

# Grundlagen für die Entwicklung eines Verfahrens zur plasmachemischen Vernichtung humanmedizinischer Abfallstoffe

Dissertation  
zur Erlangung des akademischen Grades  
Doktor-Ingenieure (Dr.-Ing.)

von Herrn Dipl.-Ing. Jan Fiedler  
geb. 14.04.1976 in Blankenburg

Merseburg, 01.08.2006

Gutachter: Prof. Hebecker (Halle)  
Prof. Landes (München)

Verteidigungsdatum: 05.04.2007

**urn:nbn:de:gbv:3-000012427**

[<http://nbn-resolving.de/urn/resolver.pl?urn=nbn%3Ade%3Agbv%3A3-000012427>]

*Meiner Familie*

## **Vorwort**

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Lehrstuhl für Energietechnik des Fachbereichs Ingenieurwissenschaften der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg. Ich möchte an dieser Stelle allen Personen danken, die zum Gelingen meiner Arbeit beitrugen.

Herrn Prof. Dr.-Ing. D. Hebecker danke ich für die Möglichkeit zur Promotion, den wertvollen Diskussionen und der wissenschaftlichen Betreuung in den vier Jahren als wissenschaftlicher Mitarbeiter in seiner Arbeitsgruppe.

Ich bedanke mich bei der Arbeitsgemeinschaft industrieller Forschungsvereinigungen (AiF) für die finanzielle Unterstützung in den ersten drei Jahren meines Projektes.

Weiterhin möchte ich mich bei allen Mitarbeitern des Lehrstuhls Energietechnik für die angenehme Zusammenarbeit bedanken. Nicht vergessen möchte ich die Studierenden Andreas Karg und Ulf Cunäus, welche im Rahmen ihrer Studienarbeiten an dieser Arbeit mitgewirkt haben.

Eine große Hilfe waren mir Herr Dipl.-Ing. Holger Köcke, der mich auf der anlagentechnischen Seite stark unterstützte, Frau Ute Mentzel die mir durch ihre vielseitige Zuarbeit die Arbeit an meiner Dissertationsschrift erleichterte sowie Herr Dr.-Ing. D. Bendix, der mir mit seinem wissenschaftlichen Rat zu Beginn meiner Arbeit sehr hilfreich zur Seite stand.

Danken möchte ich meiner Familie, die mich auf den von mir eingeschlagenen Bildungsweg lenkte, mir ein unbeschwertes Studium ermöglichte und mir während meiner Zeit als Promovent sehr hilfreich zur Seite stand.

Meinen besonderen Dank möchte ich meiner Lebenspartnerin Andrea Warstat für ihr Verständnis und ihre moralische Unterstützung entgegenbringen.

Jan Fiedler

Merseburg, 01.08.2006

Inhaltsverzeichnis

<b>Symbolverzeichnis.....</b>	<b>IV</b>
<b>1. Einleitung .....</b>	<b>1</b>
1.1. ZUR SITUATION DER MEDIZINISCHEN ABFALLSTOFFE IN DEUTSCHLAND .....	1
1.1.1. Rechtliche Grundlagen.....	2
1.1.2. Charakterisierung der Abfallsituation.....	3
1.1.3. Zum Stand der plasmachemischen Abfallstoffentsorgung.....	5
1.2. ZIELSTELLUNG.....	8
<b>2. Einführung in die Plasmatechnik.....</b>	<b>11</b>
2.1.1. Grundlagen der Plasmaphysik.....	11
2.1.2. Erzeugung von thermischen Plasmen .....	13
<b>3. Verfahrenskonzeption .....</b>	<b>17</b>
3.1. AUSWAHL UND CHARAKTERISIERUNG DER MODELLSUBSTANZ.....	17
3.1.1. Allgemeine und brennstofftechnische Analysen der Modellsubstanz.....	18
3.1.2. Thermische Stabilität der Modellsubstanz.....	21
3.1.3. Thermoanalytische Bestimmung der Zersetzungskinetik.....	26
3.1.4. Zusammensetzung der Modellsubstanz.....	29
3.2. ENTWURF DES VERFAHRENS.....	31
3.2.1. Reaktorauswahl .....	32
3.2.2. Energiebereitstellung .....	34
3.2.3. Feststofftransport.....	35
3.2.4. Prozessgasführung.....	37
3.2.5. Erläuterung des Gesamtverfahren .....	38
3.3. ANALYSEN ZUM BETRIEBSVERHALTEN DES ROHRREAKTORS .....	39
3.3.1. Partikelbewegung im heterogenen Plasmareaktor .....	39
3.3.2. Partikelgrößenanalyse.....	42
3.3.3. Physikalische Kinetik - Transportphänomene.....	44
3.3.4. Chemische Kinetik - Feststoffzersetzung .....	48
3.3.5. Partikelabbrand.....	53
<b>4. CFD-Modellierung der Reaktorgasphase.....</b>	<b>56</b>
4.1. MODELLBILDUNG .....	56

4.1.1.	Randbedingungen.....	58
4.1.2.	Stoffdaten.....	63
4.2.	ERGEBNISSE DER CFD-MODELLIERUNG .....	64
4.2.1.	Geschwindigkeits-Verteilungen .....	65
4.2.2.	Temperatur-Verteilungen .....	69
4.2.3.	Verweilzeitanalysen .....	72
4.3.	VALIDIERUNG .....	76
4.3.1.	Optische Analysen .....	77
<b>5.</b>	<b>Experimentelle Untersuchungen .....</b>	<b>81</b>
5.1.	VERSUCHSDURCHFÜHRUNG .....	81
5.2.	BILANZIERUNG .....	82
5.3.	VERSUCHSERGEBNISSE.....	84
5.3.1.	Anlagenbetriebspunkte .....	85
5.3.2.	Anlagenstabilität.....	87
5.3.3.	Bewertung der Versuchsergebnisse .....	91
<b>6.</b>	<b>Wirtschaftliche Betrachtung des Verfahrens.....</b>	<b>93</b>
6.1.	KOSTENSTRUKTUR .....	93
6.2.	MODELLIERUNG DER SPEZIFISCHEN BESEITIGUNGSKOSTEN.....	94
6.3.	VERGLEICH DES ENTWICKELTEN VERFAHRENS UNTER WIRTSCHAFTLICHEN GESICHTSPUNKTEN.....	97
<b>7.</b>	<b>Zusammenfassung .....</b>	<b>100</b>
	<b>Literaturverzeichnis.....</b>	<b>102</b>
	<b>Anhang.....</b>	<b>109</b>
	<b>Lebenslauf .....</b>	<b>114</b>

## Symbolverzeichnis

Lateinische Buchstaben:

Zeichen	Bedeutung	Einheit
$A$	Fläche	$m^2$
$a$	Massenverlust	$kg/kg$
$c$	Konzentration	$mol/m^3$
$C$	Widerstandsbeiwert	-
$c_p$	spezifische Wärmekapazität	$kJ/kg\ K$
$c_D$	Widerstandskoeffizient	-
$d$	Durchmesser	$m$
$e$	spezifischer Energiebedarf	$kWh/kg$
$E_A$	Aktivierungsenergie	$J/mol$
$F$	Kraft	$N$
$GV$	Glühverlust	%
$D_R h$	Reaktionsenthalpie	$J/mol$
$H$	Höhe	$m$
$H_O$	Brennwert (oberer Heizwert)	$MJ/kg$
$\dot{H}$	Enthalpiestrom	$W$
$I$	Zinssatz	$\%/a$
$k$	spezifische Kosten	$€/t$
$K$	Jahresgesamtkosten	$€/a$
$k_\infty$	Stossfaktor	$min^{-1}$
$L$	Länge	$m$
$M$	molare Masse	$g/mol$
$m$	Masse	$kg$
$\dot{m}$	Massenstrom	$kg/s$
$n$	Reaktionsordnung	-
$n$	Drehzahl	$min^{-1}$

---

<b>Zeichen</b>	<b>Bedeutung</b>	<b>Einheit</b>
$n$	Stoffmenge	$mol$
$p$	Druck	$Pa$
$P$	Leistung	$W$
$\dot{Q}$	Wärmestrom	$W$
$R$	ideale Gaskonstante	$J/mol\ K$
$s$	Steigung	$m$
$t$	Zeit	$s$
$T$	Temperatur	$Kelvin$
$TOC$	Total Organic Carbon	$\%$
$U$	Umsatz	$kg/kg$
$u$	Geschwindigkeitskomponente x	$m/s$
$v$	Geschwindigkeit	$m/s$
$v$	Geschwindigkeitskomponente y	$m/s$
$V$	Volumen	$m^3$
$w$	Geschwindigkeitskomponente z	$m/s$
$\dot{V}$	Volumenstrom	$m^3/h$
$w_{axial}$	axiale Geschwindigkeit	$m/s$
$x$	Molanteil	$mol/mol$

---

Griechische Buchstaben:

<b>Zeichen</b>	<b>Bedeutung</b>	<b>Einheit</b>
<i>a</i>	Wärmeübergangskoeffizient	$W/m^2K$
<i>a</i>	Dissoziationsgrad	-
<i>b</i>	Aufheizrate	$K/min$
<i>b</i>	Volumenvergrößerungskoeffizient	-
<i>e</i>	Porosität	$m^3/m^3$
<i>h<sub>Füll</sub></i>	Füllungsgrad	$m^3/m^3$
<i>l</i>	Sauerstoffüberschusszahl	-
<i>u</i>	molares Volumen eines idealen Gases	$L/mol$
<i>x</i>	Massenanteil	$kg/kg$
<i>r</i>	Dichte	$kg/m^3$
<i>f</i>	Freiheitsgrad	-

Kennzahlen:

<b>Zeichen</b>	<b>Bedeutung</b>
<i>Bi</i>	Biot-Zahl
<i>Nu</i>	Nusselt-Zahl
<i>Pr</i>	Prandtl-Zahl
<i>Re</i>	Reynolds-Zahl

Indizes:

<b>Indizes</b>	<b>Bedeutung</b>
<i>a</i>	außen
<i>ab</i>	abgeführt
<i>Abf</i>	Abfall
<i>Abw</i>	Abwasser
<i>AS</i>	Asche
<i>af</i>	aschefrei
<i>AK</i>	Aschekasten
<i>Ann</i>	Annuitäten
<i>Anp</i>	Anlagenperipherie
<i>Bst</i>	Betriebsstoffe
<i>BK</i>	Brennkammer
<i>Dos</i>	Dosierung
<i>e</i>	Elektron
<i>el</i>	elektrisch
<i>Ent</i>	Entwicklung
<i>EK</i>	Eigenkapital
<i>Fix</i>	feste
<i>Fl</i>	flüchtige Komponenten
<i>FK</i>	Fremdkapital
<i>g</i>	gasförmig
<i>G</i>	Gas
<i>Gem</i>	Gemeinkosten
<i>HHS</i>	Holzhackschnitzel
<i>i</i>	innen
<i>I</i>	Ion
<i>Inv</i>	Investition
<i>Ion</i>	Ionisation
<i>KH</i>	Krankenhaus
<i>KG</i>	Kreislaufgas
<i>Kühl</i>	Kühlung
<i>l</i>	liquid

---

<b>Indizes</b>	<b>Bedeutung</b>
<i>MK</i>	Mischkammer
<i>MMT</i>	Massenmitteltemperatur
<i>N</i>	Nutzen
<i>P</i>	Partikel
<i>Pers</i>	Personal
<i>PG</i>	Plasmagas
<i>PT</i>	Plasmatron
<i>rel</i>	relativ
<i>R</i>	Reaktion
<i>RS</i>	Reaktorsegment
<i>s</i>	solid
<i>Schütt</i>	Schüttung
<i>SAVA</i>	Sonderabfallverbrennungsanlage
<i>Str</i>	Strahlung
<i>Tr</i>	Trägheit
<i>t</i>	turbulent
<i>T</i>	Teilchen
<i>TM</i>	Tiermehl
<i>Var</i>	variabel
<i>Verw</i>	Verweilzeit
<i>w</i>	Widerstand
<i>wf</i>	wasserfrei
<i>Zyl</i>	Zylinder
<i>zu</i>	zugeführt
<i>0</i>	zum Zeitpunkt $t=0$

---

## 1. Einleitung

Humanmedizinische Abfallstoffe stellen hinsichtlich ihrer infektiösen Eigenschaften besondere Anforderungen an ihre Sammlung und Entsorgung. Sie werden aus infektionspräventiver Sicht der Kategorie der „besonders überwachungsbedürftigen Abfälle“ (büA) zugeordnet. Ihre Entsorgung bedarf daher eines gesonderten Vorgehens und setzt sich derzeit zusammen aus der Ansammlung der Abfälle am Entstehungsort in den dazu vorgeschriebenen Gebinden, dem Abtransport dieser durch Drittunternehmen (Entsorgungsfachbetriebe) zu zentralen Sonderabfallverbrennungsanlagen und der eigentlichen Verbrennung. Im Unterschied zu einer dezentralen Entsorgung fallen somit zusätzliche Kosten für die Handhabung, Sammlung, Konditionierung und den Transport der Abfälle bis hin zur Verbrennungsanlage an.

Ein dezentrales Verfahren, welches am Entstehungsort des Abfalls (on-site) betrieben werden könnte, würde einen deutlichen Beitrag zur Einsparung dieser Kosten und zur Entlastung der Umwelt leisten, da die bislang sehr aufwendige Ver- und Entsorgungslogistik wegfallen würde. Die Entwicklung eines solchen Verfahrens steht im Mittelpunkt dieser Arbeit.

### 1.1. Zur Situation der medizinischen Abfallstoffe in Deutschland

Im Folgenden soll ein Überblick über die in Deutschland geltenden Reglements und Verfahrensweisen bei der Handhabung von humanmedizinischen Abfallstoffen gegeben werden. Zu diesem Zweck wurden an den Entstehungsorten Krankenhaus und Universitätsklinik Befragungen zum Anfall und der realen Zusammensetzung dieser Abfallgruppe durchgeführt. Die mit der Befragung gewonnenen Informationen waren für die abfallspezifisch auszulegenden Anlagenkomponenten wie z. B. des Verbrennungsreaktors und der Feststoffförderung besonders wertvoll.

Auch bei den Betreibern von Sonderabfallverbrennungsanlagen (SAVA) wurden Recherchen durchgeführt. Hier war zu ermitteln, inwieweit die Betreiber solcher Anlagen den Abfallstoff charakterisieren bzw. welche besonderen Eigenschaften des Abfalls mit Hinblick auf den Verbrennungsprozess (Heizwert, Aschegehalt, Wassergehalt, Konsistenz) zu beachten sind. Es stellte sich heraus, dass die Abfallgebilde (Kunststofffässer) auf direktem Weg dem Tagesregime der Verbrennungsanlage zugeführt werden, da ihr Anteil gemessen an dem Gesamtabfallaufkommen der SAVA zu vernachlässigen ist.

### 1.1.1. Rechtliche Grundlagen

Die Europäische Abfall-Verzeichnis-Verordnung, im Allgemeinen als **AVV** bezeichnet, deklariert Abfälle in „besonders überwachungsbedürftige Abfälle“ (büA) und in „nicht besonders überwachungsbedürftige Abfälle“ (nbüA) und ist seit dem 01.01.2002 in Deutschland gültig. Sie basiert auf dem Europäischen Abfallkatalog (EAK), welcher lediglich eine Richtlinie darstellte und in Deutschland nicht rechtskräftig war. Die AVV besteht aus 20 Abfallkapiteln, welche die Abfälle zunächst nach dem Anfallprozess unterscheidet. Die allgemeine Systematik soll am Beispiel für infektiöse humanmedizinische Abfälle AVV 180103\* vorgestellt werden:

- 18 Abfälle aus der humanmedizinischen oder tierärztlichen Versorgung,
- 18 01 Abfälle aus der Geburtshilfe, Diagnose, Behandlung oder Vorbeugung von Krankheiten beim Menschen,
- 18 01 03\* Abfälle, an deren Sammlung und Entsorgung aus infektionspräventiver Sicht besondere Anforderungen gestellt werden (\*...Sonderabfall).

In Gesprächen mit Entsorgungsbetrieben stellte sich heraus, dass parallel zu der AVV noch die LAGA-Systematik (**L**änder **A**rbeitsgemeinschaft **A**bfall) verwendet wird, vor allem dann, wenn die Abfallzusammensetzung von besonderem Interesse ist. Die infektiösen humanmedizinischen Abfälle entsprechen nach der LAGA-Systematik den C- und E-Abfällen sowie Elementen der D-Abfälle (z. B. Zytostatika).

Die Zusammensetzung der Abfälle nach der LAGA-Systematik, stellt sich wie folgt dar:

- A-Abfall (Hausmüll, desinfizierte Abfälle, hausmüllähnliche Gewerbeabfälle, Küchen- und Kantinenabfälle),
- B-Abfall (mit Blut, Sekreten und Exkrementen behaftete Abfälle),
- C-Abfall (infektiöse Abfälle nach §10a BSeuchG & §17 IfSG),
- D-Abfall (Zytostatika, Medikamente, mineralische Abfälle, Laborchemikalien, Abfälle aus Röntgenlabors, Ölabbfälle),
- E-Abfall (Abfälle, an deren Entsorgung aus ethischer Sicht besondere Anforderungen zu stellen sind).

Der Verbleib dieser Abfallstoffe ist durch das Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz KrW-/AbfG geregelt. Sobald ein laut AVV angefallener Stoff einen Abfall darstellt, unterliegt er der Zuständigkeit des KrW-/AbfG. Dieses Gesetz schreibt die grundsätzliche Verwertung (stoffliche oder energetische) vor, sofern sie technisch möglich und ökonomisch sinnvoll ist.

Ist das nicht möglich, muss der Abfall beseitigt werden. Die energetische Verwertung der im Abfallstoff gebundenen Energien erfolgt in Abfallverbrennungsanlagen. Ist die energetische Verwertung allerdings nicht oder nicht mehr sinnvoll (Verbrennungsrückstände), kommt eine Deponierung in Frage.

Die Deponierbarkeit und der Ort der Deponierung eines Abfallstoffs (oberirdisch, unterirdisch für nbüA oder büA) ist durch die Deponiezuordnungskriterien festgelegt. Die einzuhaltenden Kriterien sind die Festigkeitseigenschaften (Verformbarkeit) und der Organik-Gehalt des Abfalls. Auf den Organik-Gehalt soll hier näher eingegangen werden, da die Bewertung der Verbrennungsrückstände im experimentellen Teil der Arbeit auf dieser Basis erfolgte. Der *TOC*-Wert (Total Organic Carbon) bzw. der Glühverlust *GV* sind hierfür die charakterisierenden Größen. Zum besseren Verständnis sollen diese Werte kurz erläutert werden.

In einem lockeren Feststoff bzw. Sediment lässt sich der Kohlenstoffanteil organischen Ursprungs (*TOC*) ermitteln, indem die Kohlenstoffdioxidmenge gemessen wird, die entweicht, wenn die Probe bei  $900\text{ °C}$  in einem kohlendioxidfreien Sauerstoff-Gasstrom oxidiert wird. Der Kohlenstoff mit nichtorganischem Ursprung bzw. die Carbonate sind dazu vorher mittels Salzsäure zu entfernen [DIN94].

Als Glühverlust *GV* bezeichnet man den durch das Glühen bei  $550\text{ °C}$  über  $60\text{ min}$  als Gas entwichenen Massenanteil eines Sedimentes bezogen auf seine Trockenmasse [DIN14]. Ab einem  $TOC \leq 3\%$  und einem  $GV \leq 5\%$ , so schreibt es die EU-Deponieverordnung vor, ist eine Deponierung auf der Deponie Klasse II (oberirdische Deponien) für „nicht besonders überwachungsbedürftige Abfälle“ möglich.

Für infektiöse humanmedizinische Abfälle AVV 18 01 03\* bedeutet dies eine energetische Verwertung in einer SAVA (Sonderabfallverbrennungsanlage). Die dabei anfallenden Verbrennungsrückstände werden dann einer Deponierung zugeordnet, sofern sie den dafür geforderten Grenzwerten (*GV*, *TOC* und Festigkeitskennwert) entsprechen.

### 1.1.2. Charakterisierung der Abfallsituation

Das Aufkommen der betrachteten Abfallkategorie 18 01 03\*-infektiöse humanmedizinische Abfälle belief sich 1993 in Deutschland auf ca.  $33\text{ Tsd. t}$ , gemessen am Gesamtaufkommen der Sonderabfällen von ca.  $10\text{ Mio. t}$  in dem betreffenden Jahr. Im Jahre 2003 waren es nur  $8,8\text{ Tsd. t}$ , was seine Gründe nach Aussagen der Entsorgungs-Verantwortlichen in der Durchsetzung einer strikteren Mülltrennung bzw. Verbesserung der Deklaration und Personalschulung am Anfallort hat (Quelle: Statistisches Bundesamt).

Als Berechnungs- und Vergleichsgrundlage wird das Abfallaufkommen in  $\text{kg/Bett/d}$  angegeben und beläuft sich in Deutschland, nach Angabe des Umwelt-Handbuchs für die Entsorgung medizinischer Abfälle, auf  $0,2\text{-}0,3\text{ kg/Bett/d}$  C-Abfall bei insgesamt  $3\text{-}4\text{ kg/Bett/d}$  [UHB00].

Diese Zahlen zeigen, dass es sich um eine vergleichsweise kleine Abfallfraktion handelt. Allerdings ist ihre Entsorgung mit sehr hohen spezifischen Kosten verbunden. Um detaillierte Informationen speziell zur tatsächlichen Abfallzusammensetzung zu erhalten, was für die Anlagenauslegung zwingend erforderlich war, wurden Recherchen bei verschiedenen regionalen als auch überregionalen Anfallorten (Krankenhäuser, Universitätskliniken) durchgeführt. Die Anfallorte unterschieden sie auch hinsichtlich ihrer Größe (500-2500 Betten) und Struktur (Geburtenstationen, Krebsstation, Gerichtsmedizin, Zellforschung usw.), um auch diesen Einfluss auf die Abfallcharakteristik zu ermitteln.

Im Gespräch mit den Abfallverantwortlichen stellte sich heraus, dass die eigentliche Mülltrennung das Hauptproblem beim Umgang mit dieser Abfallkategorie darstellt. Dies führt, unter Berücksichtigung des Gesamtaufkommens, zu sehr hohen Entsorgungskosten von bis zu 1800 €/t. Da die Abfälle der Kategorie C, D und E in speziellen Säcken und Fässern zwischengelagert werden müssen, bevor sie von Entsorgungsfachbetrieben einer SAVA zugeführt werden, gestalten sich kleine Anfallmengen als besonders kostenintensiv. Dies war Ansatzpunkt und Motivation für das Anlagenkonzept zur Senkung der Entsorgungskosten dieser spezifischen Abfallkategorie. Tabelle 1 gibt einen Überblick zur Zusammensetzung und zum Aufkommen dieser Abfallkategorie.

Tabelle 1: Recherchen zur tatsächlichen Zusammensetzung und Aufkommen von infektiösen, humanmedizinischen Abfällen in der Region Halle, Leipzig und München

Abfall-Kategorien	Universitätsklinik Halle (Stand: 2005)	Universitätsklinik Leipzig (Stand: 2003)	Universitätsklinik München (Stand: 2003)
LAGA-C EAK 18 01 03*	- Mischabfall (mit Blut, Sekreten behaftete infektiöse medizinische Einwegprodukte z. B. Spritzen, Blut- und Sekretbeutel z. T. mit Flüssigkeit gefüllt)  <i>Aufkommen=400 t/a</i>	- Mischabfall (mit Blut, Sekreten behaftete infektiöse medizinische Einwegprodukte z. B. Spritzen, Blut- und Sekretbeutel z. T. mit Flüssigkeit gefüllt)  <i>Aufkommen=200t/a</i>	- Mischabfall (mit Blut, Sekreten behaftete infektiöse medizinische Einwegprodukte z. B. Spritzen, Blut- und Sekretbeutel z. T. mit Flüssigkeit gefüllt)  <i>Aufkommen=100t/a</i>
LAGA-E EAK 18 01 02 / 03*	- Plazenta (Geburtenstation) - Körperteile, Organabfälle  <i>Aufkommen=37t/a</i>	- pathologische Abfälle (Gerichtsmedizin)  <i>Aufkommen=13t/a</i>	- pathologische Abfälle (Organabfälle)  <i>Aufkommen=10t/a</i>
LAGA-D EAK 18 01 08*	-Zytostatika (Krebsstation)  <i>Aufkommen=0,75t/a</i>	-medizinisch-mikrobiologische Abfälle  <i>Aufkommen=20t/a</i>	-medizinisch-mikrobiologische Abfälle  <i>Aufkommen=14t/a</i>

Sehr unspezifisch in Bezug auf die Zusammensetzung stellt sich der C-Abfall dar. Hierbei handelt es sich um alle Materialien (Verbandsmaterial, Einwegprodukte), die in Kontakt mit infektiösen Substanzen gekommen sind. Besonders auffällig der hohe Wassergehalt, der von den Verantwortlichen auf 40-50 % beziffert wird. Dieser Wert resultiert aus den mit Flüssigkeit gefüllten Sekretbeuteln. Bezüglich des Aschegehalts wurde festgestellt, dass dieser für C-Abfälle (hoher Anteil von Verbandsmaterialien) sehr niedrig liegt (<1 %). E-Abfälle liegen auf Grund ihrer eindeutigen Deklaration (Organabfälle, Gliedmaßen) bei einem Wassergehalt von ca. 50 Ma.-% und bei Mineral- bzw. Knochenanteilen von ca. 20-30 Ma.-%.

### 1.1.3. Zum Stand der plasmachemischen Abfallstoffentsorgung

Eine Übersicht von Entwicklern und Betreibern kommerzieller, plasmachemischer Groß- und Pilotanlagen mit den zugehörigen Anlagendaten, wie Leistung, Feststoffdurchsatz und Reaktorbauart sind in Tabelle 11 des Anhangs aufgeführt. Aus der Übersicht geht hervor, dass sich in Deutschland die plasmachemische Vernichtung von Abfallstoffen bislang noch nicht etablieren konnte. Derzeitig existiert nur eine plasmachemische Anlage bei der bundeseigenen GEKA (Gesellschaft zur Entsorgung chemischer Kampfstoffe und Rüstungs-Altlasten) in Munster. Es handelt sich hier um eine Einzelanlage in einer Gruppe von fünf Dekontaminationsanlagen und dient zur Behandlung von hochgradig kontaminierten Erdreich und dem Flotat einer Bodenwaschanlage unter Zugabe von mineralischen Zusätzen. Der tatsächliche Betrieb des Plasmaverfahrens ist allerdings fraglich. Nach Aussagen des Bundesverteidigungsministeriums war die Inbetriebnahme des „Plasma-Ofens“ bereits zur EXPO 2000 geplant, da es sich seinerzeit um technologisches Neuland handelte. Den letzten Presseberichten zufolge wurde nach einem missglückten Anlauf im Jahre 2001 [KNA05] der Probetrieb im Sommer 2005 wieder aufgenommen [WIR05].

Ein weiteres laut Pressemeldung in Europa z. T. erfolgreich betriebenes Plasmaverfahren ist der PLASMARC® Verbrennungs- und Schmelzofen der Zwilag-Zwischenlager Würenlingen AG (Verband der Schweizer Atomkraftwerkbetreiber) in der Schweiz. Hierbei handelt es sich um ein von Retech (USA) entwickeltes Verfahren zum Einschmelzen von schwach- und mittelradioaktiven Abfällen. Durch Zumischung von Verglasungsmitteln ( $CaO$ ,  $SiO_2$ ) wird ein chemisch resistenter, schwer auslaugbarer, glasartiger Abfallkörper hergestellt, der für die Lagerung in geologischen Formationen über gute Eigenschaften bei gleichzeitiger Volumenreduktion um den Faktor 5-10 verfügt [TAS05/1, TAS05/2].

Die großtechnischen Plasmaanlagen (>500 kW) stammen hauptsächlich von amerikanischen und australischen Firmen wie z. B. RETECH, STARTECH, WESTINGHOUSE, INTEGRATED ENVIRONMENTAL TECHNOLOGY und SRL PLASMA LTD., was nicht zuletzt auch etwas mit den dortigen wirtschaftlichen Randbedingungen (Energiepreise, Genehmigungsverfahren) zu tun hat. Zu den typischen Anwendungsgebieten dieser Entwicklungen zählen die Metallurgie, Abfallbehandlung, Werkstofftechnik, Vergasung und Konversion sowie die Stoffsynthese.

Für fast alle Anlagen gilt, dass Informationen über ihren Betrieb kaum veröffentlicht vorliegen und sich diese oft auf URLs (Internetpräsenzen) beschränken. Des Weiteren haben fast alle Verfahren den Charakter einer Pilotanlage, da sie oft auf eine sehr spezifische Behandlungsaufgabe abgestimmt sind.

Wissenschaftliche Arbeiten bzw. Veröffentlichungen auf dem Gebiet der thermischen Plasmen sind jedoch umfassend. Sie sollen an dieser Stelle kurz in Form eines Überblicks der Autoren vorgestellt werden, die sich mit ihren Arbeiten auf den unterschiedlichsten Gebieten der Plasmatechnik verdient gemacht haben.

Im Bereich der Diagnostik, Beschreibung und Modellierung thermischer Plasmen haben die Autoren HEBERLEIN, PFENDER und ZHUKOV erfolgreich zur Beschreibung, Stabilisierung, Verallgemeinerung des Lichtbogens und seiner Charakteristik beigetragen [HEB02, HEB99, PFE99, ZHU87]. Das Gebiet des Plasmaspritzens, was eine Hauptanwendung thermischer Plasmen darstellt, wird vertreten durch P. FAUCHAIS ET AL. [FAU05, FAU04, FAU01]. Auf dem Gebiet der Anwendung thermischer Plasmen für die Abfallbehandlung, der Stoffsynthese und der dafür erforderlichen Plasmaerzeugung liegen eine Reihe von Ergebnissen von MURPHY, RUTBERG, HEBECKER, BENDIX und INABA veröffentlicht vor [MUR03, MUR02, RUT03, RUT02, HEB79, BEN00, BEN03, INA00, INA03].

Darüber hinaus existieren noch einige konventionelle Verfahren zur Entsorgung bzw. der Sterilisation/Desinfektion medizinischer Abfallstoffe bzw. Sonderabfälle. In Abhängigkeit von der Anfallmenge kann eine Sterilisation/Desinfektion von infektiösen C-Abfällen (Hauptabfallgruppe) sinnvoll sein, da die Entsorgung über das kommunale Abfallentsorgungsnetz auf die Hausmüllverbrennung ermöglicht wird. Eine Alternative zu der Verbrennung stellt derzeit das KDV-Verfahren dar, die **K**atalytisch-**D**rucklose-**V**erölung des Abfalls, welches durch die Firmen ALPHAKAT GMBH und LOGMED TECHNOLOGIE GMBH entwickelt wird [BÖH06, LOG05].

Mit Blick auf die Wirkungsweise lassen sich die Sterilisationsverfahren im Wesentlichen in die zwei Gruppen Bestrahlung (Mikrowellen) und thermische Verfahren (Dampfsterilisation) unterscheiden. Die Sterilisation gehört zu den chemischen Verfahren und benötigt Desinfektionschemikalien. Nachfolgend sollen drei der derzeit in Europa angewandten Verfahren zur Sterilisation medizinischer Abfälle vorgestellt werden.

Bei dem LOGMED-Verfahren handelt es sich um eine mobile Sterilisations-Anlage in Container-Bauweise mit einem max. Durchsatz von 250 kg/h. Der Abfall wird aus den Gebinden über eine hydraulische Beschickungsstufe in einen Trichter geschüttet und über einen am Boden angeordneten Einwellen-Zerkleinerer mechanisch aufbereitet. Eine hydraulische Presse drückt das Gut durch ein Lochsieb um eine definierte Gutgröße und Zugänglichkeit zu erzielen. Die dabei abgepresste Flüssigkeit wird getrennt vom Feststoff behandelt und am Ende des Prozesses wieder eingemischt. Eine Einleitung in das örtliche Kanalnetz kann unter Einhaltung der Einleitbestimmungen erfolgen. Der Feststoff gelangt über eine Aufheiz-

schnecke in die Temperaturhalteschnecke und wird dort über einen definierten Zeitraum sterilisiert, was bei gleichzeitiger Volumenreduktion von Faktor 5-8 geschieht. Eine Pilotanlage des LOGMED-Verfahren wird derzeit im Uni-Klinikum Halle-Kröllwitz betrieben, was den Abfallerzeugern eine Entsorgung der sterilisierten Abfälle über das kommunale System ermöglicht. Aktuell wird dort an einer Umstellung des krankenhaushaus-internen Entsorgungsweges weg von dem kommunalen System hin zu einer Aufwertung durch das KDV-Verfahren gearbeitet [LOG05].

In Deutschland wurde durch die Firma IMEK-Viernheim das STERIFANT-Verfahren unter Ausnutzung der Mikrowellen-Technologie entwickelt. Diese Art der Desinfektion bietet den Vorteil, dass es sich um eine emissionslose Behandlung von medizinischen Abfällen handelt. Verschlussene Abfallbehälter werden mittels einer Nadel mit Wasser und Dampf versetzt und anschließend mittels Mikrowellen bei  $105^{\circ}\text{C}$  und über  $15\text{ min}$  behandelt. Ein zusätzliches Druckwechselverfahren realisiert eine homogene Verteilung der Temperatur.

In Österreich hat die Firma METEKA aus Judenburg unter dem Gerätenamen MEDISTER ein ähnliches Setup entwickelt, bei welchem dieselbe Technologie eingesetzt wurde. Das Bedienpersonal sammelt die infektiösen Abfälle in speziell dafür entwickelten Behältern und Transportsystemen, anschließend ist der Behälter von Hand der Desinfektionsstufe zu- und abzuführen. Dieses Abfallentsorgungssystem bietet sich als eine Alternative zur konventionellen Entsorgung vor allem wegen des geringen Investitionsaufwandes für kleine bis mittlere Abfallaufkommen an (Herstellerangabe:  $60\text{ l}$  Abfall je Behandlungszyklus).



Bild 1: Sonderabfallverbrennungsanlagen (blau) in Deutschland (Quelle: Bundeserband Deutsche Entsorgungswirtschaft e.V. “Stand: 2004)

Seit dem 1. Juni 2005 und der mit diesem Datum umgesetzten Novellierung der TA Siedlungsabfall darf nunmehr kein Müll unbehandelt deponiert werden, so dass auf eine Sterilisation verzichtet werden kann und der Abfall in entsprechend dafür deklarierten Sammelgefäßen direkt einer SAVA übergeben wird. Ein Überblick über bestehende SVA sowie die deutschlandweite Abdeckung ist in Bild 1 zu sehen.

Die Darstellung macht deutlich, dass zum Teil große Entfernungen bis zur Vernichtung in einer SAVA überwunden werden müssen und damit hohe Kosten entstehen. Die Sonderabfälle werden nach Einsammlung und Anlieferung von Drittunternehmen in der Anlagenbeschickung der SAVA zu Verbrennungsmenüs zusammengestellt und mitverbrannt. Aufbau, Prinzip und Wirkungsweisen der Verbrennungsanlagen sollen hier nicht vorgestellt werden, sondern sind der Fachliteratur zu entnehmen [THO94, THO93].

## 1.2. Zielstellung

Ziel dieser Arbeit war die Ermittlung wesentlicher Grundlagen für die Entwicklung eines Verfahrens zur plasmachemischen Vernichtung von infektiösen, humanmedizinischen Abfällen (C-, D- und E-Abfälle). Ein Verfahren, das am Entstehungsort des Abfalls betrieben werden kann und so einem potentiellen Betreiber gestattet, die Kosten für die bislang kostenintensive Zwischenlagerung und den Abtransport des Abfalls durch Entsorgungsfachbetriebe zu zentralen Sonderabfallverbrennungsstandorten einzusparen.

Das zu entwickelnde Verfahren sollte in der Lage sein, die geschredderten, pastösen Abfälle, die in ihrer Zusammensetzung bzw. in ihrem Heizwert starke Schwankungen aufweisen, in stabile umweltneutrale Substanzen (Kohlendioxid, Wasserdampf, deponiefähige Rückstände) umzuwandeln. Die Besonderheit des angestrebten Verfahrens, im Vergleich zu konventionellen Verbrennungsanlagen, soll der Einsatz der thermischen Plasmatechnologie als Energie liefernder Prozess sein. Diese Technologie eignet sich besonders für dezentral betriebene Verbrennungsverfahren aufgrund der spezifischen Eigenschaften von thermischen Plasmen wie z. B.:

- extrem hohe Temperaturen,
- hohe Energiedichten bzw. Raumzeitausbeuten,
- quasi massenunabhängiger Energieeintrag,
- sehr kurze An- und Abfahrzeiten,
- geringes Prozessgasaufkommen,
- geringe Investitionskosten.

Insbesondere die dabei erzielbaren hohen Energiedichten, verbunden mit einem vergleichsweise geringen Prozessgasaufkommen lassen sehr kompakte Anlagenbauformen zu. Diese Kompaktheit in Verbindung mit der Mobilität des Verfahrens eröffnet neben den Krankenhäusern noch weitere Anwendungsgebiete wie z. B. den Einsatz auf Hospital-Schiffe und in Seuchengebiete.

Zur Umsetzung dieses Forschungsziels war eine systematische Abfolge von Arbeitsschritten erforderlich, die nachfolgend vorgestellt werden und der Gliederung dieser Arbeit entsprechen.

Vor der Formulierung technologischer Vorschläge, Rand- oder Prozessbedingungen, muss der Bedarf bestimmt und ein Verfahrensziel festgelegt werden. Nach der Festlegung des Verfahrensziels ist für stoffwandelnde Prozesse das Stoffsystem zu charakterisieren. Für besonders problematische Substanzen, bedingt durch die Infektiösität eines Abfallstoffes wie es hier der Fall ist, empfiehlt es sich, eine Modellsubstanz mit möglichst identischen Eigenschaften zu definieren. Nach der Analyse des Stoff- bzw. Modellsystems (Aufkommen; mechanische, physikalische und chemische Eigenschaften) kann das Verfahrenskonzept aufgestellt werden. Ein wichtiger Punkt für das Konzept ist der Anlagenmaßstab. Anhand der erforderlichen Anlagenleistung muss früh entschieden werden, ob bereits in der Planung Ähnlichkeiten zur späteren Industrieanlage realisiert werden können. Weitere typische Randbedingungen, die in der Verfahrenskonzeption berücksichtigt, analysiert und definiert werden müssen, sind:

- Prozessdruck und -temperatur,
- Phasenkontakt (Strömungsführung),
- Vermischung (Strömungsbedingungen),
- Energiezufuhr,
- Verweilzeit.

Insbesondere für stoffwandelnde Prozesse, die eine hohe Empfindlichkeit gegenüber diesen Randbedingungen aufweisen, sind umfassendere Betrachtungen erforderlich. Inhalte dieser Betrachtungen sind in der Regel die Modellierung der physikalischen Kinetik (Stoff- und Wärmeübergang) und der chemischen Kinetik (Stoffumsatz). Für Prozesse, deren physikalische Kinetik stark von den äußeren Randbedingungen wie z. B. der Strömung ( $v, T$ -Gradienten) abhängt, werden CFD-Modellierungen zur Beschreibung dieser Strömung vorgenommen, insbesondere wenn es sich um experimentell schwer zugängliche Prozesse handelt. In der zeitlichen Abfolge überschneiden sich z. T. Modellierungen mit der technologischen Entwicklungsphase (Auslegung, Entwurf und Konstruktion) oder werden

nach Vorversuchen zur Identifizierung von dort nachgewiesenen limitierenden Prozessfaktoren herangezogen.

Die Ergebnisse der Modellierungen (Reaktionstemperatur, Transportbedingungen, Umsatzraten, Verweilzeiten) gestatten technologische Aussagen (Auswahl des Reaktortyps) bzw. Anpassungen (Prozessverbesserungen). Danach erfolgen in der Regel die Inbetriebnahme und die Phase der Vorversuche nach einem festgelegten Versuchsplan. Ziel dieser Phase ist die Bestimmung der optimalen Werte (Betriebspunkte) für die prozessbestimmenden Größen (Durchsätze, Energieeinträge, Dosierungen). Oftmals sind dazu Revisionen und nachträgliche Änderungen bzw. Anpassungen der Technologie erforderlich, die aber mittels der vorgestellten Modellierungsstrategie gering bzw. vermeidbar sind. Konnten stabile Betriebspunkte ermittelt werden, so wird in der Regel die Prozessdynamik wie z. B. der An- und Abfahrprozess analysiert. Hier gilt es, die Zeitdauer dieser Phasen möglichst zu reduzieren, da sie eine Abweichung von den optimalen Betriebsparametern darstellen und damit Kosten verursachen.

Einen weiteren wesentlichen Aspekt in der Verfahrensentwicklung bildet die detaillierte wirtschaftliche Betrachtung. Hier wird der Betrieb des Verfahrens nach ökonomischen Gesichtspunkten bewertet. Der Schwerpunkt liegt hier bei der Ermittlung der Anlagenfaktoren Durchsatz, Betriebsdauer und Automatisierungsgrad, für die die Investition und der Betrieb des vorgestellten Verfahrens wirtschaftlich sind.

## 2. Einführung in die Plasmatechnik

Als Plasma (griechisch:  $\pi\lambda\alpha\sigma\mu\alpha$  – das Geformte, das Gebilde) wird in der Physik ein gasförmiges Gemisch aus elektrisch geladenen Ionen, Elektronen und neutralen Atomen bzw. Molekülen bezeichnet. Mehr als 99 % unseres Universums befindet sich im Plasmazustand. Gewählt wurde der Begriff Plasma von IRVING LANGMUIR (1928), um damit den „leuchtend, hochionisierten Teil einer Gasentladung“ zu kennzeichnen.

Die sehr spezifischen Eigenschaften eines Plasmas werden durch die freien Ladungsträger bestimmt, was die Bezeichnung „vierter Aggregatzustand der Materie“ prägte.

Da der Schwerpunkt dieser Arbeit nicht auf der Plasmaphysik, sondern in der Anwendung von Plasmen für stoffwandelnde Prozesse liegt, sollen nachfolgend nur allgemeine physikalische Grundlagen und Anwendungen vorgestellt werden, die dem besseren Verständnis dienen sollen und nur ein Auszug des in den fachspezifischen Lehrbüchern zur Plasmatechnik zusammengefassten Wissens darstellt [JAN92, RUT83, RIE67].

### 2.1.1. Grundlagen der Plasmaphysik

Die Überführung eines elektrisch neutralen Gases in den Plasmazustand erfordert Energie, die auf unterschiedlichste Weise dem System zugeführt werden kann (thermische Anregung, Strahlungsanregung, elektromagnetische Felder). Der Betrag der Energie ist dabei immer höher als der Bedarf, der zur Aufspaltung der Bindungskräfte erforderlich ist. Zunächst erfolgt die Dissoziation der Neutralteilchen, die je nach Stabilität des Gases zwischen 2000 und 4000 Kelvin geschieht. Danach erfolgt die Ionisation, die in den meisten Fällen unter Abspaltung des am schwächsten gebundenen Elektrons innerhalb des Atoms stattfindet. Man unterscheidet dabei hauptsächlich in Stoßionisations- und Strahlungsionisationsvorgänge.

Der Energieinhalt von Plasmen ist vom Ionisierungsgrad  $x_{Ion}$ :

$$x_{Ion} = \frac{n_E}{n_E + n_0}, \quad 1.2-1$$

d. h. vom der Anzahl der ionisierten Teilchen  $n_E$  bzw. Neutralteilchen  $n_0$  und den Stoffeigenschaften des Plasmagases abhängig. Da für die Aufspaltung der Bindungskräfte bzw. Ionisierung Energie erforderlich ist, man spricht von einem reaktiven Anteil, wächst die Enthalpie des Plasmas neben dem thermischen Energiebeitrag vor allem um den Beitrag der Dissoziations- und Ionisationsenergie an. Somit sind je nach Ionisationsgrad des Plasmas sehr hohe Energiedichten realisierbar (unter isobaren Bedingungen). Die charakterisierende Größe des Energiegehalts von Plasmen, nach Einstellung eines thermischen Gleichgewichts bei konstanter Elementarzusammensetzung, ist die Temperatur. Beschrieben wird dieser Zusammenhang durch die SAHA-EGGER-GLEICHUNG:

$$\frac{n_E + n_I}{n_0} = 2,4 * 10^{21} \left( \frac{T}{K} \right)^{\frac{3}{2}} e^{-\left( \frac{H_{Ion}}{kT} \right)}. \quad 1.2-2$$

Sie beschreibt das Ionisations-Rekombinations-Gleichgewicht in Abhängigkeit von der Temperatur. Damit wird der Ionisationsgrad  $x_{Ion}$  als Funktion der Temperatur für ein definiertes Gas bestimmbar. Die Ionisierungsenergien  $H_{Ion}$  liegen in der Literatur tabelliert vor [JAN92].

Auch wenn sich in einem Plasma kein Gleichgewicht einstellt, wird die Temperatur als charakterisierende Größe herangezogen. Bei Niederdruck- oder Nichtthermischen-Plasmen ( $p < \text{ca. } 1,3 \text{ kPa}$ ) ist eine Gleichgewichtseinstellung nicht gegeben, da nur eine geringe Wechselwirkung zwischen den Teilchen existiert. Bild 2 stellt einen solchen Zusammenhang grafisch dar.

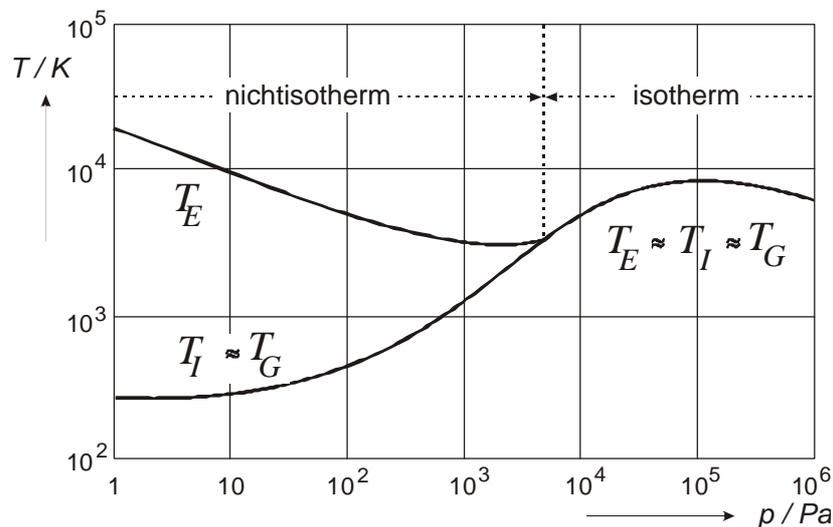


Bild 2: Temperaturen der Elemente in einem Plasma als Funktion des Neutralgasdruckes [JAN92]

Mit Erhöhung des Druckes sinken die freien Weglängen und die Stossfrequenz der Teilchen steigt, so dass es zu einer Gleichgewichtseinstellung in den Plasmen kommt. Die Temperatur der Elektronen  $T_E$  und der Ionen  $T_I$  nähern sich an und es stellt sich eine einheitliche Gastemperatur  $T_G$  ein. Diese Art Plasmen werden als Gleichgewichts- oder thermische Plasmen bezeichnet. Die Definition der Temperatur für verschiedenartige Teilchen (Elektronen, Ionen und Neutralteilchen) ist nur möglich, da innerhalb einer Teilchenart näherungsweise von einer Boltzmannschen Energieverteilung ausgegangen werden kann.

Für die Vernichtung von Abfällen eignen sich die thermischen Plasmen, da sie sehr hohe Energiedichten bzw. Prozesstemperaturen gewährleisten. Hohe Energiedichten ermöglichen

kompakte Apparatebauformen, was zu sehr hohen Raumzeitausbeuten führt. Das Plasmagas kann dabei als Reaktionspartner oder als reiner Energieträger dienen.

### 2.1.2. Erzeugung von thermischen Plasmen

Die Erzeugung von Plasmen kann durch gezielte Einstrahlung von elektromagnetischen Wellen unter Ausnutzung der Resonanzfrequenzen der Elektronen bzw. Ionen erfolgen oder elektrisch, in Form einer Gasentladung zwischen zwei Elektroden. Da für den Prozess hohe Temperaturen und Energiedichten bzw. kompakte Apparateabmessungen wichtig waren, wurde das elektrisch erzeugte Gleichgewichtsplasma favorisiert. Diese Art der Lichtbogenplasmen zeichnen sich zwar durch geringe Verunreinigungen aufgrund ihres Elektrodenabbrandes aus, doch war dies für den angestrebten Verbrennungsprozess als unbedenklich einzuschätzen.

Bei elektrisch erzeugten Plasmen stellt sich, je nach Größe der anliegenden Spannung, ein Stromfluss von wenigen Mikroampere bis zu Kiloampere ein. Dargestellt wird dieser Zusammenhang mittels einer Strom-Spannungs-Charakteristik, welche im Bild 3 zu sehen ist.

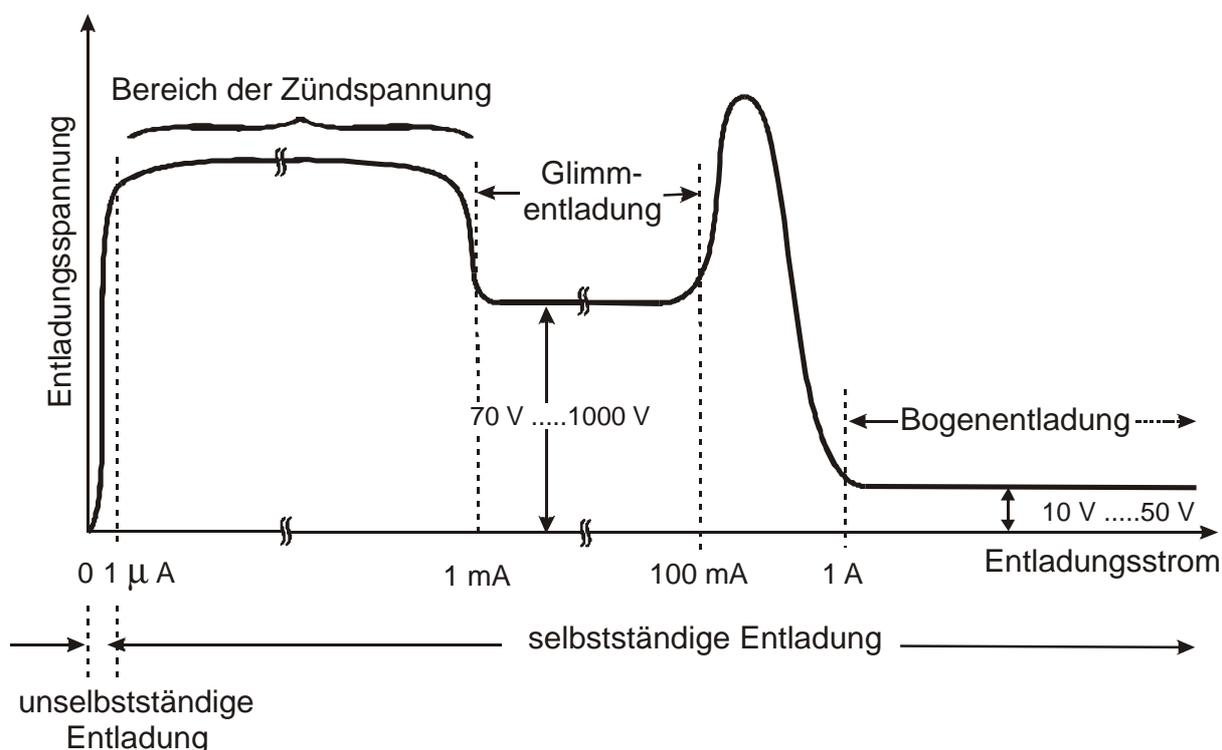


Bild 3: Strom-Spannungs-Charakteristik einer elektrischen Gasentladung [JAN92]

Der Stromfluss ist von der Anzahl der freien Ladungsträger abhängig. Der Übergang von einer unselbstständigen zu einer selbstständigen Entladung ist durch die Freisetzung

zusätzlicher Ladungsträger, verursacht durch eine ausreichende Beschleunigung von bereits vorhandenen Elektronen, bestimmt. Durch eine erzeugte lawinenartige Vermehrung der Elektronen kommt es zur Zündung der Gasentladung. In diesem Bereich wird die Entladung ausschließlich durch den begrenzenden Vorwiderstand bzw. den Innenwiderstand des Stromkreises sowie durch die angelegte Spannung bestimmt. Die bereits erläuterte Anforderung an die Energiebereitstellung für den Stoffumwandlungsprozess ist durch ein thermisches Plasma im Bereich der Bogenentladung erzielbar. Hier tritt der Effekt der Ionenheizung auf, die Kathode wird durch zusätzlichen Teilchenbeschuss (Ionenheizung) so stark erwärmt, dass zusätzlich Elektronen thermisch emittiert werden. Dies wiederum führt zu einer geringeren Spannung, welche im Bereich der Bogenentladung als Brennspannung bezeichnet wird.

Technologisch erfolgt die Erzeugung eines Lichtbogenplasmas mit Hilfe von Plasmatronen. Plasmatrone sind stark anwendungsspezifische, komplexe, technologische Elemente, deshalb existiert eine Vielzahl unterschiedlicher Bauformen [RUT03]. Auf einige Bauformen von Plasmatronen soll nachfolgend etwas näher eingegangen werden.

Plasmatrone sind zu unterscheiden in direkte (transferred) und indirekte (non transferred) Plasmatrone sowie in Gleichstrom- und Wechselstrom betriebene Plasmatrone. Bei direkten Plasmatronen bildet das zu bearbeitende Material die Gegenelektrode, wie es z. B. beim Plasmaschmelzen in der Metallurgie Anwendung findet. Bei indirekten Plasmatronen brennt der Lichtbogen zwischen Kathode und Anode innerhalb des Plasmatrons. Der Lichtbogen wird von einem Plasmagas umströmt, welches durch die Energieaufnahme dissoziiert und z. T. ionisiert. Die aufgenommene Energie gibt das Gas nach dem Austritt aus dem Plasmatron an seine kalte Umgebung ab. Die Form der indirekten Gleichstromplasmatrone kommt hauptsächlich bei der Abfallbehandlung zum Einsatz, da sie den gleichmäßigsten Energieeintrag gewährleisten. Bei einer Wechselstromversorgung würde der Lichtbogen bei jedem Nulldurchgang der Spannung verlöschen. Das bedeutet, dass dem Prozess kurzzeitig kaltes, enthalpiearmes Gas zugeführt wird und den Reaktionsablauf stört, was sich ungünstig auf die Konzentration von Schadstoffkomponenten auswirken kann.

Eine weitere Problematik ist die Lichtbogenstabilisierung. Unter der Stabilisierung versteht man zum einen die Stabilisierung der Länge des Lichtbogens (Brennspannung) und zum anderen das Verhindern des Festbrennens des Lichtbogenansatzpunktes an der Anode. Umgesetzt wird die Stabilisierung mittels rotierender Anoden, einer verdrallten Gasströmung im Anodenraum, magnetischer Felder, gestufter Anodenbauformen oder durch Kombination mehrerer Effekte [IWA03]. Die Kombination von Wirbel- und Stufenstabilisierung soll kurz erläutert werden, da diese Methode bei den im Verbrennungsprozess eingesetzten Rückstrom-Plasmatronen, dargestellt in Bild 4 a), umgesetzt wurde [BEN03, FIE04/1].

An der Anode werden die nicht an das Plasmagas abgeführten Enthalpien des Lichtbogens (Elektronenkondensation, Elektronenenthalpie) an das Kühlwasser, durch Wärmeleitung über

den Anodenhalter, abgeführt. Durch die unterschiedlichen Querschnitte der Anodenstufe ergeben sich unterschiedliche Gasgeschwindigkeiten und somit unterschiedlich starke Wärmeabfuhr- bzw. Kühlraten. In der 1. Stufe kommt es zu einer starken Kühlung des Plasmagases, die den Lichtbogen in seinem Durchmesser begrenzt bzw. zusammenschnürt und so zu einer Längung führt. In der 2. Stufe erfolgt das Ansetzen des Lichtbogens aufgrund der hydrodynamisch bedingten geringeren Gasströmung. Um ein Festbrennen des Lichtbogens zu verhindern, wird das Plasmagas der Anode tangential zugeführt und eine Drall- bzw. Wirbelströmung erzeugt. Der Drall führt zu einer Rotation des Lichtbogens und seines Ansatzpunktes, wodurch ein Festbrennen vermieden wird.

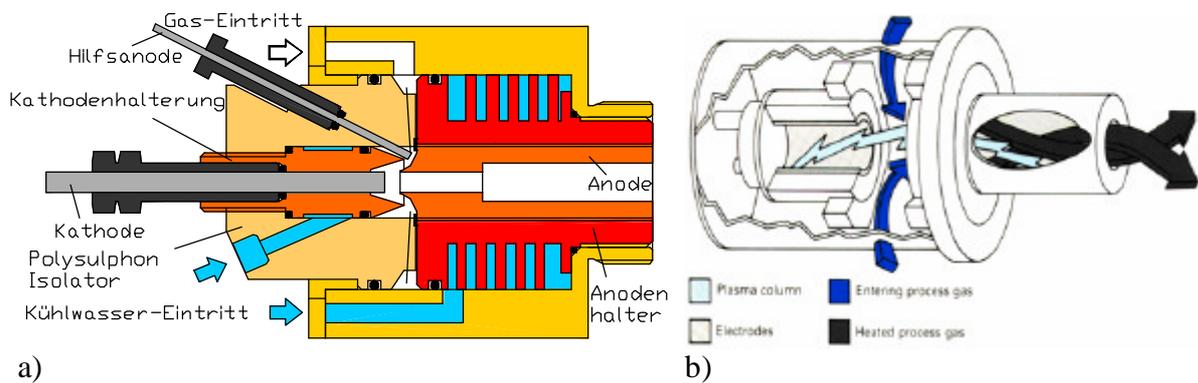


Bild 4: a) Rückströmungsplasmatron, b) Plasmatron mit Hohlelektrodenbauform von WESTINGHOUSE

Nicht nur die Energieversorgung sondern auch die Bauart des Plasmatrons bestimmt über Betriebsweise bzw. Anwendungsgebiet. Bild 4 zeigt die beiden für die Abfallbehandlung am häufigsten eingesetzten Elektrodenarten, die Stab- und Hohlelektrodenbauformen. Die Stabkathoden besitzen einen festen Lichtbogenansatz. Der Ansatzpunkt an der Stabkathode muss zentriert werden, um ein gleichmäßiges Abbrennen dieser zu gewährleisten. Zur Verringerung des Kathodenabbrandes werden zum einen temperaturfeste Legierungen (thoriertes Wolfram) eingesetzt, zum anderen wird versucht durch aktive Kühlung und Eingriff in die Strömungsführung des Plasmagases den Kathodenverschleiß zu reduzieren. Bei den Hohlkathodenbauformen muss der Lichtbogen rotieren, wie es bei den Hohlanoden auch erforderlich ist. Bei dem in Bild 4 zu sehenden WESTINGHOUSE Plasmatron wird die Rotation des Lichtbogens elektromagnetisch erzwungen. Diese Plasmatrone eignen sich insbesondere für reaktive Gase, da die Hohlanoden bauartbedingt einen höheren Materialverschleiß tolerieren.

Für die Behandlung von Oberflächen, als ein typisches Anwendungsgebiet der Plasmatechnik, existieren zusätzliche Entwicklungen. So ist z. B. speziell auf die Anforderungen des Plasmaspritzens der so genannte TRIPLEX Plasmatron entwickelt worden. Dieser Plasmatron, der in der Arbeitsgruppe LANDES entstanden ist, besitzt drei symmetrisch angeordnete

Kathoden und eine Anode. Mit dieser Form der Elektrodenanordnung konnte eine hohe Betriebsstabilität, verbunden mit einer verbesserten Standzeit realisiert werden [LAN00]. Eine weitere Entwicklung der Arbeitsgruppe ist der LARGE Breitstrahl-Plasmagenerator. Durch eine neuartige Elektrodengeometrie und einer geeigneten Kombination aus Wand- und Magnetstabilisierungsverfahren wird hier ein stabiler Langlichtbogen zur Aufheizung eines Gases benutzt, um so ausgedehnte Werkstoffoberflächen zu bearbeiten. Außerdem unterliegt der Brenner nur geringen Einschränkungen gegenüber der Auswahl des Plasmagases [LAN03].

### 3. Verfahrenskonzeption

Die Verfahrensentwicklung besteht aus einer Reihe von Teilschritten. Nach der Bedarfsanalyse folgt die Phase der Projektdefinition, welche die genaue Beschreibung der Verfahrensaufgabe bzw. des Verfahrensziels beinhaltet. Grob- und Detailplanung sowie die Realisierung und Inbetriebnahme schließen sich daran an. Gegenstand dieses Kapitels soll die Bearbeitung dieser Teilschritte sein.

Ziel des angestrebten Verfahrens sollte sein, aus einem hinsichtlich seiner Zusammensetzung (Wassergehalt, Aschegehalt) stark schwankenden infektiösen, festen Abfallstoff, mit einem möglichst geringen spezifischen Aufwand, einen deponierbaren Verbrennungsrückstand der Kategorie DKII (oberirdische Deponie für nbüA) und stabile Substanzen in Form von Kohlendioxid und Wasser zu erzeugen. Die Behandlung sollte Umsetzung in einem möglichst kompakten Verfahren finden, um eine Mobilität der Anlage für Anwendungsgebiete wie Krankenhausareale, Hospital-Schiffe und Seuchengebiete sicherzustellen. Als Energielieferant sollte das thermische Plasma eingesetzt werden, da es sich aufgrund der erzielbaren extremen Energiedichten für einen kompakten Verbrennungsprozess besonders eignet.

Ein wichtiger Schritt in der Verfahrenskonzeption ist die Charakterisierung der Abfallsubstanz. Im Abschnitt 1.1.2 zur Charakterisierung der Abfallsituation sind dazu bereits ausführliche Angaben zur Zusammensetzung und zum Aufkommen vorgestellt worden. Aufgrund der infektiösen Eigenschaft hätte die Handhabung unter Einhaltung des BSeuchG erfolgen müssen. Da das den zeitlichen und finanziellen Projektrahmen überschritten hätte, wurde eine Modellsubstanz entwickelt und anschließend analysiert. Die Ableitung dieser Modellsubstanz sowie ihre brennstofftechnische und thermoanalytische Analyse soll Gegenstand des sich anschließenden Abschnittes sein. Danach erfolgt der Entwurf des Verfahrens (Vorprojektierung) mit der anschließenden Auslegung wesentlicher Anlagenkomponenten (Detailprojektierung) sowie der Überprüfung bzw. Analyse ihrer Funktionalität.

#### 3.1. Auswahl und Charakterisierung der Modellsubstanz

Bei der Auswahl der Modellsubstanz sollte sichergestellt werden, dass sie sich hinsichtlich ihrer mechanischen, chemischen und physikalischen Eigenschaften möglichst wenig von den realen krankenhausspezifischen Abfällen unterscheidet. Des Weiteren sollte, aufgrund einer einfacheren Handhabbarkeit, keine Infektionsgefahr von der Modellsubstanz ausgehen.

Als Hauptkomponente der Modellsubstanz wurde Tiermehl ausgewählt, das seit dem Gesetz über das Verbot des Verfütterns (12/2000) ebenfalls eine Abfallsubstanz darstellt. Unter Berücksichtigung der Rechercheergebnisse in Abschnitt 1.1.2 eignete sich das Tiermehl auf Grund seiner chemischen Zusammensetzung als Vertreter für die Organ- bzw. Verbandsbestandteile des realen C-, D- und E-Abfalls. Wegen der sehr ähnlichen chemischen

Zusammensetzung und des besonders geringen Aschegehaltes, wie anschließende brennstofftechnische Untersuchungen zeigen werden, wurden auch Holzspäne mit in die engere Wahl gezogen.

Für die Auslegung und Modellierung von Verbrennungssystemen war die Ermittlung der brennstofftechnischen Kennwerte erforderlich. Diese Werte sowie die zu ihrer Ermittlung verwendeten Methoden, werden nachfolgend vorgestellt.

### 3.1.1. Allgemeine und brennstofftechnische Analysen der Modellsubstanz

Für die Eignung als Modellsubstanz sind vor allem Heizwert, Wasser- und Aschegehalt, Stückigkeit und Elementarzusammensetzung wichtig.

**Aschegehalt:** Die Bestimmung des Aschegehaltes erfolgte nach DIN 51719 in einem Veraschungs-ofen. Dazu wurde ein Porzellantiegel mit der organischen Probe ausgewogen und für eine Stunde bei 850 °C temperiert. Danach erfolgten die Abkühlung in einem Exsikkator und das sich daran anschließende Auswiegen der Aschemenge.

Tabelle 2: Aschegehalt von Tiermehl unterschiedlicher Herkunft

	SARIA (Deutschland)	[AYL04] (Nord Spanien)	[CON03] (Süd Spanien)	[CHA03] (Kanada)
Aschegehalt	27%	18%	29%	25%

Tabelle 3: Aschegehalt unterschiedlicher Holzproben [MÜL04]

	Weißbuche	Nussbaum	Kiefer Splint	Kiefer Farbkern
Aschegehalt	0,7 %	0,7 %	0,3 %	0,3 %

Die Schmelztemperatur der Tiermehlasche ist der Literatur entnommen und beträgt  $T_{Asche}^{SL} = 1300^{\circ}C$  [VDI22].

**Brennwert:** Die Bestimmung des Brennwertes erfolgte nach DIN 51900 in einem Bombenkalorimeter des Typs C 5000 Control der Firma IKA®. Dazu wurde die getrocknete und pelletierte Tiermehlprobe in einem Verbrennungstiegel unter Sauerstoffatmosphäre mit Hilfe eines Zündmittels verbrannt. Nach wiederholten Messungen ergaben sich folgende mittlere Brennwerte für Tiermehl  $H_{O\_TKM\_wf,af} = 23,2MJ / kg$  (auf wasser- und aschefreier Basis). Für Holz findet man in der Literatur, in Abhängigkeit der Holzart bzw. häufig auch unterschieden nach Hart- oder Weichholz, Brennwerte von  $H_{O\_Holz\_wf,af} = 18 - 21MJ / kg$  [LFU01].

Eine weitere Methode zur Bestimmung und Validierung des Heizwertes auf Basis der Elementaranalyse ist die Heizwertermittlung für feste Brennstoffe nach BOIE [KUG93, NET91, BOI57]:

$$H_{O,wf,af} = 34,83x_C + 115,84x_H + 10,47x_S + 6,28x_N - 10,8x_O. \quad 3.1-1$$

Die Ergebnisse der Elementaranalyse werden zwar erst anschließend vorgestellt, jedoch soll hier der mit der BOIE Korrelation ermittelte Brennwert  $H_{O\_TKM\_wf,af} = 23,8MJ/kg$  für die Elementaranalysedaten aus Tabelle 4 - SARIA vorgestellt werden. Der Vergleich der Brennwerte aus Messung und Korrelation zeigt eine sehr gute Übereinstimmung und unterstreicht die Genauigkeit der Messergebnisse.

**Elementaranalyse:** Die Bestimmung der Massenteile von Kohlenstoff, Wasserstoff, Stickstoff und Schwefel erfolgte mittels eines Elementaranalysators CHNS 932 der Firma LECO durch gaschromatographische Analyse der Verbrennungsprodukte. Der Massenanteil an Sauerstoff wurde als Differenz bestimmt. Tabelle 4 zeigt die Ergebnisse der Analysen von Tiermehl aus unterschiedlichen Herkunftsländern.

Tabelle 4: Elementarzusammensetzung von Tiermehl unterschiedlicher Herkunft auf wasser- und aschefreier Basis

	SARIA (Deutschland)	[AYL04] (Nord-Spanien)	[CON03] (Süd-Spanien)	[CHA03] (Kanada)
$\xi_C$	0,511	0,459	0,603	0,569
$\xi_H$	0,071	0,064	0,096	0,077
$\xi_O$	0,282	0,384	0,177	0,118
$\xi_N$	0,132	0,089	0,116	0,235
$\xi_S$	0,004	0,004	0,008	-

Tabelle 5: Elementarzusammensetzung unterschiedlicher Holzarten auf wasser- und aschefreier Basis [MAR99]

	Fichtenholz	Buchenholz	Fichtenrinde	Buchenrinde
$\xi_C$	0,503	0,49	0,526	0,501
$\xi_H$	0,062	0,061	0,06	0,058
$\xi_O$	0,431	0,443	0,39	0,409
$\xi_N$	0,002	0,003	0,006	0,005
$\xi_S$	0,002	0,003	0,018	0,027

Bei dem SARIA-Mehl handelt es sich um das verwendete Tiermehl. Die Unterschiede zwischen den Ländern sind der unterschiedlichen Ernährung bzw. Umwelteinflüssen zuzuschreiben. Der Stickstoffgehalt resultiert dabei aus den Aminosäuren, die als Grundbausteine der Eiweiße vorhanden sind.

Tabelle 5 zeigt die Elementaranalyse verschiedener Holzarten. Die Unterschiede zum Tiermehl verursacht die im Holz enthaltene Zellulose (60-90 %), was den höheren Sauerstoffgehalt und niedrigeren Stickstoffgehalt erklärt. In der Holzrinde spiegeln sich die Umwelteinflüsse durch erhöhte Stickstoff- und Schwefelwerte wider.

**Molare Masse:** Die Elementarzusammensetzung kann am einfachsten durch ein fiktives Molekül mit einem C-Atom dargestellt werden. Die molare Masse dieses fiktiven Tiermehlmoleküls ( $C_1H_{1,7}O_{0,36}N_{0,22}$ ) von  $M_{TM} = 23 \text{ g/mol}$  und die des Holzhackschnittzels ( $C_1H_{1,5}O_{0,65}$ ) von  $M_{HHS} = 24 \text{ g/mol}$  berechnen sich aus den Ergebnissen der Elementaranalysen nach folgender Gleichung:

$$M_{CH_xO_yN_z} = \sum_{i=C,H,O,N} \left( \frac{x_i}{x_C} M_i \right). \quad 3.1-2$$

Da die molaren Massen nur für die Bilanzierung des Prozesses erforderlich waren, ist die Annahme eines fiktiven Moleküls der gegebenen Zusammensetzung möglich.

**Spezifische Wärmekapazität:** Die Bestimmung der spezifischen Wärmekapazität, welche für die Berechnung der Feststoffwärme benötigt wurde, erfolgte nach DIN 51007 „Differenzthermoanalysen“. Zur Messung wurde ein dynamisches Wärmestrom-Differenz-Kalorimeter (DDK) der Firma SETARAM – C 80 mit einer Zylindermessung nach Tian und Calvet benutzt [HEM89]. Dazu wurden wenige Gramm einer getrockneten und homogenisierten Tiermehlprobe mit einer sehr geringen Aufheizgeschwindigkeit von  $0,3 \text{ K/min}$ , um den Einfluss der Wärmeleitfähigkeit möglichst gering zu halten, bis auf eine Endtemperatur von  $250 \text{ °C}$  erwärmt und dann über  $2 \text{ h}$  zusätzlich konstant gehalten. Ergebnis der Analyse war die Temperaturfunktion des scheinbaren  $c_p$ -Wertes des Tiermehls. Auf Grund der thermischen Vorgänge bei der Aufheizung des Tiermehls und deren Einfluss auf die Messung des  $c_p$ -Wertes unterlag der Verlauf der Temperaturfunktion der Wärmekapazität deutlichen Schwankungen. Für das Temperaturintervall bis  $250 \text{ °C}$  wurde als spezifische Wärmekapazität für Tiermehl ein Wert von  $c_p = 1,53 \text{ kJ/(KgK)}^{-1}$  angenommen, was dem Mittelwert des Gesamtverlaufes entspricht. Für Holzhackschnitzel wurde mit demselben Wert gerechnet.

**Schüttdichte:** Die Bestimmung der Schüttdichte erfolgte in Anlehnung an die DIN 51705 durch Wägung der Proben in einem Messzylinder (2 Liter). Das Ergebnis ist stark abhängig von der Korngrößenverteilung des Gutes und dem Wassergehalt. Für die Holzhackschnitzel wurde für eine getrocknete Probe ( $5 \text{ h}$  bei  $106 \text{ °C}$ ) mit der Maschenweite  $20 \text{ mm}$  eine mittlere lockere Schüttdichte von  $r_{HHS} = 300 \text{ kg/m}^3$  bestimmt [OBE97]. Für die getrocknete ( $5 \text{ h}$  bei

110 °C) und homogenisierte Tiermehlprobe wurde eine lockere Schüttdichte von  $r_{TM}=800 \text{ kg/m}^3$  bestimmt.

**Feststoffdichte:** Die Ermittlung der Feststoffdichte erfolgte für das Tiermehl mit Hilfe eines Quecksilber Porosimeters PASCAL 140-240/440 des Herstellers POROTEC und ergaben für die Porosität  $e$  einen Wert von 40 %. Mit der Beziehung:

$$r_{\text{Feststoff}} = \frac{r_{\text{Schüttdichte}}}{1 - e}, \quad 3.1-3$$

errechnet sich die Feststoffdichte von  $r_{TM}=1333 \text{ kg/m}^3$ . Die Probenvorbereitung erfolgte analog zu denen der vorangegangenen Analysen.

Die Feststoffdichte der Asche wurde aus der Analyse der Zusammensetzung ermittelt [FEH02]. Die Hauptbestandteile sind Phosphor mit 42 Ma.-% und Calcium mit 57 Ma.-% (dazu Spuren von Soda, Aluminium und Silizium), woraus sich eine Feststoffdichte von ca.  $1640 \text{ kg/m}^3$  errechnet.

**Wassergehalt:** Der Wassergehalt, welcher sich als Massenanteil des im Brennstoff enthaltenen Wassers bezogen auf den wasserhaltigen Brennstoff versteht, wurde nach DIN 51718 mit Hilfe eines Trockenschrankes bei 106 °C bestimmt.

Tabelle 6: Wassergehalt von Tiermehl unterschiedlicher Herkunft

	SARIA (Deutschland)	[AYL04] (Nord -Spanien)	[CON03] (Süd-Spanien)	[CHA03] (Kanada)
Wassergehalt	3%	1,5%	4%	3,5%

Bei dieser Methode ist allerdings davon auszugehen, dass bereits geringe Anteile leichtflüchtiger Komponenten entweichen und erste Degradationseffekte einsetzen. Der Wassergehalt der verwendeten Holzhackschnitzel (trocken gelagert) lag im Mittel bei 15 %.

### 3.1.2. Thermische Stabilität der Modellschubstanz

Zur Ermittlung der thermischen Stabilität der Modellschubstanz wurden thermogravimetrische Analysen an einer Skimmer-Kopplung (Thermowaage-Massenspektrometer) STA 409 der Firma NETZSCH durchgeführt. Die Untersuchungen beschränkten sich auf die Hauptkomponente der Modellschubstanz, das Tiermehl. Für die Holzhackschnitzel, welche zu 10 % in der Modellschubstanz enthalten waren, wurden keine thermoanalytischen Analysen durchgeführt, da eine Reihe von Forschungsergebnissen bereits veröffentlicht vorlagen [WIE98, MÜL04, SCH03].

Ziele der hier durchgeführten thermogravimetrischen Untersuchungen waren:

- Charakterisierung des Abbauverhaltens des Tiermehls,
- Bestimmung der Zusammensetzung der Zersetzungsgase aus den Elementaranalysen der festen Rückstände,
- Ermittlung der Zersetzungskinetik des Tiermehls.

In Vorbereitung der thermogravimetrischen Messungen war es erforderlich, das Tiermehl in zylindrischen Proben Tiegel aus Aluminiumoxid mit der Abmessung von  $\varnothing 5 \times 3 \text{ mm}$  zu dosieren. Die Proben, welche als eine lose Schüttung in den Tiegel vorlagen, wurden dann unter den folgenden Randbedingungen analysiert:

- Heizrate:  $b=30 \text{ K/min}$ ,
- Einwaage:  $m_{\text{sample}}=20\text{-}30 \text{ mg}$ ,
- Spülgas Helium ( $100 \text{ cm}^3/\text{min}$ ),
- max. Aufheiztemperatur:  $T_{\text{max}}=1100 \text{ }^\circ\text{C}$ ,
- keine Unterscheidung in Produktfraktionen.

Die Maximaltemperatur von  $T_{\text{max}}=1100 \text{ }^\circ\text{C}$  wurde gewählt, um eine sichere Entfernung aller organischen Bestandteile des Tiermehls zu gewährleisten, denn aus Literaturbeiträgen war bekannt, dass sogar im Bereich  $900\text{-}1000 \text{ }^\circ\text{C}$  noch Zersetzungserscheinungen auftreten können [PUR04].

Bild 5 zeigt die auf aschefreier Basis bezogenen TG/DTG-Kurven (thermogravimetric, differential thermogravimetric) des verwendeten Tiermehls (SARIA BIO-INDUSTRIES) und eines von AYLLÓN ET AL. untersuchten Tiermehls aus Spanien [AYL04].

Da unterschiedliche Aschegehalte der Proben eine Vergleichbarkeit des Organikabbaus erschweren, wurde die aschefreie Darstellungsform gewählt. Die Umsatzraten der Organik wurden temperaturspezifisch aufgetragen, da AYLLÓN ET AL. seine Messungen zwar mit gleicher Einwaage aber etwas geringerer Aufheizgeschwindigkeit ( $20 \text{ K/min}$ ) durchführte.

Es fällt auf, dass sich die Verläufe des Organikabbaus, trotz sehr verschiedener Herkunft und unterschiedlicher Elementarzusammensetzung, nur geringfügig unterscheiden. Deutlich zu erkennen sind drei Abbaustufen. Bei der ersten Stufe, im Bereich  $340\text{-}460 \text{ K}$ , handelt es sich um einen Trocknungsprozess, d. h. um einen Massenverlust, verursacht durch verdampftes Oberflächen- und Kapillarwasser. Die Hauptabbaustufe liegt im Bereich von  $470\text{-}800 \text{ K}$  und macht ca. 80 % des Gesamtumsatzes aus. Zum Vergleich soll hier kurz der Wert für das getrocknete, unbehandelte Kiefernholz genannt werden, da es zu einem geringen Anteil (ca.

10 %) der Modellsubstanz in Form von Hackschnitzeln beigemischt wurde. Die Kiefern hackschnitzel weisen ein stärkeres Abbauverhalten mit ca. 80 % im Bereich von 540-673 °K bei vergleichbaren Bedingungen auf und besitzen auch nur eine Abbaustufe [MÜL04].

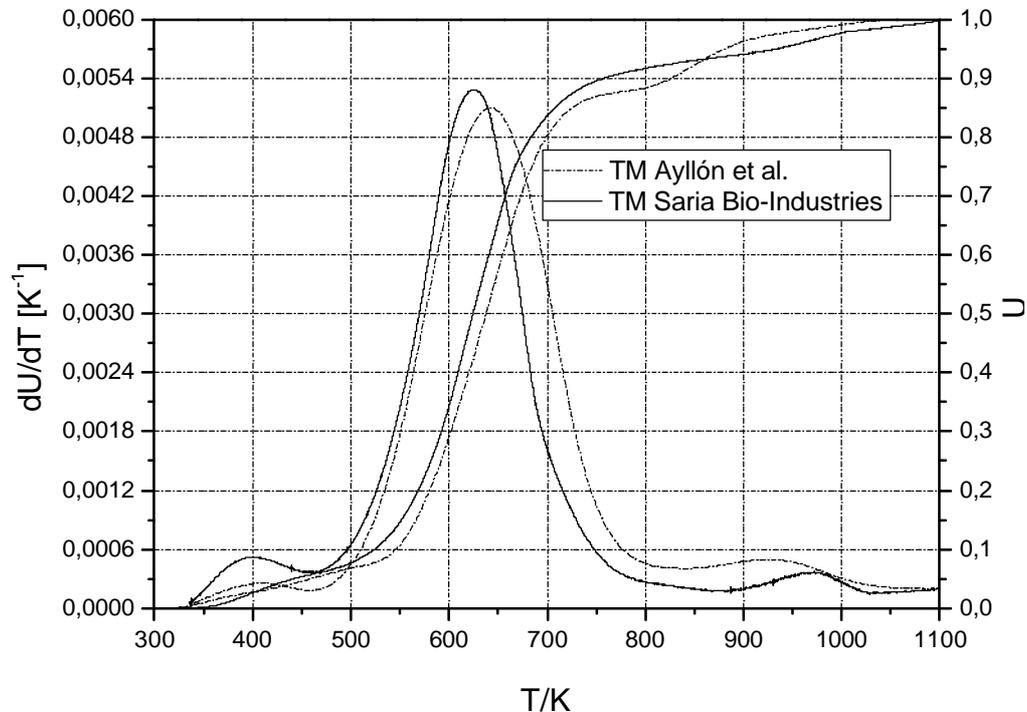


Bild 5: normierte Darstellung der Thermogravimetrie von TM (aschefreie Basis)

Eine weitere Abbaustufe des Tiermehls, die von der Intensität her der Trocknungsstufe ähnelt, liegt im Bereich 900-1000 K. In dieser Stufe kommt es zur Zersetzung thermisch stabilerer Verbindungen, die ca. 10 % des Massenverlusts entsprechen. Es ist davon auszugehen, dass es sich hier um Zersetzungsprozesse innerhalb der Knochen handelt [AYL04]. PUREVSUREN ET AL. hat dazu explizite thermische Untersuchungen an Tierknochen durchgeführt und hat Zersetzungsprozesse in dieser Größenordnung im Bereich 600-700 °C verifizieren können [PUR04].

Zur Ermittlung der Gasphasenzusammensetzung wurden zusätzliche thermische Analysen durchgeführt, da angestrebt war, ein grobes Reaktionsschema der Zersetzung zu ermitteln, um so eine Bilanzierung der Zersetzungsbestandteile zu ermöglichen. Zu diesem Zweck wurden auf Grundlage der TG-Kurve für 1000 °C, dargestellt in Bild 6 a), Temperaturen festgelegt, bei denen die TG-Messung abgebrochen wurde und der feste Rückstand in einer Elementaranalyse untersucht wurde. Eine simultane Analyse der Zersetzungsprodukte mit einem Massenspektrometer oder Gaschromatographen schied auf Grund des hohen Anteils an kondensierbaren Bestandteilen und der damit verbundenen Verschmutzung leider aus.

Anhand der Daten der TG und der Elementaranalyse war nun zwischen den signifikanten Temperaturstufen eine Bilanzierung der Zersetzungsgase möglich. Die TG-Messung lieferte dazu den Massenverlust des Feststoffes bzw. den Massenzuwachs in der Gasphase  $\mathbf{D}m_{Gas}^{T_i-T_{i+1}}$ , unter der Voraussetzung, dass keine kondensierbaren Bestandteile der flüchtigen Komponenten ausfallen. Da keine Kondensationsbedingungen für die flüchtigen Komponenten im Verbrennungsregime des Reaktors vorliegen, war diese Annahme zu rechtfertigen.

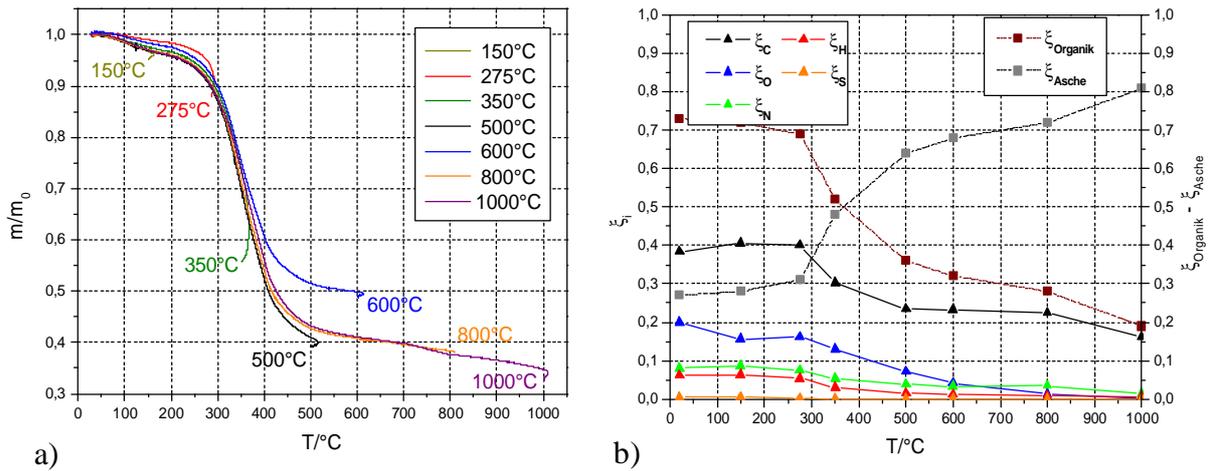


Bild 6: a) Massenabnahmen des TM ( $\dot{T} = 30\text{K min}^{-1} + 15\text{ min}$  Haltezeit bei  $T=\text{const.}$ ) für festgelegte Endtemperaturen, b) Elementaranalysen der Rückstände

Die Ergebnisse der Elementaranalysen  $\mathbf{x}_i^{T_i}$ , zu sehen in Bild 6 b), ermöglichten die komponentenspezifische Bilanzierung der Zersetzungsgase  $\mathbf{x}_{i\_Gas}^{T_i-T_{i+1}}$  anhand der folgenden Erhaltungsgleichung (bezogen auf  $m_0=1\text{ g}$  Ausgangsmasse):

$$\mathbf{x}_{i\_Gas}^{T_i-T_{i+1}} \mathbf{D}m_{Gas}^{T_i-T_{i+1}} = \mathbf{x}_i^{T_i} \frac{m^{T_i}}{m_0} - \mathbf{x}_i^{T_{i+1}} \frac{m^{T_{i+1}}}{m_0} . \quad 3.1-4$$

Zu Bild 6 a) muss erwähnt werden, dass auch die Zersetzung eine zeitliche Abhängigkeit aufweist. Die Änderung der Masse ist nicht nur temperaturabhängig, sie ist auch abhängig davon, wie lange die Probe dieser Temperatur ausgesetzt wurde. Das wird im Bild 6 a) deutlich, da auch während der isothermen Haltezeit, d. h. am Ende einer jeden Messung, eine Massenabnahme zu verzeichnen ist. Da diese Abnahmen bei allen Messungen auftraten und die störenden Einflüsse gegenüber der Zersetzungskinetik gering waren, wurden unter Einbeziehung der Elementaranalyse die vorgestellten Überlegungen umgesetzt.

Leider erwies sich die Methodik als schwer realisierbar, da die Voraussetzungen für einen einheitlichen Asche- bzw. Organik-Gehalt der Ausgangsproben nicht erfüllt waren. Ursache

dafür war die starke Inhomogenität der Proben und die sehr geringen Einwaagen. Die Berechnung des Sauerstoffgehaltes (Gl. 3.1-5) war nur unter Annahme eines konstanten Aschegehaltes in der Rohsubstanz und der Elementaranalysewerte zur gegebenen Temperatur möglich:

$$x_{O}^{T_i} = 1 - \frac{x_{Asche}^0 m_0}{m^{T_i}} - x_C^{T_i} - x_H^{T_i} - x_N^{T_i} - x_S^{T_i} . \quad 3.1-5$$

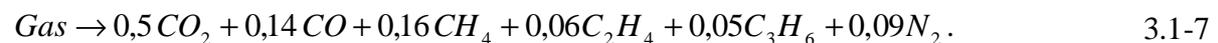
Es wurde versucht, die Werte für den Sauerstoffgehalt bei  $600\text{ }^\circ\text{C}$  zu interpolieren, da diese sich auf Grund eines deutlich höheren Aschegehalts in den Proben von den typischen Verläufen Bild 6 a) unterschieden. Dennoch war es nicht möglich die Gasphasenzusammensetzung zu errechnen.

Die Analyse der Zersetzungsprodukte erfolgte auf Basis von Literaturwerten. Die Chemiker CHAALA und ROY haben in ihrer Arbeit zum Recycling von Tiermehl durch Vakuumpyrolyse zu einem potentiellen Kraftstoff für Verbrennungsmotoren die Zersetzungsprodukte charakterisiert. Sie unterteilten die Zersetzungsprodukte in Gasphase, kondensierbare Bestandteile (*wL*-wässrige Lösung und wasserlösliche organische Komponenten) sowie in einen festen Rückstand. Von Interesse waren die kondensierbaren Bestandteile, von denen man einen hohen Brennwert bei geringen Stickstoffgehalten erwartete [CHA03].

Alle Bestandteile wurden sowohl auf die Anfallmenge als auch auf ihre Elementarzusammensetzung (Tabelle 7) hin untersucht. Durch Errechnung der molaren Massen aus den Elementaranalysen der Zersetzungsprodukte konnte über die gemessenen Massenanteile dieser die Stöchiometrie in Gl. 3.1-6 aufgestellt werden:



Das Gas der mittleren molaren Masse  $32\text{ g/mol}$  wurde mittels GC-MS analysiert und wies als Hauptbestandteile Kohlendioxid, Methan und Kohlenmonoxid auf (Gl. 3.1-7):



Der Brennwert wurde mit  $12,9\text{ MJ/kg}$  angegeben. Die *wL* (wässrige Lösung) der Gl. 3.1-8 wies als Hauptbestandteil Wasser und pyrolytisches Öl auf:



Für die molare Masse wurde für die Rechnung die des Wassers angenommen. Das Öl war in seiner Zusammensetzung nur schwer zu beschreiben. Gaschromatographische-Analysen ergaben ein Vielstoffgemisch, bestehend aus großen Teilen höherer Kohlenwasserstoffe (C11-C18) sowie Fettsäuren und einem geringen Anteil an Aromaten. Der Brennwert des Pyrolyseöls wurde mit  $34,2\text{ MJ/kg}$  angegeben. Die fiktive molare Masse lag bei  $17,6\text{ g/mol}$ .

Bei dem festen Rückstand handelt es sich um eine an Kohlenstoff und Mineralien stark angereicherte Phase. Der Brennwert wurde mit  $11,5 \text{ MJ/kg}$  angegeben und die fiktive molare Masse lag bei  $16,5 \text{ g/mol}$ .

Tabelle 7: Elementarzusammensetzung der Pyrolyseprodukte von CHAALA & ROY

	Feststoff	Öl	Gas
$\xi_C$	0,726	0,68	0,369
$\xi_H$	0,032	0,095	0,034
$\xi_O$	0,118	0,085	0,526
$\xi_N$	0,123	0,14	0,07

### 3.1.3. Thermoanalytische Bestimmung der Zersetzungskinetik

Die Bestimmung der kinetischen Parameter der Pyrolyse erfolgte durch Anpassung der allgemeinen Zeitgesetze an die thermoanalytischen Versuchsergebnisse. Eine sehr umfassende Zusammenstellung und Klassifizierung von allgemeinen Zeitgesetzen findet man bei HEMMINGER in seiner Arbeit zur thermischen Analyse und in der Dissertation von SCHOLZ, die sich aber vornehmlich mit der Oxidation von Biomasse beschäftigt [HEM89, SCH03].

Bei der Heterogenkinetik wird dabei häufig die Änderung des Umsatzes  $U$  über der Zeit oder Temperatur herangezogen. Dies bietet sich an, da die bei der Feststoffzersetzung anfallenden sehr verschiedenen Produktklassen, wie z. B. Öle, Teere, wässrige Lösungen und flüchtige Komponenten, nur sehr schwer erfassbar bzw. bilanzierbar sind. Im vorangehenden Abschnitt wurde auf dieses Problem bei der Bilanzierung der Elementaranalysen bereits hingewiesen.

Der Umsatz  $U$  beschreibt die Masseänderung infolge thermischer Zersetzung bezogen auf die aschefreie Ausgangsmasse  $m_0$ :

$$U = \frac{m_0 - m}{m_0 - m_{\text{Asche}}} \quad 3.1-9$$

Mit Einführung des Umsatzes  $U$  nimmt dann das allgemeine Zeitgesetz für die Umsatzgeschwindigkeit  $dU/dt$  die Form an:

$$\frac{dU}{dt} = k(T)f(U) \quad 3.1-10$$

Für die Ermittlung der Kinetik mittels dynamischen Messungen ist es üblich, die Heizrate  $\mathbf{b} = dT/dt$  einzuführen, so dass sich unter Berücksichtigung dieser in Gl. 3.1-10 folgender Zusammenhang ergibt:

$$\frac{dU}{dT} = \frac{k(T)}{b} f(U). \quad 3.1-11$$

Die Temperaturabhängigkeit der Geschwindigkeitskonstanten  $k(T)$  wird berücksichtigt durch die ARRHENIUS-Gleichung:

$$k(T) = k_{\infty} e^{\left(\frac{-E_A}{RT}\right)}. \quad 3.1-12$$

Unterschiede in den Umsatzverläufen werden über die entsprechenden Zeitgesetze  $f(U)$  berücksichtigt (Gl. 3.1-13). Bild 7 zeigt die drei Haupttypen von Umsatz-/Zeitverläufen.

Die hier analysierte Zersetzungskinetik von Tiermehl folgt dem sigmoidalen Verlauf. Der Umsatz nimmt daher mit der Zeit zunächst langsam und dann schneller zu. Bei manchen Stoffsystemen ist es auch möglich, dass zunächst eine Induktionsperiode auftritt. Nach dem Anlauf der Reaktion verharrt diese zunächst auf einem niedrigen Umsatzniveau, bevor sie dann weiter zunimmt. Charakteristisch für diese Verläufe ist die maximale Umsatzgeschwindigkeit  $(dU/dt)_{max}$  im Wendepunkt der  $U(t)$ - Kurve.

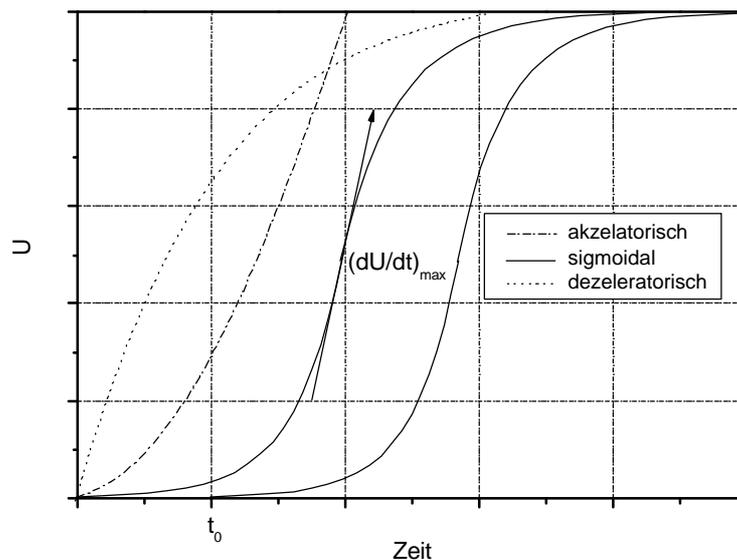


Bild 7: Haupttypen der Umsatz-/Zeitverläufe

Die Bestimmung der formalkinetischen Konstanten, der Hauptabbaustufe der Feststoffzersetzung, erfolgt in Anlehnung an die reaktionskinetischen Analysen von AYLLÓN ET AL. [AYL04]. Das von ihm verwendete Zeitgesetz, welche die experimentellen Daten am genauesten wiedergab, war ein Ansatz 2. Ordnung:

$$f(U) = (1 - U(t))^2. \quad 3.1-13$$

Für die Bestimmung der Reaktionsgeschwindigkeitskonstanten, der Aktivierungsenergie  $E_A$  und des Stossfaktors  $k_{\infty}$  verwendete er numerische Optimierungsmethoden unter Angabe der Korrelationskoeffizienten. Die von ihm ermittelten kinetischen Konstanten der Pyrolyse von Tiermehl lauten  $E_A=60,5\text{kJ/mol}$  und  $k_{\infty}=2,1 \cdot 10^4 \text{min}^{-1}$ . Die Messungen führte AYLLÓN ET AL. unter folgenden Randbedingungen durch:

- Heizrate:  $b=5\text{-}20 \text{K/min}$ ,
- Einwaage:  $m_{\text{sample}}=15\text{-}25 \text{mg}$ ,
- Spülgas: Stickstoff ( $100 \text{cm}^3/\text{min}$ ),
- max. Aufheiztemperatur:  $T_{\text{max}}=900 \text{°C}$ ,
- Erfassung einer Produktfraktion.

Die eigenen Ergebnisse, bestimmt unter ähnlichen Randbedingungen (siehe Abschnitt: 3.1.2), sind im Bild 8 zu sehen.

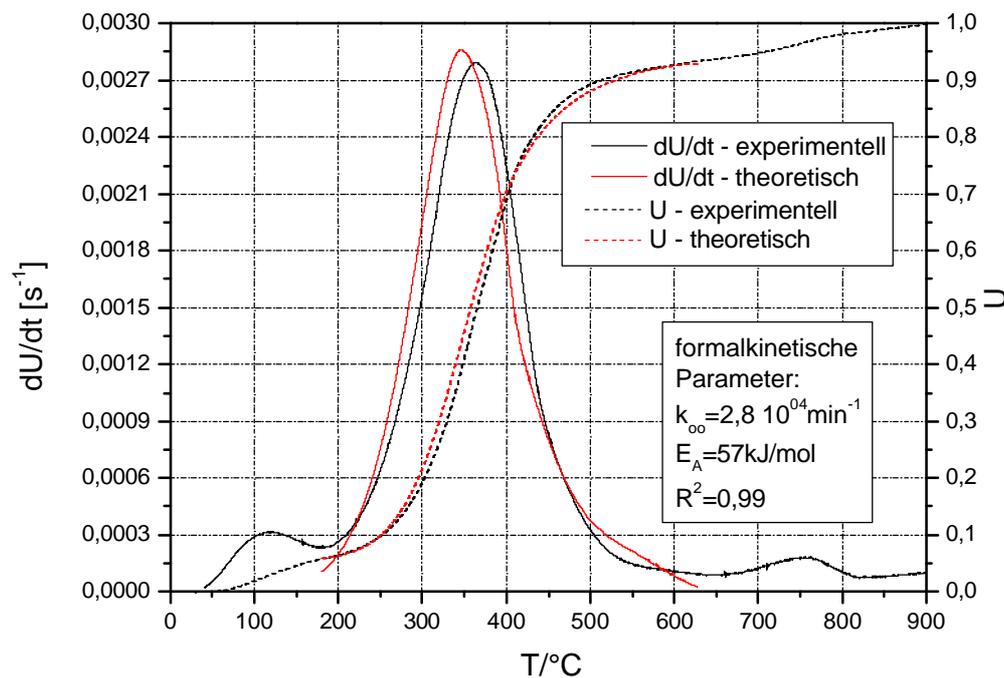


Bild 8: Formalkinetische Beschreibung der Pyrolysekinetik von Tiermehl  $b=30\text{K/min}$  (Hauptabbaustufe)

Dargestellt sind die experimentell und die theoretisch ermittelten Verläufe des Umsatzes bzw. der Umsatzgeschwindigkeit für die Hauptabbaustufe als Funktion der Temperatur ( $200\text{°C} \leq T \leq 600\text{°C}$ ). Als Zeitgesetz wurde das von AYLLÓN ET AL. in Gl. 3.1-13 benutzt.

Die kinetischen Konstanten wurden nach der Linearisierung der Gl. 3.1-10 im ARRHENIUS-DIAGRAMM iterativ bestimmt, bis der Wert für das Bestimmtheitsmass  $R^2$  einen Wert von 0,99 einnahm. Der Anstieg der Geradengleichung im ARRHENIUS-DIAGRAMM entspricht dann der Aktivierungsenergie und der Ordinatenschnittpunkt ergibt den Stossfaktor. Ein Vergleich der Literaturdaten mit den selbst ermittelten kinetischen Daten zeigt eine sehr gute Übereinstimmung. Für die ermittelten formalkinetischen Parameter (Bild 8) ist allerdings zu berücksichtigen, dass diese nicht ausschließlich den Verlauf der Feststoffzersetzung repräsentieren.

Es handelt sich vielmehr um eine Überlagerung mehrerer dynamischer Vorgänge. Zum einen die Aufheizdynamik des Ofens, die mit  $30\text{ K/min}$  vorgegeben wurde, und zum anderen die Dynamik der Wärmetransportvorgänge z. B. zwischen der Probe, dem Probenträger und dem am Boden angebrachten Thermoelement. Aus diesem Grund ist es in Anbetracht der Heizrate unwahrscheinlich, dass die gemessene Temperatur am Boden des Tiegels genau mit der Kerntemperatur der Probe übereinstimmt. Weiterhin ist zu berücksichtigen, dass auch die Zersetzung eine zeitliche Abhängigkeit besitzt. Die Änderung der Masse ist nicht nur temperaturabhängig, sie ist auch abhängig davon, wie lange die Probe dieser Temperatur ausgesetzt wurde. Das wurde bereits im Bild 6a) deutlich, da auch während der isothermen Haltezeit eine Massenabnahme zu verzeichnen war. Da es sich um ein generelles Problem der Analytik handelt, ist der Vergleich und die Bewertung kinetischer Ergebnisse unterschiedlicher Autoren nur bei Verwendung gleicher Randbedingungen (Einwaage, Aufheizrate, Geometrie des Probenhalters, Spülgasstrom) möglich.

#### 3.1.4. Zusammensetzung der Modellsubstanz

Die Zusammenstellung der Modellsubstanz erfolgte auf Grundlage der bei Entsorgungsbefragten und Sicherheitsingenieuren der Krankenhäuser durchgeführten Recherchen zur mittleren Zusammensetzung der C-, D- und E-Abfälle. Typisch für dieses Abfallgemisch, nach Aussage der Verantwortlichen, ist ein geringer Asche- bzw. Mineralgehalt im Bereich von  $1\text{-}5\text{ Ma.}\%$  (Hauptanteile: Kunststoff, Zellstoff), ein hoher Wassergehalt von  $50\text{-}60\text{ Ma.}\%$  und daraus resultierend ein niedriger Heizwert. Zur übersichtlicheren Darstellung der Zusammensetzung der abgeleiteten Modellsubstanz soll das Brennstoffdreieck in Bild 9 dienen. Die Seiten des Dreiecks bilden die Bestandteile Brennbares, Wasser und Asche.

Zur besseren Einordnung ist der Bereich des als brennbar deklarierten Hausmülls als Referenzwert dargestellt [GÖR91]. Auch der Heizwert des Gemisches Brennbares und Wasser ist abzulesen. Bei dem Brennbaren handelt es sich um ein Gemisch aus Holzhackschnitzel und Tiermehl im Verhältnis  $1:3,2$ . Mit Hilfe des Holzhackschnitzelanteils war es möglich, den

viel zu hohen Aschegehalt des Tiermehls von ca. 27 % an den der realen Abfallsubstanz anzupassen. Da sich Holzhackschnitzel bzgl. ihrer Elementarzusammensetzung kaum von der des Tiermehls unterscheiden, traten auch keine weiteren Effekte wie z. B. eine Änderung im Heizwert des Gemisches HHS/TM auf. In Bild 9 sind vier verschiedene Gemischzusammensetzungen eingetragen, die im Rahmen der technologischen Versuche zum Einsatz kamen. Ziel dieser Variationen war es, den Einfluss von Schwankungen in der Zusammensetzung der Modellsubstanz auf das Förderverhalten und auf das energetische Verhalten in der Anlage zu ermitteln.

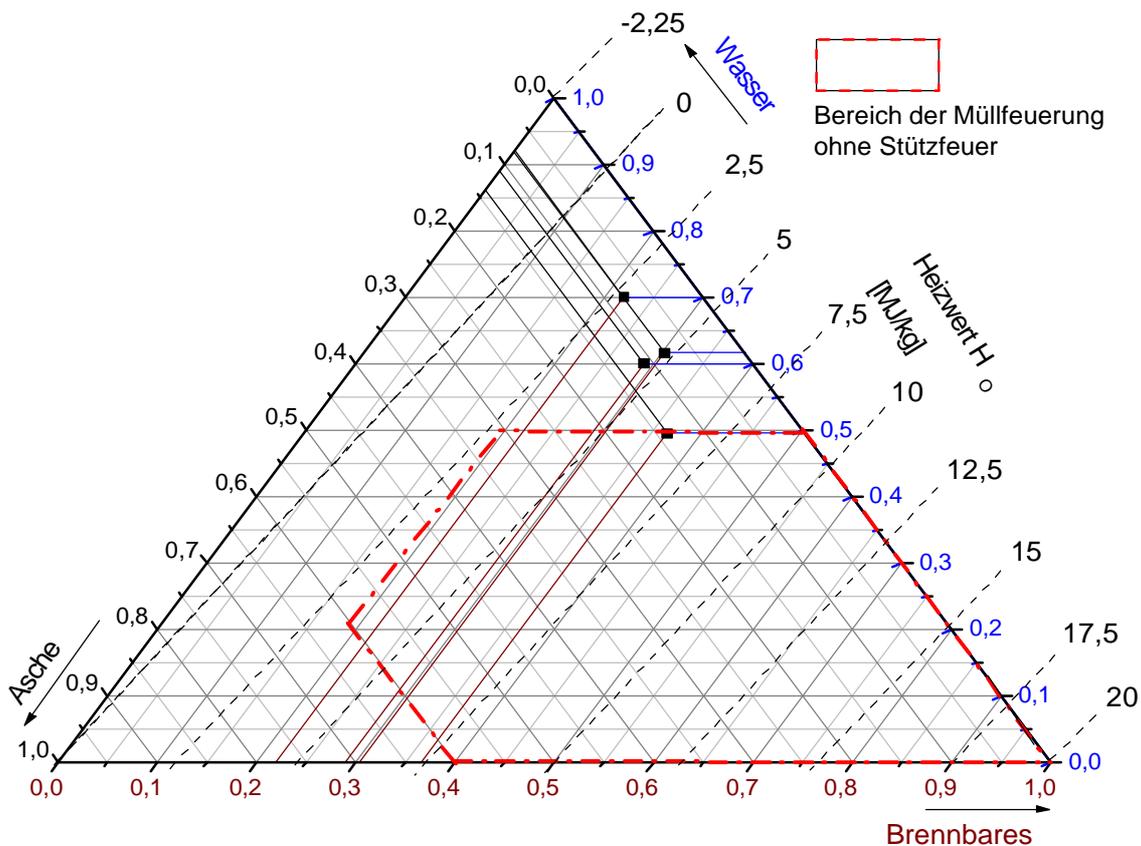


Bild 9: Brennstoffdreieck mit Gemischzusammensetzungen der Modellsubstanz

Bezüglich der Konsistenz der eingesetzten Gemische und des realen Abfalls sind keine detaillierten Analysen durchgeführt worden. Aus den Erfahrungen, die im Rahmen der Analysen an den Krankenhäusern gesammelt wurden, kann gesagt werden, dass diese Abfälle in Vorbereitung für einen weiteren Behandlungsschritt z. B. in der Desinfektionsstufe geschreddert wurden, um eine Transportfähigkeit (Förderschnecke) zu gewährleisten. Das Ergebnis des Schredderns war ein stückiges (längste Abmessung ca. 5-10 mm) hochviskoses Gut. In den im Bild 9 vorgestellten Gemischzusammensetzungen war es möglich, ähnliche Konsistenzen wie im realen Abfall zu erzielen. Die geforderte Stückigkeit konnte durch

Holz hackschnitzel realisiert werden und die Viskosität, im Bereich von hochviskosem Öl (ca. 100-1000 mPas), konnte mit dem zugeführten Wasser und des Quellverhaltens des Tiermehls erreicht werden.

### 3.2. Entwurf des Verfahrens

Bild 10 zeigt das entwickelte Grundfließbild, eine stark vereinfachte Darstellung des geplanten Verfahrens. Es gliedert sich grob in die Grundkomponenten Abfallaufgabe, Reaktor, Rückstandssammelvorrichtung und die Abgasaufbereitung. Der Hauptstoffstrom fließt von links nach rechts. Die gasförmigen Abprodukte sollen über eine Abgasleitung der Umgebung zugeführt werden, während die festen Rückstände in einem Ascheauffangbehälter gesammelt werden. Alle Komponenten sollen dabei so angeordnet werden, dass sie eine Mobilität gewährleisten. Dies gelang durch eine modulare Bauweise, d. h. eine Zusammenfassung der Anlagenelemente nach ihrer Funktion (Reaktor, Abgasbehandlung, Anlagenversorgung und Steuerung).

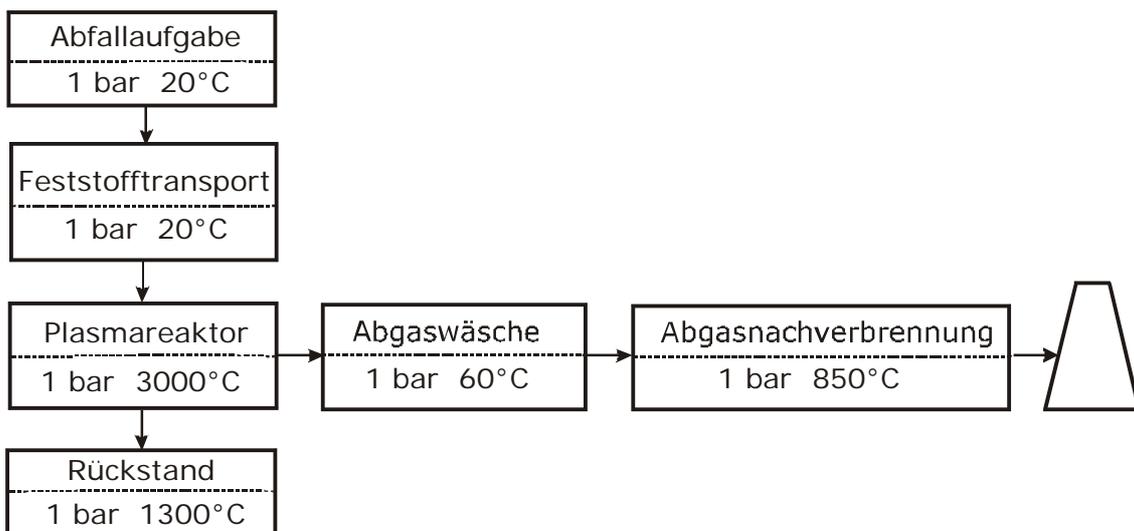


Bild 10: Grundfließbild des Verfahrens zur plasmachemischen Vernichtung medizinischer Abfallstoffe

Den Schwerpunkt der Verfahrensentwicklung bildete die Gestaltung und Dimensionierung des Plasmareaktors mit den dazugehörigen Elementen der Energiebereitstellung sowie der Stoffstrom-Dosierung (feste- und gasförmige Komponenten), da sie in Eigenentwicklung entstanden sind. Der Großteil der anderen Anlagenelemente wie z. B. Abgasreinigung (Wäscher, Zyklon), Armaturen und MSR-Elemente sind Standardelemente und wurden nach den gängigen Berechnungsvorschriften dimensioniert bzw. über entsprechende Anbieter bezogen [VDI91, VDI93]. Die sich anschließenden Abschnitte sollen die in Eigenentwicklung

entstandenen Anlagenelemente in Bezug auf ihre Gestaltung, Dimensionierung und Funktion behandeln.

### 3.2.1. Reaktorauswahl

Der Reaktor ist die Hauptkomponente des Gesamtverfahrens. Der Ausgangspunkt seiner Dimensionierung bzw. des Gesamtverfahrens bildeten die statistischen Angaben zum Aufkommen von humanmedizinischen Abfällen des Bundesumweltamtes (Stand: 2001) und der Krankenhausgesellschaft Sachsen e.V. [KGS98]. Dabei wurde ein durchschnittliches Aufkommen von etwa  $200 \text{ kg/d}$  medizinischer Sonderabfall für ein mittelgroßes Krankenhaus (300-600 Betten) ermittelt. Der dafür erforderliche Energiebedarf wurde in Anlehnung an dem konventioneller Anlagen errechnet und bewegt sich in einem Bereich von ca.  $0,5\text{-}1,5 \text{ kWh/kg}$ . So wurde der Prozess für einen maximalen Feststoffdurchsatz von  $30 \text{ kg/h}$  und einen Leistungseintrag von  $40 \text{ kW}$  elektrisch ausgelegt.

Für die Entwicklung des Plasmareaktors waren folgende Randbedingungen zu berücksichtigen:

- Phasenkontakt,
- Strömungsführung,
- Verweilzeitverhalten,
- Temperaturbeständigkeit.

Letztere konnte durch Einsatz einer intensiven Kühlung und einer aus Kupfer gefertigten Reaktorinnenfläche gesichert werden. Aufgrund der erforderlichen spezifischen Anpassungen der Plasmastrahlreaktoren an die individuelle Behandlungsaufgabe existieren eine Vielzahl von verschiedenen Gestaltungsvarianten [RUT83, ZUR89]. Bei der hier ausgewählten Variante handelte es sich um einen doppelwandigen, gekühlten Schrägrohrreaktor mit einer integrierten Förderschnecke und einer zum Austritt hin angeordneten Mischkammer. Die Brennkammer setzt sich zusammen aus der Mischkammer, zu sehen im Bild 11a), und den zylindrischen Reaktorsegmenten, dargestellt in Bild 11 b).

Bild 12 b) zeigt die dreidimensionale Darstellung der Mischkammer mit drei im Winkel von je  $120^\circ$  angebrachten Gewindeaufnahmen. Zwei dieser Aufnahmen wurden für die Installation der Plasmatrone und eine Aufnahme zum Anschluss der Mischkammer an den nachgeschalteten Aschekasten genutzt. Die Mischkammer ist im Bereich der wärmeübertragenden Flächen aus Kupfer und im Bereich des Flansches  $DN 100$  aus Messing gefertigt worden. Die zylindrischen Reaktorschüsse bestehen vollständig aus Edelstahl und liegen in

den Abmessungen  $DN\ 100 \times 100$  und  $DN\ 100 \times 50$  vor, um so eine Flexibilität gegenüber den Erfordernissen des Brennraumvolumens (Verweilzeit) zu gewährleisten.

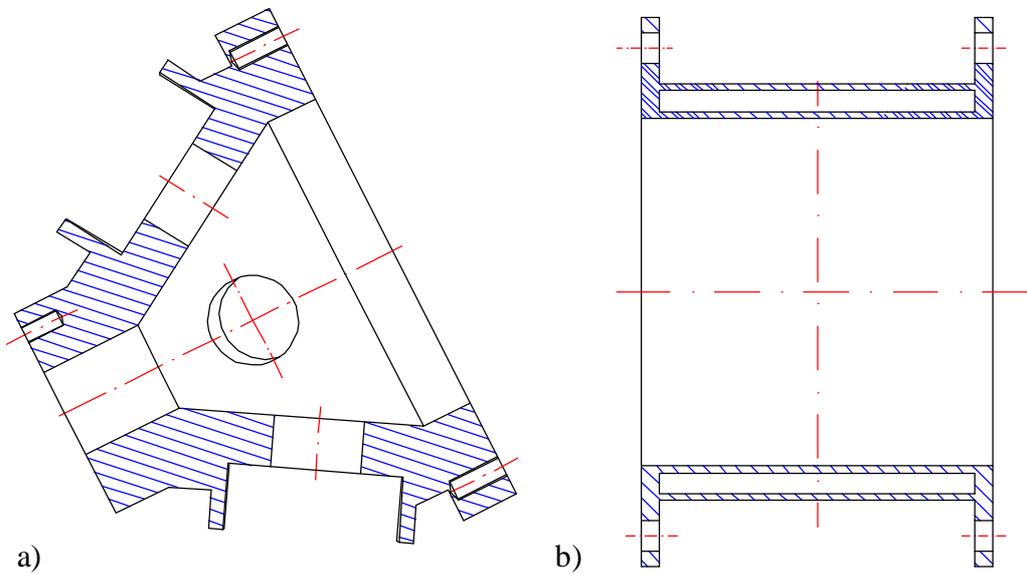
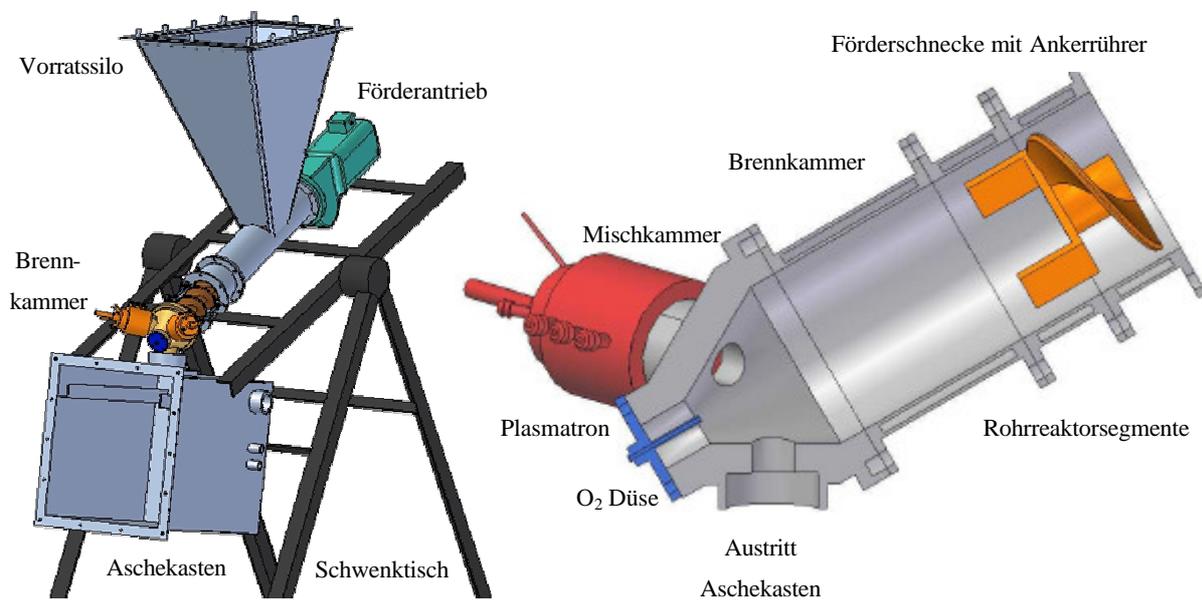


Bild 11: a) Reaktormischkammer  $DN\ 100$ , b) zylindrisches Reaktorsegment  $DN100 \times 100$



a) b)  
 Bild 12: a) Schrägröhrenreaktor mit Vorratssilo, Aschekasten, Mischkammer, Förderschnecke und Antrieb auf einem Schwenktisch montiert, b) Mischkammer mit Brennkammer

Im Betrieb des Reaktors treffen die Plasmagasstrahlen nach ihrem Austritt aus den Plasmatronen direkt auf die über eine Förderschnecke zudosierten Abfallstoffe. Es kommt zur Trocknung des Feststoffs und zur Austreibung flüchtiger Zersetzungsgase. Die geneigte Anordnung der Plasmatrone an der Mischkammer erzwingt eine Zirkulation der Gasphase in der Brennkammer (siehe auch Abschnitt 4 – CFD-Modellierung der Reaktorgasphase). Diese Zirkulation bewirkt, dass die Zersetzungsgase den Bereich der Hochtemperaturzone durchlaufen müssen und so eine entsprechende Degradation erfahren. Die ausgebrannten mineralischen Rückstände des Abfallstoffs laufen in den Aschsammelbehälter ab. Alle Reaktorkomponenten sind auf einen Schwenktisch mit variabel einstellbarem Anstellwinkel montiert (siehe Bild 12 a)), um so das Austragsverhalten des Reaktors zu beeinflussen.

### 3.2.2. Energiebereitstellung

Die Energiebereitstellung erfolgte durch zwei Gleichstrom Rückstrom-Plasmatrone (Bild 4 a), welche eine Eigenentwicklung des Institutes sind [BEN00, DBU01, BEN03]. Die Plasmatrone bestehen aus einer tangential angeströmten thorierten Wolfram-Stabkathode, einer Kupferhohlenanode und werden über zwei Stromversorgungsaggregate RHEM RTC150 aus der Plasmaschweißtechnik mit Gleichstrom versorgt ( $100\text{ A}$ ,  $250\text{ V}$ ). Die Versorgungsaggregate sind stromgeregelt im Bereich von  $30\text{--}130\text{ A}$  und entsprechend des elektrischen Widerstandes des Lichtbogens stellt sich eine Spannung im Bereich von  $50\text{--}250\text{ V}$  ein. Die Steuerung der Leistungsaufnahme von bis max.  $20\text{ kW}$  je Plasmatron erfolgt zum einen durch den einstellbaren Strom der Stromversorgungsaggregate und zum anderen durch den Plasmagasdurchsatz, da so eine Vergrößerung der Lichtbogenlänge bzw. Vergrößerung des elektrischen Widerstandes erreicht wird.

Auf die für Lichtbögen erforderlichen Stabilisierungsmaßnahmen ist bereits im Abschnitt 2.1.2 eingegangen worden und konnte bei dem hier verwendeten Rückstrom-Plasmatron durch eine geeignete strömungstechnische Auslegung des Kathodenraumes umgesetzt werden. Ein weiterer wesentlicher Punkt, der mit der strömungstechnischen Optimierung des Kathodenraumes erzielt wurde, war die Erhöhung des Wolframpartialdruckes in Kathodennähe, die insbesondere bei sauerstoffhaltigen Plasmagasen zur Reduzierung der Abbrandraten führte [BEH03]. Die interne Umkehr der Gasströmung entgegen der Hauptströmungsrichtung, als Bestandteil der Modifizierung des Kathodenraumes, führte zu der Bezeichnung Rückstrom-Plasmatron.

Das Zünden des Hauptlichtbogens erfolgt über einen Hilfslichtbogen, welcher hochfrequent eingekoppelt wird. Der Hilfslichtbogen zündet zwischen der Hilfsanode und der Kathodenhalterung. Der Kathodenansatzpunkt wandert dann bis zur Wolframstabkathode, während der Anodenansatzpunkt von der Hilfsanode zur Anode überspringt. Die Zündung des Hauptlichtbogens ist über eine elektronische Zündvorrichtung der Stromversorgungsaggregate organisiert [BEN00].

Die Standzeiten der Kathoden beliefen sich je nach Sauerstoff-Gehalt des Plasmagases, welcher den Kathodenabbrand bzw. –oxidation stark beeinflusst, auf 2-4 h und könnte durch Applikation einer automatischen Nachführung des Kathodenstabes um ein vielfaches verlängert werden. Die Anodenstandzeit belief sich auf 20 Stunden und ist aufgrund ihrer Einbauposition wartungsärmer und kostengünstiger (Kupfer).

### 3.2.3. Feststofftransport

Im Zuge der Entwicklungsarbeiten erwies sich die Fördereinrichtung als eine wichtige Anlagenkomponente, da ihr Betriebsverhalten die Stabilität des Gesamtprozesses stark beeinflusst. Für Schneckenförderorgane gilt im Allgemeinen, dass sie speziell an ihre individuelle Förderaufgabe angepasst werden müssen. Die Modellierung bzw. Auslegung von Schneckenförderern gestaltet sich auf Grund sehr unterschiedlicher Stoffparameter als kompliziert. Die in der Literatur zu findenden Modelle sind nach Möglichkeit mit dem spezifischen Stoffsystem zu validieren. Für die hier umgesetzte Förderaufgabe sind die in der Literatur zu findenden Modelle von GEIBLER (Gl. 3.2-1) zur Dimensionierung der Fördeschnecke (Zylinderdurchmesser  $D_{Zyl}$ , Kerndurchmesser  $D_{Kern}$ ) und MÜHREL (Gl. 3.2-2) zur Ermittlung der erforderlichen elektrischen Antriebsleistung  $P_{Antrieb}$  benutzt worden [PAH93, MÜH83]:

$$\dot{m}_{Fördergut} = \frac{P}{4} (D_{Zyl}^2 - D_{Kern}^2) r_{Schütt} h_{Füll} n s, \quad 3.2-1$$

$$P_{Antrieb} = \dot{V} r_{Schütt} g (f_{Reib} L + H). \quad 3.2-2$$

Ausgewählt wurde eine Vollblattschnecke der Dimension  $60 \times 1200 \times 36 \text{ mm}$ , welche einen Feststoffdurchsatz von  $30 \text{ kg/h}$  bei ca.  $25 \text{ U/min}$  realisiert. Zur Vermeidung einer Verschlackung der Phasengrenze Reaktorgasphase-Modellsubstanz erwies sich das Anbringen eines Ankerrührers, siehe Bild 12/Bild 13, an das Ende der Förderschnecke als sehr zweckmäßig.

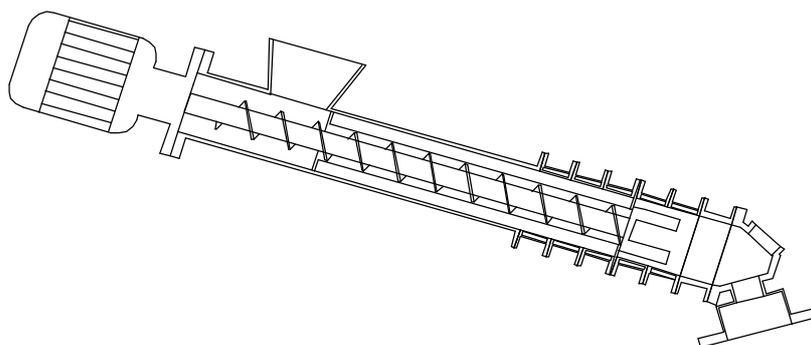


Bild 13: Vollblattschnecke  $60 \times 1200 \times 36 \text{ mm}$  (Einbauzustand)

Bedenken hinsichtlich der hohen thermischen Belastung konnten durch den Kühleffekt des aus dem Vorratssilo nachgeförderten kalten Materials entkräftet werden. Als elektrischer Antrieb wurde ein Elektromotor mit einer Anschlussleistung von  $500\text{ W}$  und einem vorgeschalteten Frequenzumrichter zur Drehzahlregelung ausgewählt.

Da es sich bei der Förderschnecke um ein Standardbauteil handelte, war es erforderlich, den Reaktorinnendurchmesser ( $D_i=100$ ) im Bereich der Feststoffförderung auf dem Zylinderdurchmesser der Förderschnecke anzupassen, was durch Einsetzen eines Führungsrohres realisiert werden konnte.

Zur Bewertung des Förderverhaltens und der Berechnungsmodelle ist in Bild 14 die Förderkennlinie und die Antriebskennlinie der Förderschnecke bei Durchsatzversuchen mit der Modellsubstanz (Tiermehl, Holzhackschnitzel und Wasser) dargestellt.

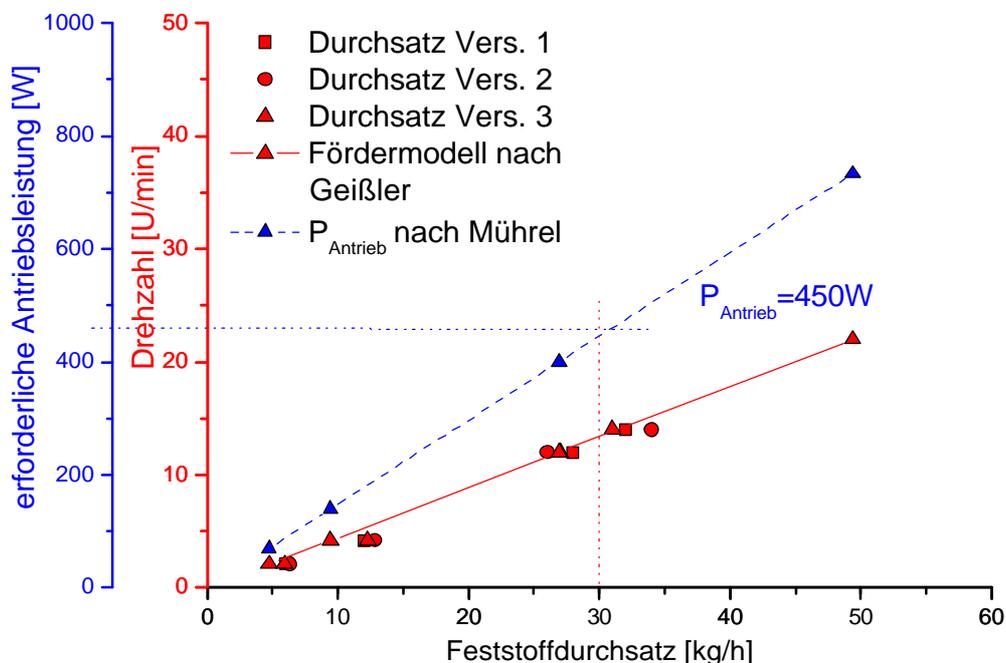


Bild 14: Arbeitsbereich der Förderschnecke, Förder- und Antriebskennlinie

Die Förderkennlinien wurden mit dem Modell nach MÜHREL errechnet. Weiterhin sind die Ergebnisse von drei Durchsatz Versuchen dargestellt. Die ermittelten Durchsätze schwanken in der Größenordnung von  $\pm 5\%$  (im oberen Arbeitsbereich) um die Werte der Förderkennlinie, was für diesen Typ von Förderorganen als typisch und akzeptabel einzuschätzen ist.

### 3.2.4. Prozessgasführung

Ein weiterer Schwerpunkt in der Verfahrensentwicklung bildete die Auslegung der Prozessgasführung und -behandlung. Als Zielstellung wurde die Realisierung einer Kreislaufführung bzw. Rückführung eines Teilstroms der Prozessgase angestrebt. Neben der Reduzierung von möglichen Abgasschadstoffen war das mit der Kreislaufführung der Prozessgase verfolgte Ziel, insbesondere die Einsparung von variablen Kosten durch den Verzicht von Rein- bzw. Flaschengasen als Plasmagase.

Ein weiteres Einsparpotential (geringere Investitionskosten) bei der Dimensionierung der Elemente der Prozessgasstrecke bildete das im Vergleich zu konventionellen Verbrennungssystemen geringe Abgasaufkommen eines Plasmaprozesses. Da für die Energiebereitstellung keine fossilen Energieträger sondern Elektroenergie eingesetzt wurden, war es möglich, die Elemente der Nachbehandlungs- bzw. Aufbereitungstrecke vergleichsweise klein zu gestalten.

Die im Verfahren umgesetzte Prozessgasführung ist in Bild 15 zu sehen.

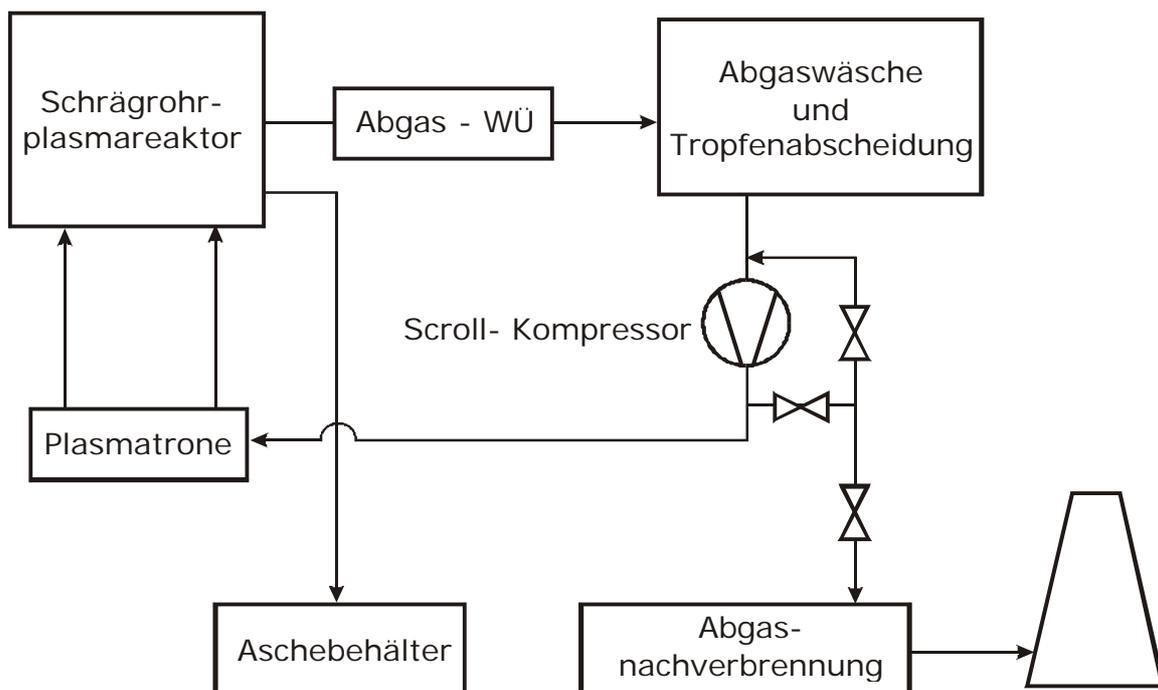


Bild 15: Prozessgasführung

Pro Kilo mit  $0,74 \text{ kg O}_2$  umgesetzte Modellsubstanz ergibt sich ein Abgasaufkommen von ca.  $0,81 \text{ kg CO}_2$ ,  $0,86 \text{ kg H}_2\text{O}$  und  $0,07 \text{ kg N}_2$ . Das wiederum entspricht bei Annahme einer Abgastemperatur von  $30 \text{ }^\circ\text{C}$  und einer Restmenge von  $10 \%$  des eingesetzten Sauerstoffs etwa  $0,5 \text{ m}^3$  Abgas je  $\text{kg}$  umgesetzte Modellsubstanz.

Für die Auslegung der technologischen Abgasbehandlungskomponenten war es wichtig, den für den Betrieb der Plasmatrone erforderlichen Gasstrom von ca.  $6\text{-}9 \text{ Nm}^3/\text{h}$  mit zu

berücksichtigen, was einen maximalen Gasdurchsatz von  $25 \text{ Nm}^3/\text{h}$  als obere Auslegungsgrenze ergab.

Das im Reaktor produzierte Abgas verlässt diesen über den nachgeschalteten Aschekasten, in welchem durch eine geeignete Strömungsführung (Umlenkbleche) eine Vorabscheidung von der im Abgas enthaltenden Asche realisiert wird. Der von Aschepartikeln grob vorgereinigte Abgasstrom wird dann über den Doppelmantel-Abgaswärmetauscher von etwa  $1000 \text{ °C}$  auf  $30 \text{ °C}$  heruntergekühlt und tritt in einen Gegenstromwäscher ein. Der Wäscher realisiert die Abscheidung kondensierbarer Bestandteile (Gutfeuchte und Reaktionswasser), die Neutralisation sowie die Partikelfeinabscheidung und wurde nach den in der Literatur [WEI96, VDI91] aufgeführten gängigen Auslegungsmodellen dimensioniert.

Nach dem Wäscher schließt sich technologisch die Tropfenabscheidung in Form eines Zyklons an. Dieser hat die Aufgabe, die aus dem Wäscher mit ausgetragenen Flüssigkeitstropfen abzuscheiden, um so die nachfolgenden Anlagenteile insbesondere den Kompressor vor Korrosion und Lagerschäden zu schützen und hinsichtlich ihrer Standzeit nicht zu beeinträchtigen [VDI93, WEI82]. Nach dem Zyklon wurde ein Kompressor angeordnet, der nach dem Scroll-Prinzip arbeitet. Die Scroll-Technologie zeichnet sich durch ein ausgesprochen kontinuierliches Transportverhalten aus und weist quasi keine Druckschwankungen auf, welche die Stabilität der Plasmatrone ungünstig beeinflussen würden. Am Kompressor konnte durch eine entsprechende Bypass-Ventilverschaltung auf einen Windkessel verzichtet werden bzw. der Volumenstrom des Kreislaufgases und der des Abgases eingestellt werden. Nach dem Kompressor folgen gaseitig die am Reaktor installierten Gleichstrom Rückstrom-Plasmatrone, welche den technologischen Kreislauf schließen.

### 3.2.5. Erläuterung des Gesamtverfahren

Zum Abschluss dieses Abschnitts soll der Gesamtprozess anhand des Verfahrensfließbildes, dargestellt im Bild 49 des Anhangs, erläutert werden.

Der Gesamtprozess gliedert sich in fünf Anlagensegmente. Dazu gehören der Rohrreaktor als Hauptkomponente, das Kühlsystem, die Abgaswäsche, die Abgasnachverbrennung und die Peripherie mit den notwendigen Versorgungselementen. Eine installierte Messdatenerfassung registriert alle für die Bilanzierung erforderlichen Stoffströme, Temperaturen, Anlagendrucke und Abgas- bzw. Kreislaufkonzentrationen. Ein innerer Kühlkreislauf dient zur Abfuhr der anfallenden Prozesswärmen an den äußeren Kühlkreislauf über einen Plattenwärmeübertrager. Die Beschickung der Anlage erfolgte über ein Vorratssilo, aus dem mittels einer Förderschnecke das Material durch den Rohrreaktor in die Mischkammer transportiert wird. Hier erfolgt die Verbrennung des Abfalls im Hochtemperaturbereich durch die Energiezufuhr zweier Gleichstrom-Plasmatrone, mit je  $20 \text{ kW}$  Nutzleistung, und der Eindüsung von

externem Sauerstoff. Die bei der Verbrennung anfallenden mineralischen Rückstände werden mit dem Prozessgas in den Aschekasten ausgetragen und dort aufgefangen. Das Prozessgas wird im Kreislauf geführt, um es wiederum als Plasmagas zu nutzen. Diese Art der Prozessgasführung trägt zur Reduzierung der spezifischen Entsorgungskosten bei, da die Bereitstellung reiner Plasmagase entfällt. Dazu erforderlich ist die Aufbereitung bzw. Reinigung der Prozessgase. Angesogen durch einen Scroll-Kompressor, passieren die Prozessgase einen Gegenstromwäscher und einen Zyklonabscheider. Hier erfolgen die Abscheidung von kondensierbaren Bestandteilen und Feinpartikeln sowie die Neutralisation von sauren wasserlöslichen Abgaskomponenten. Überschüssige Prozessgase werden über die Abgasstrecke an die Umgebung abgegeben, passieren aber vorher eine Nachverbrennungsstufe, in der bei Bedarf die Verbrennung der noch enthaltenen oxidierbaren, gasförmigen Bestandteile stattfindet. Der nicht mit abgeführte Teil der Prozessgase bildet das Kreislaufgas. Dieses wird durch den Scroll-Kompressor erneut angesogen und den Plasmatronen zugeführt.

### 3.3. Analysen zum Betriebsverhalten des Rohrreaktors

Gegenstand dieses Abschnitts sind experimentelle und theoretische Analysen mit dem Ziel des Nachweises der Funktionalität der im Abschnitt 3.2 ausgewählten Reaktorkomponenten sowie der Ermittlung günstiger Prozessbedingungen (Temperatur, Druck, Verweilzeit). Vorgestellt werden die Ergebnisse der Vorversuche, mit dem Ziel des Nachweises der Funktion der ausgewählten Reaktorgeometrie bzw. der Identifizierung ungünstiger und damit möglichst zu vermeidender Einflussgrößen. Die Ergebnisse der in diesem Abschnitt durchgeführten experimentellen und theoretischen Arbeiten werden zum Ende des Abschnittes in einem Partikelabbrandmodell zusammenfasst. Das Modell dient der Beschreibung bzw. Berechnung von auslegungsrelevanten Prozessgrößen wie z. B. der erforderlichen Partikelabbrandzeit in Abhängigkeit von der Reaktortemperatur, dem Partikeldurchmesser und der Relativgeschwindigkeit.

#### 3.3.1. Partikelbewegung im heterogenen Plasmareaktor

Die dem Rohrreaktor axial zugeführte, hochviskose Abfallmodellsubstanz breitet sich, in Abhängigkeit von der Förder- und Abbrandgeschwindigkeit, bis zu einer Gleichgewichtsposition in dem Brennraum aus und weist dabei ein leichtes Fließverhalten auf. An der Phasengrenze des Abfallstoffes kommt es infolge der zugeführten Plasmagasenthalpie zu einer Aufheizung und Trocknung. Durch den Impuls der auftreffenden Plasmajets folgt die Abrasion kleiner, bereits getrockneter Feststoffteilchen. Da der mit der Plasmagasströmung eingetragene Impuls größer ist als der Impuls der Feststoffpartikel, können diese aufgewirbelt, in Hauptströmungsrichtung beschleunigt und aus dem Reaktor ausgetragen werden. Diese

Prozesse bestimmen das Verweilzeitverhalten sowie den Feststoffumsatz der Abfallsubstanz und sollten nachfolgend analysiert werden.

Die theoretische Beschreibung dieser Partikelbewegung ist der einschlägigen Literatur zu entnehmen und soll hier nicht vertieft werden [CLI78, BRA71, PFE85]. Das Hauptinteresse bei den durchgeführten Analysen galt der Ermittlung der Partikelgeschwindigkeiten bzw. -verweilzeiten. Die Motivation bestand darin, mit diesen Daten zur Partikelgeschwindigkeit und den im Rahmen einer CFD-Reaktormodellierung ermittelten Verteilungen der Gasgeschwindigkeiten (Kapitel 4) Aussagen zur mittleren Relativgeschwindigkeit zu gewinnen. Auf dieser Grundlage kann der konvektive Wärmeübergang Feststoff/Gasphase, welcher einen limitierenden Schritt bei heterogenen Verbrennungsreaktionen darstellt, durch dimensionslose Potenzansätze beschrieben werden. Die Zusammenfassung dieser Ansätze wird Gegenstand des Partikelabbrandmodells in Abschnitt 3.3.5 dieser Arbeit sein und ist als Auslegungs- und Optimierungsbasis für den untersuchten Verbrennungsprozess zu verstehen.

Die Ermittlung der Partikelgeschwindigkeiten erfolgte mittels bildgebender Methoden. Die Partikelaufnahmen wurden mit einem Hochgeschwindigkeits-Kamera-System (IDT X-Stream Vision-XS3) durchgeführt. Als schwierig erwies sich der optische Zugang zu der Reaktorgeometrie, welcher einen sicheren Anlagenbetrieb bei mittleren Reaktortemperaturen von ca.  $3000\text{ °C}$  gewährleistet. Bild 16 zeigt den dafür entwickelten optischen, doppelwandigen Reaktorschuss, welcher entsprechend der Skizze im Bild 16 a) in den Schrägrohrreaktor eingebunden wurde. Um Kondensationseffekte am Quarzglas entgegen zu wirken, wurde ein Anschluss für eine Gasspülung unterhalb des Kugelhahns vorgesehen.

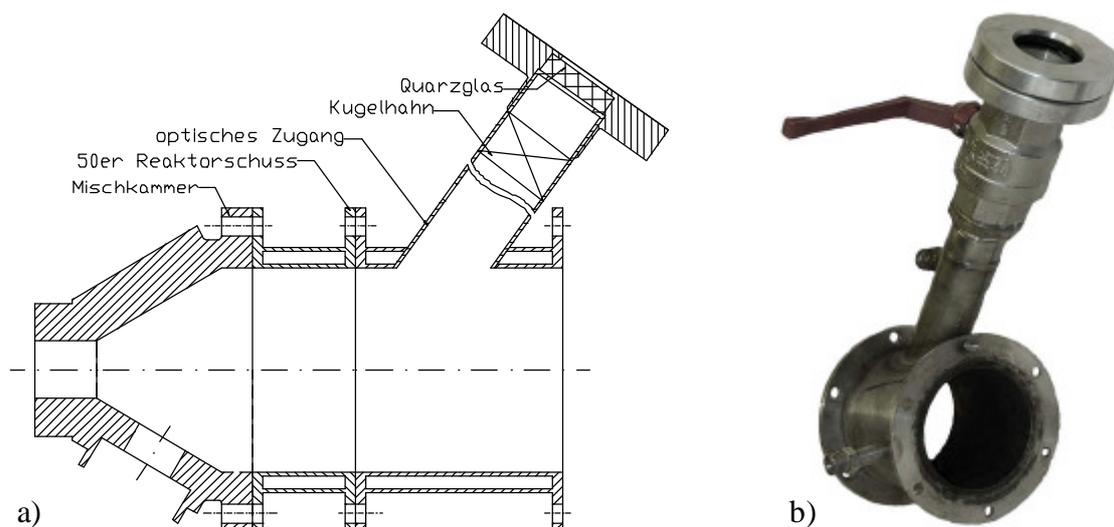


Bild 16: Reaktorschuss mit optischem Zugang a) Einbauzustand, b) Konstruktionselement

Die Auswertung der so gewonnenen Aufnahmen, erfolgte anhand der Vermessung der so genannten „Leuchtspuren“ oder „particle trails“, zu sehen im Bild 17 b). Die „Leuchtspuren“ resultieren aus einer vergleichsweise langen Belichtungszeit ( $1,5\text{ms}$ ) und der Eigenstrahlung der Partikel aufgrund der Verbrennungsreaktion ihrer Zersetzungsgase.

Leider war es nicht möglich, einen Algorithmus zur automatisierten Auswertung der Aufnahmen bzw. Objekterkennung (Phasendiskriminierung) zu finden. Sehr stark schwankende Lichtverhältnisse, verursacht durch die Eigendynamik der Plasmatrone und der diffusen Eigenschaft der Zersetzungs- und Reaktionsgase, waren nicht zu eliminieren.

Eine Möglichkeit für die Objekterkennung bei schwankenden Lichtverhältnissen stellen die Kanten- bzw. Gradientenfilter dar, jedoch war auch in Kombination mit weiteren Bedingungen wie z. B. der Linearität keine Diskriminierung der dispersen Phase möglich [JAI95]. Trotz dieses Problems wurden ca. 3000 Einzelpartikel in der untersuchten Projektionsebene erfasst und ausgewertet.

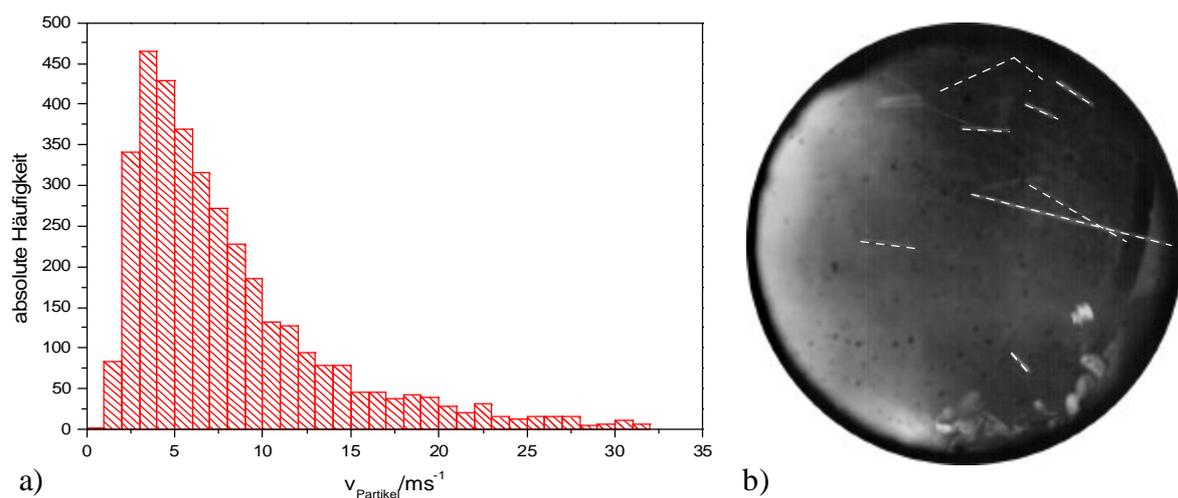


Bild 17: a) Verteilung der Partikelgeschwindigkeiten, b) Reaktoraufnahme mit Plasmajet (links, hell im Bild) und „Leuchtspuren“

Aus den vermessenen Bahnlängen wurde über die Belichtungszeit und den Abbildungsmaßstab die über die Belichtungszeit gemittelten Partikelgeschwindigkeiten errechnet. Der Durchmesser des optischen Zugangs betrug  $37\text{mm}$  (Bild 16) und wurde auf 894 Pixel abgebildet. Der betrug Abbildungsmaßstab  $24,16$  Pixel pro Millimeter. Die Belichtungszeit lag zwischen  $1\text{ms}$  und  $1,5\text{ms}$ . Die ermittelten mittleren Partikelgeschwindigkeiten sind in Bild 17 a) dargestellt und liegen in einem Bereich von  $2\text{--}15\text{m/s}$ .

Die Partikelgeschwindigkeit bezogen auf die Hauptausbreitungsrichtung (axial) ergab einen Mittelwert von  $8,62\text{m/s}$ . Die statistische Sicherheit muss infolge der Ermangelung an erfassten Partikeln aufgrund der bereits erwähnten Messsituation als gering eingeschätzt

werden. Umfassende und weiterführende Informationen zur digitalen Bildverarbeitung, zu Methoden der Phasendiskriminierung und Fehlerbewertung sind der aufgeführten Literatur zu entnehmen [JÄH97, RAF98, BRÖ03].

Mittels der Partikelgeschwindigkeiten lies sich die mittlere Partikelverweilzeit bestimmen. Ausgehend von der Reaktorgeometrie, welche ein modulares Rohrreaktorsystem darstellt, konnte der kürzeste Partikelpfad (ca. 0,4 m) mit der mittleren Partikelgeschwindigkeit und damit die mittlere Verweilzeit (50 ms) ermittelt werden.

### 3.3.2. Partikelgrößenanalyse

Eine kombinierte Ermittlung von Partikelgeschwindigkeiten und Partikelgrößen war auf Grund der Objektivanforderungen (Makroobjektiv) nicht zu realisieren. Da die Größe der Partikel, die im Reaktor über die Gasphase abtransportiert werden, die notwendige Abbrandzeit bzw. Verweilzeit und damit das erforderliche Reaktorvolumen bestimmt, war es notwendig diese ebenfalls zu vermessen. Wiederum erwies sich die Zugänglichkeit zu dem Reaktor für ein optisches Verfahren aufgrund der hohen Temperaturen als schwierig. Alternativ sollte die Partikelgröße aus der Masse der Aschepartikel bestimmt werden. Da Holzhackschnitzel kaum mineralische Bestandteile besitzen und im Vergleich zum Tiermehl mit  $(dU/dt)_{Max}=0,005 K^{-1}$  eine schnellere Abbaurrate  $(dU/dt)_{Max}=0,008 K^{-1}$  aufweisen, wurde das Tiermehl bzw. seine mineralischen Rückstände (Tabelle 2) als die zu analysierende Komponente ausgewählt. Diese Betrachtung stützt sich auf die Annahme eines gleichmäßig verteilten Ascheanteils im Tiermehl  $z_{Asche}$ . Bild 18 soll diese Modellvorstellung verdeutlichen. Es wurde davon ausgegangen, dass die Masse Asche unmittelbar vor der Zersetzung  $m_{Asche_{t0}}$  des „frischen“ Partikels der Restasche des Partikels nach der vollständigen Verbrennung  $m_{Asche_t}$  entspricht.

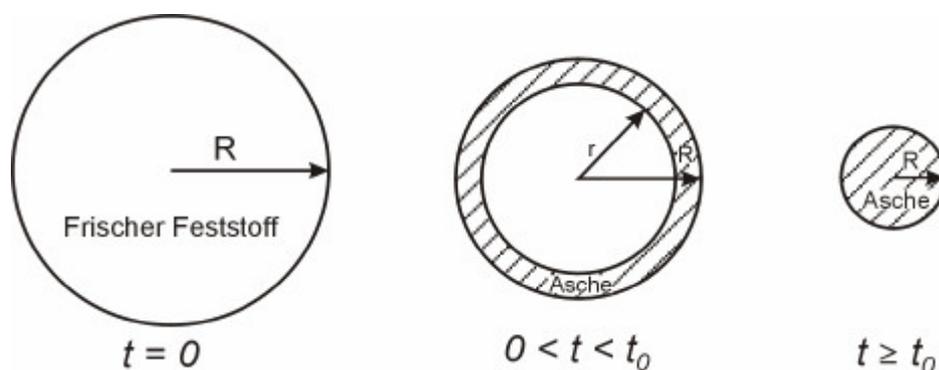


Bild 18: Modellvorstellung zur Verbrennung eines kugelförmigen Feststoffpartikels

Dieser Zusammenhang lässt sich wie folgt bilanzieren:

$$m_{Asche_{t0}} = m_{Asche_t}, \quad 3.3-1$$

$$z_{Asche} m_{Partikel} = m_{Asche_t}. \quad 3.3-2$$

Durch Ersetzen der Massen des Rohpartikels und des Aschepartikels unter Annahme einer kugelförmigen Partikelgeometrie erhält man:

$$z_{Asche} r_{TM} \frac{\rho d_0^3}{6} = r_{Asche} \frac{\rho d_{Asche}^3}{6}. \quad 3.3-3$$

Damit ergibt sich folgender Zusammenhang für den Durchmesser des Partikels zum Zeitpunkt kurz vor der Verbrennung  $d_0$ :

$$d_0 = \sqrt[3]{\frac{r_{Asche} d_{Asche}^3}{z_{Asche} r_{TM}}}. \quad 3.3-4$$

Die Partikelgrößenverteilung der Tiermehlasche wurde mittels eines Laserbeugungsspektrometers bestimmt. Verwendet wurde ein Gerät der LS 13-320 der Firma BECKMAN COULTER [BEC03]. Das Messprinzip beruht auf den Grundlagen der Fraunhoferbeugung und ist zusammen mit weiteren Messmethoden von Partikelgrößen bei ALLEN erläutert [ALL97].

In Bild 19 dargestellt sind die Partikelgrößenverteilung der Asche und der zum Zeitpunkt unmittelbar vor der Umsetzung berechneten Partikel (Gl. 3.3-4). Die unvollständige Darstellung der Verteilung ist der oberen Messbereichsgrenze des BECKMAN COULTERS geschuldet.

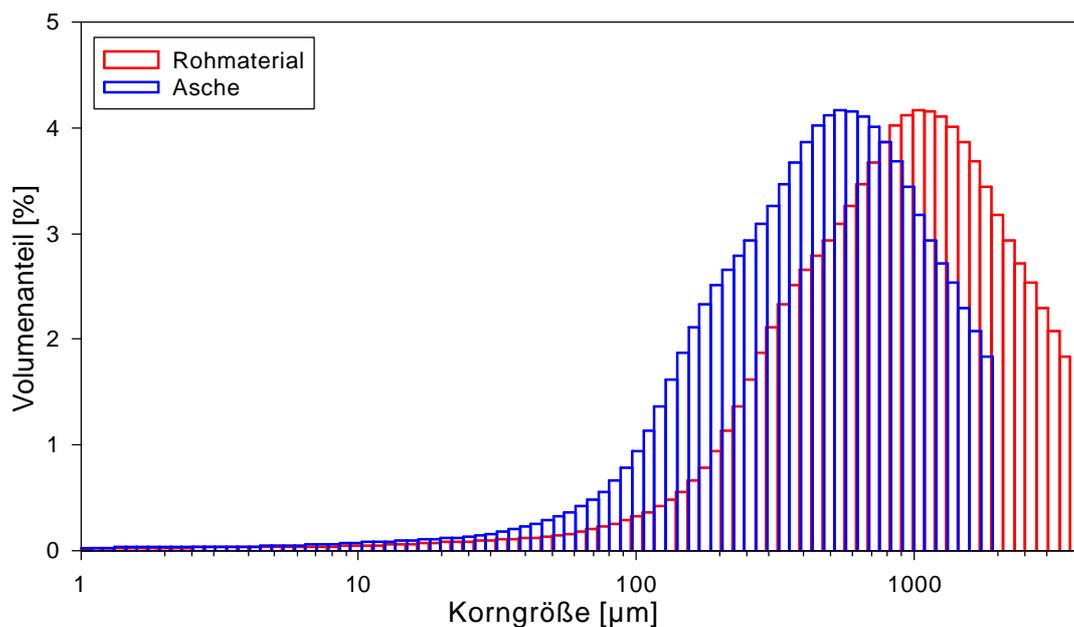


Bild 19: Partikelgrößenverteilung der Asche und die berechnete Rohpartikelgrößenverteilung unmittelbar vor der Zersetzung

Die Ergebnisse der Analysen zeigen, dass es sich um einen nahezu uni-modalen Verlauf der Aschepartikel handelt. Die Partikelverteilung des Rohmaterials ist lediglich um den Anteil, den die nicht umgesetzte Organik einnimmt, in Richtung größerer Werte verschoben. Mit Anwendung dieses Modells kann festgestellt werden, dass Rohpartikel im Bereich von  $0,1$  bis  $1,4 \text{ mm}$  und bei Annahme einer symmetrischen Verteilung bis  $2 \text{ mm}$  mit dem Impuls der Gasphase innerhalb des Reaktors aufgewirbelt und ausgetragen werden.

Die Berechnung der spezifischen Oberfläche der Rohpartikel, welche im späteren Verlauf der Arbeit benötigt wird, ist mittels der Momentenmethode errechnet worden und ergab einen Wert von  $a=51,1 \text{ m}^2/\text{kg}$  [SCH77].

### 3.3.3. Physikalische Kinetik - Transportphänomene

Zu den physikalischen Transportphänomenen zählen die Prozesse des Stoff- und Wärmeübergangs. Für den hier betrachteten Anwendungsfall gehören dazu folgende Teilprozesse:

- Wärmeübergang Gas-Partikel (Konvektion),
- Wärmeleitung Feststoff (Konduktion),
- Wärmestrahlung,
- Mischungsverhalten der Reaktanden,
- Diffusionseffekte.

In diesem Abschnitt soll der Prozess des Wärmetransportes im Vordergrund stehen, da die Partikelauflaufzeit und die damit verbundene Zersetzung als limitierende Teilprozesse angesehen werden. Mischungseffekte werden Gegenstand der fluiddynamischen Reaktormodellierung im 4. Kapitel sein. Die Diffusionseffekte, welche modellmäßig nicht berücksichtigt wurden, werden im Verlauf dieses Abschnitts diskutiert.

Zunächst soll der Wärmetransport von dem Plasmagas an die dispergierte Phase analysiert werden, dieser stellt für heterogene thermische Plasmaprozesse oft den geschwindigkeitsbestimmenden Schritt dar. Da der zeitliche Bedarf für den Ablauf der chemischen Kinetik bei hohen Temperaturen zu vernachlässigen ist, kann der physikalische Teil, die Durchmischung und die Diffusion der Reaktanden, limitierend wirken. Umfassendere Untersuchungen zu limitierenden Vorgängen heterogener Reaktionen sind z. B. bei GÖRNER nachzulesen [GÖR91].

Für die modellmäßige Betrachtung sollen daher wesentliche physikalische Transportphänomene untersucht und mit der Abbaukinetik des sich anschließenden Abschnitts 3.3.4 verknüpft werden. Auf Basis dieser Daten kann dann die Partikelabbrandzeit als Funktion des

Partikeldurchmessers bestimmt werden, um so das erforderliche Reaktorvolumen zu ermitteln.

Für die Modellierung des Partikelabbrands soll der Prozess der Partikelerwärmung (Wärmeübergang, Wärmeleitung und Wärmeverbrauch) beschrieben werden. Dabei unberücksichtigt blieben mögliche Limitierungen durch den Stoffabtransport von der Partikeloberfläche in die umgebende Gasphase (Grenzschicht- oder Porendiffusion). DENBIGH schreibt zu dieser Problematik, dass Prozesshemmungen durch den Transport von Reaktionsprodukten bei heterogenen Zersetzungsreaktionen wenig wahrscheinlich sind. Er schreibt weiter, dass dies insbesondere für Zersetzungsreaktionen gilt, da ein Herantransport von Reaktionspartnern in die Reaktionszone nicht erforderlich ist, lediglich ein Abtransport der Flüchtigen. Der Abtransport der flüchtigen Komponenten ist dabei durch das Diffusionsregime bzw. durch die Porosität und Molekülgröße bestimmt und ist bei Temperaturen größer  $1250\text{ °C}$  zu vernachlässigen [DEN73]. Bild 20 zeigt wichtige im Plasmareaktor auftretende Wärmeströme und den energetischen Bilanzraum um ein einzelnes Feststoffpartikel. Es soll verdeutlichen, welche der vorhandenen Wärmeströme an der Erwärmung und Umsetzung des Feststoffes beteiligt sind.

Dabei ist zu unterscheiden in:

- konvektiver Energietransport:  $\dot{Q}_{\text{Plasmagas}}$ ,  $\dot{Q}_{\text{Gas-Partikel}}$ ,  $\dot{Q}_{\text{Abgas}}$ ,  $\dot{Q}_{\text{Gas-Wand}}$ ,
- konduktiver Energietransport:  $\dot{Q}_{\text{Leitung}}$ ,
- Strahlungstransport:  $\dot{Q}_{\text{Str.Partikel-Partikel}}$ ,  $\dot{Q}_{\text{Str.Partikel-Wand}}$ ,  $\dot{Q}_{\text{Str.Gas-Partikel}}$ .

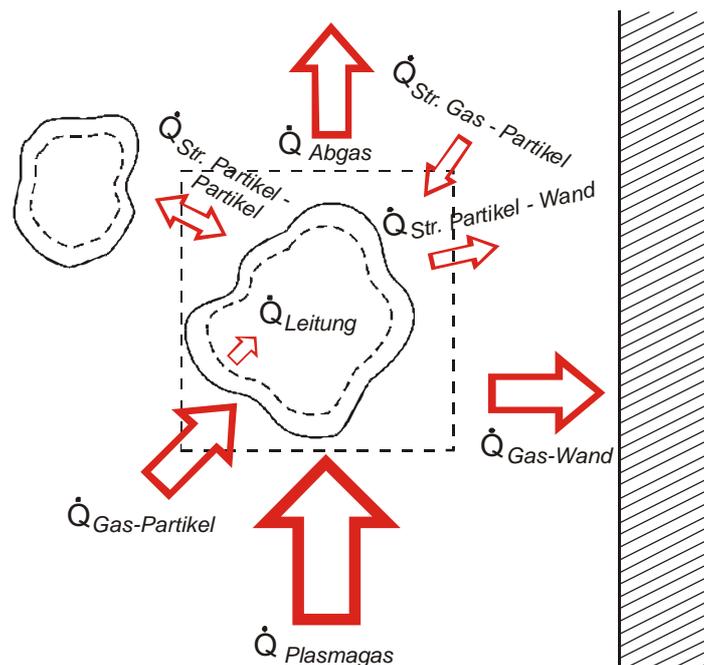


Bild 20: Energiebilanz eines Feststoffpartikels im Plasmareaktor

Der für die Zersetzung des Partikels zur Verfügung stehende Wärmestrom soll hier als Reaktionswärmestrom  $\dot{Q}_{\text{Reaktion}}$  bezeichnet werden, und ist wie folgt definiert:

$$\dot{Q}_{\text{Reaktion}} = \dot{Q}_{\text{Gas-Partikel}} - \dot{Q}_{\text{Leitung}} + \dot{Q}_{\text{Str.Gas-Partikel}} - \dot{Q}_{\text{Str.Partikel-Partikel}} - \dot{Q}_{\text{Str.Partikel-Wand}} \quad 3.3-5$$

Die Gleichung für den konvektiven Wärmeübergang Gas-Partikel lautet:

$$\dot{Q}_{\text{Gas-Partikel}} = \mathbf{a} A_p (T_{\text{MMT}} - T_p) \quad 3.3-6$$

Die Triebkraft errechnet sich aus der mittleren Massentemperatur  $T_{\text{MMT}}$  der Gasphase von beispielsweise  $T_{\text{MMT}} = 2400 \text{ }^\circ\text{C}$  (Gl. 3.3-7) für einen typischen Betriebspunkt und der mittleren Oberflächentemperatur des Partikels von  $T_p = 900 \text{ }^\circ\text{C}$ :

$$P_{\text{elektr}} = \mathbf{h}_{p_t} \dot{m} \int_{T_0}^{T_{\text{MMT}}} cp(T) dT \quad 3.3-7$$

Die Ermittlung der Oberflächentemperatur wird im anschließenden Abschnitt vorgenommen. Die spezifische Wärmekapazität  $c_p$  ist in diesem Temperaturbereich aufgrund des Dissoziationsverhalten und der damit verbundenen starken Änderung der Stoff- und Transportgrößen durch ein Polynom n-ten Grades (3.3-8) beschrieben (Polynomenkoeffizienten: siehe Anhang):

$$cp(T) = cp_0 + c_1 T + c_2 T^2 + \dots + c_n T^n \quad 3.3-8$$

Bild 21 zeigt den qualitativen Temperaturverlauf in einem Teilchen und in seiner Umgebung zu einem Zeitpunkt, an dem die Partikeloberfläche und -randschicht die Reaktionstemperatur  $T_R$  erreicht haben.

Der Wärmeübergangskoeffizient  $\mathbf{a}$  wird aus empirischen oder halbempirischen Korrelationen gewonnen, welche auf Ähnlichkeitskennzahlen basieren. Die hier verwendete Grundgleichung für den Wärmetransport wurde von RANZ & MARSHALL aufgestellt und gilt für fallende Partikel in einem Gasstrom ( $0 \leq \text{Re} \leq 200$ ,  $0,5 \leq \text{Pr} \leq 1,0$ ) [Ran52]:

$$\text{Nu} = 2 + 0,6 \text{Re}^{0,5} \text{Pr}^{0,33}, \quad 3.3-9$$

mit:

$$\text{Nu} = \frac{\mathbf{a} d}{\mathbf{l}}, \quad 3.3-10$$

$$\text{Re} = \frac{v_{\text{rel}} \mathbf{r}_{\text{Gas}} d_p}{\mathbf{h}_G}, \quad 3.3-11$$

$$\text{Pr} = \frac{cp_{\text{Gas}} \mathbf{h}_{\text{Gas}}}{\mathbf{l}_{\text{Gas}}}. \quad 3.3-12$$

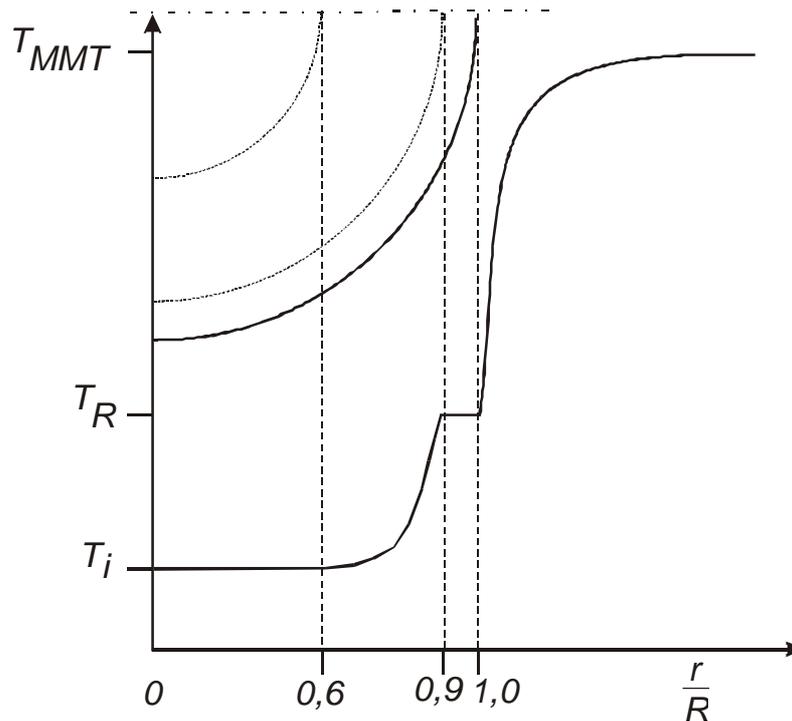


Bild 21: Temperaturprofil eines kugelförmigen Partikels nach Aufheizung der Oberfläche auf Reaktionstemperatur (Kugelschalenmodell)

Im Unterschied zu Niedertemperaturprozessen bildet sich bei thermischen Plasmen ein steiler Temperaturgradient zwischen der Partikeloberfläche und der umgebenden Grenzschicht aus. Da mehratomige Gase im Temperaturbereich oberhalb  $2000\text{ °C}$  anfangen zu dissoziieren, ist diese Grenzschicht durch eine Verbesserung der Transporteigenschaften gekennzeichnet. Insbesondere die Wärmeleitfähigkeit (Vergrößerung der Molzahl und der Stoßfrequenz) und die spezifische Wärmekapazität (Dissoziationsenergie muss aufgebracht werden) steigen im Dissoziationsbereich aufgrund des zusätzlichen Reaktionsbeitrages erheblich. Kommt es nun an der vergleichsweise kalten Feststoffoberfläche zu Rekombinationsreaktionen, wird die vorher aufgewendete Dissoziationsenergie wieder frei und die Transportvorgänge werden intensiviert.

Zur Berücksichtigung dieses Verhaltens existieren eine Reihe von weiteren Nusseltapproximationen ähnlich der von RANZ & MARSHALL, die sich im Wesentlichen durch Zusatzterme, Koeffizienten und charakteristische Temperaturen unterscheiden, die der genaueren Beschreibung der Transporteigenschaften der dissoziieren Gasphase dienen. Eine umfassende Aufstellung und ein Vergleich dieser Approximationen ist bei LINGERKEN zu finden [LEN95]. Die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten erfolgte im Modell nach Gl. 3.3-9 und den Stoffdaten für dissoziiertes Kohlendioxid.

Für die stationäre Wärmeleitung von der äußeren Randschicht bis in das Innere des Partikels, was dem Bereich  $0,6\ r/R$  bis  $0,9\ r/R$  in Bild 21 entspricht, wurde von der Gleichung für die stationäre Wärmeleitung in einer Kugelschale ausgegangen:

$$\dot{Q}_{Leitung} = I A \frac{dT}{dr}. \quad 3.3-13$$

Unter Annahme einer Kugelgeometrie ergibt sich für die Oberfläche  $A$  des Partikels:

$$A_{Kugel} = 4\pi r^2, \quad 3.3-14$$

$$\dot{Q}_{Leitung} = \frac{4\pi l}{\frac{1}{r_i} - \frac{1}{r_a}} (T_a - T_i). \quad 3.3-15$$

Für den Wärmeleitkoeffizienten  $I$  wurde mit  $I = 0,1 \text{ Wm}^{-1} \text{ K}^{-1}$  gerechnet, was dem in der Literatur angegebenen Werten für Leder bzw. Holz entspricht [FRA93].

Zur Charakterisierung der Partikelerwärmung hat J.-B. BIOT vorgeschlagen, das Verhältnis von Wärmeleitwiderstand zu Wärmeübergangswiderstand eines Körpers als dimensionslose Kennzahl einzuführen. Die BIOT-ZAHL  $Bi$ , zu berechnen nach der folgenden Gleichung:

$$Bi = \frac{aL}{I}. \quad 3.3-16$$

Für Partikel mit sehr guten Bedingungen für den Wärmetransport errechnet sich eine BIOT-ZAHL von  $Bi \leq 1$ , wie z. B. bei Metall- oder Metalloxidpartikel im Anwendungsbereich des Plasmaspritzens [NUT95]. Für das vorgestellte Stoffsystem ergeben sich Werte im Bereich  $10 \leq Bi \leq 200$  (Partikelgrößen aus Abschnitt 3.3.2), was die ungünstigen Bedingungen für die Partikelerwärmung kennzeichnet und darauf hindeutet, dass höhere Partikelheiz- bzw. Partikelverweilzeiten erforderlich sind.

Für den Strahlungstransport gilt (Bild 20), dass dieser als sehr klein im Vergleich zu dem konvektiven Transport eingeschätzt werden kann, da die Reaktorinnenflächen mit Feststoff bzw. mineralischen Rückständen belegt waren, was Anlagenrevisionen bestätigten. Die Wand- und Partikeloberflächentemperaturen sind damit als ähnlich hoch einzuschätzen.

Weiterhin kann eingeschätzt werden, dass die Gasstrahlung infolge der geringen optischen Schichtdicken vernachlässigt werden kann, so dass der Strahlungswärmeaustausch zwischen den festen Oberflächen zu vernachlässigen ist [SCH78].

### 3.3.4. Chemische Kinetik - Feststoffzersetzung

Bei der Verbrennung von medizinischen Abfallstoffen handelt es sich um eine nicht-katalytische, heterogene Verbrennungsreaktion, eine Grenzflächenerscheinung zwischen einer gasförmigen und einer festen Phase.

Die Verbrennungsreaktion unterteilt sich in eine Reihe, teils nebeneinander teils nacheinander ablaufender, thermischer Abbauprozesse:

- Trocknung,
- Zersetzung (Pyrolyse bzw. Entgasung),
- Vergasung,
- Verbrennung.

Im ersten Teilschritt der Trocknung, wird das im feuchten Brennstoff enthaltene Oberflächenwasser verdunstet. Dies geschieht ab ca. 50 °C. Erst danach, d. h. oberhalb von ca. 70 °C, wird Kapillarwasser durch Verdampfung ausgetrieben.

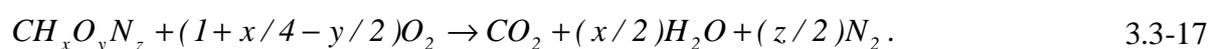
Im Temperaturbereich der Zersetzung von 150 °C bis 600 °C kommt es zur Abspaltung von flüchtigen, niedermolekularen Verbindungen, d. h. zum Bindungsaufbruch von Kohlenwasserstoffketten.

In der Vergasungsphase, die zwischen 500 °C und 1200 °C abläuft, kommt es zur Zersetzung der thermisch nicht-stabilen Verbindungen mit einem Vergasungsmittel (Sauerstoff, Kohlendioxid, Wasserdampf). Dabei entstehen thermisch beständigere Verbindungen wie Kohlenmonoxid, Methan und Wasserstoff.

Bei der Verbrennung, welche den letzten Teilschritt darstellt, oxidieren die Produkte der vorangegangenen Prozessabläufe zu Wasser und Kohlendioxid. Dieser Schritt findet im Temperaturbereich oberhalb 850 °C statt und wird bestimmt durch die verfügbare Sauerstoffmenge.

Die dafür charakteristische Kenn- und Regelgröße ist die Sauerstoffüberschusszahl  $I$ . Sie beschreibt das Verhältnis der für die Oxidation insgesamt verfügbaren zu der stöchiometrisch erforderlichen Sauerstoffmenge. Für das Regime der „stöchiometrischen Verbrennung“, das  $I=1$  (für die Oxidation von Kohlenstoff minimale Sauerstoffmenge) entspricht, werden die höchsten Verbrennungstemperaturen erzielt [THO94, REI95]. Weitere detaillierte Zusammenhänge der Sauerstoffüberschusszahl wie z. B. ihr Einfluss auf die CO- bzw. die Schadstoffbildung im Allgemeinen, sind ausführlich in der Literatur zur Verbrennungstechnik beschrieben [GÖR91, THO93].

Für die Beschreibung des Abbauprozesses von Tiermehl waren die gültigen Reaktionsbilanzen aufzustellen. Zur integralen Beschreibung bzw. Bilanzierung des Gesamtprozesses genügt die Bruttoverbrennungsreaktion des Tiermehl auf der Basis eines fiktiven Moleküls in der Form  $CH_xO_yN_z$ :



Die mol-Verhältnisse  $x$ ,  $y$ ,  $z$  wurden aus den Ergebnissen der Elementaranalysen der Organik bestimmt und werden üblicherweise auf 1 mol Kohlenstoff (fiktiv) normiert dargestellt (verdeutlicht H/C- und O/C-Verhältnisse).

Zur Beschreibung der Kinetik der Zersetzung wurde davon ausgegangen, dass die Verbrennungsreaktionen des Tiermehls vollständig in der Gasphase ablaufen und kein freier Sauerstoff an der Brennstoffoberfläche verfügbar ist, siehe Bild 22.

Die Zersetzungsreaktionszone beschränkt sich auf die äußere Partikelrandschicht bzw. die Partikel- und Porenoberfläche und führt zu einem nicht vollständig durchgewärmten Partikel was auf Transportwiderstände in der Partikelrandschicht zurückzuführen ist [DEN73, GÖR91].

Die Aufstellung des Reaktionsschemas für die Zersetzung des Tiermehls erfolgte in Anlehnung an die Ergebnisse aus Abschnitt 3.1.2, in welchem der Abbau der Hauptbestandteile des Tiermehls, den Fettsäuren und Aminosäuren, in verschiedene Zerfallsprodukte beschrieben wurde. Diese Verbindungen sind: Methan als stabilste Form des Kohlenwasserstoffs, Wasser als stabilste Form der rekombinierten OH-Verbindungen sowie inerter Stickstoff und eine angereicherte, feste Kohlenstoffmatrix.

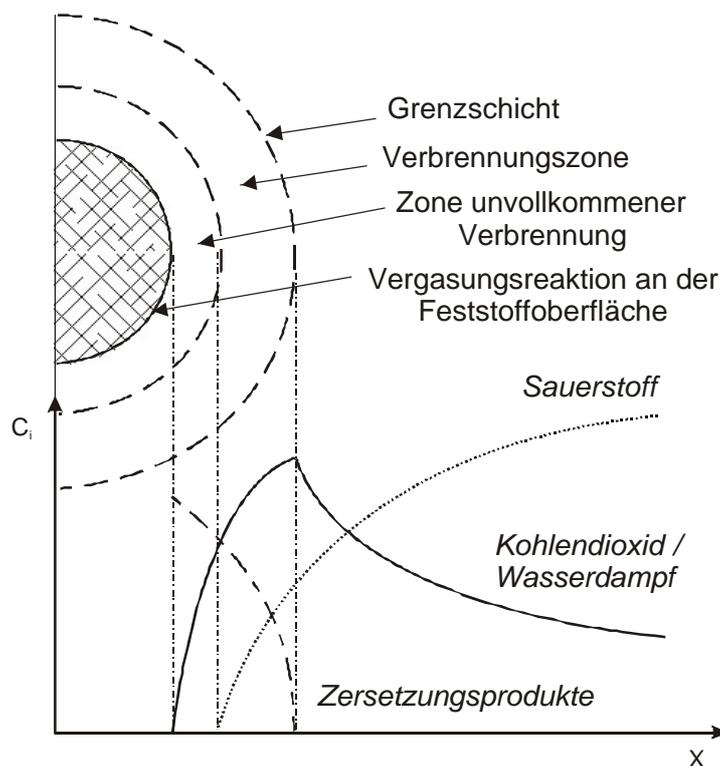


Bild 22: Zonenmodell der Feststoffzersetzung

Unter Hochtemperatur-Bedingungen kann der Abbauprozess für ein fiktives mol Tiermehl vereinfacht durch folgende Reaktion beschrieben werden:



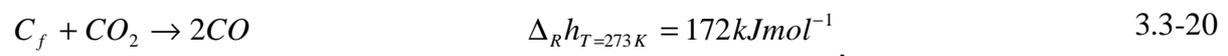
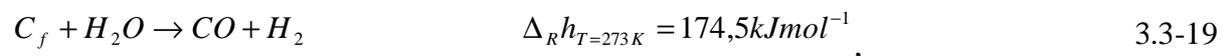
Weitere Informationen zu Degradationsmechanismen von Biomasse, mit differenzierten Betrachtungen einzelner Abbaustufen und den dazugehörigen Pyrolyseprodukten, sind bei WIEST und MÜLLER-HAGEDORN zu finden [WIE98, MÜL04].

Der nächste Schritt in der thermischen Degradation des Tiermehls ist die Vergasungsstufe, die partielle Oxidation der aus der Pyrolyse stammenden Zersetzungsprodukte. Sie umfasst homogene Gasphasenreaktionen und heterogene Feststoffreaktionen. Dabei wird mittels eines Vergasungsmittels, meist Wasserdampf oder Kohlendioxid, der feste Kohlenstoffrückstand unter Sauerstoffmangel zu gasförmigen Brennstoffen umgesetzt. Anhand der mittleren Abgaskonzentrationen am Reaktoraustritt:

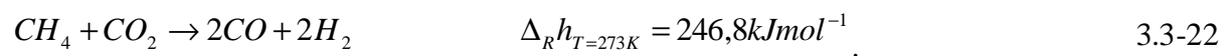
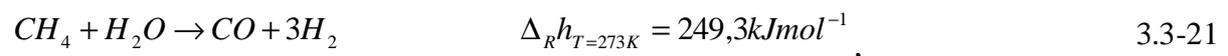
- Wasserdampf ca. 50 Vol-%
- Kohlendioxid ca. 40 Vol-%
- Restsauerstoff ca. 5 Vol-%
- Stickstoff ca. 5 Vol-%,

wird deutlich, dass die stofflichen Bedingungen für diese Reaktion gegeben sind. Somit können folgende endothermen Vergasungs- und Gasbildungsreaktionen (Bruttoreaktionen) der Pyrolyseprodukte ablaufen:

- Vergasungsreaktion am Feststoff:



- Gasbildungsreaktionen in Oberflächennähe:



Die für diese Reaktionen erforderliche Reaktionsenergie wird über die Plasmagasenthalpie und die in der Verbrennung freiwerdenden Reaktionswärme bereitgestellt. Die Verbrennung der gasförmigen Reaktionsprodukte ( $CO$  und  $H_2$ ) erfolgt, sobald freier Sauerstoff zu Verfügung steht. Der Bereich der Verbrennung grenzt dabei unmittelbar an die Pyrolysezone (Bild 22) und ist abhängig von dem Bewegungszustand der Gasphase (Vermischung). Da es sich um eine reine Gasphasenreaktion handelt, welche in der Hauptreaktionszone bei Temperaturen weit oberhalb von  $1000 \text{ }^\circ\text{C}$  abläuft, treten sehr hohe Reaktionsgeschwindigkeiten auf. Modellseitig konnte somit angenommen werden, dass der Sauerstoff bereits innerhalb der Gasphase vollständig reagiert und in Partikelnähe lediglich die beschriebenen endothermen Reaktionsabläufe stattfinden. Für den Gesamtprozess ist die Kinetik der heterogenen Reaktion und im Speziellen die Zersetzungsreaktionen aus 3.3-19

und Gl. 3.3-20 geschwindigkeitsbestimmend. Vergleicht man die Reaktionsenthalpien der Gl. 3.3-20 und Gl. 3.3-19, so ist festzustellen, dass sie sich energetisch gleichwertig verhalten. Für den energetischen Ansatz des Stoffumsatzes, welcher im Verlauf dieses Abschnitts aufgestellt wird, ist daher nicht von Bedeutung welche der beiden Vergasungsreaktionen zutreffend ist.

Im Abschnitt 3.1.3. zur thermoanalytischen Bestimmung der Zersetzungskinetik sind zwar die zur kinetischen Beschreibung erforderlichen Parameter wie Frequenzfaktor, Aktivierungsenergie und die Reaktionsordnungen bestimmt worden, allerdings unter Bedingungen (zu geringe Aufheizgeschwindigkeit, Überlagerung verschiedener Kinetiken), die nur bedingt auf den technischen Prozess übertragbar sind. Da es sich hier um ein generelles Problem handelt, das dazu führt, dass auch in der Literatur kaum verlässliche Daten für diese Reaktionen zu finden sind, wurden weitere Überlegungen zur Bestimmung einer Globalkinetik angestellt [GÖR91]. Dies geschah auf Basis eines energetischen Ansatzes, welcher besagt, dass die zu bestimmende Reaktionsrate  $dn/dt$  (Gl. 3.3-23) durch das Verhältnis der für die Reaktion zur Verfügung stehenden Wärme (Reaktionswärmestrom  $\dot{Q}_{\text{Reaktion}}$ ) zu der für den Gesamtabbau erforderlichen Reaktionswärme  $\overline{\Delta_R h}$  definiert werden kann [HEB79]:

$$\frac{dn}{dt} = \frac{\dot{Q}_{\text{zu\_Partikel}} - \dot{Q}_{\text{ab\_Partikel}}}{\overline{\Delta_R h}} = \frac{\dot{Q}_{\text{Reaktion}}}{\overline{\Delta_R h}}. \quad 3.3-23$$

Voraussetzung dafür ist der thermische Gleichgewichtszustand mit der dazu korrespondierenden Gleichgewichts- bzw. Reaktionstemperatur  $T_{\text{Reak}}$ . Die Reaktionstemperatur stellt sich in Abhängigkeit des dynamischen Gleichgewichts aus Wärmezufuhr und abfuhr an der Partikeloberfläche ein. Experimentelle Untersuchungen zur Ermittlung dieser Temperatur sind kaum möglich, aufgrund der hohen Temperaturen und der Unzugänglichkeit des Reaktors.

SCHMIDT hat in seiner Arbeit experimentelle Ergebnisse zum Wärmübergang zwischen Gasphase und Kohlepartikeln veröffentlicht und dazu auch Oberflächentemperaturen bestimmt. Er untersuchte die Umsetzung eines mit Kohlenstoff angereicherten organischen Partikels in einem vergleichbaren plasmachemischen Prozess (Azetylsynthese durch Braunkohlepyrolyse) mittels eines Rohreaktors ähnlicher Leistung ( $P_{el} \sim 20 \text{ kW}$ ) und hat dabei Partikeloberflächentemperaturen von ca.  $T_{\text{Reak}} = 1200 \text{ K}$  ermittelt. Diese Oberflächentemperatur wurde aufgrund der hohen Ähnlichkeit und damit Vergleichbarkeit der Prozesse bezüglich der Partikelzusammensetzung sowie der Randbedingungen (plasmachemischen Prozesses) als repräsentativ angenommen und als Partikeloberflächentemperatur für die nachfolgenden Berechnungen übernommen [SCH78].

Mit dieser Oberflächen- bzw. Reaktionstemperatur konnte die Berechnung des Reaktionswärmestroms  $\dot{Q}_{\text{Reaktion}}$  und der Reaktionswärme  $\overline{\Delta_R h}$  vorgenommen werden. Der Reaktions-

wärmestrom wurde bereits in Abschnitt 3.3.3 vorgestellt, während an dieser Stelle die Ermittlung der Reaktionswärme im Vordergrund stehen soll. Dazu wurde die Reaktionsenthalpie  $D_R h$  der Einzelreaktion 3.3-19 bzw. Gl. 3.3-20 aus den Bildungsenthalpien  $\Delta_B h_i$  der Einzelverbindungen und der Erwärmung bis zur Gleichgewichts- bzw. Reaktionstemperatur  $T_{Reak}$  folgendermaßen ermittelt:

$$D_R h_i = \sum_{i=1}^n \mathbf{u}_i D_B h_i + \int_{T_0}^{T_{Reak}=1200K} \mathbf{u}_i c_{p_i}(T) dT. \quad 3.3-24$$

Mittels des nunmehr bekannten erforderlichen Wärmebedarfs  $\overline{D_R h}_{T=1200K}$  für das vorgestellte Zersetzungsschema und dem Reaktionswärmestrom  $\dot{Q}_{Reaktion}$  war der Stoffumsatz mit Gl. 3.3-23 berechenbar.

### 3.3.5. Partikelabbrand

Die in den vorangegangenen Abschnitten aufgestellten Zusammenhänge zur physikalischen und chemischen Kinetik werden in diesem Abschnitt in Form eines Feststoffabbrand-Modells zusammengefasst. Das Ziel soll die Berechnung der erforderlichen Partikelabbrandzeit unter Berücksichtigung der mittleren Reaktortemperatur, Strömungsverhältnisse und Partikelgröße sein. Vorausgesetzt dafür wurden eine kugelförmige Partikelgeometrie sowie konstante Reaktionsbedingungen.

Die zur Ermittlung der Abbrandzeiten erforderliche Beschreibung des Partikelwärmeübergangs erfolgte mit den Gleichungen 3.3-5 bis 3.3-9 und den in Abschnitt 3.3 ermittelten Partikelgeschwindigkeiten sowie der im Abschnitt 4.2.1 errechneten mittleren Gasgeschwindigkeit von ca.  $\bar{v}_{Gas} = 30m/s$ . Beide Geschwindigkeiten dienten der Beschreibung der Partikelumströmung ( $v_{rel}$ ) bzw. des konvektiven Wärmestromes eines Partikels im Gasstrom nach der Nusselt-Beziehung von RANZ & MARSHALL. Weiterhin erforderlich war die Analyse der Zersetzungsprozesses und der Formulierung der Hauptabbaureaktionen. Auf Grundlage der als energetisch limitierend wirkenden Abbaureaktionen Gl. 3.3-19 und Gl. 3.3-20 wurde die Gleichung 3.3-23 zur Ermittlung des Stoffumsatzes aufgestellt. Die Partikelabbrandzeit, dargestellt in Bild 23, errechnet sich nun aus dem Verhältnis von Einzelpartikelmasse zum Stoffumsatz.

Für die Berechnung der Abbrandzeit war zu berücksichtigen, dass die Verkleinerung der Partikeloberfläche infolge der thermischen Zersetzung zu einer Verringerung des Wärmestromes Gas-Partikel führt. Diese Problematik wurde durch die dynamische Berechnung der Abnahme der Partikeloberfläche bzw. des Partikelradius  $r$  gelöst:

$$\frac{dr}{dt} = \frac{\dot{Q}_{\text{Reaktion}}}{D_R h r^2}$$

3.3-25

Bild 23 zeigt die Ergebnisse der Modellierung. Die Abbrandzeiten sind für die Partikelgrößen bestimmt worden, welche im Rahmen der Größenanalysen in Abschnitt 3.3.2 im Reaktor nachgewiesen wurden.

Der größte Einfluss auf die Partikelabbrandzeit konnte durch Variation der mittleren Massentemperatur  $T_{MMT}$  bzw. Reaktortemperatur aus Gl. 3.3-7 nachgewiesen werden. Hier wurden die durch Hochtemperaturprozesse erzielbaren hohen Umsätze durch die kurzen Abbrandzeiten besonders deutlich. Auch die fluiddynamische Wirkung der Partikelumströmung auf die Abbrandzeit ist in zwei Varianten gerechnet worden. Für die erste Variante wurde für die Berechnung der Partikelrelativgeschwindigkeit die im Abschnitt 3.3 ermittelte mittlere Partikelgeschwindigkeit  $v_{\text{Partikel}}=8,6 \text{ m/s}$  benutzt und in der zweiten Variante wurde die Partikelgeschwindigkeit mit 50 % der mittleren Gasgeschwindigkeit angenommen. Bild 23 zeigt weiterhin, dass sich mit zunehmender Temperatur der Einfluss der Verringerung der Abbrandzeiten durch intensivere Partikelumströmung relativiert, was nicht zuletzt auch durch die zunehmende Viskosität der Gasphase verursacht wird.

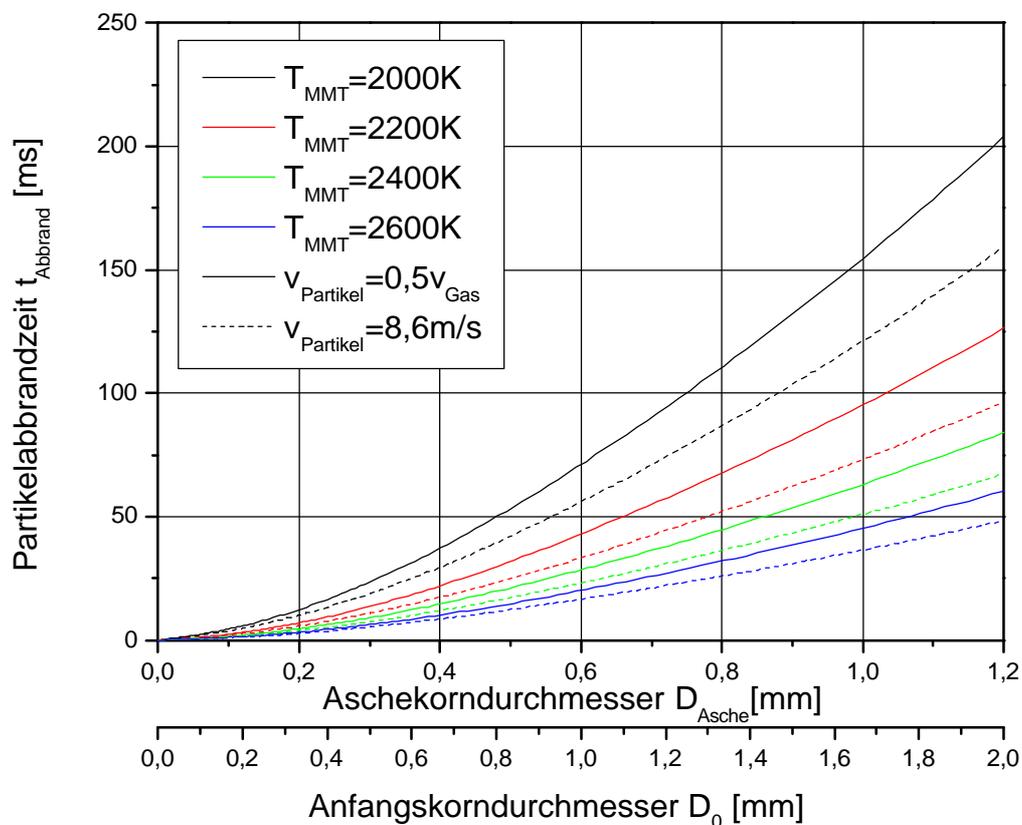


Bild 23: Partikelabbrandzeit als Funktion des Partikeldurchmesser, der Reaktortemperatur und der Relativgeschwindigkeit

Für die Auswahl günstiger Prozessbedingungen bietet sich nun der Vergleich der berechneten, erforderlichen Partikelabbrandzeiten mit der im Abschnitt 3.3.1 zur Partikelbewegung ermittelten mittleren Partikelverweilzeit ( $50\text{ ms}$ ) an. Danach ist zu erkennen, dass lediglich für eine mittlere Reaktortemperatur von  $T_{MMT}=2600\text{ K}$  ein nahezu vollständiger Abbrand des gesamten Partikelgrößenspektrums bei hohen Relativgeschwindigkeiten erzielt werden kann. Zur Verbesserung des Umsatzverhaltens ist eine Erhöhung der Partikelverweilzeit durch eine Vergrößerung des Reaktorvolumens bei gleicher Reaktortemperatur anzustreben. Dadurch wird sich zwar eine geringere mittlere Gasgeschwindigkeit im Reaktor einstellen, jedoch ist dieser Effekt auf die Partikelabbrandzeit als gering einzustufen.

Aufgrund des Gasbildungs- und Vergasungscharakters der Verbrennungsreaktion ist grundsätzlich davon auszugehen, dass sich ein Unterdruck günstig auf den Umsatz auswirkt, allerdings ist der Anlagenbetrieb bei Normaldruck aus technologischen Gründen (Dichtungsproblematik im Hochtemperaturbereich) zu bevorzugen.

## 4. CFD-Modellierung der Reaktorgasphase

Die Motivation zur Aufstellung eines numerischen Reaktormodells entwickelte sich mit der Auswertung der ersten Versuchsreihen. Die dabei vorgenommenen stofflichen und energetischen Bilanzierungen zeigten, dass sich im Reaktor verschiedene Regime bzgl. der an das Kühlwasser abgeführten Wärmeströme und des Stoffumsatzes einstellen.

Mit dem Ziel der Verbesserung des Verständnisses der im Reaktor ablaufenden Prozesse, der Reduzierung von Wärmeverlusten an die Reaktorkühlung sowie der Erhöhung des Umsatzes an organischer Substanz, wurde die Modellierung der Reaktorgasphase vorgenommen. Weitere Gründe, die sich für die Modellierung aussprachen, waren die sehr begrenzte Zugänglichkeit des Reaktors für Analysezwecke (extreme Prozessbedingungen) sowie die Verbrennungsreaktion der Zersetzungsgase, welche der Fluidodynamik des Reaktors direkt unterlag. Das Ausbreitungsverhalten der Reaktorgasphase erschien somit als die Haupteinflussgröße für die Effektivität des Prozesses.

Gegen eine Modellierung sprach sich der ungewisse zeitliche Aufwand aus, da keine Erfahrungen auf dem Gebiet der dreidimensionalen CFD-Simulation mittels der eingesetzten Simulationssoftware FLOTRAN, speziell unter Bedingungen, bei denen Hauptbestandteile der Gasphase teilweise dissoziiert vorlagen.

Die während der Entwicklung des Simulationsmodells durchgeführten Arbeitsschritte, die dabei umgesetzte Strategie sowie die grafische Auswertung der so ermittelten numerischen Ergebnisse und die anschließend durchgeführten Parameterstudien und ihre Validierung sollen Gegenstand des nachfolgenden Kapitels sein.

### 4.1. Modellbildung

Für die Berechnung von Strömungen gelten die allgemeinen Erhaltungssätze der Kontinuumsmechanik für Masse, Impuls und Energie. In Abhängigkeit der kartesischen Koordinaten  $x$ ,  $y$  und  $z$  und z. T. auch der Zeit werden die drei Geschwindigkeitskomponenten  $u$ ,  $v$  und  $w$  des Vektors  $\mathbf{v}$ , die Dichte  $\mathbf{r}$ , der Druck  $p$  und die Temperatur  $T$  ermittelt. Im Rahmen der Modellierung wurde dazu die Simulationssoftware ANSYS-FLOTRAN benutzt. Diese Software arbeitet nach dem Finite-Volumen-Verfahren, d. h. jedem Rechenpunkt des numerischen Modellgitters wird ein Volumenelement zugeordnet, über welches die differentiellen Transportgleichungen integriert werden. Die Software übernahm dabei die Lösung des durch die Verknüpfung der Rechenpunkte entstandenen Systems von gekoppelten Differentialgleichungen nach den gängigen mathematischen Lösungsverfahren (GAUß-SEIDEL, JACOBI etc.) [ANS03].

Bei der Auswahl der Simulationssoftware wurde insbesondere auf eine Flexibilität gegenüber anwenderspezifischen Problemen, d.h. der Möglichkeit der Kompilierung von selbst programmierten Routinen (user programmable subroutines) geachtet. Denn im Allgemeinen weisen derartige Simulationswerkzeuge in punkto Flexibilität eine gewisse Starrheit auf, was auch bei dem ausgewählten Tool im Bereich der Mathematik bzw. der Lösungsalgorithmen zutrifft. Das Programm verfügt allerdings über eine Fortran-Schnittstelle, über welche eine begrenzte Anzahl von Variablen (Transport- und Stoffgrößen) übergeben werden können [ANS03].

Für weiterführende Informationen zur Theorie der numerischen Strömungsmechanik, d. h. zu den Grundgleichungen der Strömungsmechanik, der Diskretisierung (pre-processing), den Lösungsverfahren, der Datenauswertung (post-processing) und den Lösungsstrategien wird auf die Fachliteratur verwiesen [OER03, PAS04, RAN02].

Ausgangspunkt jeglicher numerischer Berechnung bildet die Definition der zu berechnenden Geometrie. Manche zu modellierende Systeme weisen Symmetrieeigenschaften (Rotations- bzw. Spiegelsymmetrie) auf, die eine Reduktion des Rechengebietes und somit auch des Rechenaufwandes gestatten. Bei der vorliegenden Reaktorgeometrie kann bezüglich der Geometrie von einer Spiegelsymmetrie gesprochen werden. Allerdings verlangte das zu erwartende Strömungsfeld mit den sich in der Symmetrieebene kreuzenden Gasströmungen ein 3-dimensionales Modell zur vollständigen Beschreibung, wie es in Bild 24 b) dargestellt ist.

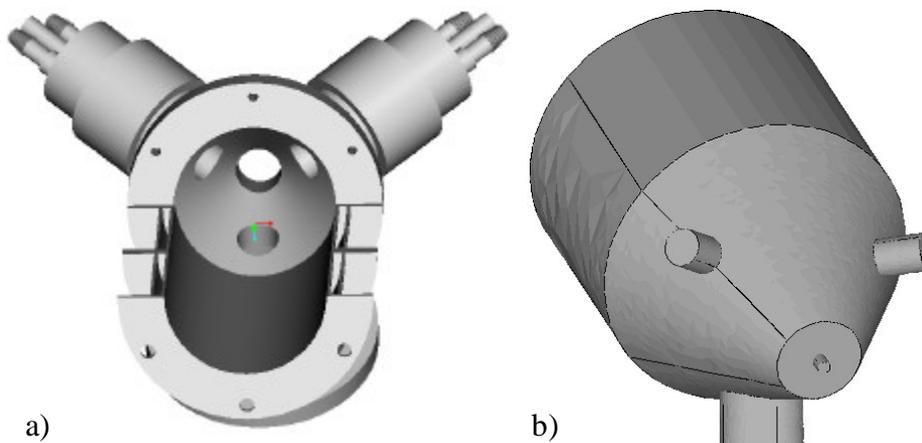


Bild 24: a) Reaktorgeometrie, b) CFD-Rechengebiet

Die Modellgeometrie setzt sich zusammen aus der Mischkammer und zwei zylindrischen, doppelwandigen Schrägrohrreaktorsegmenten der Abmessung  $\varnothing 100 \times 50 \text{ mm}$ . Zwei der Gas-einlässe in die Mischkammer besitzen einen Durchmesser von  $\varnothing 12 \text{ mm}$  und entsprechen den Anodenaustrittsquerschnitten der Plasmatrone, vgl. Bild 24 a) und Bild 24 b). Da der Austrittsquerschnitt der Mischkammer zum Aschebehälter durch keine weiteren Einbauten reduziert ist, entspricht er dem Mischkammeraustrittsdurchmesser von  $\varnothing 26 \text{ mm}$ . Der axial an

die Mischkammer angeordnete Sauerstoffeintritt ist entsprechend dem in den Vorversuchen ausgewählten Querschnitt von  $\varnothing 3,5 \text{ mm}$  modelliert worden. Das Gesamtmodellvolumen betrug ca. 1 Liter.

#### 4.1.1. Randbedingungen

Vorraussetzung für die Definition der Randbedingungen des Rechengebietes sind so genannte Stützstellen (Diskretisierungspunkte, Knoten). Die Gesamtheit aller dieser Punkte bezeichnet man als ein numerisches Gitter bzw. Netz. Im Fall einer dreidimensionalen Geometrie wird das Rechengebiet auf diesem Weg in differentielle Volumina (Zellen) diskretisiert, welche wie bereits erwähnt, die lokale Auflösung und Bilanzierung des Rechengebietes gestatten. Dazu wird unterschieden in strukturierte Gitter (Flächen durchlaufen ein Rechengebiet ohne sich zu kreuzen) und unstrukturierte Netze. Auf Grund der vorliegenden Geometrie und insbesondere der zu erwartenden Strömungsverhältnisse, ist in Zusammenarbeit mit ANSYS-Entwicklern ein unstrukturiertes Tetraedernetz für die gesamte Geometrie ausgewählt worden. Der zylindrische Teil der Geometrie wäre zwar über ein strukturiertes Gitter in polarer Form diskretisierbar gewesen, allerdings war das für die konische Mischkammer nicht umsetzbar. Deshalb wurde ein Tetraedernetz ausgewählt. Die Kombination verschiedener Netze bzw. Gitter wird als hybride Netze bezeichnet. Nachteil dieser hybriden Netze sind die Fehlerquellen, die an den Übergangflächen von unstrukturierten zu strukturierten Flächen auftreten. Hier ist eine zusätzliche Aufteilung der Flächen an der Zonengrenze erforderlich bzw. die Einführung von Pyramidenelementen zur Anknüpfung von Hexaeder- und Tetraedernetzen. Weiterhin war zu beachten, dass eine genaue Auflösung der sich in der Mischkammer kreuzenden Gasstrahlen nicht über ein strukturiertes Gitter möglich gewesen wäre. Denn eine Empfehlung für die Erzeugung von Netzen lautet, dass diese in ihrer Ausrichtung der Hauptströmungsrichtung folgen sollten. Die ausgewählte Tetraedervernetzung entsprach dieser Forderung und bot zudem den Vorteil einer deutlich einfacheren nachträglichen Adaption. Das erwies sich als vorteilhaft in der Umsetzung der bei komplizierten Strömungsbedingungen üblichen Anpassungs- und Verfeinerungsstrategien, zur Erzielung einer möglichst netzunabhängigen Lösung. Das mit einem Netzgenerator erstellte und anschließend manuell nachverfeinerte Rechengebiet ist im Bild 25 b) dargestellt.

Nach der Vernetzung der Modellgeometrie waren die Randbedingungen festzulegen, welche sich im Allgemeinen unterscheiden lassen in:

- feste bzw. bewegte Wände,
- Ein- und Ausströmränder,
- Druckrandbedingungen,
- Symmetrieebenen,

- periodische Randbedingungen.

Die Definition der Randbedingungen erfolgte auf Grundlage eines festen Reaktorbetriebspunktes der Vorversuche. Im Modell wurde zur Beschreibung der festen Reaktorauswände (Ausnahme die Ein- und Austrittsquerschnittsflächen) die Randbedingung für feste Wände mit Haftbedingung benutzt. Die Haftbedingung besagt, dass alle Geschwindigkeitskomponenten durch die Geschwindigkeit der Wand ( $u, v, w=0$ ) bestimmt sind. Für die Ein- und Ausströmränder wurden folgende Bedingungen in Anlehnung an die Vorversuchsergebnisse festgelegt:

- Eintrittsbedingung Plasmatron 1:
  - $v_{PT1} = 160 \text{ m/s}$ ,  $\dot{m}_{PT1} = 1,67 * 10^{-3} \text{ kg/s}$ ,  $T_{PT1} = 3300 \text{ K} \hat{=} P_{N\_PT1} = 9 \text{ kW}$ ,
- Eintrittsbedingung Plasmatron 2:
  - $v_{PT2} = 160 \text{ m/s}$ ,  $\dot{m}_{PT2} = 1,67 * 10^{-3} \text{ kg/s}$ ,  $T_{PT2} = 3300 \text{ K} \hat{=} P_{N\_PT2} = 9 \text{ kW}$ ,
- Eintrittsbedingung Sauerstoff – kaltes Berechnungsmodell:
  - $v_{O2} = 100 \text{ m/s}$ ,  $\dot{m}_{O2} = 1,6 * 10^{-3} \text{ kg/s}$ ,  $T_{O2} = 273 \text{ K}$ ,
- Eintrittsbedingung Sauerstoff – heißes Berechnungsmodell:
  - $\dot{V}_{O2} = 1200 \text{ m/s}$ ,  $\dot{m}_{O2} = 1,6 * 10^{-3} \text{ kg/s}$ ,  $T_{O2} = 3300 \text{ K} \hat{=} P_{O2} = 9 \text{ kW}$ .

Das Geschwindigkeits- bzw. Temperaturprofil wurde an den Eintrittsflächen als linear angenommen und somit gleichmäßig über die betreffenden Querschnitte verteilt. Die Erläuterung der Bedingungen für das kalte und heiße Berechnungsmodell erfolgt noch innerhalb dieses Abschnittes, in der Diskussion der energetischen Modellierungsaspekte.

Am Austritt des Reaktors wurde eine Druckrandbedingung als Abfluss-Bedingung gewählt. Dies war möglich auf Grund der Geschwindigkeits-Druck-Kopplung, die sich aus der Verbindung von Kontinuitätsgleichung und Impulsbilanz ergibt.

Die Berechnungen erfolgten zunächst für ein adiabates Modell, bevor der Einfluss der Wärmeabfuhr der gekühlten Reaktorsegmente und der Mischkammer mittels eines für alle Segmente einheitlichen mittleren Wärmeübergangskoeffizienten berücksichtigt wurde (Gl. 4.1-1, 4.1-2). Die Ermittlung des Koeffizienten erfolgte iterativ auf Basis der experimentell ermittelten Wärmeabfuhraten. Mit absehbarer Konvergenz einer jeden Berechnung erfolgte eine iterative Anpassung des mittleren Wärmeübergangskoeffizienten, um so integral die experimentell ermittelten Wärmeabfuhraten zu erreichen und deren Einfluss auf das Reaktortemperaturfeld zu verdeutlichen.

Auf eine ausführliche Simulation der komplexen Reaktionsmechanismen wurde im Simulationsmodell bewusst verzichtet. Für eine Berücksichtigung der Reaktionsvorgänge hätten Re-

aktionen in der festen und der gasförmigen Phase, Zwischenphasenwärmeübergänge und Reaktionskinetiken berücksichtigt werden müssen, für die unter Plasmabedingungen keine gesicherten Informationen vorliegen. Die im Rahmen der Charakterisierung der thermischen Stabilität des Tiermehls im Abschnitt 3.1.2 ermittelten kinetischen Reaktionsparameter würden zwar eine Alternative darstellen, allerdings sind diese auch nur unter der Bedingung gültig, dass die Prozessbedingungen den Analysebedingungen entsprechen, was bei einer plasma-chemischen Verbrennung insbesondere für die Aufheizrate nicht zutrifft. Die Integration der Reaktionsmechanismen in das dreidimensionale Berechnungsmodell hätte zudem den Rechenaufwand stark vergrößert. Der Zuwachs an Informationen wäre aufgrund der genannten Zusammenhänge recht fragwürdig gewesen. Die Beschreibung der bei der Verbrennung auftretenden energetischen Effekte in Form der freigesetzten Reaktionswärme wurde jedoch umgesetzt. Dazu wurden die Energiebilanz des Modells durch einen Quellterm zur volumetrischen Reaktionswärmeproduktion (der Dimension Leistung pro Volumeneinheit) erweitert.

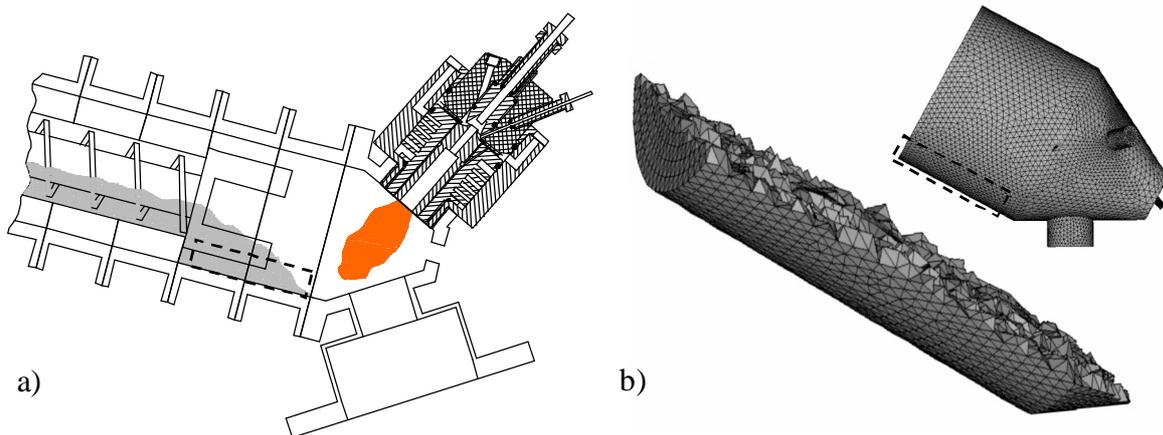


Bild 25: a) Zone der Energiefreisetzung, b) volumetrische Wärmequelle im Modellgebiet

Die Zone der intensiven Reaktionswärmefreisetzung (Hauptreaktionszone) liegt auf der Feststoffoberfläche. Durch die zusätzlich von einem Rührer, welcher am Ende der Förderschnecke angebracht wurde (Bild 25 a)), eingetragene Konvektion in die Feststoffphase und die damit verbundene stetige Erneuerung und intensive Bewegung der Phasengrenzfläche wurde die Reaktionszone als ein Volumen definiert (Bild 25 b)). Dieses Volumen entspricht dem Bereich, den die viskose Modellsubstanz innerhalb der Mischkammer einnimmt, und dort eine intensive Durchmischung durch den Rührer erfährt. Die Dimension dieser Zone wurde mittels Feststoffförder- und Ausbreitungsversuchen und der nach den Versuchskampagnen durchgeführten Revisionen verifiziert. Diese Form der Diskretisierung eines Reaktionssystems in Sub-Zonen zur Beschreibung von lokalen auftretenden Effekten ist ein übliches

Verfahren zur Annäherung an reale Prozessbedingungen. So entwickelten z. B. DEME und FULCHERI ein Berechnungsmodell zur Beschreibung der Synthese von Kohlenstoff-Nanopartikeln in einem Plasmareaktor, in dem sie mit Hilfe von Sub-Zonen das unterschiedliche Absorptionsverhalten der Kohlenstoffpartikel berücksichtigten [DEM01].

Die Berücksichtigung der Freisetzung von Reaktionswärme infolge der Zudosierung des Reaktionspartners Sauerstoff in die Mischkammer erwies sich in der Erstellung des Modells als sehr kompliziert. Der Sauerstoff wird über den axial angeordneten Einlass in die Mischkammer eingedüst, erwärmt sich dort und reagiert mit den brennbaren, gasförmigen Zersetzungsprodukten des Abfallstoffes. Eine quantitative Beschreibung dieses Vorganges überstieg die Möglichkeiten der genutzten Software. Zur Abschätzung der Auswirkung der Wärmefreisetzung unmittelbar am Eintritt des Sauerstoffstrahles in die Mischkammer wurden zwei denkbare Grenzfälle angenommen, ein so genanntes „kaltes Reaktormodell“ und ein „heißes Reaktormodell“.

Das „kalte Reaktormodell“ beruht auf der Annahme, dass sich der Sauerstoff nach Eintritt in die Mischkammer nur langsam erwärmt und 100 % der Reaktionswärme im Bereich der Hauptreaktionszone freigesetzt wird. Gl. 4.1-1 beschreibt die Energiebilanz für diese Modellannahme.

Das „heiße Reaktormodell“ beruht auf der Annahme, dass die Erwärmung des Sauerstoffs sehr schnell vor sich geht und dass 50 % der Reaktionswärme über den heiß eingedüsten Sauerstoff und die restlichen 50 % im Bereich der Hauptreaktionszone freigesetzt werden (Gl. 4.1-2). Diese im Modell analysierten Zustände stellen mögliche Grenzfälle dar und es wurde angenommen, dass die Realität sich in diesem Bereich bewegt [FIE03, FIE04/2].

Die Energiebilanz für das Modellierungsgebiet des kalten Reaktormodells lautet wie folgt:

$$P_{PT1} + P_{PT2} + D\dot{H}_{\text{Reaktion}} = \dot{H}_{\text{Aus}} + \dot{H}_{\text{Kühlung}}. \quad 4.1-1$$

Die Energiebilanz für das Modellierungsgebiet des heißen Reaktormodells lautet wie folgt:

$$P_{PT1} + P_{PT2} + D\dot{H}_{\text{Reaktion}} + \dot{H}_{O_2} = \dot{H}_{\text{Aus}} + \dot{H}_{\text{Kühlung}}. \quad 4.1-2$$

Eine dynamische Erwärmung des Sauerstoffs wurde nicht umgesetzt, da einerseits davon kein wesentlicher Erkenntniszuwachs erwartet wurde und andererseits der rechentechnische Aufwand und die dafür notwendige Zeit erheblich geworden wäre.

Zur Beschreibung der im Modellgebiet auftretenden turbulenten Erscheinungen wurde das  $k$ - $\epsilon$ -Turbulenzmodell unter Verwendung der VAN DRIEST log-Wand- bzw. Dämpfungsfunktion ausgewählt. Das  $k$ - $\epsilon$ -Turbulenzmodell selber gehört zu den Zwei-Gleichungsmodellen und beschreibt die durch Turbulenz zusätzlich hervorgerufenen Austauschvorgänge mit Hilfe der zwei Parameter  $k$  und  $\epsilon$ .

Dafür erforderlich ist eine zusätzliche Transportgröße, die Turbulenzviskosität. Sie beruht auf der Grundlage, dass der Impulstransport in Strömungen mittels der molekularen Viskosität beschrieben wird, so dass es nahe lag, die Austauschvorgänge der Turbulenz analog zu modellieren und die turbulente Viskosität  $\mathbf{m}$  einzuführen [LAU74, OER03]:

$$\mathbf{m}_t = C_m f_m \mathbf{r} \frac{k^2}{\mathbf{e}}, \text{ mit } C_m = 0,09. \quad 4.1-3$$

Bei der Größe  $f_m$  handelt es sich um eine Dämpfungsfunktion, welche im Modell als *log*-Wandgesetz vereinbart wurde. Die Größe  $k$  ist die Turbulenzenergie (ein Maß der Turbulenzintensität), sie stellt zeitlich gemittelt die in den turbulenten Schwankungsbewegungen enthaltene Energie pro Masse dar. Die Dissipationsgeschwindigkeit  $\mathbf{e}$  der turbulenten, kinetischen Energie wird nach dem Ansatz:

$$\mathbf{e}_t = C_D \mathbf{r} \frac{k^{\frac{3}{2}}}{L} \quad 4.1-4$$

beschrieben. Die Größe  $L$  ist eine charakteristische Abmessung der Turbulenzelemente.

Das  $k$ - $\mathbf{e}$ -Turbulenzmodell wurde ausgewählt, da es bei der beschriebenen Modellierungsaufgabe vielmehr um die Beschreibung der Strömungsvorgänge im inneren des Strömungsfeldes ging. Es war bekannt, dass das Modell Probleme im Bereich sehr hoher Turbulenzen und im Bereich hoher Wandschubspannungen aufweist, allerdings waren hohen Turbulenzen aufgrund der hohen Gastemperaturen bzw. Viskositäten auszuschließen und die Auflösung und detaillierte Beschreibung der wandnahen Zonen nicht von großem Interesse.

Zur Sicherstellung und Überwachung der Konvergenz der Rechnung wurde ein Konvergenzparameter  $KP$  der Form:

$$KP_f = \frac{\sum_{i=1}^N |\mathbf{f}_i^k - \mathbf{f}_i^{k-1}|}{\sum_{i=1}^N |\mathbf{f}_i^k|} \quad 4.1-5$$

benutzt. Er beschreibt die Summe aller Änderungen der Freiheitsgrade  $\mathbf{f}$  (Geschwindigkeitskomponenten, Druck, Temperatur sowie die Turbulenzgrößen  $k$  und  $\mathbf{e}$ ) zwischen zwei Iterationsschritten, bezogen auf die Summe der Absolutwerte über alle Knoten des Rechengebietes. Die Rechnungen wurden mit dem Erreichen stabiler und konvergierender Verläufe für die Konvergenzparameter in der Größenordnung  $KP_j \approx 10^{-5}$  abgebrochen. Zusammenfassend lässt sich das entwickelte Berechnungsmodell durch folgende Parameter charakterisieren:

- stationär,
- einphasig,

- dreidimensional,
- turbulent ( $k$ - $\epsilon$ - Turbulenzmodell),
- reale, temperaturabhängige Stoffdaten (incl. dissoziierter Transportgrößen),
- thermisch, gekühlte Reaktorwände,
- volumetrische Wärmequelle.

#### 4.1.2. Stoffdaten

Die Vorversuche zeigten, dass bei einer Konzentration von ca. 80 Vol-% Kohlendioxid in der Gasphase ein stabiler Prozess realisiert war. In der Modellierung ist mit Hinblick auf diese hohen Konzentrationen und dem Ziel der Reduzierung des Rechenaufwandes davon ausgegangen worden, dass die gesamte Gasphase durch die Eigenschaften reinen Kohlendioxids beschrieben werden kann.

Im Temperaturbereich der Dissoziation (Teilchenanzahlvergrößerung, Entstehung und Rekombination aktiver, energiereicher Spezies) ändern sich die thermodynamischen sowie die Stoff- und Transporteigenschaften signifikant.

Für die Berechnung der Dichte des Kohlendioxids in diesem Bereich ist es üblich, den Molvergrößerungskoeffizient  $\mathbf{b}$  bzw. Dissoziationsgrad  $\mathbf{a}$  anzugeben (siehe Gl. 4.1-6). Dieser Koeffizient stellt das Verhältnis zwischen der Molzahl im (teil) dissoziierten Zustand zur Molzahl im Ausgangszustand dar [FRA79]. Für eine isobare Zustandsänderung unter Annahme eines idealen Gases ergibt sich folgender Zusammenhang zur Berechnung der Gasdichte  $\mathbf{r}$ :

$$\mathbf{b}(T) = 1 + \mathbf{a}(T) = \frac{n}{n_0} = \frac{\mathbf{r}_0}{\mathbf{r}}. \quad 4.1-6$$

Da eine Vernachlässigung dieser Änderungen in den Stoff- und Transportgrößen des Kohlendioxids den Informationswert der Ergebnisse stark beeinträchtigt hätte, wurde der Dissoziationsgrad  $\mathbf{a}$  mit Hilfe von Berechnungen zur Hochtemperatur-Gleichgewichtszusammensetzung nach GAFFKE, siehe Bild 26, ermittelt [GAF78]. Die berechnete Gaszusammensetzung bildete die Grundlage zur Berechnung aller weiteren Stoff- und Transportgrößen des Kohlendioxids. Diese wurden der Literatur entnommen und sind im Bild 50 des Anhangs dargestellt.

Es soll darauf hingewiesen werden, dass neben dem Kohlendioxid als wesentlicher Bestandteil der Gasphase auch Wasserdampf und Sauerstoff zu nennen sind. Die Dissoziation von Kohlendioxid und Wasserdampf erfolgt im etwa gleichen Temperaturintervall (nennenswerter Dissoziationsbeginn beider Gase bei etwa 2500 K) bei annähernd gleicher Vergrößerung der Anzahl der Teilchen bzw. ähnlicher Veränderung der Transporteigenschaften.

Die Dissoziation des Sauerstoffes und somit die verstärkte Beeinflussung der Gaseigenschaften durch den Sauerstoff erfolgt bei Temperaturen etwas oberhalb des Dissoziationsbeginns von Kohlendioxid und Wasserdampf. Im betrachteten Temperaturbereich kann davon ausgegangen werden, dass die Veränderungen der Gaseigenschaften durch die Übertragung der Stoffeigenschaften des Kohlendioxids auf das Gasgemisch ausreichend genau beschrieben werden.

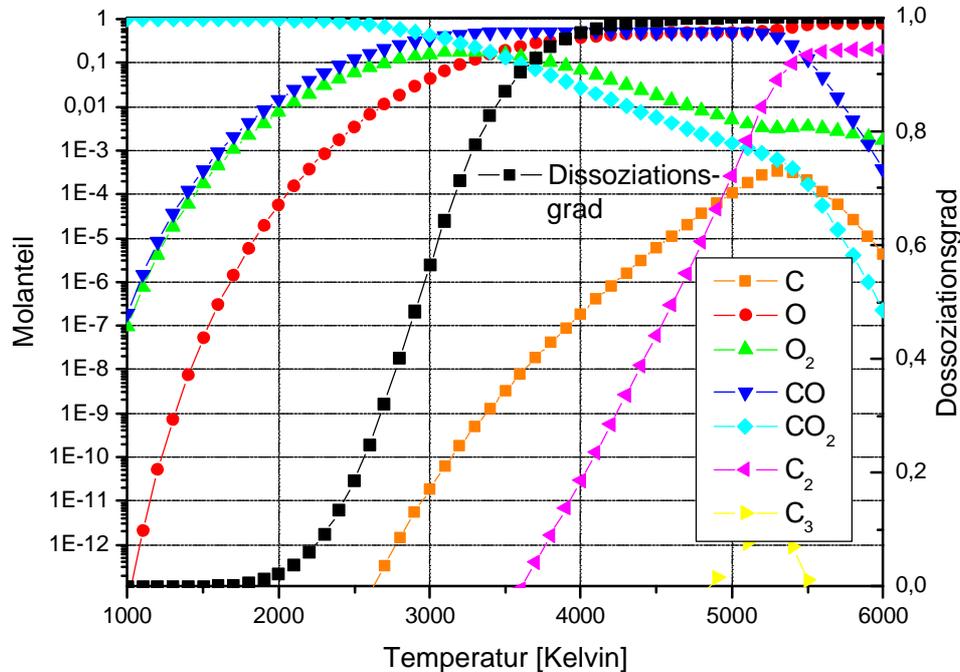


Bild 26: Hochteneraturgleichgewicht und Dissoziationsgrad  $\alpha$  für  $CO_2$  bei  $p=1\text{bar}$

Die Temperaturabhängigkeit der Stoffgrößen für  $CO_2$  ist für den Temperaturbereich von 293 bis 6000 Kelvin über die erwähnte frei programmierbare Fortschnittstelle in das Berechnungsmodell mittels eines Polynoms  $n$ -ten Grades (Polynomenkoeffizienten: siehe Anhang) implementiert worden.

## 4.2. Ergebnisse der CFD-Modellierung

In diesem Abschnitt werden die Ergebnisse der Geschwindigkeits- und Temperaturverteilung sowie die Verweilzeitanalysen der Gasphase des Reaktors vorgestellt und interpretiert. Weiterhin sind eine Reihe von Parameterstudien durchgeführt worden. Einige Ergebnisse dieser sollen hier zur Verdeutlichung der ermittelten Phänomene vorgestellt werden.

Die Diskussion und Auswertung der Ergebnisse wird in der Gegenüberstellung der Ergebnisse des kalten und heißen Berechnungsmodells und für je eine Parametervariation vorgestellt. Zur Darstellung der Geschwindigkeits- und Temperaturverteilungen wurde ein einheit-

licher, Schnitt durch das dreidimensionale Rechengebiet des Reaktors ausgewählt. Die Position der Schnittebene, welche in Bild 27 zu sehen ist, schneidet die Elemente Reaktorachse, Sauerstoffeinlass und Mischkammeraustritt. Diese Position wurde im Zuge der Ergebnisanalyse als repräsentativ eingestuft und ermöglichte eine effektive Datenreduktion in der Darstellung der Ergebnisse.

Zur Darstellung der Ergebnisse der Verweilzeitanalysen und Auswertung werden die Temperaturen der Strömungsbahn bzw. die Trajektorien eines inerten Partikels (trägheits- und widerstandsfrei etc.) über einen eindimensionalen Wertebereich aufgetragen.

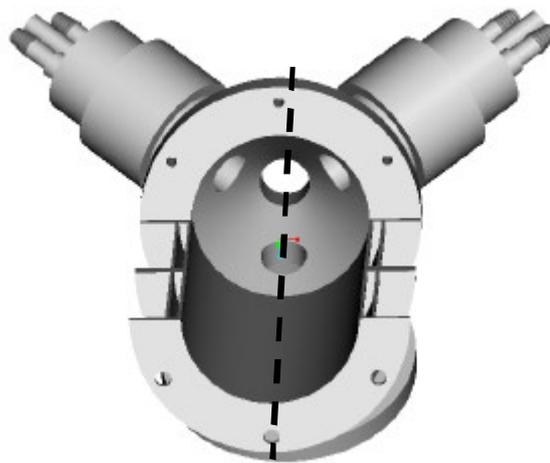


Bild 27:                   Schnittebene „Reaktorachse – Sauerstoffeinlass – Mischkammeraustritt“

#### 4.2.1. Geschwindigkeits-Verteilungen

Bild 28 und Bild 29 zeigen die Geschwindigkeitsverteilungen des kalten und heißen Reaktormodells für die in Bild 27 vorgestellte Reaktorschnittebene. Bereits bei der Auswertung erster Simulationsergebnisse stellte sich heraus, dass die Sauerstoffeintrittsbedingungen in die Mischkammer das Reaktorströmungsfeld sehr stark beeinflussen. Danach sind umfassende Parametervariationen zu den Sauerstoffeintrittsbedingungen durchgeführt worden, wovon in diesem Abschnitt die Varianten mit einer axialen Sauerstoffeintrittsrichtung und einer in einem Winkel von  $\alpha=30^\circ$  auf die Reaktionszone ausgerichteten Eintrittsrichtung (Bild 29) vorgestellt werden soll. Die  $30^\circ$ -Variante wurde ausgewählt, da dieses Beispiel den in der axialen Variante ermittelten Effekt der Sauerstoffablenkung stärker verdeutlicht und auch verifiziert. Weiterhin sollte der Einfluss der Ausrichtung der Hauptströmungsrichtung auf die Phasengrenze des Abfallstoffs ermittelt werden, um durch den so erzielten, erhöhten Turbulenzeintrag ein mögliches Verbesserungspotential für den Stoffumsatz zu erzielen.

Die in Bild 28 und Bild 29 zu sehenden grauen Bereiche entsprechen den Regionen mit Geschwindigkeiten außerhalb des dargestellten Bereiches von  $0 \text{ m/s} \leq \bar{v} \leq 150 \text{ m/s}$ . Im vorgestellten Fall sind das Geschwindigkeiten von über  $150 \text{ m/s}$ .

Bei Vergleich des kalten und heißen Modells in Bild 28 sind die Unterschiede im Ausbreitungsverhalten des axial eingedüsten Sauerstoffs deutlich zu erkennen. Durch einen zu geringen Eintrittsimpuls des Sauerstoffs in die Mischkammer erfährt dieser eine Ablenkung. Der kalte Sauerstoff-Jet prallt auf den sehr heißen, hochviskosen (siehe Stoff- und Transportgrößen in Bild 50 des Anhangs) Treffpunkt der Plasmagase, wo er aufgrund seines zu geringen Impulses abgelenkt wird.

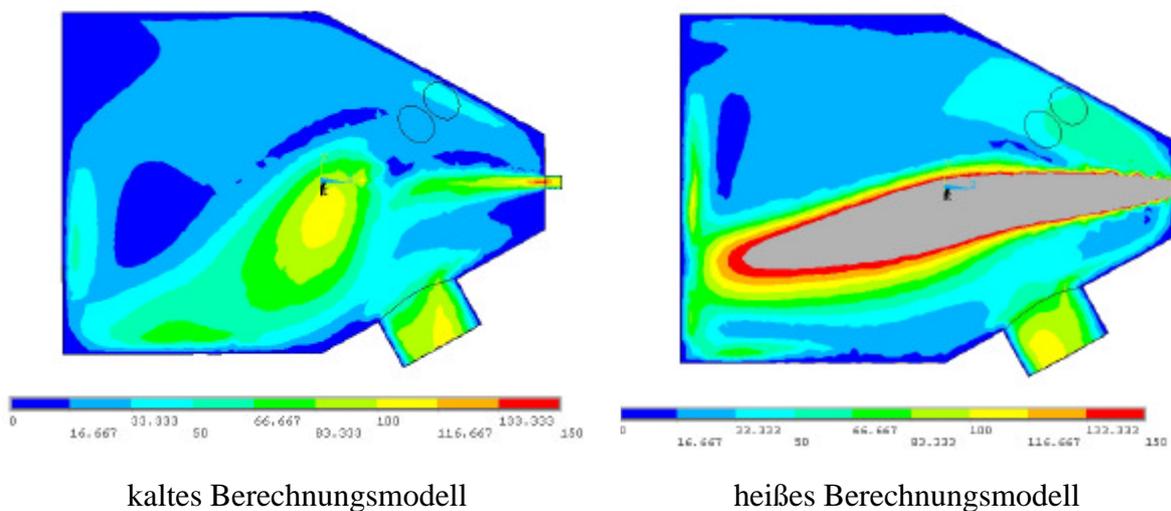


Bild 28: Geschwindigkeitsverteilungen ( $O_2$ -Eindüsung - axial)

$$0 \text{ m/s} \leq \bar{v} \leq 150 \text{ m/s}$$

Die Ablenkung erfolgt in Richtung des Mischkammeraustritts, wie spätere Ergebnisse noch deutlicher zeigen werden. Das birgt die Gefahr, dass der Sauerstoff zu schnell aus dem Reaktionsraum ausgetragen wird und damit nicht mehr als Reaktionspartner zu Verfügung steht. Im heißen Modell war auf Grund der geringen Sauerstoffdichte eine höhere Geschwindigkeit zur Kompensierung bzw. zur Realisierung desselben Massenstromes erforderlich. Daraus resultiert ein deutlich höherer Eintrittsimpuls des Gases. Der hohe Eintrittsimpuls führt dazu, dass der Sauerstoff den Treffpunkt der Plasmastrahlen durchbricht und den gesamten Reaktorgasraum durchströmt.

Die auch im heißen Modell sichtbare, geringfügige Ablenkung des Sauerstoffstrahls (Bild 28) ermöglicht eine intensivere Wechselwirkung der Gasphase mit dem in die Brennkammer eintretenden Abfallstrom. Das heiße Modell zeigt auch, dass eine viel größere Geschwindigkeit notwendig war, um die Plasmajets zu durchdringen und um nicht so stark abgelenkt zu werden.

Im Zuge der Entwicklungsarbeiten an der Plasmaanlage wurden weitere Parameterstudien zu den Sauerstoffeintrittsbedingungen durchgeführt. Zuerst unter Variation der Eintrittsrichtung, dargestellt in Bild 29, und später zur Geschwindigkeit bzw. zum Eintrittsquerschnitt, dargestellt in Bild 30.

Geschwindigkeitsverteilungen mit einem auf die Hauptreaktionszone ausgerichteten Sauerstoffeintritt sind in Bild 29 zu sehen. Ausgehend von der Annahme, dass durch die Ausrichtung des Sauerstoffstrahls auf die Phasengrenze des Abfalls eine Intensivierung der Vermischung mit den gasförmigen Zersetzungsprodukten des Abfallstoffes möglich ist, wurde diese Variante simuliert und analysiert.

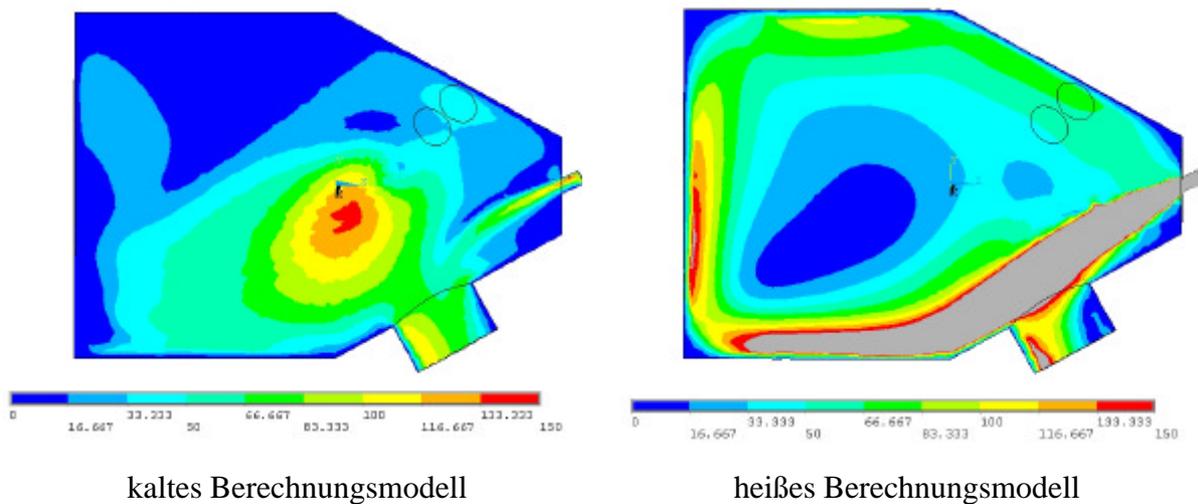


Bild 29: Geschwindigkeitsverteilungen ( $O_2$ -Eindüsung  $\alpha=30^\circ$ )

$$0 \text{ m/s} \leq \bar{v} \leq 150 \text{ m/s}$$

Die Ergebnisse zeigen ein ähnliches Verhalten wie das Modell mit axialem Sauerstoffeintritt. Im kalten Modell kommt es zu dem erwähnten Ablenkungsverhalten des Sauerstoffs in den Aschekasten, was aus bereits erläuterten Gründen zwingend im Prozess zu vermeiden ist. Im heißen Modell bildet sich eine Zirkulation der Gase aus, da die Plasmagase eine ähnliche Ausbreitungsrichtung aufweisen. Dies wirkt sich vorteilhaft auf den Energietransport zwischen Plasmagas und Sauerstoff (Erwärmung) aus und gewährleistet eine Angleichung der Gastemperaturen und Verweilzeiten (homogene T-Verteilung), was für eine gezielte Reaktionskinetik (Vermeidung unerwünschter Spezies) vorteilhaft sein kann. Andererseits wird die Gefahr des schnelleren Sauerstoffaustritts sichtbar.

Ein weiterer Effekt dieser Variante ist die Intensivierung der Wärmeübergangsbedingungen an den gekühlten Reaktorwänden durch eine stärkere fluiddynamische Wechselwirkung. Die Vergrößerung der Wärmeabfuhraten wirkt sich aber ungünstig auf den spezifischen Energiebedarf aus, da die an das Kühlwasser abgegebene Gasenthalpie einen Verlust darstellt.

In Testreihen mit dieser Art des Sauerstoffeintritts kam es zusätzlich zu Verstopfungen, durch eine teilweise Verschlackung des Mischkammeraustritts, so dass ein modifizierter axialer Sauerstoffeintritt bevorzugt wurde.

Die zur Validierung der numerischen Ergebnisse entstandenen Aufnahmen, welche Gegenstand des Kapitels 4.3.1 sein werden, zeigten für den Fall des Durchbrechens des Sauerstoffs durch die Plasmagasstrahlen dunkle bzw. kalte Zonen, woraufhin festgestellt wurde, dass auf Grund des z. T. durchbrechenden Kaltgasstromes im Experiment eher die Bedingungen des kalten Modells als des heißen vorlagen. Damit wurde ein Modell entwickelt, welches sich thermodynamisch ( $T_{ein,O_2}=273K$ ) wie das kalte Modell verhielt und den Impuls des heißen Modells besaß. Umgesetzt wurde dies durch die Reduzierung des Düsenquerschnitts um die Dichtezunahme, im konkreten Fall Faktor 12. Somit war es möglich, trotz Dichtezunahme im kalten Modell, den gleichen Massenstrom bzw. Impuls wie im heißen Reaktormodell zu erzielen. Die Berechnung des dafür erforderlichen Durchmessers  $d_{O_2Düse\_kalt}$  ist mittels der Massenbilanz und der Kontinuitätsgleichung der Gasdynamik möglich:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{O_2\_kalt} &= \dot{m}_{O_2\_heiß} \\ \mathbf{r}_{O_2\_kalt} v_{O_2\_kalt} A_{O_2Düse\_kalt} &= \mathbf{r}_{O_2\_heiß} v_{O_2\_heiß} A_{O_2Düse\_heiß} \\ d_{O_2Düse\_kalt} &= \sqrt{\frac{\mathbf{r}_{O_2\_heiß} d_{O_2Düse\_heiß}^2}{\mathbf{r}_{O_2\_kalt}}} \end{aligned} \quad 4.2-1$$

Die Ergebnisse der Geschwindigkeitsverteilung dieses Modells sind in Bild 30 zu sehen.

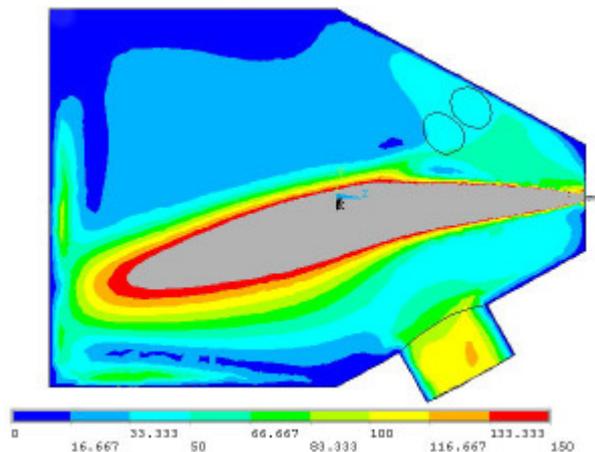


Bild 30: Geschwindigkeitsverteilung des kalten Berechnungsmodells mit dem Impuls des heißen Berechnungsmodells ( $O_2$ -Eindüsung axial,  $d_{O_2Düse\_kalt}=1\text{ mm}$ )  $0\text{ m/s} \leq \bar{v} \leq 150\text{ m/s}$

Die Ergebnisse zeigen, dass für das kalte Reaktormodell durch Reduzierung des Düsendurchmessers auf  $d_{O_2Düse\_kalt}=1\text{ mm}$ , ein Sauerstoff-Impuls erzielt werden konnte, der dem des

heißem Modell aus Bild 28 weitestgehend entspricht. Das daraus resultierende Strömungsprofil ist mit diesem nahezu identisch, was die Güte der vorgestellten Simulationsergebnisse unterstreicht. Die aus den vorgestellten Geschwindigkeitsverteilungen resultierenden Einflüsse auf die Temperaturverteilung werden Gegenstand des nachfolgenden Abschnitts sein.

#### 4.2.2. Temperatur-Verteilungen

Die in diesem Teilabschnitt diskutierten Modellierungsergebnisse der Temperaturverteilungen korrespondieren mit den bereits vorgestellten Ergebnissen der Geschwindigkeitsverteilungen. Die Darstellung der Daten erfolgt wie bei den Geschwindigkeitsverteilungen anhand derselben Schnittebene. Die grau gefärbten Bereiche entsprechen Temperaturzonen außerhalb des dargestellten Bereiches von  $2500\text{ K} \leq T \leq 4500\text{ K}$  (rot umrandet oberhalb, blau umrandet unterhalb des Temperaturbereiches).

Im vorangegangenen Abschnitt ist bereits darauf hingewiesen worden, dass über die Eintrittsbedingungen des Sauerstoffs das Strömungsfeld gezielt beeinflusst werden kann. Die Ergebnisse in Bild 28 zeigten, dass bei zu geringer Eintrittsgeschwindigkeit mit einem Ablenkungsverhalten des Sauerstoffs zu rechnen ist. Die Ergebnisse in Bild 31 zeigen die daraus resultierende Konsequenz für die Temperaturverteilung.

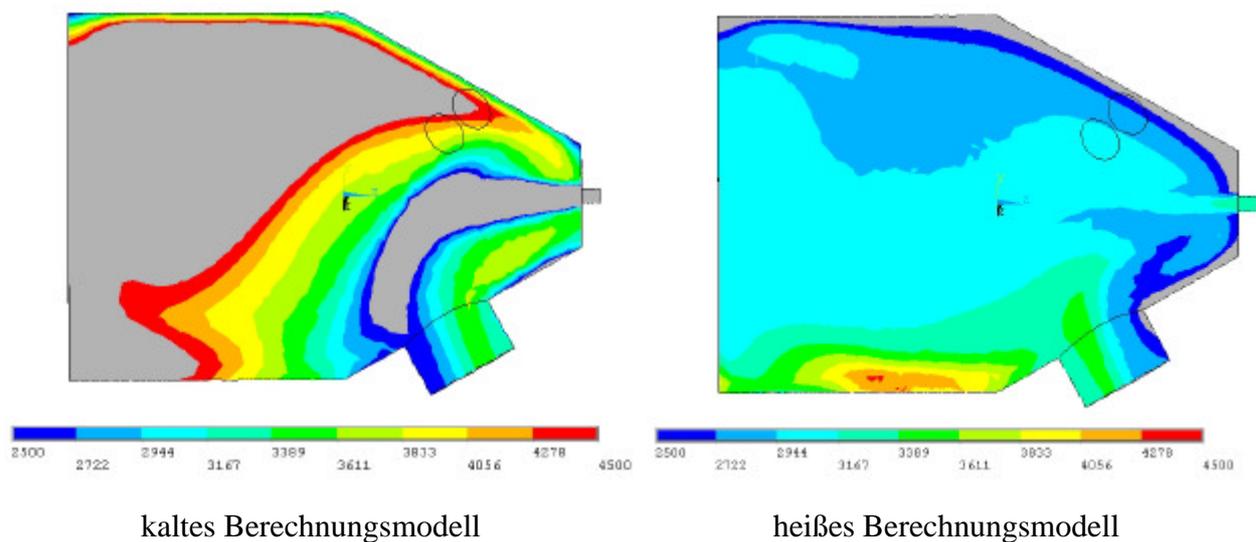


Bild 31: Temperaturverteilungen ( $O_2$ -Eindüsung - axial)  $2500\text{ K} \leq T \leq 4500\text{ K}$

Der kalte Sauerstoff erfährt durch seine kurze Verweilzeit und die daraus resultierende schlechte Durchmischung mit den Prozessgasen nur eine geringe Erwärmung. Das wiederum verursacht sehr hohe Temperaturgradienten zwischen dem vorderen und hinteren Reaktorbereich und ergibt eine höhere mittlere Reaktortemperatur. Dieses Regime spiegelt die

Realität aber nur unzureichend wieder, da im Modell eine Energiefreisetzung ohne Sauerstoffanwesenheit möglich ist.

Unter der Annahme, dass sich der Sauerstoff sehr schnell erwärmt und seine thermische Ausdehnung zu einer Impulserhöhung führt, ergibt sich für das heiße Modell ein deutlich homogeneres Temperaturprofil, siehe Bild 31. Der Sauerstoff erfährt nur eine geringe Ablenkung durch die eintretenden Plasmagasen und vermischt sich mit diesen, was zu einer Reduzierung der Temperaturgradienten führt. Die höchsten Temperaturgradienten sind im Bereich der Phasengrenze fest-gasförmig bzw. im Bereich der als volumetrische Quelle modellierten Energiefreisetzung und im vorderen Reaktorbereich (Einströmung des Sauerstoffs) zu finden.

Die Ergebnisse des heißen Modells bzw. die Annahme einer sehr schnellen Sauerstofferwärmung stellt für stoffwandelnde Prozesse sehr günstige Bedingungen dar, da die Reaktionsgeschwindigkeit eine exponentielle Abhängigkeit von der Prozesstemperatur aufweist. Somit bestehen gute Voraussetzungen für eine gezielte und schnelle Stoffwandlung sowie für die Vermeidung von Zwischenprodukten und unerwünschten Spezies, welche in Hochtemperaturprozessen allerdings nur bei starken Gradienten eine Rolle spielen, da die Verbindungen dissoziiert (in Elementarkomponenten zerlegt) vorliegen und durch eine sehr schnelle Abkühlung (Quenche) unerwünschte Rekombinationen vermieden werden können.

Zur Ermittlung weiterer Zusammenhänge und möglicher positiver Einflussnahmen auf den Prozess wurde die Sauerstoffeintrittsrichtung variiert, zu sehen in Bild 32.

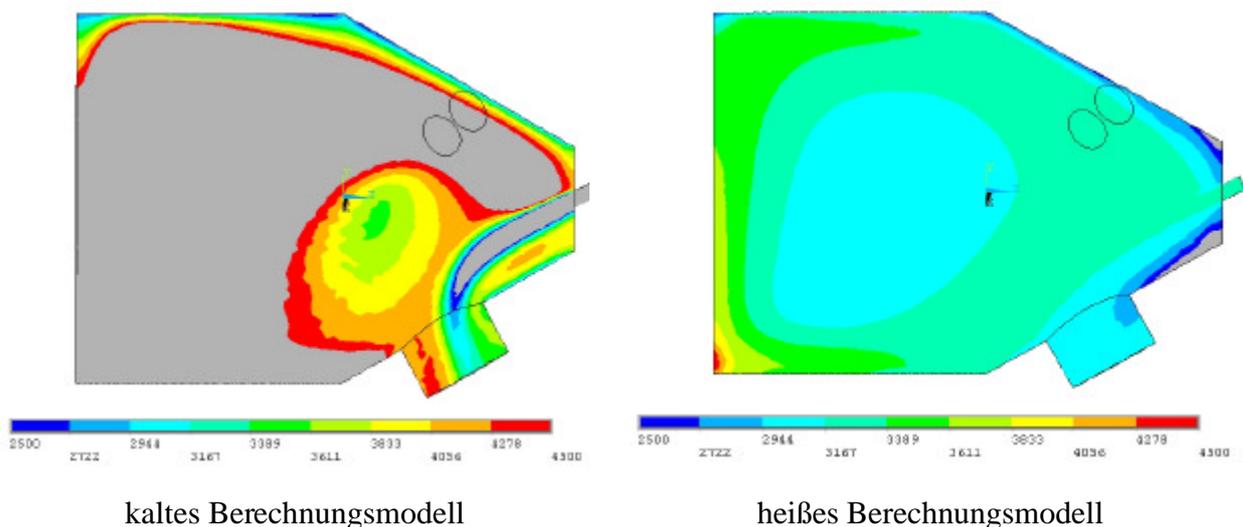


Bild 32: Temperaturverteilungen ( $O_2$ -Eindüsung  $\alpha=30^\circ$ )  $2500\text{ K} \leq T \leq 4500\text{ K}$

Für das kalte Modell, ähnlich wie in Bild 31, ergeben sich durch die Ablenkung des Sauerstoffs große Bereiche hoher Temperatur aufgrund des schlechten Durchmischungsverhaltens. Die Ergebnisse des heißen Modells zeigen ein homogenes Temperaturprofil, hervorgerufen durch den hohen Eintrittsimpuls mit einer zu den Plasmagasen nahezu identischen Ausrich-

tung. Die Hochtemperaturzone verschiebt sich in den Bereich des Förderschneckenaustrags bzw. der oberen, gekühlten Reaktorwand und führt hier zu einer entsprechenden thermischen Belastung des frisch zugeführten Abfalls aber auch zu zusätzlichen thermischen Verlusten durch den Einfluss der gekühlten Reaktorwände.

Nach reaktionskinetischen Aspekten liegen hier günstige Bedingungen für den Verbrennungsprozess vor, allerdings kam es wie bereits erwähnt, in der Erprobungsphase zu partiellen Verstopfungen, woraufhin der axiale Sauerstoffeintritt mit der dabei umgesetzten und bereits erläuterten Modifizierung (Bild 33) favorisiert wurde.

Bild 33 zeigt das Ergebnis bzgl. der Temperaturverteilung nach der Durchführung der erläuterten Veränderung der Sauerstoffdüse. Durch die Erhöhung des Sauerstoffimpulses ist es gelungen, das Ablenkungsverhalten des Sauerstoffs fast völlig zu unterbinden. Somit konnte die Verbrennungszone auf den Bereich des Reaktors eingedämmt werden, um eine nahezu vollständige Umsetzung sicherzustellen. Die Problematik der partiellen Verschlackung des Mischkammeraustritts ist im Betrieb des Plasmatechnikums mit der neuen Sauerstoffdüse und der dem humanmedizinischen Abfällen angepassten Modellschubstanz nicht wieder aufgetreten. Es besteht aber ein Restrisiko gegenüber der Verschlackung bzw. Verstopfung des Reaktors bei Aschgehalten größer  $30 \text{ Ma.-%}$  dabei handelt es sich aber um ein allgemeines Problem von Abfallverbrennungsanlagen.

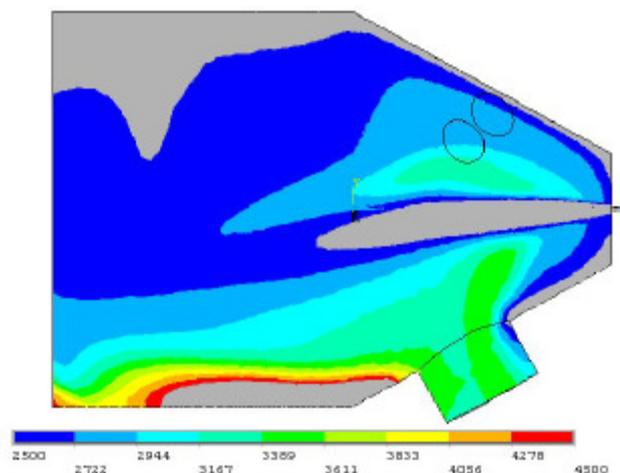


Bild 33: Temperaturverteilungen des kaltes Berechnungsmodells mit dem Impuls des heissen Berechnungsmodells ( $O_2$ -Eindüsung axial)  
 $2500 \text{ K} \leq T \leq 4500 \text{ K}$

Die Temperaturverteilung des kalten Berechnungsmodells mit einer verkleinerten Düse (Bild 33), so wie es im Prozess realisiert wurde, zeigt deutliche Temperaturgradienten, welche zunächst problematisch für stoffwandelnde Prozesse mit dem Ziel hoher Umsätze erscheinen. Es muss aber darauf hingewiesen werden, dass die Vermischung des Sauerstoffs mit dem

Plasmagas in einem Temperaturbereich oberhalb  $1500\text{ K}$  erfolgt, was die Entstehung unerwünschter Spezies aufgrund der sehr geringen thermischen Stabilität der Verbindungen weitestgehend ausschließt.

Weiterhin muss erwähnt werden, dass der Sauerstoff im Vergleich zu den Vorversuchen mit nunmehr dem 12-fachen Impuls, infolge der Düsenverkleinerung, in den Reaktor strömt. Es kommt dabei neben dem intensivierten Abbrand der Zersetzungsprodukte auch zu einer Partikelerosion, welche im Abschnitt 3.3.1 analysiert und auf Basis der hier erzielten numerischen Ergebnisse der Gasphase über das Modell zum Partikel- bzw. Feststoffabbrand (Abschnitt 3.3.5) beschrieben wurde. Mittels moderner Strömungssimulationssysteme, welche über zweiphasige Strömungsmodelle verfügen (EULER/EULER, EULER/LANGRANGE), wäre diese Wechselwirkung zwischen der kontinuierlichen und der Partikelphase u. U. berechenbar gewesen [PAS04]. Allerdings zeichnen sich die zweiphasigen Modelle noch durch eine Unsicherheit in Bezug auf die Qualität ihrer Ergebnisse aus, so dass hier noch Entwicklungsbedarf besteht und von ihrer Anwendung Abstand genommen wurde.

Der sich anschließende Abschnitt wird die Ergebnisse der numerischen Verweilzeitanalysen des Reaktors vorstellen. Das Ausbreitungsverhalten des Sauerstoffs wird anhand der dort ausgewerteten Strömungsbahnen, der Verweilzeiten und der mittleren Temperaturen der Strömungsbahnen veranschaulicht.

#### 4.2.3. Verweilzeitanalysen

Neben den Temperatur- und Geschwindigkeitsverteilungen sind auch Strömungslinien für die vorgestellten Modellvarianten und für die Parameterstudien zu den Sauerstoffeintrittsbedingungen errechnet worden. Die Berechnung der Strömungslinien basierte auf der Modellvorstellung eines trägheits- und widerstandsfreien Partikels. Dabei wird ein masseloses Partikel von einem ausgewählten Startpunkt über die resultierenden Richtungsvektoren durch das Rechengebiet hindurch verfolgt und bildet so eine Strömungsbahn. Diese Strömungsbahnen erstrecken sich von dem gewählten Startpunkt im Eintrittsquerschnitt der Plasmatrone bzw. Sauerstoffdüse bis hin zum Reaktoraustritt. Die Startpunkte wurden so gewählt, dass sie eine repräsentative Übertragbarkeit (Symmetrieachse und Randzonen) erlaubten. Da sich bei dieser Annahme das fiktive Partikel bzw. die differentiellen Gasvolumina inert verhalten (trägheits- und widerstandsfrei), repräsentiert jeder Knotenpunkt auf der Strömungsbahn die tatsächliche Gasgeschwindigkeit bzw. -temperatur.

Bild 35 zeigt eine Auswahl der wie beschrieben ermittelten Strömungsbahnen. Dargestellt sind die Gasphasentemperaturen in jedem Knotenpunkt der Strömungsbahnen mit Startpunkten in den Plasmatronen und der Sauerstoffdüse. Die Länge der aufgetragenen Bahnen entsprechen der Summe aus den Einzelknotenabständen im Rechengebiet. Die Berechnung der Verweilzeiten  $\bar{t}_{verw}$  erfolgte anhand der Beziehung:

$$\bar{t}_{Verw} = \sum_{i=1}^n \frac{|\bar{s}_i|}{|\bar{v}_i|} = \sum_{i=1}^n \frac{\sqrt{(s_{x_{i+1}} - s_{x_i})^2 + (s_{y_{i+1}} - s_{y_i})^2 + (s_{z_{i+1}} - s_{z_i})^2}}{\sqrt{v_{xi}^2 + v_{yi}^2 + v_{zi}^2}}. \quad 4.2-2$$

Dazu wurden über die Abstände der Knoten der Strömungsbahnen  $\bar{s}_i$  und die dazu korrespondierenden mittleren Geschwindigkeiten  $\bar{v}_i$  die Einzelverweilzeiten ermittelt. Die Gesamtverweilzeit  $\bar{t}_{Verw}$  wurde durch Aufsummation der Einzelverweilzeiten aller Knoten gemäß der Gl. 4.2-2 errechnet.

Ausgewählt wurden die Ergebnisse zweier Berechnungsmodelle, die wie in den voranstehenden Abschnitten bereits erläutert, ein voneinander verschiedenes Verhalten zeigen. Zum einen die Ergebnisse des kalten Modells mit dem extremen Ablenkungsverhalten des eintretenden Sauerstoffsstrahls und zum anderen die Ergebnisse des heißen Modells mit axialem Sauerstoffeintritt, welche sich durch ein deutlich homogeneres Strömungs- bzw. Temperaturfeld ohne das erwähnte Ablenkungsverhalten auszeichnen. Bild 34 zeigt die Stromlinien eines verfolgten Gasvolumens mit je einem Startpunkt im Sauerstoff und im Plasmagaseintritt.

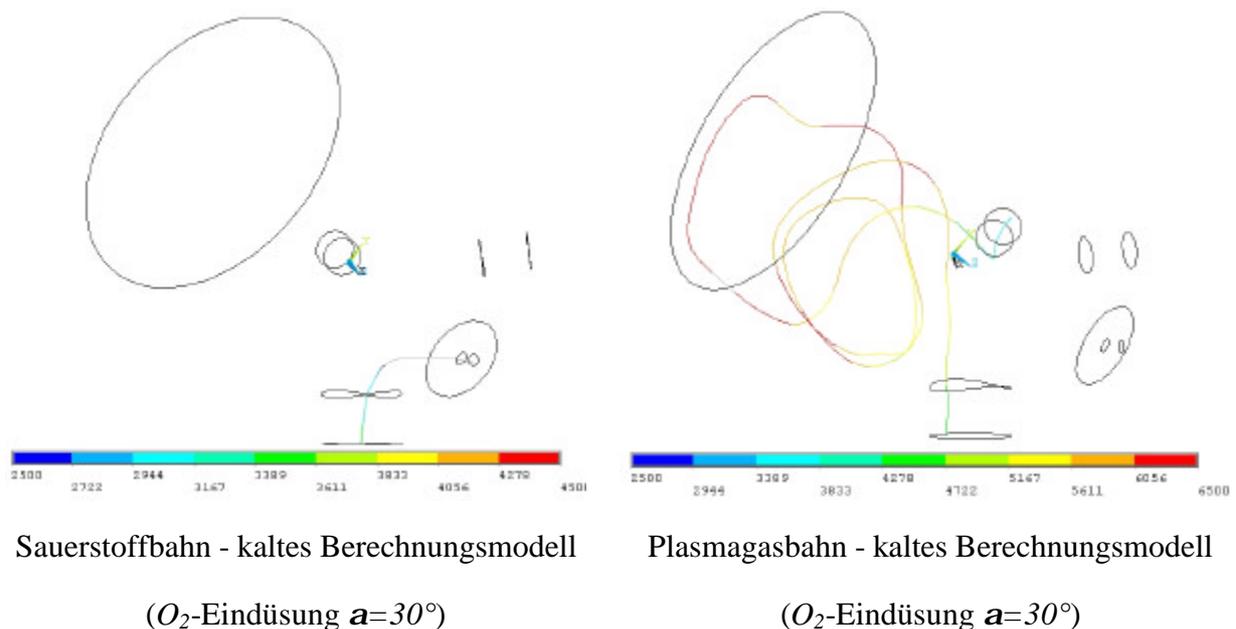
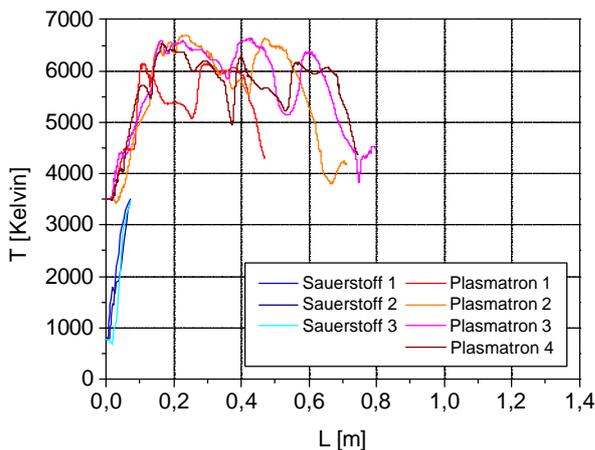


Bild 34: Stromlinien mit Temperaturverlauf für Sauerstoff und Plasmagas im kalten Berechnungsmodell,  $O_2$ -Eindüsung  $\alpha=30^\circ$ ,  $2500\text{ K} \leq T \leq 4500\text{ K}$

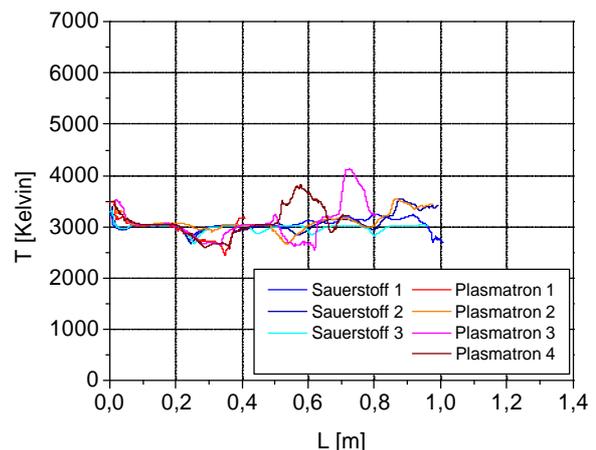
Bild 35 zeigt die dazu korrespondierenden Temperaturverläufe der Strömungsbahnen über die Länge der Bahnen. Beide Abbildungen verdeutlichen die unterschiedlichen Zonen von Erwärmung und Abkühlung denen das Element innerhalb des Reaktors unterliegt.

Bei Betrachtung der Verläufe für den Sauerstoff in Bild 34 und Bild 35 fallen die kurzen Längen der Sauerstoffbahnen des kalten Modells auf. Diese Längen sind die Konsequenz aus dem analysierten Ablenkungsverhalten des Sauerstoffs in Richtung des Reaktoraustritts. Die Verläufe machen deutlich, dass sich der Sauerstoff nach Eintritt in die Mischkammer auf die Eintrittstemperatur der Plasmagas erwärmt und danach die Mischkammer auf kürzestem Weg verlässt und somit nicht mehr als Reaktionspartner zu Verfügung steht. Die Strömungsbahnen der Plasmagas zeigen ein davon verschiedenes Verhalten. Nach ihrem Eintritt in die Mischkammer mit ca. 3500 K, was der zugeführten Leistung der Plasmatrone entspricht, durchlaufen diese zunächst das Gebiet der Energiefreisetzung mit einer entsprechenden Temperaturerhöhung. Im weiteren Verlauf der Bahnen treffen diese auf das hintere Reaktorende, werden in Umfangsrichtung abgelenkt und strömen dann größtenteils in Wandnähe zu dem Reaktoraustritt zurück. Es bildet sich eine Umfangsströmung aus, die z. T. rezirkuliert.



kaltes Berechnungsmodell

( $O_2$ -Eindüsung  $\alpha=30^\circ$ )



heißes Berechnungsmodell

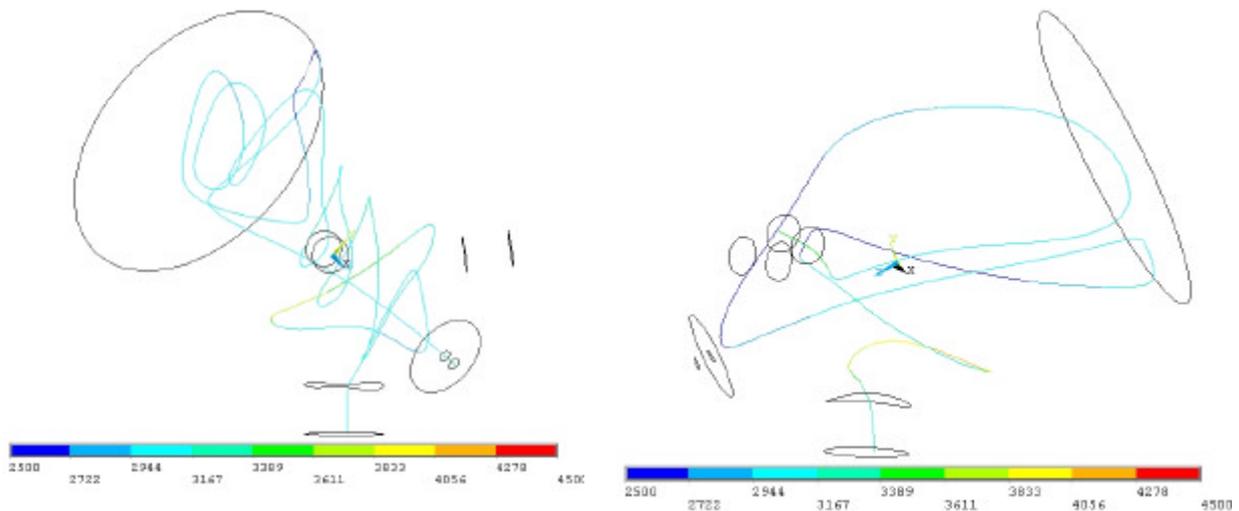
( $O_2$ -Eindüsung axial)

Bild 35: Temperaturverläufe der Stromlinien  $2500\text{ K} \leq T \leq 4500\text{ K}$

In Abhängigkeit der Bereiche, durch die sich die Strömungsbahnen durch den Reaktor bewegen, kommt es wie beschrieben, zu einer Abkühlung infolge der gekühlten Reaktorflächen (Zurückströmung in Wandnähe), zu einer Abkühlung durch Wechselwirkung mit dem kalt eintretenden Sauerstoff oder zu einer Erwärmung durch die Energiefreisetzung der Hauptreaktionszone. Die Verläufe zeigen z. T. auch regelmäßige Zyklen von Erwärmungs- und Abkühlphasen, was auf eine rezirkulierende Strömung und damit auch auf wiederkehrende ähnliche thermische Effekte hindeutet.

Die Sauerstoffbahnen des heißen Modells im Bild 35 und Bild 36 zeigen gleichmäßigere Längen der Strömungsbahnen und Temperaturverteilungen für Sauerstoff und Plasmagas.

Dies ist eine Folge des größeren Eintrittsimpulses. Da 50 % der Reaktionswärme über den heiß eingedüsten Sauerstoff  $T_{O_2}=3300\text{ K}$  dem System zugeführt werden, ergeben sich schon im Bereich des Eintritts ( $L=0$ ) nur recht geringe Temperaturunterschiede für Plasma- und Sauerstoffbahnen. Es liegt also nahe, dass eine möglichst schnelle und intensive Durchmischung und ein Energieaustausch der in den Reaktor eintretenden Stoffströme technologisch umzusetzen sind.



Sauerstoffbahn - heißes Berechnungsmodell  
( $O_2$ -Eindüsung axial)

Plasmagasbahn - heißes Berechnungsmodell  
( $O_2$ -Eindüsung axial)

Bild 36: Stromlinien mit Temperaturverlauf für Sauerstoff und Plasmagas im heißen Berechnungsmodell,  $O_2$ -Eindüsung axial,  $2500\text{ K} \leq T \leq 4500\text{ K}$

Die errechneten Verweilzeiten, dargestellt in Tabelle 8, zeigen ähnlich günstige bzw. ungünstige reaktionstechnische Bedingungen für die vorgestellten Modellvarianten aus Bild 35. Zur besseren Veranschaulichung wurden das Verhältnis  $t_{Verw\_O_2}/t_{Verw\_Plasmatron}$  und die mittleren Temperaturen der Strömungsbahnen  $\bar{T}_{O_2}$ ,  $\bar{T}_{Plasmatron}$  sowie der Betrag ihrer Abweichung  $|DT|$  eingeführt. Idealerweise sollte das Verhältnis der Verweilzeiten in der Nähe von 1 liegen, was die Grundlage für eine gute Durchmischung, effektiven Stoff- und Energietransport und somit gradientenfreien Betrieb eines stoffwandelnden Prozesses darstellt. Die mittleren Temperaturen der Strömungsbahnen für Sauerstoff und Plasmagas sollten ebenfalls möglichst identische Werte als Resultat eines homogenen Temperaturfeldes aufweisen.

Die Ergebnisse der heißen Lösungen der Tabelle 8 zeigen im Vergleich zu der kalten Lösung deutlich vorteilhaftere reaktionskinetische Bedingungen, denn die Verweilzeiten weichen deutlich geringer voneinander ab als es in dem kalten Modell der Fall ist. Auch die mittleren

Temperaturen bzw. die Differenzen  $|DT|$  der Strömungsbahnen deuten auf eine homogenere Verteilung hin.

Tabelle 8: Überblick zu den Verweilzeiten der Strömungsbahnen

Modell	$\bar{t}_{Verweil\_O2}$	$\bar{t}_{Verweil\_Plasmatron}$	$\frac{\bar{t}_{Verweil\_Plasmatron}}{\bar{t}_{Verweil\_O2}}$	$\bar{T}_{O2}$	$\bar{T}_{Plasmatron}$	$ DT $
axial - kalt	18 ms	22 ms	1,2	3684 K	4270 K	586 K
axial - heiß	32 ms	12 ms	0,375	3036 K	3050 K	14 K
$\alpha=30^\circ$ - kalt	1,3 ms	22 ms	31	1734 K	5284 K	3550 K
$\alpha=30^\circ$ - heiss	31 ms	5 ms	0,17	2925 K	3140 K	215 K

Neben den Modellvarianten aus Bild 35 wurden in der Tabelle 8 auch die Verweilzeiten und die mittleren Temperaturen der Strömungsbahnen aller bisher diskutierten Modellvarianten aufgeführt. Ein Vergleich dieser zeigt die erwähnten Unterschiede zwischen dem heißen und kalten Modell. Die Parametervariation des Sauerstoffeintrittswinkels weist auf einen verstärkenden ( $\alpha=30^\circ$ ) bzw. abschwächenden (axialer Eintritt) Einfluss auf die Ablenkung des Sauerstoffs für die kalten Lösungen hin, was auch die Abweichungen des Verhältnisses  $t_{Verw\_O2}/t_{Verw\_Plasmatron}$  verdeutlichen.

Die Ergebnisse der Untersuchungen zeigen, wie über die verschiedenen Eintrittsbedingungen von Sauerstoff und Plasmagas der Prozess beeinflussbar ist und wie über die numerische Modellierung diese Effekte analysiert werden können. Es konnten Zusammenhänge und Ursachen aufgedeckt werden, die zur Vergleichmäßigung der Verweilzeit, zu einer intensiveren Durchmischung und zur Reduzierung der im Prozess auftretenden Gradienten führen. Der nachfolgende Abschnitt wird die experimentelle Validierung der numerisch ermittelten Simulationsergebnisse behandeln.

### 4.3. Validierung

Bei der Entwicklung eines numerischen Berechnungsmodells ist mit besonderer Vorsicht auf die Auswahl der Randbedingungen zu achten. Die Wahl der Randbedingungen spiegelt die physikalische Realität leider nur in einer Näherung wider und es ist zu beachten, dass der durch sie eingebrachte Modellfehler das Simulationsergebnis spürbar beeinflussen kann. Um diesen Fehler so gering wie nur möglich zu halten, ist versucht worden, das Modell möglichst nah an reale Versuchsbedingungen anzupassen und die erzielten Ergebnisse experimentell zu

validieren. Dazu sollen nachstehend zunächst die Validierungsmethoden vorgestellt werden und dann die Evaluierung der numerischen Ergebnisse vorgenommen werden.

#### 4.3.1. Optische Analysen

Ausgangspunkt für die optische Validierung waren die positiven Erfahrungen, die bei der Bewertung des Durchmischungsverhaltens eines Dreistrahlplasmareaktors für die Vernichtung von FCKWs gemacht wurden [BEN00]. Zu diesem Zweck ist die Förderschnecke aus dem Schrägrohrreaktor entfernt worden und durch eine Glasscheibe (optischer Flansch) ersetzt worden, siehe Bild 37.

Der Einfluss auf die Strömungsbedingungen aufgrund der veränderten Reaktorgeometrie konnte mit dieser Änderung als sehr gering eingeschätzt werden. Als Kamera kam ein Hochgeschwindigkeitskamerasystem des Typs IDT X-Stream Vision-XS3 zum Einsatz, wie es auch für die Analysen im Abschnitt 3.3 verwendet wurde. Die Ergebnisse dieser Aufnahmen sind in Bild 38 zu sehen.

Für die Validierungen ist ein aus den Vorversuchen ausgewählter typischer Betriebspunkt (siehe Randbedingungen im Abschnitt 4.1.1) ausgewählt worden, um so eine Vergleichbarkeit sicherzustellen. Bezüglich der Sauerstoffeintrittsbedingungen sind zwei verschiedene Durchmesser einer axialen Düse getestet worden sowie eine in einem Winkel von  $30^\circ$  auf die Phasengrenze ausgerichtete Düse.

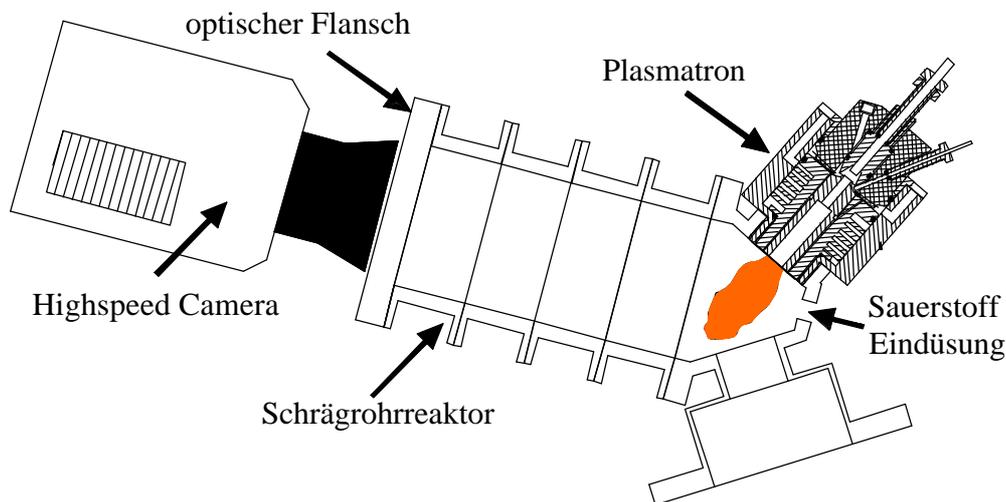
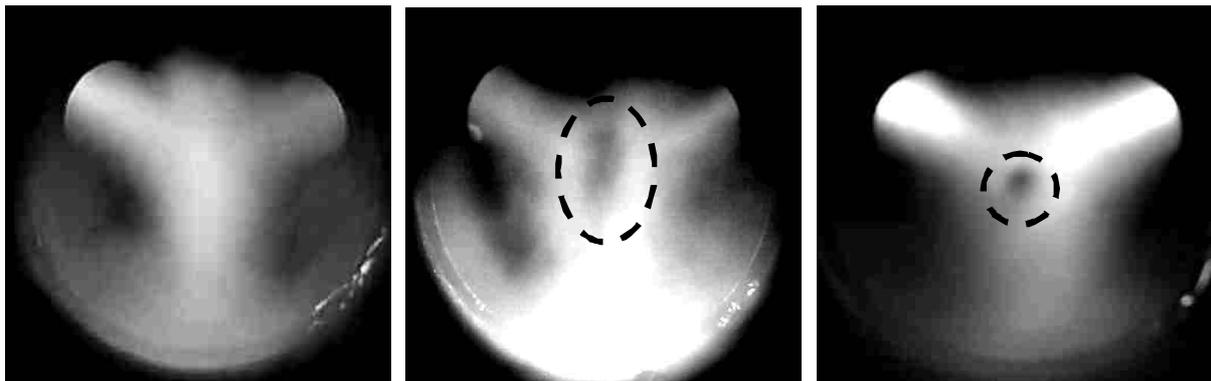


Bild 37: Versuchsanordnung zur optischen Validierung der Modellierungsergebnisse

Die linke Aufnahme in Bild 38 zeigt die Bedingungen mit der Sauerstoffdüse aus den Vorversuchen ( $d_{O_2Düse}=3,5\text{ mm}$ ), in denen die Ausweitung der Reaktionszone in den Aschkasten hinein beobachtet wurde. Zu erkennen sind die aus den Plasmatronen austretenden

Plasmagas mit einem in der Reaktorachse gelegenen Treffpunkt der Strahlen. Die Form der Strahlen bzw. dieses Profils ist ausgeprägt und war über die Aufnahmedauer (Sequenzen) stabil, so dass eine Störung bzw. eine Wechselwirkung mit dem kalten Sauerstoffstrom nicht zu beobachten war. Weiterhin zu erkennen sind Gebiete unterschiedlicher Lichtintensität, welche unterschiedliche Temperaturen repräsentieren. Die mittlere Aufnahme mit der 2 mm-Düse zeigt erste Anzeichen einer Störung dieses Profils. Es kommt zum Durchbruch des Sauerstoffstrahls durch den Treffpunkt der Plasmastrahlen hindurch aufgrund des höheren Impulses bzw. der höheren Eintrittsgeschwindigkeit. Dieses Verhalten konnte genau so in den Modellierungsergebnissen des heißen Profils nachgewiesen werden, wie es im Bild 28 (heißes Berechnungsmodell) dargestellt ist. Über die Sequenzen wurde festgestellt, dass dieses Durchschlagen des Sauerstoffs noch in starker Wechselwirkung mit dem Plasmagas stand (diffuse, flackernde Konturen, instabile Zone). Gemäß der Berechnungen nach Gl. 4.2-1 wurde der Düsendurchmesser auf 1 mm reduziert, um denselben hohen Impuls mit den kalten Sauerstoffeintrittsbedingungen wie in der heißen Lösung zu erzielen. Als Resultat dieser Durchmesserreduzierung ergibt sich das im rechten Bild dargestellte stabile Profil.



$$\dot{V}_{O_2} = 4 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$d_{O_2 \text{ Düse}} = 4 \text{ mm}$$

$$\dot{V}_{O_2} = 4 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$d_{O_2 \text{ Düse}} = 2 \text{ mm}$$

$$\dot{V}_{O_2} = 8 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$d_{O_2 \text{ Düse}} = 1 \text{ mm}$$

Bild 38: Validierungsaufnahmen mit Variation des Volumenstroms der Sauerstoff-Dosierung (axial)

Der Einfluss der Plasmagasstrahlen ist hier von untergeordneter Bedeutung. Der Sauerstoff durchschlägt den Treffpunkt und durchströmt den gesamten Reaktorraum, womit das unerwünschte Ablenkungsverhalten vermieden werden konnte. Dasselbe Verhalten konnte auch im Rahmen der Modellierung (Bild 30 und Bild 33) nachgewiesen werden. Die geringen Unterschiede zur Validierung unterstreichen die Qualität der Randbedingungen, der Berechnungen und insbesondere der Modellbildung mit der daraus abgeleiteten Vorgehensweise.

Im nächsten Schritt sollen die Validierungsaufnahmen der zweiten Düsenkonfiguration vorgestellt werden. Diese Düse ist in einem Winkel von  $30^\circ$  zur Reaktorachse auf die Reaktionszone ausgerichtet, um den gewünschten Turbulenzeintrag zu erzielen. Dazu ist in Bild 39 die Temperaturverteilung in isometrischer Form dargestellt, um die mit dieser Konfiguration verursachten Verschiebung der Temperaturzone zu verdeutlichen.

Die Ursache für diese Verschiebung liegt in der ausgeprägten Umfangströmung, welche schon in den zweidimensionalen Konturdarstellungen in Bild 29 und Bild 32 beschrieben wurde. Die mit der axialen Düsenkonfiguration erkennbaren Hochtemperaturzonen, verursacht durch die in der Hauptreaktionszone modellierte Energiefreisetzung, verschoben sich in Umfangsrichtung, wie aus Bild 39 hervorgeht.

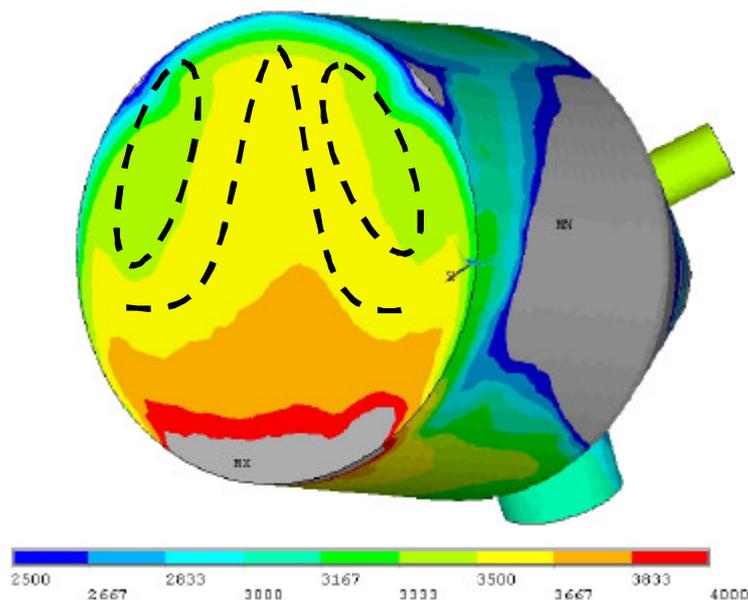
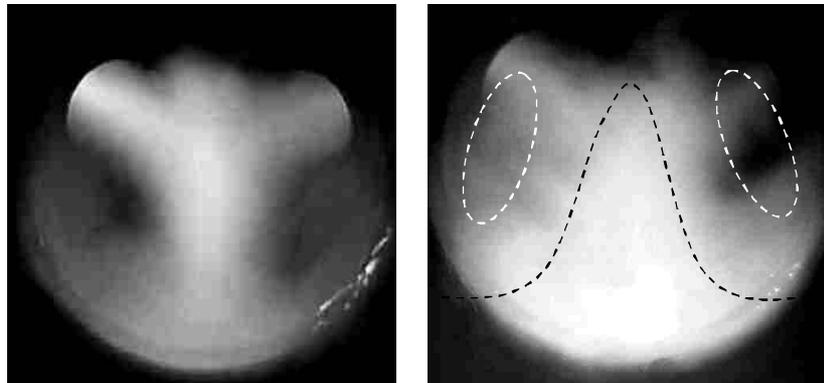


Bild 39: isometrische Darstellung der Temperaturverteilung (heißes Modell,  $O_2$ -Eindüseung  $\alpha=30^\circ$ )  $2500\text{ K} \leq T \leq 4000\text{ K}$

Die Validierungsaufnahmen in Bild 40 zeigen, dass dieselbe Erscheinung auch im Prozess zu beobachten war. Hier ist der Einfluss erst mit der 2 mm-Sauerstoffdüse zu erkennen, ähnlich den Validierungen in Bild 38.

Die Ergebnisse der Modellierung in Bild 39 können im Vergleich mit den Validierungsaufnahmen in Bild 40 als sehr gut bewertet werden. Es ist gut nachvollziehbar, wie durch den gerichteten Sauerstoffstrahl ( $\alpha=30^\circ$ ) eine Verschiebung bzw. Beeinflussung der Hochtemperaturzone möglich ist. Es ist aber auch erkennbar, dass aufgrund der hohen Temperatur bzw. Viskosität dieser Zone nur eine Verschiebung und nicht etwa eine ausgeprägte Durchmischung mit dem Sauerstoff möglich ist. Um trotzdem einen guten Energieaustausch und damit einen möglichst vollständigen Abbau der Zersetzungs-

komponenten zu realisieren, bedeutet das für den Prozess einen möglichst ausgeprägten Kontakt der kalten und heißen Gase bei möglichst gleichlangen Verweilzeiten.



$$\dot{V}_{O_2} = 4 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$d_{O_2\text{Düse}} = 4 \text{ mm}$$

$$\dot{V}_{O_2} = 4 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

$$d_{O_2\text{Düse}} = 2 \text{ mm}$$

Bild 40: Validierungsaufnahmen mit Variation des Sauerstoffeintrittswinkels ( $\alpha = 30^\circ$ )

Die Validierungsaufnahmen zeigen auch, dass bei einem zu starken Eintrittsimpuls des Sauerstoffs eine Verschiebung der Hochtemperaturzone weg von dem Feststoffeintritt in den Bereich der Reaktorwände möglich ist. Dieses Verhalten ist dann durch geeignete Maßnahmen (Düsenanpassung) zu verhindern, da es eine zusätzliche Wärmeabfuhr in die Reaktorkühlung verursacht und somit einen vermeidbaren thermischen Verlust darstellt.

Neben den vorgestellten Validierungen sind experimentelle Untersuchungen durchgeführt worden. Die Ergebnisse dieser sollten die Ergebnisse der Simulationsergebnisse natürlich am besten widerspiegeln, da durch die Bilanzierung der Versuche die erzielten Veränderungen bzw. Verbesserungen quantifiziert werden konnten. Das nachfolgende Kapitel wird die experimentellen Ergebnisse mit den in den Versuchskampagnen durchgeführten technologischen Veränderungen und Variationen der Prozessgrößen vorstellen und bewerten.

## 5. Experimentelle Untersuchungen

Die Ziele der experimentellen Untersuchungen war der Nachweis der Funktionalität, Stabilität und der thermischen Belastbarkeit des Gesamtverfahrens sowie die Bilanzierung und Bewertung des Prozesses und Einzelapparate. Einzelne Voruntersuchungen wurden bereits im Punkt 3.3 dieser Arbeit vorgestellt, allerdings dienten diese nur des Nachweises der Funktionalität von Einzelelementen (Schrägrohrreaktor, Mischkammer, Reaktorschüsse etc.), welche in Eigenentwicklung entstanden waren und somit vor dem Einsatz im Gesamtprozess zu testen waren.

Ziel dieses Abschnittes soll sein, den günstigen Betriebsbereich der Anlage vorzustellen, eine Auswahl günstiger Betriebspunkte vorzustellen, Abhängigkeiten zu erläutern und eine Bewertung der experimentellen Ergebnisse anhand typischer Kennzahlen vorzunehmen.

### 5.1. Versuchsdurchführung

In Vorbereitung der Versuche war eine Reihe von Arbeitsschritten erforderlich, welche hier kurz vorgestellt werden. Zunächst war die Zielstellung des Versuchs zu formulieren. Dies geschah im Wesentlichen auf Basis der Ergebnisse der Vorversuche. Dazu gehörte die Festlegung der variablen äußeren Randbedingungen wie z. B. die zugeführte elektrische und chemische Leistung, den Anlagendurchsatz und den Sauerstoffdurchsatz. Danach waren die technologischen Komponenten entsprechend der Zielstellung einzurichten und zu überprüfen. Die Gasanalyse war mit entsprechenden Null- und Kalibriergasen zu kalibrieren und zu testen. Der Schrägrohrreaktor war von den Anhaftungen der Modellsubstanz bzw. des Tiermehls aus den Vorversuchen zu reinigen. Die Anlage wurde auch auf Dichtheit gegenüber Verbrennungsgasen getestet, indem sie mit einem geringen Überdruck von  $0,5 \text{ bar}$  beaufschlagt wurde und der Druckabfall überprüft wurde. Die sicherheitstechnischen Einrichtungen (Inertgasflutung, Rückschlagventile, Potenzialausgleiche) wurden auf ihre Funktion hin überprüft. Waren von der technologischen Seite her alle Vorbereitungen abgeschlossen, konnte die Modellsubstanz vorbereitet werden. Diese wurde jeweils 2-3 Stunden vor Versuchsbeginn gemäß der im Brennstoffdreieck im Bild 9 dieser Arbeit dargestellten Zusammensetzung abgemischt. Kurz vor Versuchsbeginn erfolgte die Befüllung des Vorratssilos. Die Zündung der Plasmatrone bildete den Versuchsbeginn. Die danach umgesetzten Tätigkeiten und Strategien in der Prozessführung sollen im Abschnitt 5.3.2 zur Anlagenstabilität anhand der zeitlichen Verläufe der Prozessgrößen diskutiert werden. Das Leerfördern des Vorratssilos und die damit verbundene starke Änderung in den Konzentrationsverläufen der Gase bildete das Ende eines jeden Versuches. Nach dem Abkühlen der Anlage erfolgten die Analyse der Rückstände (Einwaage und Ermittlung des Glühverlusts) sowie die Auswertung der Versuchsergebnisse.

## 5.2. Bilanzierung

Die für die Bilanzierung des Verfahrens erforderlichen Prozessgrößen wurden während der Versuche sekundlich erfasst. Im Einzelnen handelte es sich um folgende Größen:

- Spannung und Stromstärke der Lichtbögen,
- Kühlwasserdurchsätze und -temperaturen,
- Gasdurchsätze, -temperaturen und -drücke,
- Gaskonzentrationen,
- Motorfrequenzen.

Die Dosierung des Sauerstoffs erfolgte über einen Massendurchflusssensor, die des Abfallstoffs über den Frequenzumrichter des Antriebsmotors der Förderschnecke. Mittels der Versuchsdaten waren folgende Bilanz- und Prozessgrößen berechenbar.

Die elektrische Anschlussleistung der Plasmatrone  $P_{el}$  errechnet sich aus dem Produkt der Spannung  $U_{PT}$  und der Stromstärke  $I_{PT}$  des Plasmatrons bzw. Lichtbogens:

$$P_{el} = U_{PT} I_{PT} . \quad 5.2-1$$

Der zur Reduzierung der thermischen Belastung der Kathode, Anode und Reaktorelemente an das Kühlwasser abgegebene Wärmestrom  $\dot{Q}_{KW}$  errechnet sich nach der Beziehung:

$$\dot{Q}_{KW} = \sum_{i=1}^n (\dot{m}_{KW\_i} c_{p_{KW}} \Delta T_i) . \quad 5.2-2$$

Damit ergibt sich für den Wirkungsgrad der Plasmatrone  $h_{PT}$ :

$$h_{PT} = \frac{P_{PT} - \dot{Q}_{KW\_PT}}{P_{PT}} . \quad 5.2-3$$

Die energetische Bilanzierung soll anhand des Fließbilds im Bild 41 verdeutlicht werden. Die dem Prozess zugeführten Energieströme setzten sich zusammen aus der Energie des Plasmagases und des Sauerstoffs, welche im Vergleich zu den zugeführten elektrischen  $P_{el}$  und chemischen Energieströmen  $\dot{H}_{Abf}$  vernachlässigbar gering waren. Die abgeführten Energieströme bildeten alle an das Kühlwasser abgegebenen Wärmen. Die Enthalpie des Abgases ist aufgrund seiner geringen Temperatur von ca. 20 °C vernachlässigbar gering, so dass die Energiebilanz für den Gesamtprozess wie folgt aufzustellen war:

$$P_{el} + \dot{H}_{PG} + \dot{H}_{O_2} + \dot{H}_{Abf} = D_R \dot{H}_{Abf} + \dot{H}_{AG} + \sum_{i=1}^n (\dot{m}_{KW\_i} c_{p_{KW}} \Delta T_i) . \quad 5.2-4$$

Die chemische Leistung bzw. der Reaktionswärmestrom der Verbrennung  $D_R \dot{H}_{Abf}$  errechnete sich als Differenz aus der Energiebilanz, da es sich bei allen anderen Größen der Energiebilanz um messbare Größen handelte.

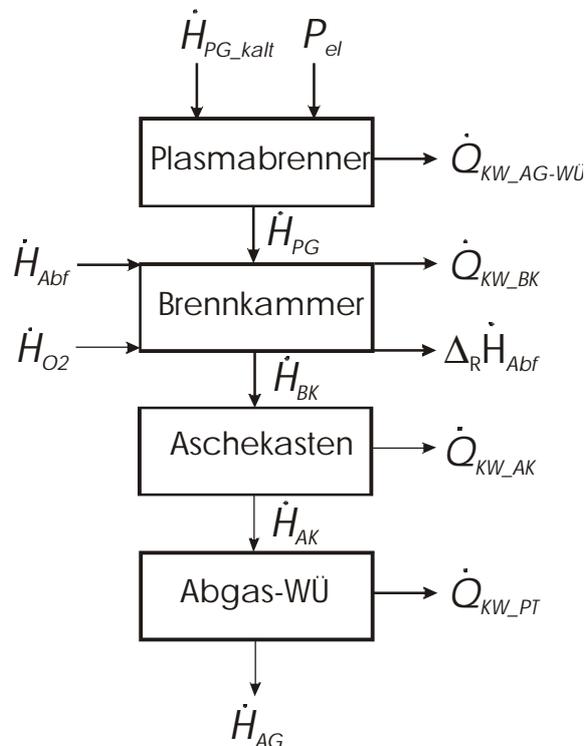


Bild 41: Blockfliessbild der energetischen Bilanzierung

Die Berechnung der chemischen Leistung erfolgte ebenfalls aus der Bilanzierung der Verbrennungskomponenten des Abgases unter Berücksichtigung der Stöchiometrie in Gl. 3.3-17, so dass eine Validierung der Energiebilanz vorgenommen werden konnte.

Die allgemeine stoffliche Bilanz der Komponenten  $i=C, H, O, N$  ist in Gl. 5.2-5 dargestellt:

$$x_{i\_Abf} \dot{m}_{Abf} = x_{i\_AG} \dot{m}_{AG} + x_{i\_AS} \dot{m}_{AS} \quad 5.2-5$$

Die Massenanteile der Komponenten  $C, H, O, N$  waren für die eingesetzte Modellsubstanz aufgrund der durchgeführten Elementaranalysen bekannt. Vor jedem neuen Versuch wurden lediglich der Asche- und Wassergehalt neu bestimmt, da diese stark variierten und eine Korrektur der Zusammensetzung auf Basis der für die Tiermehlcharge bereits durchgeführten Elementaranalyse erforderlich war. Die Anteile der  $C, H, O, N$  Komponenten des Abgases wurden durch einen Mailhack-Gasanalysator bestimmt.

Die Überprüfung der Massenbilanz in Gl. 5.2-5 erfolge durch Einwaage der Abfallmengen  $\dot{m}_{Abf}$ , der Asche- bzw. Rückstandsmenge  $\dot{m}_{AS}$  sowie der mittels Turbinenzähler erfassten Abgasmengen  $\dot{m}_{AG}$ .

Nachfolgend sollen die für die Bewertung in Abschnitt 5.3.3 ausschlaggebenden Kennzahlen vorgestellt werden. Die für die Bewertung des Durchmischungsverhaltens der Reaktionspartner und des erforderlichen Versorgungsaufwands mit externen Flaschengasen als repräsentative Größe anzunehmende Sauerstoffüberschusszahl  $I$  errechnet sich nach der Beziehung:

$$I = \frac{\dot{n}_{O_2\_Dosi}}{\dot{n}_{st\ddot{o}chiomerisch}} = \frac{\dot{n}_{O_2\_Dosi}}{\dot{n}_{O_2\_CO_2} + \dot{n}_{O_2\_H_2O} - \dot{n}_{O_2\_TM}}. \quad 5.2-6$$

Die schon im Rahmen der Verfahrensdimensionierung vorgestellte Größe zur Bewertung des energetischen Aufwands zur Behandlung des Abfallstoffs ist der spezifische Bruttoenergiebedarf, der sich wie folgt berechnet:

$$e = \frac{P_{el}}{\dot{m}_{Abf}}. \quad 5.2-7$$

Zur Bewertung des Energiegehaltes des in die Mischkammer eintretenden Plasmagases dient die spezifische Enthalpie  $h_{PG}$  des Plasmagases. Sie ist die auf den Normvolumenstrom ( $20^\circ C$ ,  $1\ bar$ ) des Plasmagases bezogene Bruttoleistung der Plasmatrone:

$$h_{PG} = \frac{P_{el}}{\dot{V}_{KG}}. \quad 5.2-8$$

Der Umsatz Organik (asche- und wasserfrei)  $U_{Org}$ , als allgemeine reaktionstechnische Bewertungsgröße, errechnet sich aus der im Abgas erfassten  $CO_2$ -Menge und der zugehörigen Stöchiometrie in Gl. 3.3-17 nach folgender Beziehung:

$$U_{Org} = \frac{\int \dot{V}_{CO_2} dt}{\mathbf{u} n_{CHxOyNz}}. \quad 5.2-9$$

Die Hauptbewertungsgröße bildete der Glühverlust  $GV$ , welcher über die Deponierbarkeit des Rückstands entscheidet und bereits in Punkt 1.1.1 dieser Arbeit vorgestellt wurde [DIN14].

### 5.3. Versuchsergebnisse

Die experimentellen Untersuchungen erfolgten unter Variation des Reaktorstellwinkels, des Feststoffdurchsatzes, der Leistung der Plasmatrone und der Gemischzusammensetzung bzw. des Heizwerts. Um explizite Abhängigkeiten bzw. Einflussgrößen zu ermitteln und eine Vergleichbarkeit sicherzustellen, wurde versucht, bis auf die zu variierende Größe alle anderen Prozessgrößen weitestgehend konstant zu halten. Da allerdings Abhängigkeiten zwischen den Prozessgrößen bestehen wie z. B. zwischen Feststoffdurchsatz, Abgasaufkommen, Kreislaufdurchsatz und Lichtbogenlänge bzw. Leistungseintrag sowie zwischen Abgaszusammensetzung und Spannungsabfall des Lichtbogens und damit auch des

Leistungseintrages waren geringe Abweichungen nicht immer zu vermeiden. Der nachfolgende Abschnitt soll die durch Variation der äußeren Prozessgrößen erzielten Änderungen der Prozessparameter sowie deren Abhängigkeiten erläutern. Die sich daran anschließenden Abschnitte werden sich mit der Anlagenstabilität, anhand eines ausgewählten Betriebspunktes, und der Bewertung der experimentellen Ergebnisse, anhand der in 5.2 vorgestellten Prozesskenngrößen, beschäftigen.

### 5.3.1. Anlagenbetriebspunkte

Tabelle 9 zeigt die in der Versuchskampagne ermittelten Betriebspunkte des Plasmaverfahrens. Die Dauer aller Versuche variierte im Bereich von 1,5 bis 2 Stunden. Die Versuchszeit ergab sich in Abhängigkeit der Zeitdauer bis zum Erreichen eines stabilen Betriebspunktes, welcher zum Zwecke der Bilanzierung für etwa eine Stunde gehalten wurde, um den Versuch danach abzufahren.

Es soll zunächst erwähnt werden, dass in Vorversuchen, die hier nicht aufgeführt sind, eine Verschlackung der Brennkammer nachgewiesen wurde und diese Versuche z. T. abgebrochen werden mussten. Zur Vermeidung dieses Verhaltens wurde der bereits erwähnte Rührkörper an das Ende der Förderschnecke angebracht. Durch die damit erzielte Intensivierung der Durchmischung der Feststoffoberfläche konnte das Problem der Verschlackung vermieden werden.

Der Versuch *TM 1* der Tabelle 9 stellt den ersten Versuch mit dem Rührkörper dar, welcher mit einem Reaktorstellwinkel von  $17^\circ$  gefahren wurde. Die dabei erzielten Ergebnisse waren noch nicht befriedigend. Der Organik-Gehalt des Rückstandes war für eine Deponierung auf einer Hausmülldeponie (Deponieklasse II) nicht geeignet. Zur Reduzierung des Anteils an Restorganik wurde der Reaktorstellwinkel von  $17^\circ$  auf  $0^\circ$  reduziert, mit dem Ziel der Verweilzeiterhöhung der Modellsubstanz. Es wurde erwartet, dass über den Anstellwinkel das Austrags- und Abfließverhalten des Abfallstoffs bzw. der Verbrennungsrückstände zu beeinflussen bzw. zu verzögern war. Mit einer längeren Verweilzeit des Abfalls in der Hochtemperaturzone würde sich das Material weiter erhitzen und sich somit der Reaktionsfortschritt verbessern lassen. Umgesetzt wurden diese Überlegungen im Versuch *TM 2* der Tabelle 9. Die Ergebnisse zeigen, dass den Erwartungen entsprochen werden konnte. Bezüglich des Rückstandes konnte eine Verbesserung von  $GV=10\%$  auf  $GV=8\%$  erzielt werden.

In den vorangegangenen Kapiteln wurde auf die fluiddynamischen Bedingungen des Reaktors und ihre Auswirkungen auf den Prozess im Rahmen der Modellierungen bereits hingewiesen. Die Sauerstoffdüse bzw. die Eintrittsbedingungen des Sauerstoffs erwiesen sich als eine wichtige Einflussgröße für den Verbrennungsprozess. Die Ergebnisse der Simulationen zeigten, dass über eine entsprechend kleinere Düse das im Modell beobachtete

Ablenkungsverhalten des Sauerstoffstrahls zu vermeiden war. Gemäß Gl. 4.2-1 wurde eine Sauerstoffdüse mit einem Austrittsdurchmesser von  $1\text{ mm}$  angefertigt und im Versuch *TM 3* erstmals angewendet.

Tabelle 9: experimentell ermittelte Betriebspunkte des Plasmaverfahrens [FIE05]

Versuch		<i>TM 1</i>	<i>TM 2</i>	<i>TM 3</i>	<i>TM 4</i>	<i>TM 5</i>	<i>TM 6</i>
Neigungswinkel	°	17,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Durchsatz Gemisch	kg/h	8,6	8,7	11,0	14	4,4	4,2
Normvolumen Plasmatrone	Nm <sup>3</sup> /h	7,2	7,6	6,5	8	5,9	7,6
Heizwert Gemisch	MJ/kg	4,8	5,3	4,8	4,8	6,0	4,8
Chemische Leistung	kW	11,3	13,1	14,7	18,5	7,1	5,6
Brutto Leistung Plasmatrone	kW	14,9	16,5	19,0	26,5	21,0	22
Netto Leistung Plasmatrone	kW	10,0	10,1	11,2	15,9	13,0	12,8
Wirkungsgrad Plasmatrone	%	67,1	61,2	58,9	60,0	61,9	58,2
spez. Brutto Plasmagasenthalpie	kWh/Nm <sup>3</sup>	2,1	2,2	3,0	3,3	3,6	2,8
spez. Netto Plasmagasenthalpie	kWh/Nm <sup>3</sup>	1,4	1,3	1,8	2,0	2,2	1,7
spez. Brutto Energiebedarf	kWh/kg	1,7	1,9	1,7	1,9	4,8	5,2
spez. Netto Energiebedarf	kWh/kg	1,2	1,1	1,0	1,1	3,0	3,0
Sauerstoffüberschusszahl	-	1,3	1,6	2,0	2,0	2,2	2,7
Umsatz Organik	%	93,0	94,0	97,2	98,0	99,0	99,5
Glühverlust	%	10,0	8,0	5,0	4,8	4,0	2,0

Eine weitere Zielstellung war den Prozess möglichst effektiv zu betreiben. Dazu wurden im Versuch *TM 3* der Abfalldurchsatz und die überstöchiometrische Sauerstoff-Dosierung im Vergleich zum Vorversuch *TM 2* weiter angehoben, mit dem Ziel, den spezifischen Energieeintrag über den Massenstrom soweit wie möglich zu reduzieren und um festzustellen, ob lokale Konzentrationssenken und ungünstige Durchmischungseffekte der Reaktionspartner durch eine höhere Sauerstoffkonzentration zu kompensieren waren. Die Ergebnisse zeigten eine weitere Reduzierung des Organik-Gehalts im Rückstand auf  $GV=5\%$ , was bedeutet, dass der Rückstand nun erfolgreich behandelt wurde und über eine Deponie der DKII vollständig entsorgt werden konnte. Auch bezüglich des spezifischen Energiebedarfs konnte eine Reduzierung erzielt werden, so dass sich die vorangestellten Annahmen bewiesen.

Eine weitere Erhöhung des Feststoffdurchsatzes auf  $14 \text{ kg/h}$  bei gleicher überstöchiometrischer Sauerstoff-Dosierung ( $I=2,0$ ) mit dem Ziel der weiteren Reduzierung des spezifischen Energiebedarfs und der Verifizierung der bereits erbrachten Ergebnisse folgte im Versuch *TM 4*. Die Ergebnisse zeigten ebenfalls einen deponierbaren Rückstand mit einem  $GV=4,8 \%$  bei leichter Zunahme des spezifischen Energiebedarfs, was der Charakteristik der Plasmatrone zu schulden war. Durch ein deutlich höheres Prozeßgasaufkommen infolge des höheren Abfalldurchsatzes, hat auch der Plasmagasdurchsatz in Zusammenhang mit der Kreislauffahrweise zugenommen, welcher zu einer Streckung des Lichtbogens und somit zu einem höheren Spannungsabfall bzw. größeren Leistungseintrag führte.

In den Versuchen *TM 5* und *TM 6* wurde der Leistungseintrag der Plasmatrone aktiv über die Stromversorgung beeinflusst, so dass bei geringem Abfalldurchsatz eine mit den Vorversuchen vergleichbare Leistung der Plasmatrone gewährleistet wurde, um somit den Einfluss auf die Zusammensetzung des Rückstandes zu untersuchen. Die Ergebnisse zeigten, dass mit zunehmendem spezifischem Energiebedarf der Organik-Gehalt im Rückstand deutlich zu reduzieren war. Im Versuch *TM 6* sollte ausgehend von den Ergebnissen aus *TM 5* ermittelt werden, was der geringste, mit dem Prozess zu realisierende Glühverlust im Rückstand war. Mit einem entsprechend hohen spezifischen Energieeintrag von  $5,5 \text{ kWh/kg}$  bei einer 2,7-fachen überstöchiometrischen Sauerstoff-Dosierung waren ca.  $2 \%$   $GV$  im Rückstand nachzuweisen. Der in diesen beiden Versuchen (*TM 5*, *TM 6*) erbrachte Aufwand ist für einen Langzeitbetrieb allerdings nicht zu vertreten, um konkurrenzfähig zu alternativen Verfahren zu arbeiten. Sie zeigen aber das Potential des Verfahrens zur Minimierung des Organik-Anteils. Ein für einen Langzeitbetrieb günstiger erscheinender Betriebspunkt ist der Punkt *TM 3*, bei dem mit einem spezifischen Energiebedarf von  $1,7 \text{ kWh/kg}$  und einer überstöchiometrischen Sauerstoff-Dosierung von  $2,0$  das Verfahrensziel von  $GV=5 \%$  ebenfalls erreicht wurde.

Die Ergebnisse der Tabelle 9 zeigen, dass mit dem hier vorgestellten plasmachemischen Verfahren humanmedizinische Abfälle, vertreten durch eine äquivalente Modellsubstanz, in deponierbare (DKII) „nicht besonders bedürftige Abfälle“ bzw. Rückstände zu überführen sind.

### 5.3.2. Anlagenstabilität

Im zweiten Teil der Diskussion der Versuchsergebnisse sollen einige Aussagen zur Stabilität und zum dynamischen Verhalten des Plasmaverfahrens anhand des Anlagenbetriebspunktes *TM 3* getroffen werden. Zur Beurteilung des zeitlichen Verhaltens sind die Verläufe der Volumenströme, Konzentrationen und Energiebilanzen dargestellt, siehe Bild 42 bis Bild 44.

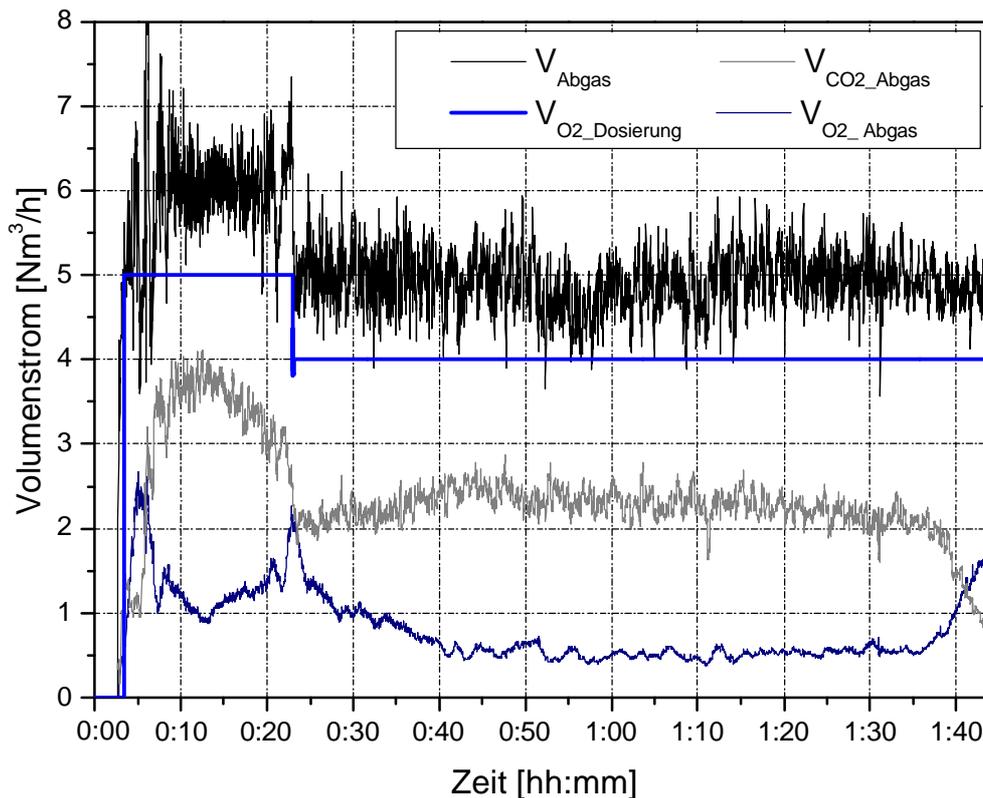


Bild 42: Betriebspunkt *TM 3* - Verlauf der Gasflüsse

Die Versuche begannen mit der Zündung der Plasmatrone und einer sich anschließenden Aufheizphase von 5 bis 10 min zur Vermeidung von Teilumsätzen oder Kondensationsvorgängen an kalten Apparateflächen. Danach erfolgte die Zudosierung des Abfallstoffs. Erste Umsätze von Abfallsubstanz sind mit einem Anstieg der  $CO_2$ -Konzentration im Abgas bzw. dem Abbau von im Kreislauf gespeichertem Luftsauerstoff verbunden, was die Konzentrationsverläufe in Bild 43 verdeutlichen. Die eigentliche Sauerstoff-Dosierung wurde später eingeleitet (Bild 42), da zunächst der Abbau des Sauerstoffanteils des Kreislaufgases und damit verbundene Anstieg der  $CO_2$ -Konzentration (Reaktionsleitgröße) abgewartet wurden. Als Leitgröße für die Dosierung des Sauerstoff wurde die  $CO_2$ -Konzentration gewählt, da sie zum einen deutlich größere Werte (bis 80 Vol.-%) aufwies und so Schwankungen leichter zu erkennen waren und zum anderen ihr Nachweis in der Gasanalyse deutlich schneller erfolgte (Infrarot-Analysator) als der des Sauerstoffs, welcher standardmäßig über eine recht träge chemische Zelle erfolgte.

Reagiert wird auf den Anstieg der  $CO_2$ -Konzentration mit der Zudosierung von externem Sauerstoff, siehe Bild 42. Dieser wurde im Versuch *TM 3* zunächst auf  $5\text{ m}^3/\text{h}$  dosiert, bis sich ein Gleichgewicht zwischen Dosierung und Verbrauch einstellte. Der in dem Bereich nicht umgesetzte Sauerstoff führte zu erhöhten  $O_2$ -Konzentrationen im Abgas (Verlusten) und wurde auf  $4\text{ m}^3/\text{h}$  reduziert, so dass sich eine ca. zweifach überstöchiometrische  $O_2$ -Konzentration einstellte.

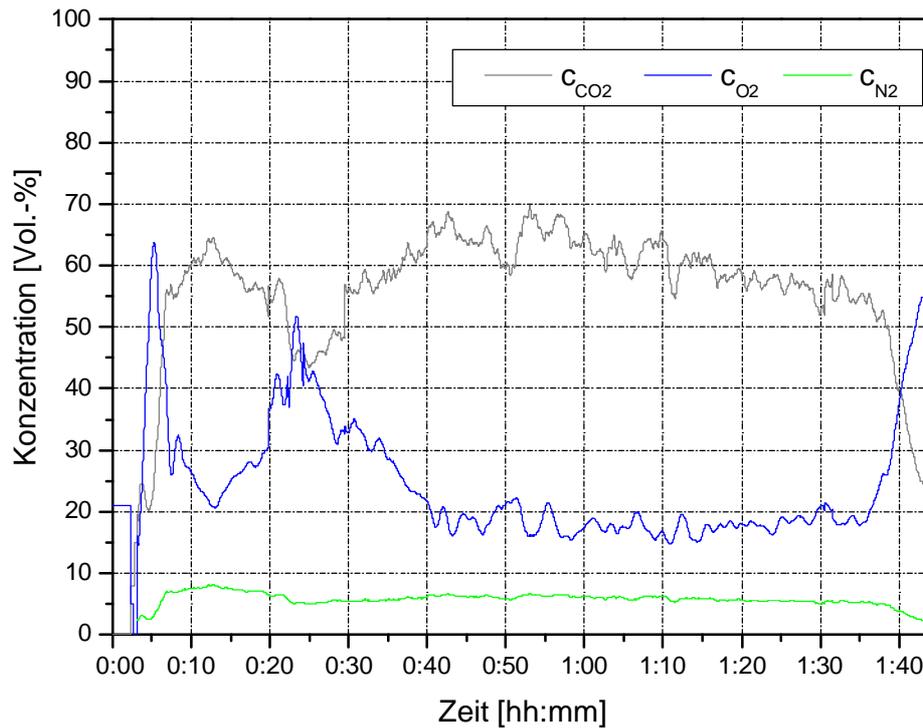


Bild 43: Betriebspunkt *TM 3* - Verlauf der Gaskonzentrationen

Nach der Drosselung des Sauerstoffs waren etwa 10 Minuten bis zum Erreichen einer stabilen Sauerstoff- bzw. Kohlendioxidkonzentration erforderlich, was sich im wesentlichen dadurch begründen lässt, dass die Anlage technologisch gesehen aufgrund der Kreislauffahrweise ein Speicherglied aufweist. Ein Speicherglied ist allgemein dadurch gekennzeichnet, dass alle auftretenden Konzentrationsschwankungen über dieses Volumen auf- und abgebaut werden, was zu den aufgeführten Verzögerungen aber auch Dämpfungen in der Dynamik führt. Dieses Verhalten ist abhängig von der Größe des Speichervolumens, der Strömungsverhältnisse und der vorliegenden Konzentrationsgradienten.

Ebenfalls dargestellt ist der Verlauf der Stickstoffkonzentration, welcher durch die im Eiweiß des Tierkörpermehls enthaltenen Aminogruppen ( $-NH_2$ ) in den Prozess gelangt und im stöchiometrischen Verhältnis zu dem Kohlendioxid verläuft. Das Ende des Versuches ist bezüglich der Konzentrationsverläufe durch ein Absinken der Kohlendioxidkonzentration und ein Anstieg der Sauerstoffkonzentration gekennzeichnet und weist auf das Abklingen der Verbrennungsreaktion hin.

Alle Verläufe, abgesehen von den Zeiträumen für das An- und Abfahren des Technikums, zeigen ein stationäres Verhalten als Voraussetzung für die Festlegung des hier vorgestellten Betriebspunktes *TM 3* der Anlage. Für die Beurteilung der Anlagenstabilität sollen abschließend noch einige Ausführungen anhand der Energiebilanz, dargestellt in Bild 44, vorgenommen werden.

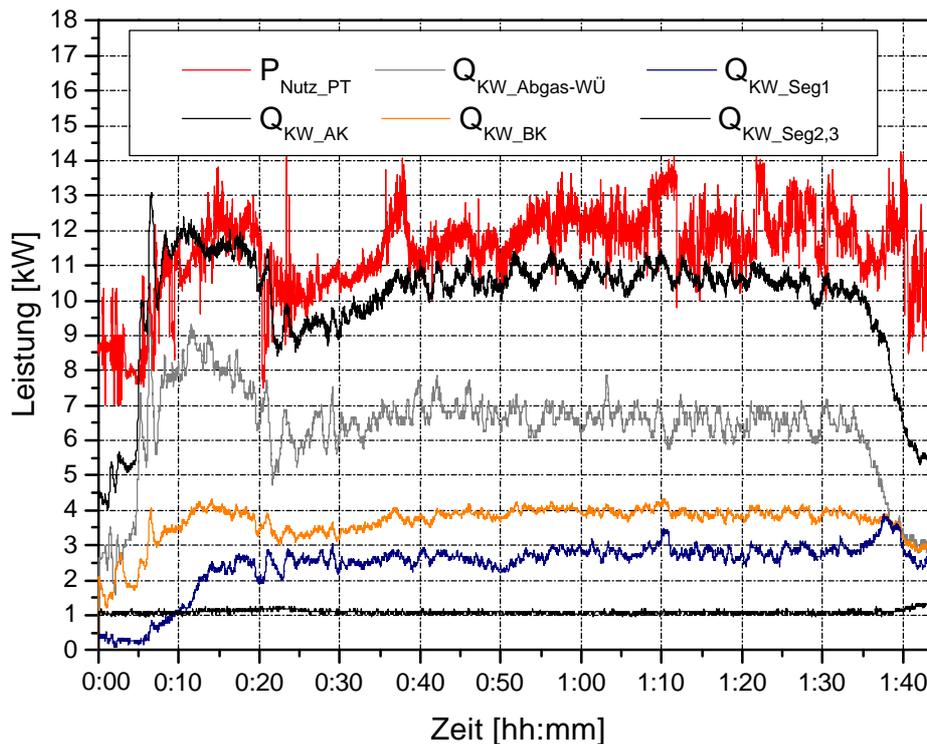


Bild 44: Betriebspunkt *TM 3* – Verlauf der Kühlwasserwärmeströme

Erwartungsgemäß spiegelt sich der im Versuch *TM 3* analysierte Anlagebetriebspunkt auch in den Verläufen der Komponenten der Energiebilanz wider. Hier rot dargestellt, ist der Verlauf der Nutzleistung der Plasmatrone, auffällig daran ist der Schwankungsbereich von etwa 2-3 kW. Dieser wird verursacht durch die sich leicht aber stetige ändernde Zusammensetzung der Plasmagase und des daraus resultierenden ohmschen Widerstandes des Gases, was allerdings keinen nennenswerten Einfluss auf den doch eher trägen Verbrennungsprozess darstellt. Die Verläufe der an den Aschekasten bzw. des Doppelmantel-Abgaskühlers abgegebenen Leistungen verlaufen tendenziell ähnlich wie die der Kohlendioxidkonzentration. Hierbei handelt es sich um die bei der Verbrennungsreaktion freigesetzte Reaktionswärme, welche über die thermische Gasenthalpie letztlich an die gekühlten Reaktorflächen abgegeben wird. Der Anteil der infolge der Reaktion abzuführenden Gasenthalpie wird zum Zeitpunkt 5 min nach Versuchsbeginn deutlich. Hier kennzeichnet ein starker Gradient in der Kühlung des Schlackekastens und des Abgas-Doppelmantels den Beginn der Verbrennungsreaktion. Bei den im Zeitfenster von 0 bis 5 min abzuführenden Wärmen handelt es sich lediglich um reine Plasmagasenthalpie ohne Reaktionsanteil und dient der Aufheizung des Plasmatechnikums. Der Zeitraum 25 min bis 01:35 hh:min seine keine nennenswerten Effekte zu erkennen, er zeichnet sich lediglich durch ein stabiles Betriebsverhalten aus. Mit dem Ende des Versuches, das heißt mit dem Leerfördern des Abfallvorrates, kommt es zum Absinken der Wärmeströme an das Kühlwasser (Abnahme der chemischen Leistung) auf das Niveau der Plasmagasenthalpie und kennzeichnet das Ende der Verbrennungsreaktion. Darauf erfolgte

das kontrollierte Abfahren des Prozesses mit der sich anschließenden Analyse der Rückstände, der Anlagenrevision sowie der Bilanzierung.

### 5.3.3. Bewertung der Versuchsergebnisse

Die Bewertung der Versuchsergebnisse erfolgt in der Gegenüberstellung von Aufwand und Nutzen, unter Berücksichtigung der verbrennungstechnischen Kennwerte konventioneller Verbrennungssysteme, die ihr Verbrennungsregime im Bereich von  $I \sim 1,5$  halten und einen spezifischen Energiebedarf von  $1,0 \text{ kWh/kg}$  benötigen. Hierzu muss erwähnt werden, dass der Grund für den geringen Energiebedarf in dem durchschnittlich höheren Heizwert des in Sonderabfallverbrennungsanlagen umgesetzten Abfalls zu suchen ist. Der im Bild 9 dieser Arbeit markierte Bereich im Brennstoffdreieck hat dies bereits verdeutlicht. Die GSB-Sonderabfall Entsorgung Bayern GmbH beispielsweise verlangt Zuschläge von  $160 \text{ €/t}$  für Abfälle mit einem geringeren Heizwert als  $11 \text{ MJ/kg}$  [GSB06].

Als Zielstellung für Anlagen gilt jedoch mit einem möglichst geringen spezifischen Aufwand den geforderten Glühverlust von  $GV=5 \%$  für die Deponierung von „nicht besonders überwachungsbedürftigen Abfällen“ auf einer Deponie der Klasse II zu erreichen. Bild 45 zeigt dazu eine Gegenüberstellung von Sauerstoffüberschusszahl und spezifischen Energiebedarf zum erzielten Glühverlust im Rückstand. Für die überstöchiometrische Sauerstoff-Dosierung ist eine nahezu lineare Abhängigkeit zu dem erzielten Glühverlust zu erkennen. Ursachen hierfür liegen in der Erhöhung der Sauerstoff-Dosierung, die wiederum eine Intensivierung der Vermischung und damit einer homogenen Sauerstoffverteilung im System hervorruft. Damit war es möglich, Zonen mit lokalem Sauerstoffmangel zu reduzieren und somit einen zusätzlichen Beitrag für den Stoffumsatz zu leisten. Eine weitere Erklärung ist in der Verbesserung des Stofftransportes zu sehen, welche durch den erhöhten Sauerstoffstrom und die damit eingetragene Turbulenz hervorgerufen wird.

Für den spezifischen Energiebedarf war ein linearer Zusammenhang, so wie er für den  $I$ -Wert festgestellt wurde, nicht zu finden. An der Grenze zu  $GV=5 \%$  kommt es zu einem Sprung des spezifischen Energiebedarfs von ca.  $2 \text{ kWh/kg}$  auf ca.  $5 \text{ kWh/kg}$ . Das bedeutet eine deutlich schlechtere Ausnutzung der Gasenthalpie und damit eine erhöhte Wärmeabfuhr bzw. einen zusätzlichen Wärmeverlust an das Kühlsystem der Anlage. Ursache dafür ist die geringere mit dem Abfall eingetragene chemische Leistung, da hier der Abfalldurchsatz um etwa  $1/3$  reduziert wurde. Das lässt sich anhand des 2,5-3 fachen Anstiegs im Energiebedarf nachvollziehen. Auch die Reduzierung der Phasengrenze des Feststoffs zum einen durch den geringen Durchsatz und zum anderen durch die geringe Rührer- bzw. Förderschneckendrehzahl erscheint als eine logische Erklärung für das beobachtete Verhalten.

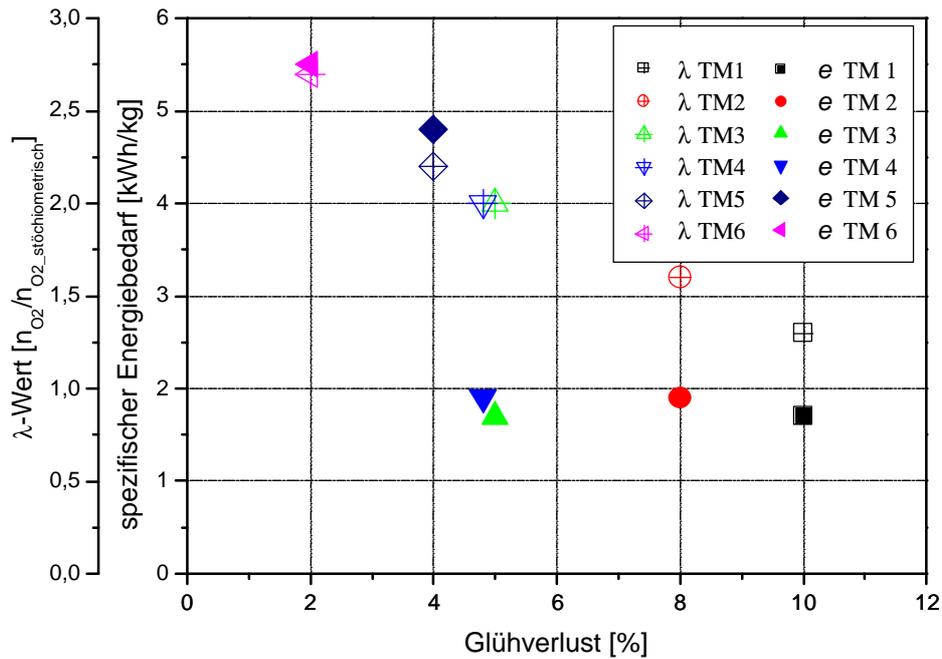


Bild 45: Sauerstoffüberschusszahl und spezifischer Energiebedarf als Funktion des Glühverlusts im Rückstand

Für den Betrieb der Plasmaanlage kann insgesamt eingeschätzt werden, dass ab einer spezifischen Plasmagasenthalpien von  $h_{pG} = 3,0 kWh / m^3$  und spezifischen Abfallenthalpien von  $H_{U\_Abf} \geq 5 MJ / kg$  sowie einer Sauerstoffüberschusszahl von  $I=2$  mit dem vorliegenden Plasmaverfahren ein deponierbarer Rückstand der Deponieklasse DKII ( $GV=5\%$ ) erzeugt werden kann. Der Feststoffdurchsatz sollte dabei  $15 kg/h$  nicht überschreiten, was entsprechend der Auslegungsdaten von  $1 kWh/kg$  bei  $30 kg/h$  einem spezifischen Energiebedarf von  $2 kWh/kg$  entspricht und durch geeignete Maßnahmen weiter reduziert werden könnte. Mögliche Ansatzpunkte wären hier eine regenerative Schneckenvorwärmung bzw. Trocknung, die Intensivierung des Phasenkontakts und die Intensivierung der Durchmischung von Feststoff und Plasmagas mittels beweglicher Reaktoreinbauten die zur Erhöhung der spezifischen Feststoffoberfläche und Verringerung thermischer Reaktorverluste führen. Der Einbau eines Ankerrührers an das Ende der Förderschnecke hat bereits gezeigt, dass eine Verschlackung der Phasengrenze des Feststoffs im Reaktor bzw. am Reaktoraustritt vermieden werden konnte.

## 6. Wirtschaftliche Betrachtung des Verfahrens

Ziel dieses Abschnittes ist die Abbildung und Bewertung der Kostenstruktur des entwickelten Abfallbehandlungsverfahrens. Dazu werden die Einzelkosten und ihre Abhängigkeiten dargestellt, um so Verbesserungspotentiale zu identifizieren. In der Diskussion der Ergebnisse wird für die humanmedizinischen Abfälle und weitere potentielle Abfallsubstanzen der Kostenvergleich, zu alternativen, dezentralen Sonderabfallverbrennungsanlagen vorgenommen.

### 6.1. Kostenstruktur

Die Kosten, die durch eine Anlage anfallen, sind im Allgemeinen in drei Bestandteile zu unterscheiden: Einzelkosten, Gemeinkosten und Investitionskosten [EWE95].

Einzelkosten oder variable Kosten sind Kosten, die in ihrer Höhe unmittelbar von der Masse des umgesetzten Abfalls abhängig sind. Dazu zählen bei einer Plasmaanlage in erster Linie die Kosten für Elektroenergie. Die Kosten für Abwasser  $k_{Abw}$  und Betriebsstoffe  $k_{Bst}$  sind ebenfalls als Einzelkosten zu betrachten. Die spezifischen Einzelkosten  $k_{Var}$  berechnen sich nach der folgenden Gleichung:

$$k_{Var} = \frac{ek_{Elek}}{h_{PT}} + k_{Abw} + k_{Bst}. \quad 6.1-1$$

Gemeinkosten sind Kosten, die in ihrer Höhe von der Masse des umgesetzten Abfalls abhängig sind. Diese Abhängigkeit ist im Gegensatz zu den Einzelkosten nicht unmittelbar. Kosten, die durch das Personal  $k_{Pers}$  entstehen oder in der Anlagenperipherie  $k_{Anp}$  (Miet- und Bereitstellungskosten, sicherheitstechnische Ausrüstung) entstehen, sind typische Gemeinkosten. Die spezifischen Gemeinkosten  $k_{Gem}$  berechnen sich folgendermaßen:

$$k_{Gem} = \frac{k_{Pers}}{\dot{m}_{Abf,h} t_{Tag} t_{Jahr}} + \frac{k_{Anp}}{\dot{m}_{Abfall} t_{Tag} t_{Jahr}}. \quad 6.1-2$$

Investitionskosten sind Kosten, die einmalig (mit Investitionsbeginn) anfallen und vor allem von der Art der zum Einsatz kommenden Technologie und ihrer Leistung abhängig sind. Nach Gl. 6.1-3 soll sich das Investitionsvolumen als lineare Funktion der maximalen, stündlichen Leistung der Anlage darstellen. Durch ein absolutes Glied soll der Anteil der Anlagenkosten  $k_{Inv,Fix}$ , der nicht explizit von der Leistung der Anlage abhängig ist, wie z. B. Steuer- und Regeleinrichtung, Analysetechnik, Prozesssteuerung etc., dargestellt werden. Eine Kostendegression, welche die Absenkung der Behandlungskosten bei zunehmender Anlagenleistung beschreibt und in der betrieblichen Kostenrechnung von Großanlagen üblich ist, wurde nicht berücksichtigt, da ihr Einfluss in der hier untersuchten Größenordnung als gering eingeschätzt wurde.

Für die Ermittlung der jährlichen Kosten soll von zwei möglichen Finanzierungsmodellen ausgegangen werden. Die erste Variante geht davon aus, dass die Ausgaben für die Anschaffung der Anlage durch Fremdkapital beschafft werden können. Weiterhin werden die die anfallenden jährlichen Kosten, bestehend aus Zinsen und Tilgung, als Annuitäten über eine festgesetzte Laufzeit verteilt berücksichtigt (Gl. 6.1-4). Die zweite Möglichkeit ist eine Finanzierung aus Eigenkapital. In diesem Fall sollen als kalkulatorische Kosten nur die Zinsen auf das eingesetzte Kapital betrachtet werden. Eine Kombination beider Möglichkeiten wird über den Fremdkapitalanteil  $x_{FK}$  möglich. Die spezifischen Investitionskosten  $k_{Inv}$  errechnen sich nach Gl. 6.1-5.

$$K_{Inv} = k_{Inv,Var} \dot{m}_{Abf,h} + K_{Inv,Fix} \quad 6.1-3$$

$$K_{Inv,Ann} = \frac{k_{Inv}}{\sum_{m=1}^{t_{FK}} (1 + i_{FK})^{-m}} \quad 6.1-4$$

$$k_{Inv} = \frac{\frac{x_{FK} K_{Inv}}{\sum_{m=1}^{t_{FK}} (1 + i_{FK})^{-m}} + (1 - x_{FK}) K_{Inv} i_{EK}}{\dot{m}_{Abf,h} t_{tag} t_{Jahr}} \quad 6.1-5$$

## 6.2. Modellierung der spezifischen Beseitigungskosten

Die beim Betrieb der Anlage zur plasmachemischen Vernichtung von medizinischen Abfallstoffen entstehenden Kosten können zum derzeitigen Entwicklungsstand in ihrer Höhe nur schwer abgeschätzt werden. Um prinzipielle Aussagen über die Konkurrenzfähigkeit der Technologie zu ermöglichen, sollen zwei Kostenszenarien, eine Minimal und eine Maximalvariante, analysiert werden. Dazu sollen zunächst die Kostenterme der Beseitigungskosten vorgestellt werden, welche sich in die drei nachfolgenden Faktorengruppen unterscheiden lassen.

Die erste Faktorengruppe sind die externen Faktoren, die durch das wirtschaftliche Umfeld vorgegeben werden und kaum beeinflussbar sind. Zu ihnen gehören die Kostenelemente Elektroenergie, Abwasserentsorgung, Betriebsstoffe und die Finanzierungsbedingungen. Eine weitere Gruppe sind die Anlagenfaktoren, welche durch die Art und Konstruktion der Anlage festgelegt sind. Diese können durch die Auslegung der Anlage beeinflusst werden. Im Betrieb können diese Faktoren in der Regel nur unter erheblichem Aufwand geändert werden. Typische Anlagenfaktoren sind Zuverlässigkeit, Automatisierungsgrad der Anlage, Qualität der Energiewandlung im Prozess, Investitionsaufwand und die Lebensdauer der Anlage. Die letzte Gruppe sind die Betriebsfaktoren, sie werden durch die Anlagenfahrweise bestimmt und können jederzeit variiert oder auch durch Umweltbedingungen beeinflusst werden.

Zur Ermittlung grundsätzlicher Aussagen zur Konkurrenzfähigkeit der Technologie wurden folgende Kostenszenarien untersucht. In der Minimalvariante sollen sämtliche Einflussfaktoren möglichst niedrig gewählt werden. Angestrebte Verbesserungen in der Prozessführung und an der Anlage müssen dazu umgesetzt werden.

Die Maximalvariante arbeitet mit aktuellen, realistisch eingeschätzten Werten. Es wurde davon ausgegangen, dass keine Verbesserungen an der Anlage mehr umgesetzt werden. In der Differenz der beiden Varianten wird das vermutete Verbesserungspotential der Anlage deutlich. Die Festlegung einzelner Parameter, insbesondere der Investitionskosten, erfolgte unter Zuhilfenahme der Daten von BENDIX [BEN00]. Die detaillierten Daten der Kostenfaktoren sind in der nachstehenden Tabelle 10 aufgeführt.

Tabelle 10: Kosten zur Ermittlung der spezifischen Beseitigungskosten

Einflussfaktor	Maximalvariante	Minimalvariante
<b>• Einzelkosten:</b>		
spezifischer Energiebedarf	1 kWh/kg	1 kWh/kg
Kosten Elektroenergie	0,15 €/kWh	0,05 €/kWh
Wirkungsgrad Plasmatrone	70 %	70 %
Kosten Abwasserentsorgung	0,03 €/kg <sub>Abfall</sub>	0,03 €/kg <sub>Abfall</sub>
Kosten Betriebsstoffe	0,1 €/kg <sub>Abfall</sub>	0,1 €/kg <sub>Abfall</sub>
<b>• Gemeinkosten:</b>		
Personalkosten	42.000 €/a	24.000 €/a
Kosten Anlagenperipherie	2.000 €/a	1.000 €/a
stündlicher Abfalldurchsatz	30 kg/h	30 kg/h
Betriebstage	300 d/a	300 d/a
Arbeitsstunden	7 h/d	7 h/d
<b>• Investitionskosten:</b>		
variable Investitionskosten	6.000 €/h/kg	6.000 €/h/kg
stündlicher Abfalldurchsatz	30 kg/h	30 kg/h
fixe Investitionskosten	150.000 €	50.000 €
Laufzeit Fremdkapital	5 a	5 a
Darlehensverzinsung	0,1 p.a.	0,05 p.a.
Anteil Eigenkapital	0	1
Anteil Fremdkapital	1	0

Zur Ermittlung der einzelnen Kostenkurven wurde der Jahresdurchsatz von 5 bis 300 t/a in Schritten von 5 t/a variiert und aufgetragen. Die auf die Tonne Abfall bezogenen spezifischen Kosten sind in Bild 46 dargestellt.

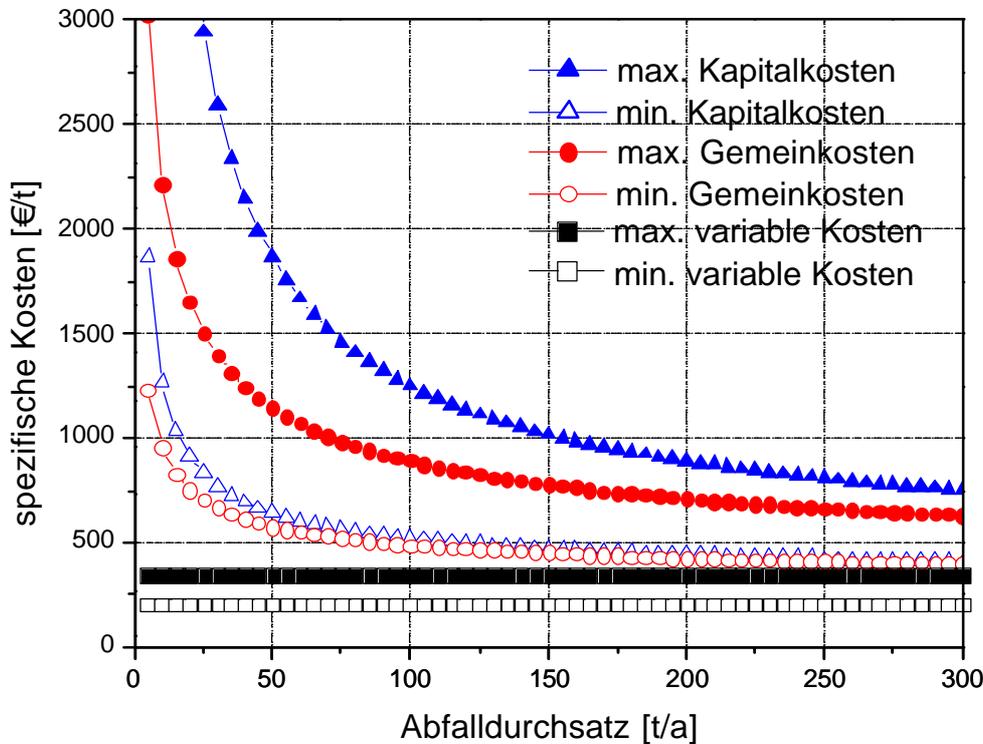


Bild 46: spezifische Beseitigungskosten

Die variablen Kosten bilden hier eine Parallele zur Abszisse, da sie direkt von der umgesetzten Abfallmenge abhängig sind. Die anderen Kostenbestandteile verlaufen rekursiv. Die Kapitalkosten stellen neben den Personalkosten die Hauptkosten dar. Vergleicht man die beiden Anlagenvarianten, so wird deutlich, dass der Einfluss der variablen Kosten im Vergleich zur Minimalvariante zurückgegangen ist. Die Verdreifachung der Kosten für die Elektroenergie hat weniger Bedeutung als die Erhöhung der Kapital- und Personalkosten. Die Regression der spezifischen Gemein- und Kapitalkosten ist hier schwächer und die Kurven nähern sich langsamer den variablen Kosten an. Die Kosten für die Bereitstellung des nötigen Kapitals haben sich im Vergleich zur Minimalvariante deutlich erhöht. Selbst bei einer jährlichen Beseitigungsmenge von 200 t ist der Anteil der Kapitalkosten noch sehr hoch. Die Ursachen liegen hier in den gestiegenen Investitionskosten und an den Kosten für das Fremdkapital. Hier können durch vergleichsweise geringe Änderungen in der Finanzierung, große Effekte erzielt werden.

Der Vergleich der beiden Varianten verdeutlicht die große Bedeutung der Kapital- und Personalkosten für die Wirtschaftlichkeit der Anlage. Besonders bei vergleichsweise geringen Jahresdurchsätzen ist der Einfluss der variablen Kosten eher nachrangig. Betrachtet man die

Differenzen der beiden Varianten in Bild 47 bezüglich des Einsparungspotentials, so wird klar, dass die Anlagenkosten und der Personalbedarf von entscheidender Bedeutung sind.

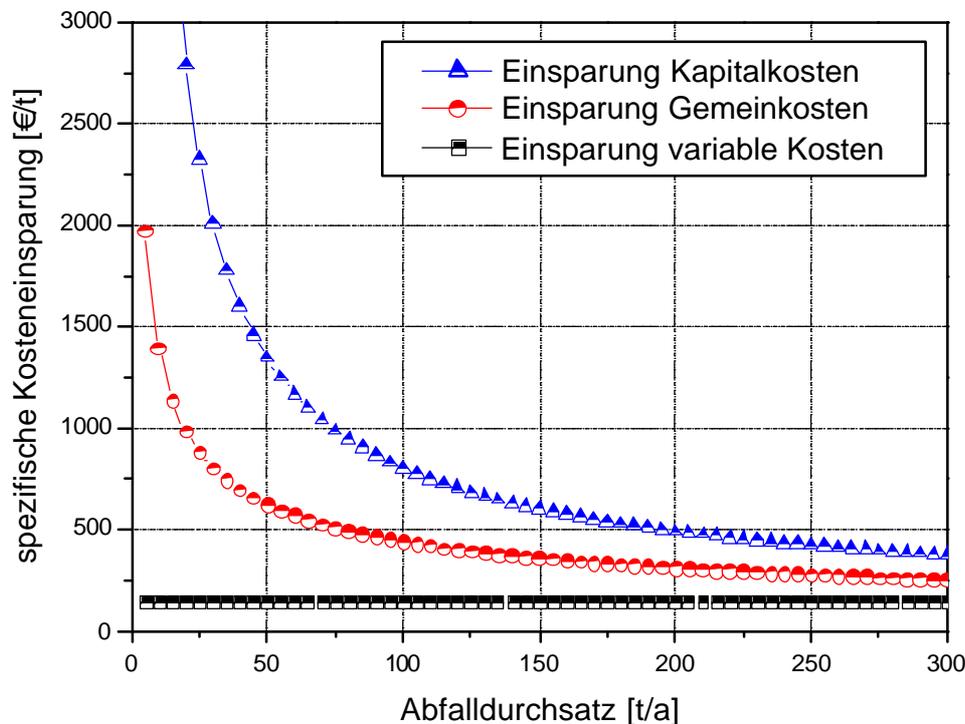


Bild 47: spezifische Kosteneinsparung der Anlagenvarianten

Für die Entwicklung von lokalen Abfallbeseitigungsanlage ist es daher besonders wichtig, leicht zu bedienende Anlagen mit einem, soweit die Dynamik des Verfahrens es zulässt, hohen Automatisierungsgrad zu entwickeln, um so das Einsparungspotential an Personalkosten (Bild 47) voll auszunutzen. Der Einsatz von Standardanlagenelementen ist hierbei eine Möglichkeit zur Kostenreduktion.

### 6.3. Vergleich des entwickelten Verfahrens unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten

Die Ergebnisse der experimentellen Untersuchungen haben gezeigt, dass das entwickelte Verfahren in der Lage ist, humanmedizinische Abfälle auf der Grundlage einer geeigneten Modellsubstanz vollständig umzusetzen. Eine Studie für sächsische Krankenhäuser geht davon aus, dass in einem Krankenhaus je nach Art und Größe zwischen 2 und 20 Tonnen medizinischer Sonderabfälle pro Jahr anfallen [KGS98]. Das Aufkommen an Universitätskliniken ist wesentlich höher. Hier kann von einer jährlichen Abfallmenge von ca. 200 Tonnen ausgegangen werden. Besonders bedeutsam ist dabei der Anteil der infektiösen Abfälle, der vor allem aus Abfällen der mikrobiologischen Forschung besteht.

Die Entsorgungskosten für medizinische Abfälle sind stark durch Abholung und Transport bestimmt. Da diese Abfälle nicht lagerfähig sind, müssen oft vergleichsweise geringe Mengen

abgeholt werden. Die Entsorgungskosten für die E- und C-Abfälle der Uni-Klinik Leipzig, dargestellt in Bild 48, zeigen diese Abhängigkeit. Obwohl beide Abfallgruppen aus brennstofftechnischer Hinsicht für eine SAVA als unproblematisch einzustufen sind, da die Gebinde in Verbrennungsmenüs zusammengestellt verbrannt werden, sind die Entsorgungskosten unverhältnismäßig hoch. Hier bietet sich der Einsatz einer lokalen Anlage an, wenn die jährliche Abfallmenge groß genug ist. Bild 48 zeigt, dass ab einer jährlichen Menge von ca. 100 t der Betrieb einer eigenen Behandlungsanlage ökonomisch sinnvoll sein kann. Bild 48 zeigt ebenfalls den von der Sonderabfallverbrennungsanlage in Baar-Ebenhausen (Bayern) veröffentlichten spezifischen Annahmepreis für medizinische Abfälle, welcher sich im Bereich der von den Abfallerzeugern angegebenen Entsorgungskosten befindet. Mindestabnahmemengen sind in der Quelle nicht angegeben, wären aber logisch [GSB06].

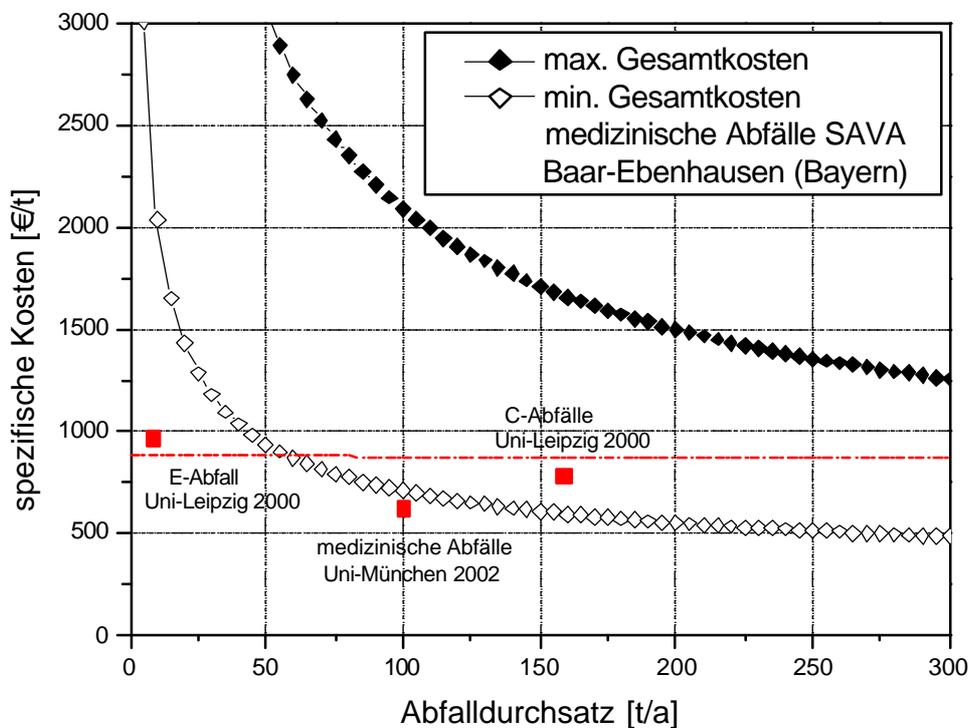


Bild 48: spezifische Beseitigungskosten im Vergleich [ABF00, LUD06]

Weiterhin ist zu vermuten, dass durch individuelle Abnahmeverträge zwischen Erzeugern und Entsorgern es hier zu Preisunterschieden zu den allgemein veröffentlichten Abnahmepreisen kommen kann, wie es z. T. auch schon aus dem Bild 48 hervorgeht.

Für einzelne Krankenhäuser wird sich die Anschaffung einer eigenen Abfallbehandlung in der Regel nicht lohnen, da die Abfallmengen zu gering sind. In Ballungsgebieten kann der Betrieb einer zentralen, gemeinsamen Anlage wirtschaftlich sein.

Im Zuge der Recherchen zu den Entsorgungskosten einzelner Abfallerzeuger wurden auch Überlegungen angestellt, um die Anlage auf die Behandlung weiterer Abfallgruppen zu er-

weitem, welche ebenfalls bei den bereits vorgestellten Abfallerzeugern Krankenhaus, Universitätsklinik und Forschungszentren anfallen. Aus Gesprächen mit den dortigen Entsorgungsbeauftragten und Literaturrecherchen konnte die Abfallgruppe der Laborchemikalien als ein Abfall mit sehr hohen Behandlungskosten identifiziert werden. Die Mengen und die genaue Art der Substanzen schwanken jedoch sehr stark. Hohe Entsorgungskosten fallen vor allem für schwermetall- und halogenhaltige Chemikalien (*1500-2000 €/t*) an. Die Eignung der Plasmatechnologie für die thermische Behandlung von halogenierten Chemikalien wurde bereits geprüft [BEN00]. Zur Behandlung von Chemikalien wurden aber bislang keine Untersuchungen angestellt, so dass aus derzeitiger Sicht eine Stellungnahme schwer fällt. Es kann aber davon ausgegangen werden, dass die Anforderungen der 17. BImSchV sehr hohe Investitionskosten für die Abgasreinigung verursachen und damit den Schwerpunkt der Behandlungskosten bilden.

## 7. Zusammenfassung

Das Ziel dieser Arbeit bestand in der Erarbeitung von Grundlagen für die Entwicklung eines Verfahrens zur plasmachemischen Vernichtung von humanmedizinischen Abfallstoffen in dezentralen bzw. mobilen Anlagen.

Zur Umsetzung dieser Zielstellung wurde im ersten Teil dieser Arbeit eine Modellsubstanz, auf Basis der durch Befragungen bei Erzeugern und Entsorgung erhaltenen abfallspezifischen Informationen, definiert. Die Substanz entsprach, bis auf die Infektiösität, dem realen Abfallstoff in den brennstofftechnisch relevanten Eigenschaften wie z. B. Wassergehalt, Aschegehalt, chemische Zusammensetzung, Heizwert und Konsistenz.

Im Rahmen der brennstofftechnischen Bewertung wurde die Modellsubstanz thermischen Stabilitätsanalysen unterzogen. Ihre Zersetzungsprodukte wurden bilanziert und die Zersetzungskinetik analysiert. Auf Basis dieser Kinetik wurde ein Partikelabbrandmodell aufgestellt, mit dessen Hilfe der Reaktor bzw. die erforderlichen theoretischen Prozessbedingungen (Temperatur und Verweilzeit) ermittelt wurden.

Danach erfolgte der Entwurf und die Auslegung der Anlagentechnologie auf Basis des mittleren Aufkommens von medizinischen C-, D- und E-Abfällen pro Tag und Krankenhaus *KH* mit  $200 \text{ kg/dKH}$  (Quelle: Umweltbundesamt Stand: 2001). Da am Institut bereits Erfahrungen in der Entwicklung zur plasmachemischen Vernichtung von flüssigen Sonderabfällen vorhanden waren, konnte im Zuge der Anlagenkonstruktion z. T. auf vorhandene Standardanlagenelemente wie beispielsweise Pumpen, Armaturen, und Prozessgasanalytik zurückgegriffen werden [BEN00, LEN95]. Nichtstandardbauteile wie z. B. Reaktormischkammer, Ascheauffangbehälter, Plasmatrone, Elemente der Feststoffförderung, optische Reaktorsegmente sind Eigenentwicklungen und wurden selbst konstruiert, gefertigt und im Rahmen von Vorversuchen auf ihr Funktion hin überprüft.

Nach der Inbetriebnahme des Verfahrens und den ersten Testreihen, mit den neu entwickelten Anlagenkomponenten, waren die ermittelten Ergebnisse insbesondere bzgl. des Glühverlusts, Umsatzes und Energiebedarfs noch nicht zufrieden stellenden. Das bildete die Motivation zur Durchführung weiterer und umfassenderer Analysen zum Betriebsverhalten des Verbrennungsprozesses. Zur Umsetzung der Analysen wurde ein optisches Reaktorsegment konstruiert und in Verbindung mit einem Hochgeschwindigkeitskamerasystem eingesetzt, um die Geschwindigkeiten der Feststoffpartikel zu vermessen und zu analysieren

Diese Prozessanalysen umfassten weiterhin die Entwicklung eines physikalischen Modells zur Beschreibung des Wärmetransports sowie ein energetisches Modell zur Berechnung des Stoffumsatzes. Diese Ergebnisse wiederum dienten als Eingabegrößen für das im weiteren Verlauf der Arbeit entwickelte Partikelabbrandmodell. Weitere Prozessanalysen wie die Korngrößenanalysen der Asche schlossen sich an und dienten der Größencharakterisierung der in der Gasphase abbrennenden Feststoffpartikel, und somit der Gegenüberstellung des

tatsächlich vorhandenen Partikelgrößenspektrums zum Spektrum der erforderlichen Abbrandzeiten, welche mit dem bereits erwähnten Berechnungsmodell ermittelt wurden. Damit konnten Anforderungen (Reaktorvolumen, Verweilzeit) festgelegt und Änderung am Reaktor (Reaktorlänge) vorgenommen werden.

Aus Vorversuchen war bekannt, dass die für die Verbrennungsreaktion erforderliche Sauerstoff-Dosierung einen ausgeprägten Einfluss auf das Umsatzverhalten des Reaktors hat. Auch die Verweilzeiten und das Durchmischungsverhalten der Gasphasen (Sauerstoff und Plasmagas) waren aus energetischen Gesichtspunkten von Interesse, da die Energieabgabe des enthalpiereichen Plasmagases innerhalb der Reaktionszone zu erfolgen hat. Für die Verbesserung des Verständnisses des aufgrund der Hochtemperaturbedingungen unzugänglichen Prozesses wurde im 4. Kapitel eine dreidimensionale, fluiddynamische Reaktormodellierung der kontinuierlichen Phase durchgeführt. Gestützt auf experimentelle Daten und optische Analysen, wurde nach der erfolgreichen Aufstellung des Modells, seiner Konvergenz und der experimentellen Validierung, die Ergebnisse der Parameterstudien diskutiert und bewertet. Das Ergebnis war eine sehr gute Übereinstimmung der entwickelten theoretischen Modelle mit den Validierungsergebnissen. Auf Grundlage der Ergebnisse der CFD-Simulation konnten äußere Einflussgrößen wie Reaktorgeometrie, Sauerstoff- und Plasmagaseintrittsbedingungen ermittelt werden, die eine günstige Prozess- und Anlagengestaltung ermöglichten.

Nach erfolgreicher Umsetzung der dazu gewonnen Erkenntnisse erfolgte die erneute Inbetriebnahme der Versuchsanlage mit einer Versuchskampagne unter Variation von äußeren Anlagenparametern wie Abfalldurchsatz, Energieeintrag und Sauerstoffverhältnis. Im Rahmen dieser Versuchsreihen konnte die Funktionalität und Stabilität des Verfahrens nachgewiesen werden. Auch war es möglich, gemäß den Anforderungen der DKII ( $GV=5\%$ ) einen deponierbaren Verbrennungsrückstand mit einem möglichst geringen spezifischen Aufwand ( $2 \text{ kWh/kg}$ ) zu erzeugen.

Der letzte Teil dieser Arbeit bildete die wirtschaftliche Betrachtung des entwickelten Verfahrens. Hier wurde der Betrieb des Verfahrens nach ökonomischen Gesichtspunkten bewertet. Der Schwerpunkt lag hier bei der Ermittlung des Abfallaufkommens für den die Investition und der Betrieb des vorgestellten Verfahrens wirtschaftlich ist bzw. welche weiteren Abfallarten für die Behandlung im diskutierten Verfahren noch in Frage kommen. Die Kostenstruktur hat gezeigt, dass besonders die Investitions- und Personalkosten weiter gesenkt werden müssen, um eine Konkurrenzfähigkeit der Technologie zu gewährleisten. Es empfiehlt sich, weiterhin das Abfallaufkommen von Universitätskliniken, Forschungseinrichtungen etc. zu bündeln, um es einer Behandlungsanlage zuzuführen, was in Ballungsgebieten unproblematisch ist. Ab einem jährlichen Abfallaufkommen von etwa  $100 \text{ t/a}$ , so zeigen es die Berechnungen, kann eine eigene Behandlungsanlage unter Beachtung der vorangestellten Empfehlungen wirtschaftlich sinnvoll sein.

**Literaturverzeichnis**

- [ABF00] Abfallbericht 2000 für das Universitätsklinikum Leipzig, Büro für Umweltschutz und Arbeitssicherheit
- [ANS03] ANSYS CFD Flotran Analysis Guide 00860 (2002) 3rd Edition SAS IP, Inc. ©
- [ALL97] Allen, T. (1997) Particle Size Measurements Vol. 1, Chapman & Hall London
- [AYL04] Ayllón, M., Gea, G., Murillo, M.B., Sánchez, J.L., Arauzo, J. (2004) Kinetic Study of Meat and Bone meal Pyrolysis - An Evaluation and Comparison of Different Possible Kinetic Models, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis 74, 445-453
- [BAU03] Baudry, C., Mariaux, A., Vardelle, A., Delalondre, C., Meillot, E. (2003) Modeling of Arc Formation in a DC Plasma Torch, 16<sup>th</sup> International Symposium on Plasma Chemistry Taormina Italy
- [BEC03] Beckmann Coulter Inc. (2003) LS 13 320 Laser Diffraction Particle Size Analyzer Instrument Manual
- [BEN00] Bendix, D. (2000) Untersuchungen zur plasmachemischen Entsorgung von halogenierten Abfallstoffen, Dissertation, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg FB Verfahrenstechnik, Shaker-Verlag Aachen
- [BEN03] Bendix, D., Hebecker, D. (2003) Energy Recovery from Waste and Plasma Conversion, High Temperature Material Processes 7, 435-454
- [BEH03] Bendix, D., Hebecker, D. (2003) Plasma Conversion of Waste, which is not Suitable for Gasification, 16<sup>th</sup> International Symposium on Plasma Chemistry Taormina Italy
- [BÖH06] Böhme, R. (2006) US-Investition in Landsberg, Artikel Mitteldeutsche Zeitung Halle/Saale, 29.03.2006
- [BOI57] Boie, W. (1957) Vom Brennstoff zum Rauchgas, Teubner Verlag
- [BRA71] Brauer, H. (1971) Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmung, Verlag Sauerländer und Aarauer Frankfurt am Main
- [BRÖ03] Bröder, D. (2003) Anwendung optischer Messtechnik zur Untersuchung disperser Gas-Flüssigkeits-Strömungen, Dissertation, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg FB Ingenieurwissenschaften
- [CHA03] Chaala, A., Roy, C. (2003) Recycling of Meat and Bone Meal Animal Feed by Vacuum Pyrolysis, Environmental Science & Technology Vol. 37, No. 19, 4517-4522

- [CON03] Conesa, J.A., Fullana, A., Font, R. (2003) Thermal Decomposition of Meat and Bone Meal, *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 70, 619-630
- [CLI78] Clift, R., Grace J.R. (1978) *Bubbles, Drops and Particles*, Academic Press New York
- [DAY04] Dayal, A. R.; Pfluger, D., Kearney, T. N., Wester, R. J., McAllister, T. (2004) The Design Optimization of a Plasma Reactor for Chemical Waste Destruction, *Plasma Chemistry and Plasma Processing* Vol. 24 (4), 573-584
- [DBU01] Deutsche Bundesstiftung Umwelt und Dr. T. Bergmann BHF Verfahrenstechnik Kulkwitz (2001) Förderprojekt AZ 07061/02, Entwicklung und Bau einer Plasmaanlage zur schadstofffreien Vernichtung von Halonen und FCKW
- [DEM01] Deme, I., Fulcheri, L. (2001) Hydrodynamic Modelling of a Plasma Reactor for the Production of Carbon Nanostructures – Influence of the Absorption Coefficient on the Heat Transfer, *Progress in of Plasma Processing of Materials* Strasbourg
- [DEN73] Denbigh, K.G., Turner, J.C.R. (1973) *Einführung in die chemische Reaktionstechnik*, Verlag Chemie GmbH Weinheim
- [DIN14] DIN 38414 (1985) Schlamm und Sedimente - Bestimmung des Glührückstandes und des Glühverlustes der Trockenmasse eines Schlammes
- [DIN94] DIN ISO 10694 (1996) Bestimmung von organischem Kohlenstoff und Gesamtkohlenstoff
- [FEH02] FEHB GmbH Stendal (2002) Analyseprotokoll CALTAN-Knochenasche
- [EWE95] Ewert, R., Wagenhof, A. (1995) *Interne Unternehmensführung*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York
- [FAU05] Fauchais, P., Vardelle, M., Coudert, J. F., Vardelle, A., Delbos, C., Fazilleau, J. (2005) Thermal Plasma Deposition from Thick to Thin Coatings and from Micro- to Nanostructure, *Pure and Applied Chemistry* 77(2), 475-485
- [FAU04] Fauchais, P. (2004) Understanding of Plasma Spraying, *Journal of Physics D: Applied Physics* 37, R86-R108
- [FAU01] Fauchais, P., Vardelle, A., Dussoubs, B. (2001) Quo Vadis Thermal Spraying?, *Proceedings of the International Thermal Spray Conference* Singapore, 1-32
- [FIE03] Fiedler, J., Lietz, E., Bendix, D., Hebecker, D. (2003) Investigations Concerning Thermal Plasma Conversion Reactor Based on 3D CFD Modelling and Experimental Results, *Proceedings of the 48<sup>th</sup> Internationales Wissenschaftskolloquium TU Ilmenau*

- [FIE04/1] Fiedler, J., Lietz, E., Bendix, D., Hebecker, D. (2004) Experimental and Numerical Investigations of a Plasma Reactor for the Thermal Destruction of Medical Waste using a Model Substance, *Journal of Physics D: Applied Physics* 37, 1031
- [FIE04/2] Fiedler, J., Lietz, E., Bendix, D., Hebecker, D. (2004) A Plasma Reactor for the Thermal Destruction of Medical Waste, *Proceedings of the International Conference on Plasma Science Baltimore, USA*, 469
- [FIE05] Fiedler, J., Lietz, E., Bendix, D., Hebecker, D. (2005) Plasmachemische Vernichtung medizinischer Abfallstoffe, 12. Bundesdeutsche Fachtagung Plasmatechnologie Braunschweig
- [FRI89] Fitzer, E., Fritz, F. (1989) Technische Chemie-Einführung in die Reaktionstechnik, Springer-Verlag Berlin
- [FRA93] Fratzscher, W., Picht, H.-P. (1993) Stoffdaten und Kennwerte der Verfahrenstechnik, Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie
- [FRA79] Fratzscher, W., Hebecker, D. (1979) Zustandsänderungen von Gasen im Dissoziationsbereich, *Wissenschaftliche Zeitung TH Leuna-Merseburg* 21, 258-269
- [GAF78] Gaffke, H. (1978) Gleichgewichtsverhalten komplexer reagierender Stoffsysteme und deren Transporteigenschaften im Hochtemperaturbereich, Dissertation, Technische Hochschule „Carl Schorlemmer“ Leuna-Merseburg
- [GÖR91] Görner, K. (1991) Technische Verbrennungssysteme, Grundlagen, Modellbildung, Simulation, Springer-Verlag Berlin
- [GSB06] GSB-Sonderabfall Entsorgung Bayern GmbH (2006) Preisinformation der Sonderabfall-Verbrennungsanlage in Baar-Ebenhausen (Internetpräsenz)
- [HEB79] Hebecker, D. (1979) Beitrag zur Untersuchung von chemisch technologischen Hochtemperaturprozessen unter besonderer Berücksichtigung von Prozessen im Niedertemperaturplasmastrahl, Habilitationsschrift, Technische Hochschule „Carl Schorlemmer“ Leuna-Merseburg
- [HEB99] Heberlein, J. (1999) Electrode Phenomena in Plasma Torches, *Annals of the New York Academy of Sciences* Vol. 891, 14-27
- [HEB02] Heberlein, J. (2002) New Approaches in Thermal Plasma Technology, *Pure and Applied Chemistry* (74) 3, 327-335
- [HEM89] Hemminger, W. F., Cammenga, H. K. (1989) Methoden der thermischen Analyse, Springer-Verlag Berlin

- [HYU05] Hyun-Seo Park, Beom-Jae Lee, Seong-Jung Kim (2005) Medical Waste Treatment Using Plasma, Journal of Industrial and Engineering Chemistry Vol. 11, No. 3, 353-360
- [INA00] Inaba, T., Iwao, T. (2000) Treatment of Waste by DC Arc Discharge Plasma, IEEE Transactions on Dielectrics and Electrical Insulation (7)5,684-692
- [INA03] Inaba, T. (2003) Treatment of Hazardous Waste by DC High Temperature Arc, 16<sup>th</sup> International Symposium on Plasma Chemistry Taormina Italy, 673
- [IWA03] Iwao, T. Bendix, D., Heberlein, J. (2003) Anode Attachment Stability and Anode Heat Fluxes for High Arcs with Argon and Nitrogen Gas Flow Parallel to the Anode, 16th International Symposium on Plasma Chemistry Taormina, 673
- [JÄH97] Jähne, B. (1998) Digitale Bildverarbeitung, Springer-Verlag Berlin
- [JAN92] Janzen, G. (1992) Plasmatechnik: Grundlagen, Anwendung, Diagnostik, Hüthig Buch Verlag GmbH Heidelberg
- [JAI95] Jain, R., Kasturi, R., Schunck, B. G. (1995) Machine Vision, McGraw-Hill, Inc.
- [KGS98] Krankenhausgesellschaft Sachsen e.V. Leipzig & Industrieabfall-Koordinationsstelle Sachsen Dresden (1998) Abfallwirtschaftliches Branchenkonzept für sächsische Krankenhäuser
- [KLO72] Klose, W (1972) Zur Pyrolyse- und Verbrennungskinetik organischer Natur- und Kunststoffpartikel, Dissertation, TU Berlin FB10 Verfahrenstechnik
- [KNA02] Knauer, S. (2002) Gift-Riesiger Flop, Der Spiegel Titelthema: Versenktes Geld 42, 62
- [KOC83] Koch, E. (1983) Fachzeitschrift „Angewandte Chemie“ Vol. 95, 185-201
- [KUG93] Kugler, K., Philippen, P.-W. (1993) Energietechnik, Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York
- [LAN00] Landes, K, Barbezat, G. (2000) Plasma technology TRIPLEX for the deposition of ceramic coatings in the industry, Thermal Spray: Surface Engineering Via Applied Research, Proceedings of the International Thermal Spray Conference, 1st, Montreal, Canada, 881-885
- [LAN03] Landes, K, Dzulko, M. (2003) Improved properties of the long arc generator (LARGE), Elsevier Science B.V. ISSN: 0257-8972, Surface and Coatings Technology), 139-141 / 174-175
- [LAU74] Launder, B. E., Spalding, D. B. (1974) The Numerical Computation of Turbulent Flow Methods in Applied Chemical Engineering 3, 269-289

- [LEN95] Lengerken v., D. (1995) Beitrag zur Entwicklung eines Plasmaverfahrens für die Vernichtung von speziellen Abfallstoffen, Dissertation, Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg FB Verfahrenstechnik
- [LFU01] Landesamt für Umwelt, Messung und Naturschutz Baden-Württemberg (2001) Holzhackschnitzel-Heisanlagen, Veröffentlichung P4-063PR, Karlsruhe
- [LOG05] Anlagenprospekt (2005) für LOGMED<sup>®</sup> I und LOGMED<sup>®</sup> II der LOGMED Vertriebs GmbH, Brehnaer Strasse 6, 06188 Landsberg
- [LUD06] Ludwig-Maximilians-Universität München Abteilung Liegenschaften, Referat IIB 4 der Universitätsverwaltung (2006), Preise für Entsorgungsleistungen der Vertragsfirmen
- [MAR99] Marutzky, R., Seeger, K. (1999) Energie aus Holz und anderen Biomassen, DRW Verlag Weinbrenner GmbH & Co. Leinfeld-Echterdingen
- [MOS00] Mossé, A.L., Shimanovich, V.D., Azharonok, V. (2000) Plasma Methods for Technology Processing of Toxically Industrial Wastes, Publications of the Astronomical Observatory of Belgrade 68, 5-11
- [MÜH83] Mührel, K. (1983) Transport, Umschlag und Lagern in der Landwirtschaft, VEB Verlag Technik Berlin
- [MÜL04] Müller-Hagedorn, M. (2004) Charakterisierung der Pyrolyse von Biomasse am Beispiel von Nadel- und Laubbaumholz, VDI-Verlag Düsseldorf
- [MUR03] Murphy, A. B. (2003) Thermal Destruction of Ozone Depleting Substances, High Temperature Material Processes (7) 4, 415-433
- [MUR02] Murphy, A. B., McAllister, T. (2002) Modelling of the Physics and the Chemistry of Thermal Plasma Waste Destruction, Physics of Plasma 8 (5), 2565-2571
- [NET91] Netz, H. (1991) Handbuch Wärme, Resch Verlag
- [NUT95] Nutzsch, G. (1995) Die Anwendungen des thermischen Plasmas in der Werkstofftechnik, Habilitationsschrift, Technische Universität Ilmenau
- [PAH93] Pahl, M. H. (1993) Lagern, Fördern und Dosieren von Schüttgut, Fachbuchverlag Leipzig
- [PAS04] Paschedag, A. R. (2004) CFD in der Verfahrenstechnik – Allgemeine Grundlagen und mehrphasige Anwendungen, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA
- [PFE99] Pfender, E. (1999) Thermal Plasma Technology: Where do we Stand and Where are we Going?, Plasma Chemistry and Plasma Processing Vol. 19, No. 1, 1-31

- [PFE85] Pfender, E., Lee, Y. C. (1985) Particle Dynamics and Particle Heat and Mass Transfer in Thermal Plasma Part. I The Momentum of a Single Particle Without thermal Effects, Plasma Chemistry and Plasma Processing 5 (3), 211-237
- [OBE97] Obernberger, I. (1997) Nutzung fester Biomasse in Verbrennungsanlagen unter besonderer Berücksichtigung des Verhaltens aschebildender Elemente, Schriftenreihe "Thermische Biomassenutzung", Band 1, DBV-Verlag der Technischen Universität Graz, Graz, Österreich
- [OER03] Oertel, H., Laurien, E. (2003) Numerische Strömungsmechanik, Friedrich Vieweg & Sohn Verlagsgesellschaft mbH Braunschweig/Wiesbaden
- [PUR04] Purevsuren, B., Avid, B., Gerelmaa, T., Davaajav, Y., Morgan, T.J., Herod, A.A. and Kandiyoti, R. (2004) The Characterisation of Tar from the Pyrolysis of Animal Bones, FUEL-The Science and Technology of Fuel and Energy 83, 799-805
- [RAF98] Raffel, M., Willert, C. E., Kompenhans, J. (1998) Particle Image Velocimetry, Springer-Verlag Berlin
- [RAN02] Ranade, V. V. (2002) Computational Flow Modeling for Chemical Reactor Engineering, Academic Press
- [RAN52] Ranz, W.E., Marshall, W.R. (1952) Evaporation from Drops, Chemical Engineering Progress 48, 141
- [REI95] Reimann, D.O. (1995) Verbrennungstechnik für Abfälle in Theorie und Praxis, Schriftenreihe Umweltschutz Bamberg
- [RIE67] Rieder, W. (1967) Plasma und Lichtbogen, Verlag Friedrich Vieweg & Sohn GmbH Braunschweig
- [RUT02] Rutberg, Ph. G. (2002) Some Plasma Environmental Technologies Developed in Russia, Plasma Sources Science Technology 11, A159-A165
- [RUT03] Rutberg, Ph. G. (2003) Plasma Pyrolysis of Toxic Waste, Plasma Physics and Controlled Fusion 45, 957-969
- [RUT83] Rutscher, A. (1983) Wissensspeicher Plasmatechnik, VEB Fachbuchverlag Leipzig
- [SCH77] Schubert, H. (1977) Mechanische Verfahrenstechnik, Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie
- [SCH78] Schmidt, H. W. (1978) Beitrag zur Dimensionierung eines plasmachemischen Flugstaubwolkenreaktors, Dissertation, Technische Hochschule „Carl Schorlemmer“ Leuna-Merseburg

- 
- [SCH03] Scholz, K. (2003) Zur Reaktionskinetik der Oxidation von Kohlenstoffmaterialien aus Biomasse, Dissertation, Universität Kassel FB15 Maschinenbau
- [TAS05/1] Tages-Anzeiger Die unabhängige schweizerische Tageszeitung (2005) Atommüll: Zwilag meldet Erfolg, Ausgabe: 06.04.2005
- [TAS05/2] Tages-Anzeiger Die unabhängige schweizerische Tageszeitung (2005) Probleme mit Ofen für Atommüll, Ausgabe: 24.02.2005
- [THO94] Thomé-Kozmiensky, K. J. (1994) Thermische Abfallbehandlung; Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH
- [THO93] Thomé-Kozmiensky, K. J. (1993) Reaktoren zur thermischen Abfallbehandlung; Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH
- [UHB00] Bundesministerium für wirtschaftliche Zusammenarbeit und Entwicklung (2000) Umwelt-Handbuch Abfälle aus medizinischen Einrichtungen, 6
- [VDI91] VDI-Richtlinie 3679 (1998) Blatt 1 Nassabscheider
- [VDI93] VDI-Richtlinie 3679 (2000) Blatt 3 Tropfenabscheider
- [VDI22] VDI-Berichte 1622 (2001) Thermische Verwertung von Tiermehl und Tierkörpern, VDI Verlag GmbH Düsseldorf
- [WEI82] Weiß, S. (1982) Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden Teil 3 - Mechanisches Trennen, Verlag für Grundstoffindustrie Leipzig
- [WEI96] Weiß, S. (1996) Thermisches Trennen - Auslegung und Berechnung, Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie Stuttgart
- [WIE98] Wiest, W. (1998) Zur Pyrolyse von Biomasse im Drehrohrreaktor, Dissertation, Universität Gesamthochschule Kassel
- [WIR05] Wirtschafts-Bild (2005) Mit fünf Jahren Verspätung: Plasma-Ofen soll ab Sommer chemische Kampfstoffe verbrennen, Vol. 03
- [ZHU87] Zhukov, M. F., Korotjejev, A. S. (1987) Theory of Arc Plasma, Nauka Edition Novosibirsk
- [ZUR89] Zurik, A. L. (1998) Plasmachemische Prozesse und Apparate, Verlag Ximija Moskau (in russischer Sprache)

**Anhang**

Tabelle 11: Entwickler und Betreiber von Plasmaanlagen zur Abfallbehandlung

Betreiber/Hersteller	System	Plasmatrone	Plasmagas	Reaktor	Leistung	Abfall	Durchsatz	Quelle
GEKA-Munster (D)	PACT-Plasma Arc Centrifugal Treatment - Retech	direkt, 2 Graphit-Elektroden	k. A.	rotierender zylindrischer Ofen	k. A.	Flotat und kontaminiertes Erdreich	17 t/d	[KNA02, WIR05]
Zwilag (CH)	PACT-Plasma Arc Centrifugal Treatment - Retech	direkt	Stickstoff, (Helium zum Zünden)	Drehherdofen	1200 kW	schwach- bis mittelradioaktiver Abfall	„ein 200 L Fass je Stunde“	Auskunft bei Zwilag-CH, Faltprospekt Zwilag, [TAS05/1, TAS05/2]
Retech (US)	PACT-Plasma Arc Centrifugal Treatment	direkter und indirekter Betrieb-DC	Stickstoff	rotierender zylindrischer Ofen	150-1200 kW	Sonderabfälle	1 t/d	URL www.Retechnsystemsllc.com
SRL Plasma Ltd. / CSIRO (AUS)	PLASCON – Plasma-Conversion	direkter und indirekter Betrieb-DC	Argon, Stickstoff	Rohrreaktor	150 kW	flüssige und gasförmige Sonderabfälle	1-3 t/d	[DAY04, MUR02; MUR05]
Integrated Environmental Technology(US)	PEM-Plasma Enhanced Melter G100	direkt, 3 Graphit-Elektroden	Stickstoff	rotierender zylindrischer Ofen	1-5 MW	medizinischer- und industrieller Abfall	4 t/d	[MOS00], URL www.inentec.com
Westinghouse Corp. (US)	mobile Systeme und Großanlagen	direkter und indirekter Betrieb-DC	Luft, Stickstoff, Sauerstoff, Argon, Wasserstoff,	Schacht- und Rohreaktor	5-3000 kW	Sonderabfälle, Metallurgie, Synthese, Beschichtung	bis 25 t/d (Pilot)	URL www.westinghouse-plasma.com
PEAT-Plasma Energy Applied Technologies (US)	PTDR System (Plasma Thermal Destruction and Recovery)	indirekt DC	Luft, Stickstoff	Rohrreaktor	bis 500 kW	Sonderabfälle	bis 10 t/d	URL www.peat.com
Startech Environmental Corp. (US)	Plasma Waste Converter System (Pyrolyse)	direkter und indirekter Betrieb-DC	Luft	zylindrischer Container	400-10000 kW	Abfälle aller Aggregatzustände	1-50 t/d	URL www.startech.net
Russische Akademie der Wissenschaften	k. A.	indirekt, 3-Phasen AC	Luft	Drehrohrreaktor	500 kW	medizinischer Abfall	200-300 kg/h	[RUT03, RUT02]
Jeonju University Incheon Korea	k. A.	direkter und indirekter Betrieb-DC	Luft	Schachtofen	40-85 kW	medizinischer Abfall	50-100 kg/h	[HYU05]

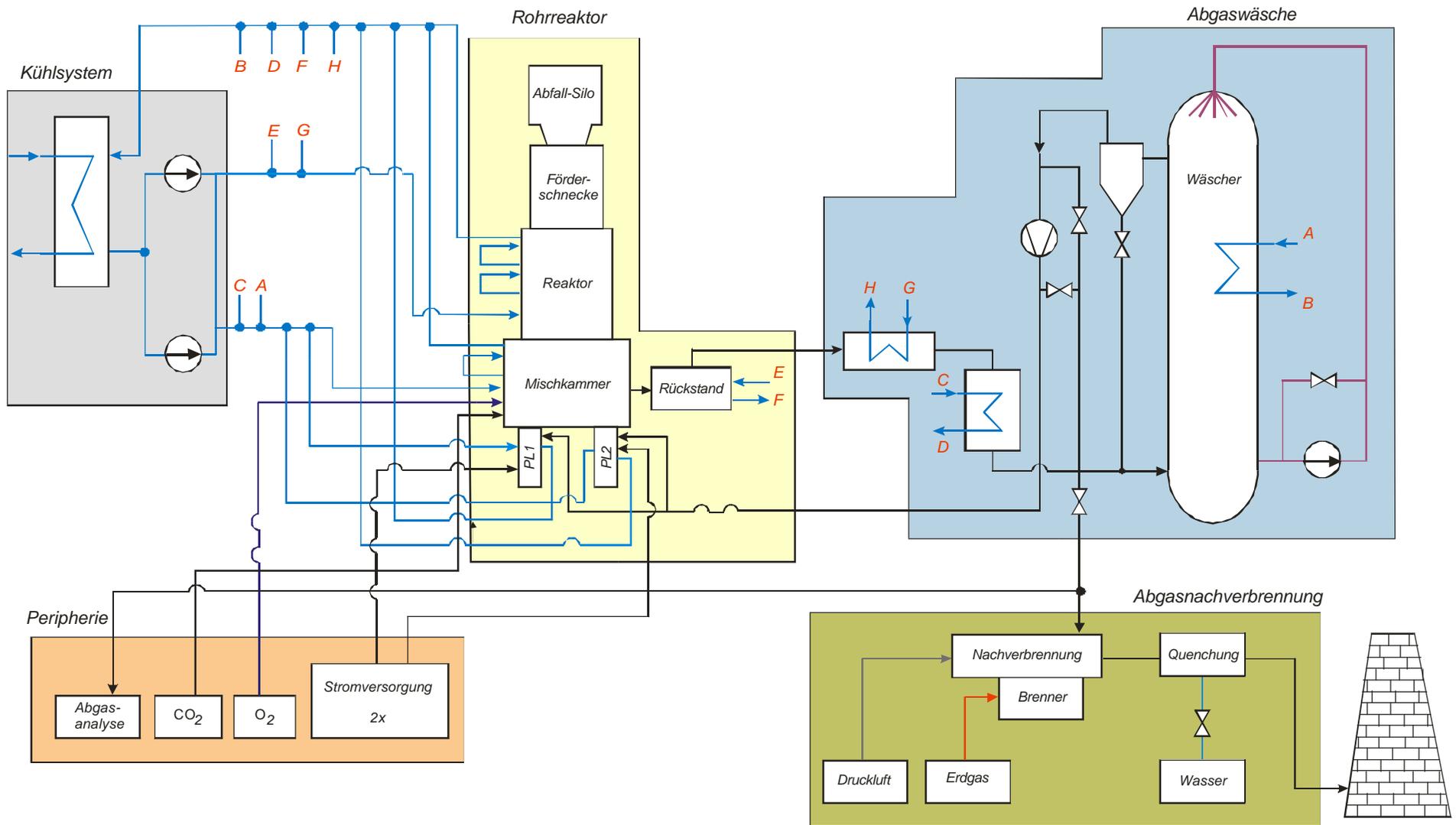


Bild 49: Verfahrenfließbild des Plasmatechnikums

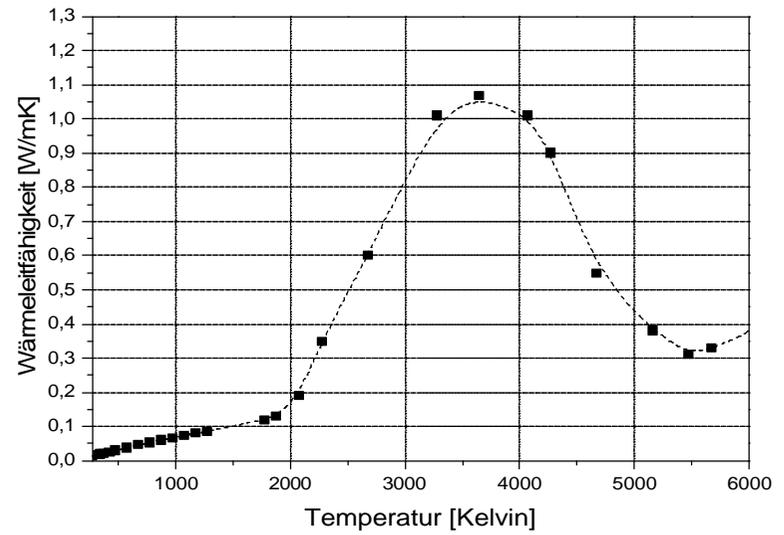
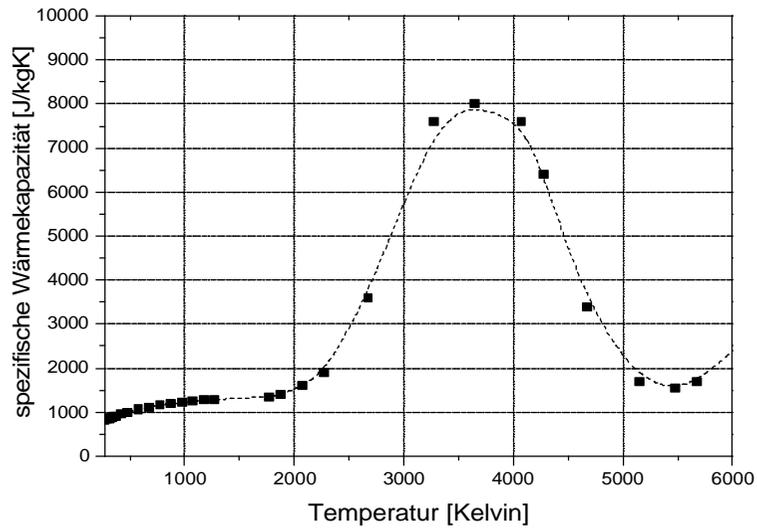
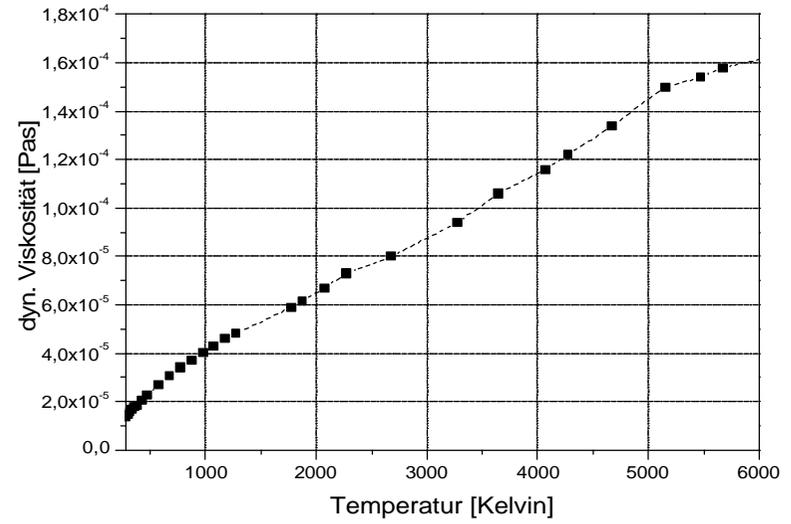
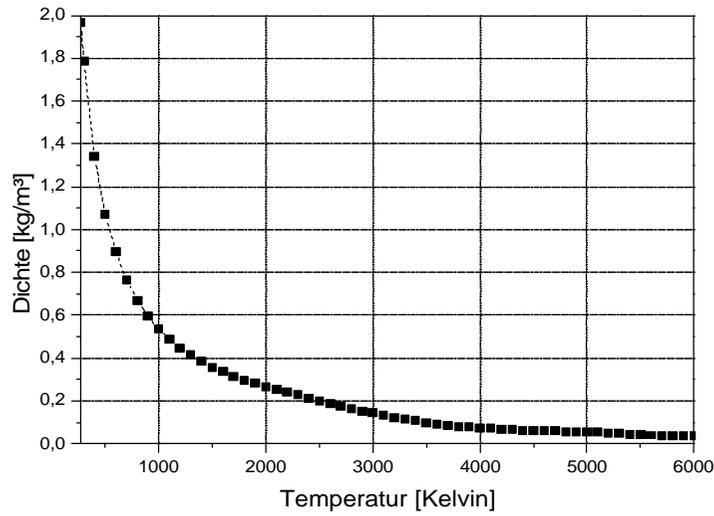


Bild 50: Stoffdaten für  $CO_2$  bei  $p=1bar$  [HEB79]

Polynomenkoeffizienten für  $CO_2$  (dissoziierte Transportgrößen:  $c_p$ ,  $\mathbf{r}$ ,  $\mathbf{h}$ ,  $\mathbf{l}$ )

$$\text{Polynom: } Y = A + B_1 X + B_2 x^2 + B_3 x^3 + \dots + B_n X^n$$

Tabelle 12: spezifische Wärmekapazität  $c_p$ , Dichte  $\mathbf{r}$  ( $293K \leq T \leq 6000K$ ,  $p=1bar$ )

Parameter	spezifische Wärmekapazität [ $J/kgK$ ]	Dichte [ $kg/m^3$ ]
A	-2127,32566	3,98717
B1	22,13856	-0,01078
B2	-0,06228	1,43163E-5
B3	9,02583E-5	-1,06198E-8
B4	-7,29429E-8	4,69027E-12
B5	3,429E-11	-1,26033E-15
B6	-9,48958E-15	2,01828E-19
B7	1,51755E-18	-1,76817E-23
B8	-1,29567E-22	6,51495E-28
B9	4,57018E-27	-

Tabelle 13: dynamische Viskosität  $\mathbf{h}$ , Wärmeleitfähigkeit  $\mathbf{l}$  ( $293K \leq T \leq 6000K$ ,  $p=1bar$ )

Parameter	dynamische Viskosität [ $Pas$ ]	Wärmeleitfähigkeit [ $W/mK$ ]
A	3,90729E-8	0,00593
B1	5,64915	6,18257E-5
B2	-1,99291E-11	-3,055E-7
B3	4,726E-15	1,11935E-9
B4	-3,7035E-19	-1,51989E-12
B5	-	9,87054E-16
B6	-	-3,34387E-19
B7	-	6,09582E-23
B8	-	-5,68726E-27
B9	-	2,13625E-31

**Lebenslauf****Persönliche Daten**

Name: Jan Fiedler  
 Anschrift: In der Steggel 405  
 06484 Westerhausen  
 Geburtstag: 14.04.1976  
 Geburtsort: Blankenburg (Harz)  
 Familienstand: ledig  
 Nationalität: deutsch

**Schulbildung**

09/1982 - 08/1990 Polytechnische Oberschule Westerhausen  
 09/1990 - 06/1994 Süderstadt Gymnasium Quedlinburg  
 Abschluss: Allgemeine Hochschulreife

**Wehrdienst**

07/1994 - 07/1995 Stabsdienst Transportregiment 48 – Burg bei Magdeburg

**Hochschulstudium**

10/1995 - 01/2001 Studium der Verfahrenstechnik an der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg; Diplomarbeit bei EADS - Astrium GmbH, Abt. Environmental Control and Life Support Systems

**Studienbegleitende Tätigkeiten**

10/1997 – 12/1997 **hilfswissenschaftlicher Mitarbeiter** an der Martin-Luther-Universität Halle-Wittenberg, Institut Thermodynamik und Energietechnik

02/1998 – 09/1999 **hilfswissenschaftlicher Mitarbeiter** an der Martin-Luther-

04/2000 – 06/2000 Universität Halle-Wittenberg, Institut Mechanische Verfahrenstechnik

**Tätigkeiten**

01/2001 – 05/2001 **freiberuflicher Mitarbeiter** EADS - Astrium GmbH  
 Abt. Environmental Control and Life Support Systems

06/2001 – 12/2001	<b>Associate Research Scholar</b> at LSU-Louisiana-State- University Baton Rouge, USA, Department of Mechanical Engineering
02/2002 – 05/2006	<b>wissenschaftlicher Mitarbeiter</b> an der Martin-Luther- Universität Halle-Wittenberg am Fachbereich Ingenieur- wissenschaften Institut Energietechnik
08/2006 -	<b>Senior Process Engineer</b> GSK-GlaxoSmithKline Stevenage-Hertfordshire England
Merseburg, 01.08.2006	

**Erklärung über die selbständige Verfassung der Dissertation**

Hiermit versichere ich, dass ich die vorgelegte Dissertation selbständig verfasst habe und nur die in der Dissertation genannten und gewürdigten Hilfen in Anspruch genommen habe. Die den benutzten Werken wörtlich oder inhaltlich entnommenen Stellen habe ich als solche kenntlich gemacht.

---

Jan Fiedler

Merseburg, 01.08.2006