinzuweisen: Mit steigender Dampfmenge wird das Gleichgewicht auf die CO_2 / H_2-Seite verschoben. Auch dies führt dazu, dass ein Optimalwert an Dampf nicht überschritten werden sollte.

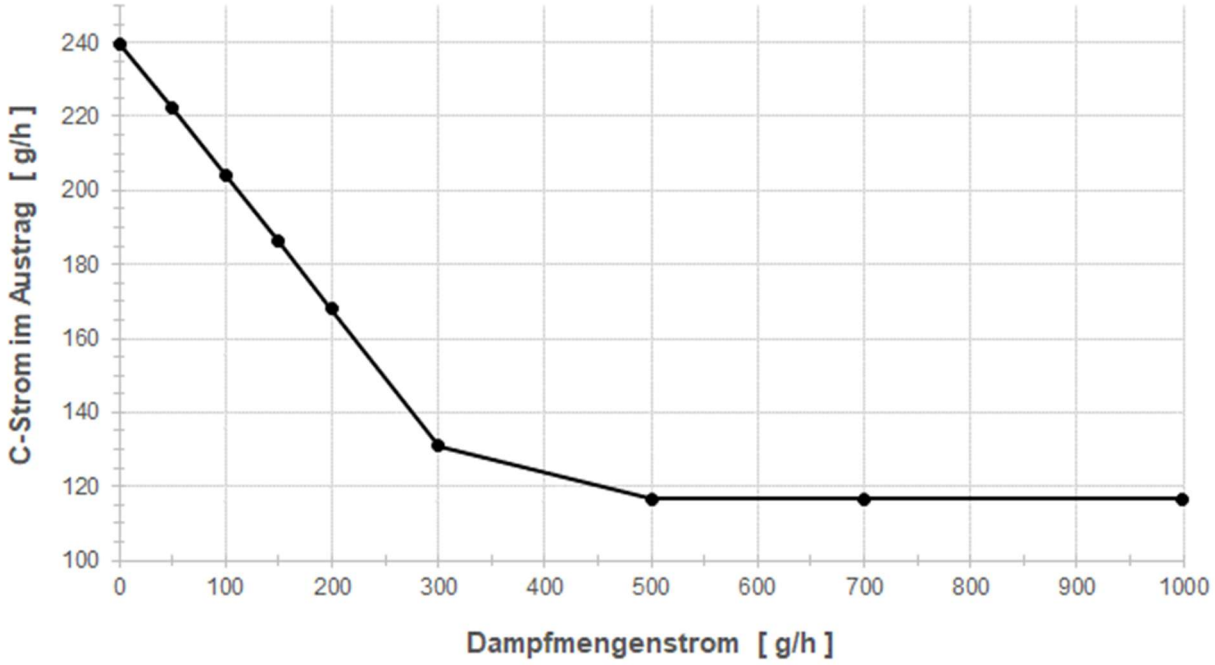


Abb. 8.3-5: *Strom elementaren Kohlenstoffs als Funktion der Dampfmenge bei konstanter Reaktionstemperatur von 1.000 °C*

8.4 Bewertung der experimentellen Meßergebnisse

Mit den Experimenten wurde die Grundlage für die Simulationen des chemisch-physikalischen Modells gelegt. Unterschiede ergaben sich besonders durch den Umstand, dass das Modell auf Gleichgewichtsberechnungen beruht und Abweichungen vom Gleichgewicht durch spezielle Reaktoren abgebildet werden müssen. Für die Übertragung der experimentellen Ergebnisse in die Simulationen weist die Forschungsanlage drei gravierende Nachteile auf:

1. Die Heizzone durch den Röhrenofen ist mit 60 cm bei einer Länge des Pyrolysereaktors von 200 cm sehr kurz. Begleitheizung und Isolierung mindern den Mangel ab, gleichen ihn aber nicht aus. Die kurze Heizzone führt dazu, dass nur eine kurze Verweilzeit auf Zieltemperatur möglich ist. Ferner kann es durch Abkühlung im Austragsteil zu Schädigungen an der Schnecke kommen.
2. Dampfmenge und -temperatur sind unabhängig vom Pyrolysegas
3. Es wird ein nennenswerter, kalter Stickstoffstrom im Eintrag zugeführt. Er soll Sauerstoffeinbruch verhindern und einen ausreichenden Gasstrom für die Funktionsfähigkeit der

Online-Gasmessgeräte sicherstellen. Der kalte Gasstrom im Eintrag aber konterkariert die Wirkung der Dampfzugabe. Er kann zu stabilen Nebenprodukten wie CO_2 und CH_4 führen, welche besonders bei Nichterreichen des Gleichgewichts durch kurze Gasverweilzeiten, wie es hier der Fall ist, stabil und überproportional im Produktgas vertreten sind.

Ferner fällt bei den Emissionswerten auf, dass trotz ähnlicher Chlor- und Schwefelgehalte in den Biomassen HTK und Gärreste sich drastische Unterschiede bei den Meßergebnissen einstellen. Vergleicht man mit den Modelldaten, sind die Werte generell zu niedrig, wobei die Chlorzahlen um den Faktor 1.000 falsch sein dürften. Auch hier liegt offensichtlich ein Mangel bei der Forschungsanlage vor.

Durch die Kombination der experimentellen Ergebnisse mit dem chemisch-physikalischen Modell aber werden belastbare Aussagen möglich. Wünschenswert ist, dass vor der Kommerzialisierung des WAHRHEIT-Konzepts eine Pilotanlage gebaut und betrieben wird, an der Erfahrungen gesammelt werden können.

9 Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

9.1 Aufgabenstellung und Lösungsweg

Aufbauend auf den experimentellen Ergebnissen und dem chemisch-physikalischen Modell der Gesamtanlage ist es möglich, Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen anzustellen. Basis ist gemäß Projektzielstellung eine Modellanlage für einen landwirtschaftlichen Betrieb, welcher biogene, feste Reststoffe in Eigenregie energetisch verwerten möchte.

Angesetzt wurde eine Feuerungswärmeleistung von 300 kW_{therm}, was beispielsweise für Hühnertrockenkot mit einem Heizwert von 13,23 MJ/kg einem Durchsatz von 80 kg/h entspricht. Der im Projekt vorliegende Heizwert von Gärresten liegt in der gleichen Größenordnung, beim Holz lag er mit 16,0 MJ/kg etwas höher. Da entscheidend für die Konstruktion der Anlage die mechanische Last ist, soll im Folgenden konservativ mit der Biomasse niedrigsten Heizwertes gerechnet werden.

Die Modellanlage wird mit einer trockenen Abgasreinigung unter Einsatz eines Adsorbens und Gewebefilters zur Entfernung von Staub und sauren Gasbestandteilen wie HCl und H_2S ausgestattet. Das Produktgas wird in einem BHKW einer Modulgröße von 100 kW_{el} verstromt. Die Vergütung basiert auf dem EEG 2023, §42+44 in der Fassung vom 28.07.2022 für neue Anlagen mit einer Bemessungsleistung bis einschließlich 150 kW_{el}. Wärme wird aus den Abgaswegen und dem BHKW als Heißwasser einer Temperatur von 110 °C gewonnen.

Der Gesetzgeber setzt bei der Stromvergütung, gemessen an früheren Versionen und dem aktuellen Marktpreis, einen sehr niedrigen Wert an. Hintergrund ist, dass er den Eigenverbrauch an produziertem Strom und Wärme fördern möchte. Daher spielt bei den vorliegenden Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen auch die Wärme eine Rolle.

Der Preis von Fernwärme lag zum 1.04.2024 als Durchschnittswert für Deutschland bei 142 €/MWh mit 160 kW Abnahme und 1.800 Vollbetriebsstunden [2], für Heizöl liegt der Wert aktuell (Stand 01.06.2025) bei ca. 85 €/MWh und für Erdgas bei 93 €/MWh (incl. MWSt). Für Industrieanlagen werden Dampfpreise im Bereich von 40 bis 55 €/MWh veröffentlicht. Darauf aufbauend wird für die Modellanlage bei der Ausgangslage konservativ eine niedrige Zahl von 30 €/MWh als Wert für Nahwärme angesetzt. Es wird offengelassen, ob die Wärme abgegeben oder im landwirtschaftlichen Betrieb als Eigenbedarf genutzt wird.

Die Biomasse wird als Reststoff ohne Zuzahlung oder Erlös angesetzt. Der Wert von Nahrungsmittelelementen wie Phosphor und Calcium bleibt unberücksichtigt, da unklar ist, ob diese in der Asche vermarktet werden könnten.

Die Anlage soll vollautomatisch mit einer Betriebszeit von 7.000 h/a laufen. In den Wirtschaftlichkeitsrechnungen ist kein Personalaufwand enthalten.

Der Betrachtungszeitraum beträgt 20 Jahre mit einer Aufnahme des kommerziellen Betriebs am 01.01.2027. Maßstäbe für die Bewertung der Wirtschaftlichkeit sind der Deckungsbeitrag DB III (Erlöse minus Kosten), der **R**eturn-**o**f-**I**nvest (RoI)-Punkt sowie der Interne Zinsfuß nach einer Betriebszeit von 20 Jahren. Die Investkostenaufstellung beruht auf dem Know How der Fa. WAHRHEIT.

9.2 Basis der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Die wirtschaftliche Ausgangssituation der Modellanlage basiert auf der Einnahmeseite auf der Stromvergütung gemäß EEG und dem genannten Wärmeerlös von 30 €/MWh. Der Strompreis hängt vom Inbetriebnahmejahr der Biomasseanlage und seiner Größe ab und bleibt über 20 Jahre konstant. Allerdings steigen in diesem Zeitraum die Kosten an. Daher muss für die Bewertung der Wirtschaftlichkeit eine dynamische Methode eingesetzt werden, welche Kosten- und Erlössteigerungen, Reinveste sowie steuerliche und kalkulatorische Nutzungszeiten mit entsprechend unterschiedlichen Abschreibungen berücksichtigt. Im vorliegenden Vorhaben wurde daher eine in der Abt. TP vorhandene Kalkulationsdatei genutzt. Deren Struktur zeigt **Abb. 9.2-1**.

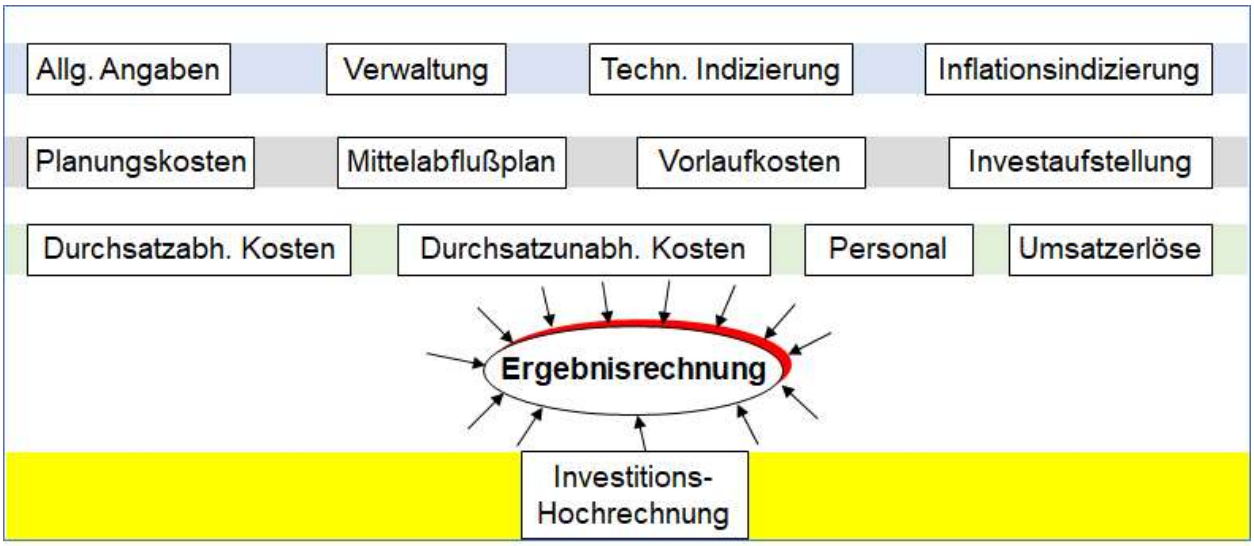


Abb. 9.2-1: *Struktur der eingesetzten Kalkulationsdatei für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen*

Neben allgemeinen Angaben wie dem aktuellen Marktzins und dem Eigenkapitalanteil, Verwaltungskosten z.B. für Gebühren und Versicherungen existieren zwei Indizierungsmodule. Die technische Indizierung beinhaltet die Gewährleistungsansprüche in den ersten zwei Jahren und nach zehn Jahren die beginnende Alterung; die Inflationsindizierung schätzt individuelle Preis- und Erlössteigerungen für Personal, Betriebsmittel, Sachkosten und Energien ab.

In der zweiten Reihe werden wichtige Kosten, welche den Invest beeinflussen, erfasst.

Die dritte Reihe gilt für den Betrieb der Anlage. Besonders wichtig in diesem Fall sind die durchsatzabhängigen Kosten und die Umsatzerlöse.

Zusammen mit der Investitionshochrechnung, welche Reinveste abschätzt, gehen alle Größen in die Ergebnisrechnung ein. Hier werden Größen wie der DB III, der Interne Zinsfuß und die RoI-Zeit aufgeführt.

9.2.1 Investkosten

Den Ausgangspunkt aller Berechnungen bildet die Aufstellung der Investkosten. Da sowohl die Nutzungsdauern als auch die Schätzung des **R**eparatur-/**W**artungs-/**U**nterhaltungsaufwandes (RWU) baugruppenabhängig ist, ermittelte Fa. WAHRHEIT die Investkosten entsprechend spezifisch. Das Ergebnis mit den Abschreibungszeiten und geschätztem jährlichen RWU-Kosten zeigt **Tab. 9.2-1**.

Tab. 9.2-1: *Aufstellung Investkosten, Abschreibungszeiten und geschätztem RWU-Aufwand*

	Anschaffungs-kosten (AK) [€]	Planung & Bauzeitzinsen [€]	Herstell-kosten (HK) [€]	steuerliche Nutzungsdauer [a]	kalkulatorische Nutzungsdauer [a]	Reparatur/Wartung/ Unterhaltung [% v. AK]	[€]
Anlieferung, Lagerung, Brennstoff-aufgabe & Koksaustrag	17.500	293	17.793	15	20	3,0	525
Keramikschnecken & Rohre	80.000	1.339	81.339	10	15	6,0	4.800
Brennkammer	20.000	335	20.335	15	20	2,0	400
Rekubrenner incl. GRS & LRS	22.000	368	22.368	15	20	2,0	440
Dampferzeuger	28.000	469	28.469	15	20	2,0	560
Trockenadsorption incl. Filter	40.000	669	40.669	15	20	2,0	800
Blockheizkraftwerk incl. Transport & Netzeinbindung	152.000	2.544	154.544	10	15	3,0	4.560
Elektro- und Leittechnik	85.000	1.423	86.423	15	20	3,0	2.550
Rohrleitungs- & Stahlbau	35.000	586	35.586	15	20	2,0	700
Summe Gebühren	2.014	40	2.054	15	20	0,0	0
Erstausstattung Ersatz- und Verschleißteillager	20.256	2	20.258			2,0	405
Unvorhergesehenes	47.950	0	47.950	15	20	2,0	959
Summe [€]	***549.720***	***8.068***	***557.788***				***16.699***

Die steuerlichen Abschreibungszeiten basieren auf den AfA-Blättern des Bundesfinanz-ministeriums [3,4]; die kalkulatorischen Zeiten bis zum tatsächlichen Reinvest wurden geschätzt.

Als Hauptkostenverursacher beim Reparaturaufwand wurde die keramische Schnecke angesetzt, da dieses Bauteil innovativ ist, kein Stand der Technik und dementsprechend keine Erfahrungswerte vorliegen. Insgesamt ergibt sich ein geschätzter RWU-Aufwand von 3,0 % der Investsumme.

Um eine hohe Verfügbarkeit der Anlage abzusichern, ist die Erstausstattung eines Ersatz- und Verschleißteilelagers vorgesehen. Dieses könnte keramische Bauteile, welche durch die Einzelanfertigung lange Lieferzeiten besitzen, oder thermisch beanspruchte Dinge umfassen.

Aus Betreibersicht ist es ferner ratsam, einen Punkt „*Unvorhergesehenes*“ einzustellen, um sich vor Überraschungen zu wappnen. Dies ist in diesem Fall durch einen Zuschlag in Höhe von 10% auf die Investkosten der Anlagentechnik geschehen.

9.2.2 Betriebskosten

Die Aufstellung der laufenden Kosten geht von der Annahme aus, dass die Anlage vollautomatisch läuft. Die personelle Betreuung erfolgt kostenfrei durch den Besitzer. Kalkuliert sind Entsorgungskosten für Rückstandskoks aus dem Drehrohr sowie Flugstaub. Ferner sind Eigenstrombedarf und Adsorbens für die Gasreinigung zu berücksichtigen.

Hinsichtlich der durchsatz**un**abhängigen Kosten fallen Versicherung und Überwachung/Prüfung/Gebühren als Pauschalbeträge an.

Reparatur/Wartung/Unterhaltung sind bereits in Tab. 9.2-1 des vorhergehenden Kapitels genannt.

9.2.3 Erlöse

Für den Stromerlös ist eine Vergütung gemäß EEG angesetzt, welche über einen Zeitraum von 20 Jahren nach der Inbetriebnahme konstant bleibt.

Bei der Wärmeabgabe wurde ein Erlös von 3,0 ct/kWh im Inbetriebnahmejahr angenommen, welcher mit einer Steigerungsrate von 3 % / a indiziert ist.

Die Annahme der Biomasse ist mit 0 €/t kalkuliert. Damit bleibt ein evtl. Nährwert unberücksichtigt.

9.3 Sensitivitätsanalysen

Unter dem Gesichtspunkt der Liquidität interessant für den Betreiber ist als erstes der Deckungsbeitrag. Den Verlauf über 20 Jahre für die Modellanlage zeigt **Abb. 9.3-1**.

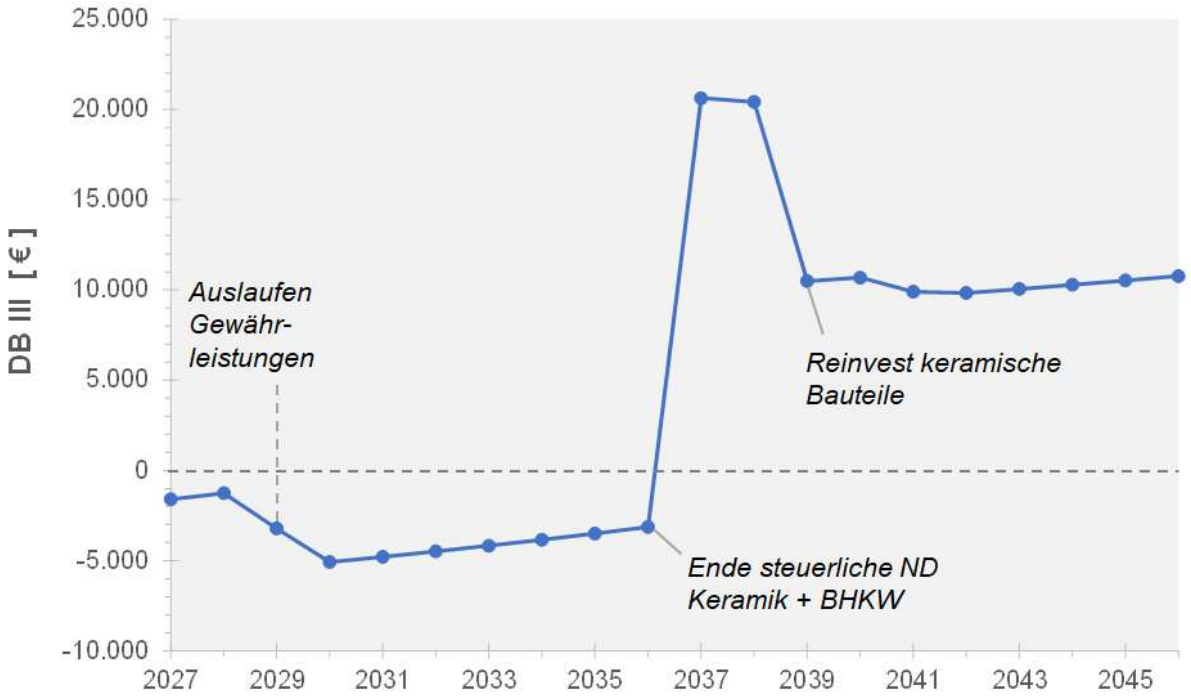


Abb. 9.3-1: *Zeitlicher Verlauf des DB III unter den angesetzten Ausgangsbedingungen*

Der ROI-Punkt liegt bei 13 Jahren; der Interne Zinsfuß nach 20 Jahren bei 5,09 %.

Das Ergebnis zeigt, dass das WAHRHEIT-Konzept wirtschaftlich Chancen bietet. Es müssen aber zwingend Parameter gegenüber der angesetzten Ausgangslage verbessert werden, damit es sich für Betreiber tatsächlich lohnt. Um relevante Stellschrauben zu ermitteln, wurden Sensitivitätsanalysen durchgeführt.

Anzufangen ist mit der wichtigsten Größe, dem Energieerlös. Er besteht aus den Einnahmen für Strom und Wärme. Da Landwirte mit Nutztierhaltung einen hohen Strombedarf haben, soll daher im ersten Schritt der Gedanke des Stromerlöses gemäß EEG durch das Prinzip der Eigenverwertung ersetzt werden. Die Einnahme *Stromerlös* der Modellanlage wird nun praktisch durch die Ausgabe *Strombezugskosten des restlichen landwirtschaftlichen Betriebes* bezahlt. Damit wird dem Gedanken des Eigenverbrauchs des EEG entgegengekommen.

Wie **Abb. 9.3-2** für den Internen Zinsfuß zeigt, verbessert sich die Situation der Pyrolyseanlage schon weit unterhalb des derzeitigen Marktpreises schnell und signifikant.



Abb. 9.3-2: *Interner Zinsfuß als Funktion des erzielten Stromerlöses*

Als Mindestmaß für eine positive Investentscheidung sei ein Wert des Internen Zinsfußes von 10% angenommen. Dieser liegt bei einem Stromerlös von 15,2 ct/kWh. Dann wäre hierfür die Entwicklung des Deckungsbeitrages über der Zeit zu prüfen. Dies ist in **Abb. 9.3-3** geschehen.

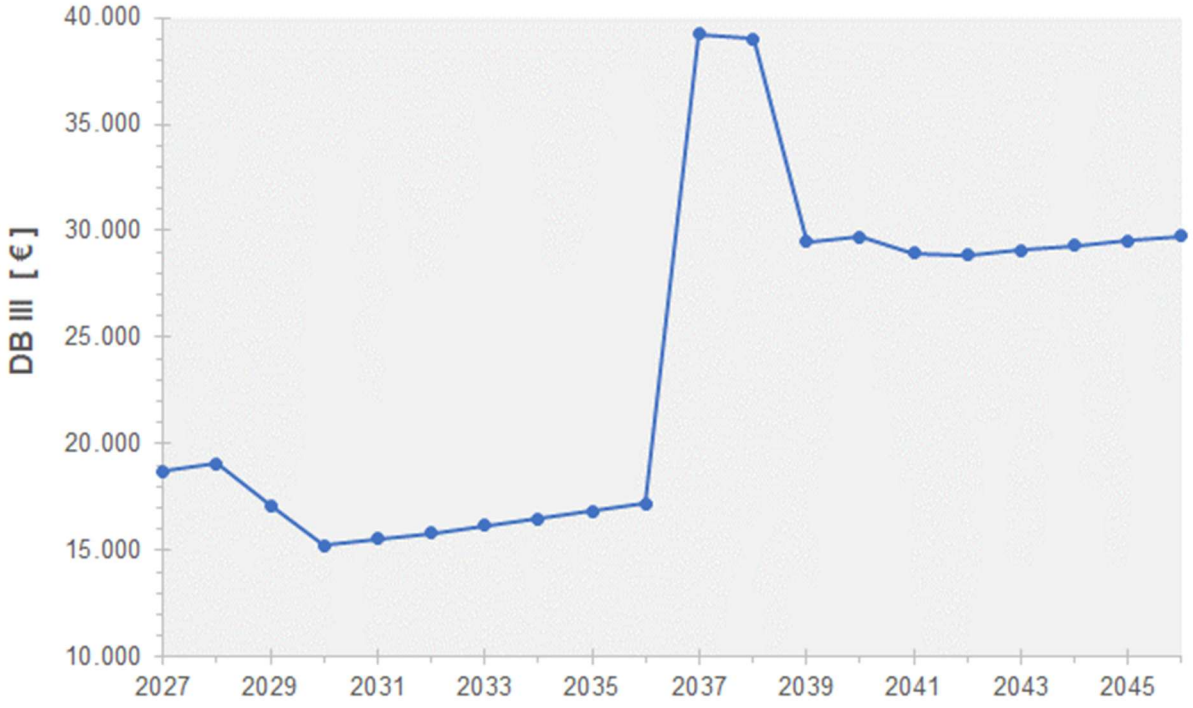


Abb. 9.3-3: *Entwicklung des DB III bei einem Stromerlös von 15,2 ct/kWh*

Es ist deutlich zu sehen, dass der DB III deutlich im positiven Bereich verläuft. Mit dem steigenden Stromerlös sinkt auch die RoI-Zeit signifikant auf 8 Jahre ab.

Passend zum Gedanken des Eigenverbrauchs sei auch der Wärmeverkauf betrachtet. Oberer Grenzpreis ist dabei der aktuelle Bezugspreis für Heizöl. Auch hier ist das Ergebnis eindeutig: Allein schon durch die Verbesserung der Situation des Wärmeerlöses verändert sich die Wirtschaftlichkeit signifikant zum Positiven (s. **Abb. 9.3-4**).

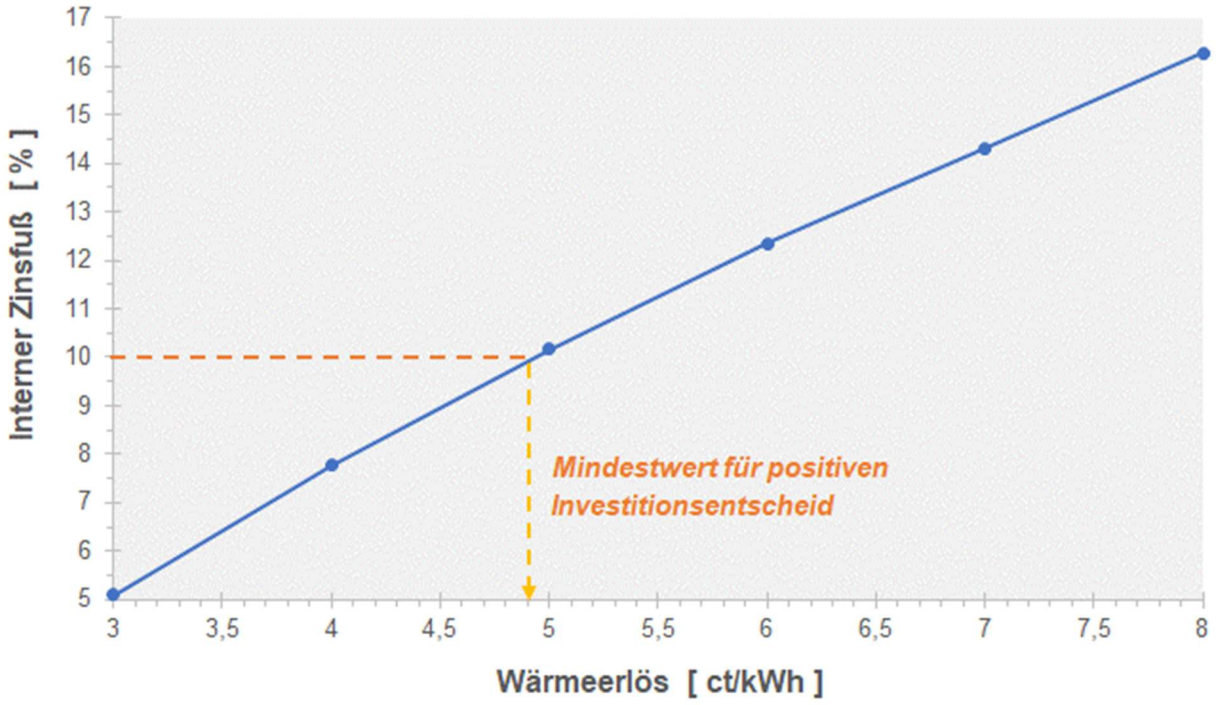


Abb. 9.3-4: *Interner Zinsfuß als Funktion des Wärmeerlöses bei Stromerlös von 15,2 ct/kWh*

Die bisherigen Betrachtungen gehen davon aus, dass der landwirtschaftliche Betrieb mit einer Verfügbarkeit der Modellanlage von 80 % rechnen kann, d.h. 7.000 Bh/a. Wie **Abb. 9.3-5** zeigt, hängt die Wirtschaftlichkeit wegen des Kapitaldienstes erwartungsgemäß stark davon ab, dass die Anlage Energie liefert.

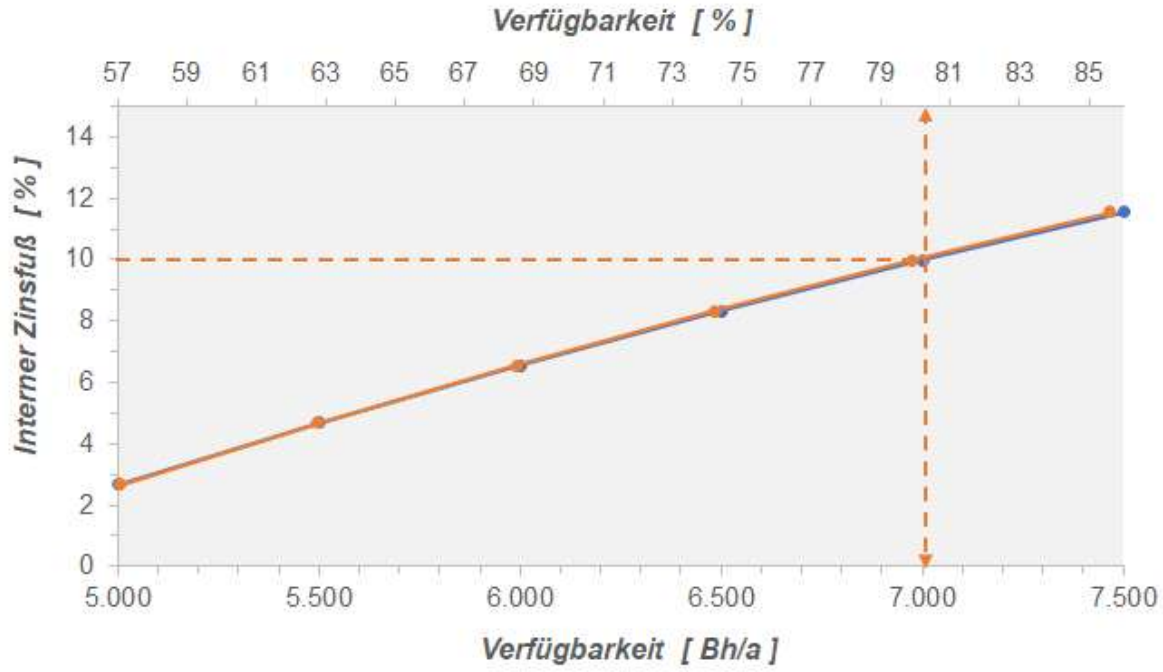


Abb. 9.3-5: *Interner Zinsfuß als Funktion der Verfügbarkeit beim Stromerlös von 15,2 ct/kWh*

Da bisher noch keine kommerzielle Anlage gemäß des WAHRHEIT-Prinzips existiert, müssen auch Chancen und Risiken beim Investpreis betrachtet werden. **Abb. 9.3-6** verdeutlicht, dass dieser eine entscheidende Bedeutung besitzt.

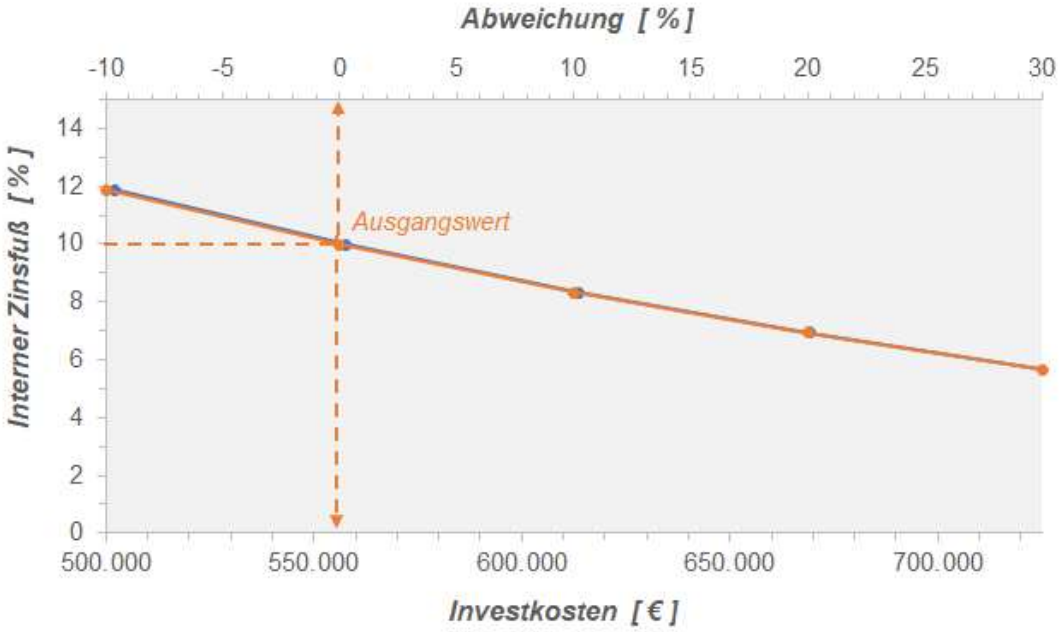


Abb. 9.3-6: *Interner Zinsfuß als Funktion der Investkosten beim Stromerlös von 15,2 ct/kWh*

Die bisherigen Betrachtungen gingen davon aus, dass die Biomasse kostenfrei zur Verfügung steht. Wegen des Düngewertes ist die Annahme nur gerechtfertigt, wenn ein lokales Überangebot

besteht und bei einer Verbringung über große Entfernungen die Transportkosten die Einnahmen des Materialwertes ausgleichen. Gezahlt werden könnte, wenn die Energieeinnahmen tatsächlich höher als angenommen sind, wie zu sehen war. Daher soll für den Fall, dass hohe Energieerlöse vorliegen, einmal die Empfindlichkeit der Wirtschaftslage betrachtet werden, wenn für die Biomasse gezahlt werden muss. **Abb. 9.3-7** verdeutlicht die hohe Bedeutung des Wertes des Energieträgers.

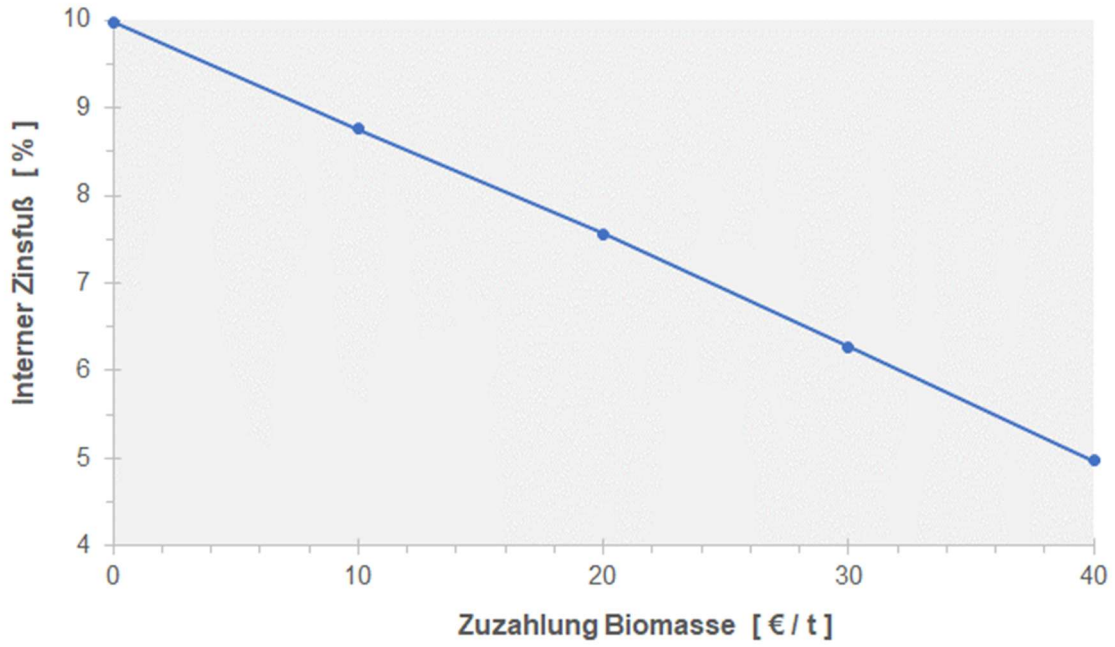


Abb. 9.3-7: *Interner Zinsfuß als Funktion des Biomassepreises beim Stromerlös von 15,2 ct/kWh*

9.4 Folgerungen

Als Fazit der Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen kann festgehalten werden, dass das WAHRHEIT-Konzept durch die hohe Energieausbeute bei niedriger Anlagengröße attraktiv ist. Dabei bietet der traditionelle Fall des reinen Verlassens auf den Stromerlös des EEG keine Basis mehr. Interessant ist das Verfahren durch die neue gesellschaftliche Situation hoher Strom- und Wärmepreise.

Da europaweit Bestrebungen existieren, die CO_2-Abgabe bei Nutzung fossiler Brennstoffe drastisch zu steigern, besitzt das WAHRHEIT-Verfahren mit der Möglichkeit des Einsatzes von Biomasse das Potential, die Eigenversorgung von landwirtschaftlichen Betrieben zu verbessern. Die Kosten der Strom- und Wärmeversorgung bleiben dann nicht nur niedrig, sondern auch kalkulierbar. Wie im Antrag zum Forschungsvorhaben beschrieben, bietet das Verfahren z.B. für Regionen in Deutschland mit hoher Nutztierhaltung und langen Abtransportwegen der Reststoffe eine interessante Alternative.

Unberücksichtigt bei den Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen blieb der elementare Kohlenstoff, welcher in den Laborversuchen bei der Bilanzierung nur ungenügend erfasst werden konnte. Er bildet noch eine potentiell stofflich oder energetisch nutzbare Energiequelle zur Steigerung der Ausbeute.

Wie in den Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen deutlich zu erkennen ist, spielt die Verfügbarkeit der Anlage eine hohe Rolle. Vor einem Markteintritt notwendig erscheint daher einer erste Demonstrationsanlage, um Erfahrungen zu sammeln und Kinderkrankheiten auszumerzen

Aufgabe der Anlage wäre neben technischem Erkenntnisgewinn zu sammeln die Schaffung von Voraussetzungen, welche die Wirtschaftlichkeit maximieren, z.B. mehr Sicherheit bei den Investkosten, Optimierung der Energieausbeute oder Minimierung der Betriebskosten. Mit der Steigerung der Wirtschaftlichkeit wäre wünschenswert, den Personaleinsatz des landwirtschaftlichen Personals monetär zu bewerten.

Mit der Demonstrationsanlage wäre es möglich, die festen Reststoffe bilanziell vollständig zu erfassen, größere Mengen zu sammeln und die stoffliche Nutzung hinsichtlich Nährstoffverfügbarkeit von Elementen wie Phosphor, Kalium, Magnesium u.w. zu prüfen.

Anhand des Erkenntnisgewinns wäre auch die Scale-Up-Fähigkeit der Technologie abzuschätzen, da die spezifischen Investkosten mit der Anlagengröße sinken würden.

Auch die Möglichkeit, erlösbringende Reststoffe wie Kunststoffe einsetzen zu können, würde dem WAHRHEIT-Konzept weitere Perspektiven eröffnen.

10 Verwendete Quellen

[1] Rothermel, N.: *Erzeugung eines wasserstoffreichen Produktgases aus Biomasse mittels Wasserdampfvergasung und anschließender CO_2-Abscheidung*; Dissertation, Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik der Universität Stuttgart, 2018

[2] *Zwischenergebnisse der Preisabfrage im Überblick – Fernwärmepreisübersicht April 2024*; Hrsg.: AGFW - Der Energieeffizienzverband für Wärme, Kälte und KMK e.V. (Frankfurt a.M.), www.agfw.de, 23.07.2024

[3] AfA-Tabelle für die allgemein verwendbaren Anlagegüter („AV“); Normgeber: Bundesministerium der Finanzen, Az. IV D 2-S 1551-188/00, B/2-2-337/2000-S 1551 A, S 1551-88/00, Fassung vom 15.12.2000

[4] AfA-Tabelle Energie- und Wasserversorgung; Normgeber: Bundesministerium der Finanzen, Az. IV A 8-S 1551-9/95, 45-S 1551-20, Fassung vom 24.01.1995

11 Anhang

11.1 Abbildungsverzeichnis

Abb. 3-1:	*Grundfließbild des WAHRHEIT-Konzepts*	4
Abb. 4.1-1:	*Grundfließbild der Versuchsanlage im voll ausgebauten Stadium*	6
Abb. 4.1-2:	*Versuchsanlage nach Anlieferung und Integration des Elektroofens*	7
Abb. 4.1-3:	*Schneckenwelle des Pyrolyserohres mit den SiC-Schneckensegmenten*	7
Abb. 4.1-4:	Eintragsseite der Forschungsanlage	8
Abb. 4.1-5:	Austragsseite der Forschungsanlage	9
Abb. 4.1-6:	*Ansicht der betriebsfertigen Anlage*	10
Abb. 4.1-7:	*Heißgasfilter mit Schlauchfilterelementen*	11
Abb. 5.1-1:	*Einsatzstoffe und Brennstoffanalysen*	13
Abb. 5.1-2:	*Ascheschmelzverhalten der eingesetzten Biomassen und von Klärschlamm.*	14
Abb. 6-1:	*Gaserzeugung als Funktion der eingesetzten Wassermenge*	16
Abb. 6-2:	*Gaserzeugung als Funktion der Reaktortemperatur bei Holz*	17
Abb. 6-3:	*Gleichgewichtskonstante als Funktion der Temperatur für verschiedene Vergasungsreaktionen*	17
Abb. 6-4:	*Hauptgaskomponenten bei verschiedenen Biomassen und Klärschlamm bei einer Reaktortemperatur von 1.000°C und ähnlichen Dampfströmen*	18
Abb. 6-5:	*Emissionen bei verschiedenen Biomassen und Klärschlamm*	18
Abb. 6-6:	*Gasbeutelanalysen mit weiteren Kohlenwasserstoffen*	19
Abb. 6-7:	*Aufgetretene Schäden durch Ascheversinterungen an den SiC-Schneckenringen*	20
Abb. 7.3-1:	*Das WAHRHEIT-Konzept als Gesamtanlage ohne BHKW und Gasreinigung*	24
Abb. 7.4-1:	*Apparatefließbild des WAHRHEIT-Konzeptes*	25
Abb. 8.1-1:	*Exemplarische Massenbilanz am Beispiel HTK*	28
Abb. 8.1-2:	*Exemplarische Energiebilanz am Beispiel HTK*	29
Abb. 8.1-1:	*Exemplarische Massenbilanz am Beispiel HTK, RTO-naher Betrieb*	30
Abb. 8.1-2:	*Exemplarische Energiebilanz am Beispiel HTK, RTO-naher Betrieb*	30
Abb. 8.3-1:	*Einzel-Gasausbeuten als Funktion der Reaktortemperatur bei Holz*	31
Abb. 8.3-2:	*Gasausbeuten (gesamt) als Funktion der Reaktortemperatur bei Holz*	32

Abb. 8.3-3:	*Einzel-Gasausbeuten als Funktion des Dampfmengenstroms bei Holz*	33
Abb. 8.3-4:	*Gasausbeute (gesamt) als Funktion des Dampfmengenstroms bei konstanter Reaktortemperatur von 1.000°C*	33
Abb. 8.3-5:	*Strom elementaren Kohlenstoffs als Funktion der Dampfmenge bei konstanter Reaktionstemperatur von 1.000°C.*	34
Abb. 9.2-1:	*Struktur der Kalkulationsdatei für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen.....*	36
Abb. 9.3-1:	*Zeitlicher Verlauf des DB III unter den angesetzten Ausgangsbedingungen..*	39
Abb. 9.3-2:	*Interner Zinsfuß als Funktion des erzielten Stromerlöses.....*	40
Abb. 9.3-3:	*Entwicklung des DB III bei einem Stromerlös von 15,2 ct/kWh*	40
Abb. 9.3-4:	*Interner Zinsfuß als Funktion des Wärmeerlöses beim Stromerlös von 15,2 ct/kWh*	41
Abb. 9.3-5:	*Interner Zinsfuß als Funktion der Verfügbarkeit.....*	42
Abb. 9.3-6:	*Interner Zinsfuß als Funktion der Investkosten.....*	42
Abb. 9.3-7:	*Interner Zinsfuß als Funktion des Biomassepreises.....*	43

11.2 Tabellenverzeichnis

Tab. 7.1-1:	*Zusammensetzungen aus wesentlichen Elementen und H_u*.....	21
Tab. 7.2-1:	*Berücksichtigte Stoffe in der Simulation*.....	26
Tab. 8.1-1:	*Rohgaszusammensetzung und Heizwert bei 1.000°C Reaktionstemperatur für verschiedene Biomassen*	27
Tab. 8.1-2:	*Bilanz Gibb´sche Energie für HTK bei einer Reaktionstemperatur von 1.000°C*	28
Tab. 9.2-1:	*Aufstellung Investkosten, Abschreibungszeiten und geschätztem RWU-Aufwand*	37