

GEFÖRDERT VOM



Bundesministerium
für Bildung
und Forschung



GKS-Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt GmbH

VOKos - Effizienzsteigerung durch verfahrenstechnisch optimierende Korrosionsschutzkonzepte in Verbrennungs- anlagen mit heterogenen Festbrennstoffen Schlussbericht

Förderkennzeichen: 03X3589A

Bewilligungszeitraum: 01.07.2013 – 30.04.2017

Berichtszeitraum: 01.07.2013 – 30.04.2017

Projektleiter: Dr.-Ing. Ragnar Warnecke

Hauptsächlich beteiligte
wissenschaftliche Bearbeiter:
Dr.-Ing. Ragnar Warnecke

Datum: 31.10.2017

Berichtsblatt

1. ISBN oder ISSN -	2. Berichtsart (Schlussbericht oder Veröffentlichung) Schlussbericht
3. Titel VOKos - Effizienzsteigerung durch verfahrenstechnisch optimierende Korrosionsschutzkonzepte in Verbrennungsanlagen mit heterogenen Festbrennstoffen	
	5. Abschlussdatum des Vorhabens 30.4.2017
	6. Veröffentlichungsdatum 31.10.2017
	7. Form der Publikation Schlussbericht
	9. Ber. Nr. Durchführende Institution -
	10. Förderkennzeichen 03X3589A
	11. Seitenzahl 185
	13. Literaturangaben 76
	14. Tabellen 6
	15. Abbildungen 118
16. Zusätzliche Angaben -	
17. Vorgelegt bei (Titel, Ort, Datum) -	

18. Kurzfassung

Im VOKos-Projekt stand die Gewinnung von Know-how zur verfahrenstechnischen Optimierung der Verbrennung von heterogenen Festbrennstoffen (am Beispiel der Müllverbrennung) zur Vermeidung der Hochtemperatur-Chlor-Korrosion im Vordergrund. Projektpartner waren GKS-Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt GmbH als Koordinator sowie bifa, DFI (Dechema), IUTA (mit den Unterauftragnehmern Weghaus GmbH und Ing.-büro Benker), LEAT (Univ. Bochum), Institut für Experimentalphysik (Univ. Augsburg), SAR.

Im Bereich von Brennstoff und Beschickung konnte erstmals eine verfahrenstechnische Beschreibung der Beschickung von Müllverbrennungsanlagen (MVA) erreicht werden. GKS konnte in Zusammenarbeit mit SAR die Grundlage für einen verbesserten Betrieb derartiger Anlagen zur Verfügung stellen. Zum einen können Überschüttungen und zum anderen Schiefen bei der Beschickung von Feuerungen verhindert werden. In Zusammenarbeit mit Weghaus GmbH konnte GKS erstmals bei der Modellierung und Simulation der Feuerung die Freisetzung von belagsbildenden Stäuben modellieren und simulieren. Dadurch ergibt sich ein neues Verständnis über den Ort der Freisetzung der Stäube und damit deren potentielle Beeinflussbarkeit. Die Messungen von Turbulenz und Wärmeströmen in der Feuerung zusammen mit LEAT (Univ. Bochum) können bessere Parametervorgaben für die CFD-Simulation von derartigen Feuerungen und Kesseln bieten. IUTA und bifa wurden im Rahmen von Messungen von rauchgasseitigen Partikeln sowohl an den Anlagen des GKS wie auch an einer Vergleichsanlage unterstützt. Dadurch konnten gegenüber bisherigen Partikel-Messungen verlässlichere Aussagen über die Größenverteilung, chemische Zusammensetzung und Morphologie gewonnen werden. Es zeigte sich insbesondere im Bereich der mittelgroßen Partikel bei der korrosionsbetroffeneren Anlage eine höhere Chlorkonzentration. Für die verschiedenen CFD-Simulationen wurden die verfahrenstechnischen und konstruktiven Daten zur Verfügung gestellt. Während die CFD-Simulationen mit unterschiedlicher Software kaum nennenswerte Unterschiede im Ergebnis lieferten, waren die Startbedingungen, CombAte oder DEM, entscheidend für die orts- bzw. zeitgebundenen Zwischenergebnisse. Allerdings zeigte die übergeordnete Zusammenarbeit mit Ing.-büro Benker, dass die Diffusion in der Ebene schon bald zu einer Vergleichmäßigung der Partikelphase führt und so die Situation vor der korrosionsrelevanten Ebene weitgehend von Unstetigkeiten befreit. In Zusammenarbeit mit Weghaus GmbH auf der Basis der Partikeldaten von bifa und IUTA konnten belastbare Abscheidegeometrien an den Rohren berechnet werden. Der Mechanismus der Chlorfreisetzung am bzw. im Belag wurde von der Univ. Augsburg durch kinetische Experimente untersucht. Gemeinsam wurden Berechnungen dazu angestellt und mit realen phänomenologischen Beobachtungen verglichen, um in der Parametervielfalt eine Gewichtung und Reduzierung der Parameter zu erreichen. Dabei wurden die potentiellen Modelle intensiv diskutiert und die Vielfalt eingeschränkt. Es zeigte sich ein großer Einfluss von Cl_2 aus sulfatierten Chloriden als potentieller entscheidender Spezies im Rahmen der Korrosion. Auch scheint die Kinematik von gebildetem FeCl_3 eine wichtige Rolle im Chlor-Kreislauf zu spielen, der jedoch noch nicht genau quantitativ bestimmt werden konnte. In der Kooperation von Univ. Augsburg, DFI und GKS wurde insbesondere der Einfluss reduzierter O_2 - und H_2O -Spezies sowie Erhöhungen von Fe im Belag quantifiziert. Es zeigte sich hierbei, dass Korrosionsexperimente im Labor eher mit einer Atmosphäre von sehr geringen Luft- und Wasser-Gehalten durchgeführt werden sollten. Dadurch ergeben sich grundlegend neue Empfehlungen für Korrosionsexperimente. Während bei den Untersuchungen im Rahmen des Projektes der allgemein eingesetzte Überhitzer-Werkstoff 16Mo3 im Vordergrund stand wurden auch Auslagerungsversuche im GKS mit drei unterschiedlichen Beschichtungen durchgeführt. Es zeigte sich allerdings, dass die verwendeten Beschichtungen (Kobalt-Auftragschweißung, thermisch gespritzte und thermische verdichtete Cr-Ni-Werkstoffschichten sowie mehrschichtige thermisch gespritzte Schichten mit Wärmeschutzschicht aus ZrO_2) zwar die Standzeit der Rohre verlängern konnten, aber jeweils in unterschiedlicher Weise nach 1,5 Jahren angegriffen waren. Diese Daten wurden mit dem MatRessource-Projekt „TS-Protect“ ausgetauscht.

Insgesamt konnten zahlreiche absolut neue Erkenntnisse im Rahmen dieses Projektes gefunden werden, die ein deutlich erweitertes Verständnis der Korrosion aber auch der verfahrenstechnischen Zusammenhänge zur Verfügung stellen. Die Erkenntnisse können in der Praxis zu einer echten Verbesserung des Betriebes und damit der wirtschaftlichen Situation der Anlagen führen.

19. Schlagwörter

Hochtemperatur-Korrosion, Werkstoffprüfung, Müllverbrennung, Ressourceneffizienz, Verfahrenstechnik, Partikel, Modellierung, Korrosionsmonitoring

20. Verlag

-

21. Preis

-

INHALTSVERZEICHNIS

I	Kurze Darstellung	23
I.1	Aufgabenstellung	23
I.2	Voraussetzungen, unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde	24
I.3	Planung und Ablauf des Vorhabens.....	26
I.4	Wissenschaftlicher und technischer Hintergrund.....	28
I.5	Verwendete Fachliteratur	29
I.6	Zusammenarbeit mit anderen Stellen.....	33
II	Eingehende Darstellung	36
II.1	Verwendung der Zuwendung.....	36
II.2	Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises.....	36
II.3	Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit	36
II.4	Voraussichtlicher Nutzen	36
II.5	Fortschritt bei anderen Stellen	37
II.6	Erfolgte oder geplante Veröffentlichungen der Ergebnisse	37
III	Projektbeschreibung	42
III.1	Verbrennungsanlagen für heterogene Festbrennstoffe.....	42
III.1.1	Arten und Aufbau von Abfallverbrennungsanlagen	42
III.1.1.1	Anlieferungsbereich.....	44
III.1.1.2	Müllbunker	44
III.1.1.3	Verbrennungsrostsyste me	44
III.1.1.4	Feuerraumgeometrien	48
III.1.1.5	Rauchgasreinigungssysteme	49
III.1.2	Daten von Anlagen	49
III.1.3	GKS und Anlagen im Vergleich.....	50
III.2	Heterogene Festbrennstoffe	52
III.3	Messungen und Daten von Anlagen.....	88
III.3.1	Versuchsfahrten an Brennstoffbeschickung	90
III.3.2	Schichthöhen- und Temperaturmessungen im Brennbett	94
III.3.3	Strahlung- und Geschwindigkeitsmessungen	96
III.3.4	Partikelmessungen	101
III.3.5	Messung in der Gasphase	106

III.3.6	Korrosionssonde.....	106
III.3.7	Beläge	108
III.3.8	Korrosion am Rohr.....	111
III.3.8.1	Rohnaher Belagsaufbau	114
III.3.8.2	Laborversuche DFI und Uni. Augsburg	116
III.4	Berechnungen und Diskussion	119
III.4.1	Berechnungen der Bewegungen in der Brennstoffaufgabe	119
III.4.2	Brennbettmodellierung DEM / CombAte	137
III.4.3	Korrosionssondendaten	143
III.4.4	Direkt physikalische Modellierung des Partikelverhaltens	149
III.4.5	Modellierung der Partikelabscheidung an den Überhitzerrohren	150
III.4.6	Berechnungen zum Stofftransport in der Korrosionsschicht.....	151
III.5	Zusammenfassendes Korrosionsmodell und Ausblick	155
IV	Literatur	160
V	Anhang	167
V.1	Anhang: Arbeits- und Zeitplan Projekt VOKos	168
V.2	Anhang: Anonyme Standortbezeichnung der untersuchten Verbrennungsanlagen	179
V.3	Anhang: Erfolgskontrollbericht für BMBF-Vorhaben.....	181

ABBILDUNGSVERZEICHNIS

Abb. I-1: Vertikalkessel mit Korrosionsbereichen (rot)	29
Abb. I-2: Übersicht über die chemischen Analysen an einem Schadensrohr [57]	30
Abb. I-3: Aufteilung der Teilbereiche des VOKos Projektes	33
Abb. I-4: Anlagenbezogene Arbeitsbereiche der Projektteilnehmer	34
Abb. III-1: Übersicht Reaktoren	43
Abb. III-2: Feuerungssysteme für Festbrennstoffe	45
Abb. III-3: Wanderrost eines Kohlekessels	46
Abb. III-4: Walzenrost [1]	47
Abb. III-5: Roststäbe Vorschubrost	47
Abb. III-6: Rückschubrost der Firma Martin GmbH (genehmigt durch Martin GmbH).....	48
Abb. III-7: Feuerraumgeometrien: links Gleichstromfeuerung, oben Mittelstromfeuerung, rechts Gegenstromfeuerung [2]	49
Abb. III-8: Maßstabsgetreue Darstellung von 4 unterschiedlichen Aufgabekonstruktionen [21]	51
Abb. III-9: Brennstoffeigenschaften [21].....	53
Abb. III-10: Aufgabebereich einer Müllverbrennungsanlage (rotes Oval) [21]	54
Abb. III-11: Erkenntnisse der Trichterbeobachtungen, Nachrutschen während des Rückhubes [21].....	55
Abb. III-12: Portalpresse der Fa. Strautmann nach einem Pressversuch mit Brennstoff Hausmüll.....	56
Abb. III-13: Ergebnisse Pressenversuch mit Brennstoff Hausmüll	57
Abb. III-14: Ergebnis Pressenversuch Dekomprimierung.....	58
Abb. III-15: Abstützung von Schüttgut an den Schachtseitenwänden nach Schulze [8]	59
Abb. III-16: Dichteverlauf des Brennstoff am Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt [21]	60
Abb. III-17: Immediatanalyse eines festen Brennstoffes (Aufteilung beispielhaft) [7]	61
Abb. III-18: Bedingungen für die Brennbarkeit von Abfall ohne Stützfeuerung [4].....	61
Abb. III-19: Mülldreieck nach Tanner [10]; mit 2 Brennstoffen unterschiedlichen Heizwerts.....	62
Abb. III-20: Feuchtigkeitsgehalt der Schlacke nach an unterschiedlichen Ablagerungszeiten der Probe.....	66
Abb. III-21: Anwendung der kombinierten HCl-H ₂ O-Messung im GKS (linke Seite) und prinzipieller Aufbau der Messung (rechte Seite), Quelle: Fa. NEO Monitors A.S. [18]	68
Abb. III-22: Verfahrensschritte und Stoffströme die den Feuchtegehalt im Rauchgas beeinflussen.....	69
Abb. III-23: Zusammensetzung der Feuchte-Massenströme im Rauchgas	74

Abb. III-24: Volumetrische Brennstoffzusammensetzung mit Lücken, Poren und Blasen (s.u.)	76
Abb. III-25: Überlegungen zur volumetrischen Brennstoffzusammensetzung	77
Abb. III-26: Differenzierung Grob-, Mittel, Feinporen	78
Abb. III-27: Erweiterte volumetrische Brennstoffzusammensetzung mit Lücken, Poren und Blasen.....	79
Abb. III-28: Volumetrische Betrachtung der Brennstoffzusammensetzung bei der Zugabe von Wasser.....	80
Abb. III-29: Volumetrische Betrachtung der Brennstoffzusammensetzung bei der Zugabe von Asche	80
Abb. III-30: Variation der Dichte in Abhängigkeit des Heizwerts (bei konstantem Wassergehalt und variablem Aschegehalt)	84
Abb. III-31: Variation der Dichte in Abhängigkeit des Heizwerts (bei konstantem Aschegehalt und variablem Wassergehalt)	84
Abb. III-32: Berechnete Dichte (Formel III-73) über Heizwert.....	85
Abb. III-33: Brennstoffwärmeleistung <i>HBWL</i> des auf einen Kubikmeter normierten zugeführten Brennstoffs in Abhängigkeit vom Heizwert	86
Abb. III-34: Freisetungsverhalten Fraktion Feinmüll [31].....	87
Abb. III-35: Kesselschnitt der Linie 12 des GKS	88
Abb. III-36: Kesselschnitt der Linie 1 der MVA Asdonkshof	89
Abb. III-37: Wirksamkeitsgrenzlinie an Einzel- und Doppelkolbenbeschickung [21].....	90
Abb. III-38: Normalhub / Vollhub der Anlage M-UK2VL1-EK [32].....	90
Abb. III-39: Hubposition vorne [32]	91
Abb. III-40. Hubposition hinten [32]	91
Abb. III-41: Versuchsprogramm zur Variation der Hubposition und Hublänge (symbolisch, auszugsweise) [21].....	92
Abb. III-42: Nomenklatur zur Benennung der Versuchsfahrten an Aufgabe und Rost.....	92
Abb. III-43: Versuchsergebnis M-DE20VL1-EK [32]	93
Abb. III-44: Darstellung Leerhub (inkl. Brücken- und Kompressionshub) [21]	93
Abb. III-45: Durchschnittliche Brennbetthöhe, GKS Linie 12 [22].....	94
Abb. III-46: Hauptteile der Temperaturmesslanze.....	95
Abb. III-47: Ungekühlter Messkopf der Lanze, Anordnung der Thermoelemente [23].....	95
Abb. III-48: Kühlwasseranschlüsse: Hinterer Teil der Temperaturmesslanze mit den Wasseranschlüssen im Schnitt [1]	95
Abb. III-49: Auswertung Temperaturmessung Linie 12 vom 27.08.2015 [23].....	96
Abb. III-50: Gemessene Strahlungswärmeeinflüsse an Messport 12HBK02CT302 für verschiedene Eintauchtiefen am GKS [34].....	97
Abb. III-51: Gemessene Strahlungswärmeeinflüsse an Messport 12HBK02CT302 für verschiedene Eintauchtiefen am GKS (vgl. Abb. III-50), mit räumlicher Zuordnung im Kessel [34]	98
Abb. III-52: Geschwindigkeiten Rauchgas, GKS links, Asdonkshof rechts [34].....	99

Abb. III-53: Messauswertung von Geschwindigkeits-/Turbulenzmessungen am GKS [34]	100
Abb. III-54: (a) Querschnitt der Probenahmesonde. (b) Fotografie der Sonde. Im Hintergrund ein installiertes Thermoelement [36]	101
Abb. III-55: Schematischer Kesselschnitt der Vergleichsanlage (links) und des GKS (rechts). Die gelben Punkte markieren die Messstellen [36].....	102
Abb. III-56: Temperaturverlauf im Kessel des GKS (blau) und des AEZ Asdonkshof (rot) [36]	103
Abb. III-57: Gesamtstaubmessungen, links AEZ Asdonkshof (Messdaten von Mai 2016), rechts GKS (Messdaten von August 2015) [36]	104
Abb. III-58: Chemische Zusammensetzung der Partikel in vier Zügen am GKS für drei verschiedene Partikelmorphologien im Februar 2015 [36].....	105
Abb. III-59: Chemische Zusammensetzung der Partikel in vier Zügen am GKS für drei verschiedene Partikelmorphologien im August 2015 [36].....	105
Abb. III-60: Partikelladung entlang der Anlage GKS (Thermoionisation+ Ionenüberschuss)	106
Abb. III-61: Sondendesign der Korrosionssonde [35].....	107
Abb. III-62: Aufbau des Korrosionssondenkopfes (1 = Arbeitselektrode, 2 = Referenzelektrode, 3 = Gegenelektrode, M = Massenverlustring (zum späteren Kalibrieren der Messung auf tatsächliche Abzehrrate) [35].....	107
Abb. III-63: RE = Widerstand Elektrolyt, RCT = Widerstand Charge Transfer, CDL = Grenzfläche Doppelschicht [35].	107
Abb. III-64: Beispiel für die Messung des KLV am GKS.....	108
Abb. III-65: Thermodynamische Gleichgewichte von Chlorid und Sulfat von Nebenkomponten [27].....	109
Abb. III-66: Beläge an Überhitzerpaket 6 im 3. Zug am GKS mit eingebauten Testrohren unterschiedlicher Werkstoffbeschichtungen nach einer Reisezeit von ca. 18 Monaten.	109
Abb. III-67: Anströmseitige Korrosion der 1. Rohrreihe eines Vor-ÜH-Schotts mit Rauchgastemperaturen von ca. 850 °C und Dampftemperaturen von ca. 320 °C [24]	111
Abb. III-68: Rohrreißer in einem Überhitzerbündel.....	112
Abb. III-69: Übersicht Rohreigenschaften / Beschichtungen Auslieferungszustand und nach 1,5 Jahre in der Anlage	112
Abb. III-70: Beschichtung von Anbieter 3, Vergleich vorher und nachher	113
Abb. III-71: Beschichtung von Anbieter 1, Vergleich vorher und nachher	113
Abb. III-72: Beschichtung von Anbieter 2 nach der Auslagerung, Bruch der TBC- Schicht.....	114
Abb. III-73: Analyse Rohrbelag bis zum Überhitzerrohr von Dechema	115
Abb. III-74: Fe ₂ O ₃ Schicht an Überhitzerrohren (interne Aufnahme von Dechema).....	116
Abb. III-75: Versuchsaufbau zur Untersuchung der Abzehrrate der Universität Augsburg [28]	116

Abb. III-76: Einfluss des Stahls 16Mo3 auf die Umwandlungsrate [29]	117
Abb. III-77: Abzehrungsraten unter dem Einfluss der Beigabe verschiedener Eisenoxide [29]	117
Abb. III-78: Umsatz der Sulfatierung von NaCl (vermischt mit Fe ₂ O ₃) bei sauerstoffarmer und trockener Atmosphäre [29]	118
Abb. III-79: Benennungssystem von mehrbahnigen Beschickungssystemen	120
Abb. III-80: Ergebnisse geometrisch-physikalischer Ansatz (Auszug) [21].....	121
Abb. III-81: Fahrzyklen Doppelkolbenbeschickung (qualitativ).....	122
Abb. III-82: Blockschaltbild der Massenstromformel für Einzelkolbenbeschickungen.....	123
Abb. III-83: Trend-Darstellung einer Umstellung von Hublänge und -position an M- UK2VL1-EK (6 h-Trend) [37].....	124
Abb. III-84: Trend-Darstellung einer Umstellung von DK auf EK an M-DE31VL2-DK (2 h-Trend) [37].....	125
Abb. III-85: Ergebnisse des Versuchsprogramms mit der Brennstoffbeschickung an M- UK2VL1-EK [37]	126
Abb. III-86: Versuchsprogramm mit der Brennstoffbeschickung an M-DE20VL1-EK [37]....	128
Abb. III-87: Ergebnisse des Versuchsprogramms mit der Brennstoffbeschickung an M- DE20VL1-EK [37]	129
Abb. III-88: Versuchsprogramm mit der Brennstoffbeschickung an M-DE31VL2-DK [37] ...	131
Abb. III-89: "Abstützen" der Müllsäule auf dem Zwischentisch einer Doppelkolbenbeschickung bei ausschließlichem Unterschieber-Betrieb [37]	132
Abb. III-90: Ergebnisse des Versuchsprogramms mit der Brennstoffbeschickung an M- DE31VL2-DK [37]	135
Abb. III-91: Ergebnisse der Modellierung des Aufgabebereichs Universität Bochum	136
Abb. III-92: Organigramm, Teilmodelle in CombAte.....	137
Abb. III-93: Schichthöhen Brennbett, CombAte	138
Abb. III-94: Temperaturverteilung im Brennbett, CombAte	138
Abb. III-95: Staubaustrag aus dem Brennbett, CombAte	139
Abb. III-96: Freisetzung / Austrag von NaCl aus dem Müllbrennbett, CombAte	140
Abb. III-97: Freisetzung / Austrag KCl-Austrag aus dem Müllbrennbett, CombAte.....	140
Abb. III-98: Anbindung BoilerDesigner an GKS Linie 11	141
Abb. III-99: Signalaustausch CombAte und BoilerDesigner an der realen Anlage GKS Linie 11	141
Abb. III-100: Hublänge Roststab Normalbetrieb GKS	142
Abb. III-101: DEM-Simulation GKS-Rost (Normalbetrieb 348 mm Hub) [34].....	142
Abb. III-102: Vergleich Durchschnittswerte DEM mit GKS-Schichthöhenmessungen	143
Abb. III-103: Korrosionssonde nach einem Betriebsjahr [35]	144
Abb. III-104: Temperaturkorrigiertes Signal (KWL _{korrr}) [33]	145
Abb. III-105: Korrektur des KLW mit Aktivierungsenergie von 10 kJ/mol [35].....	145

Abb. III-106: Vergleich zwischen KWL und Temperatur vor Überhitzer 6, GKS April 2015 [35].....	146
Abb. III-107: Vergleich zwischen SO ₂ und HCl, GKS April 2015 [35].....	147
Abb. III-108: Abgleich des KWL mit HCl Rauchgaswert [35].....	147
Abb. III-109: KWL, HCl und SO ₂ über Zeit aufgetragen, GKS 27. und 28.02.2015 [35].....	148
Abb. III-110: KWL und Feuerraumtemperatur Zone 3 über der Zeit, GKS 13. und 14.02.2015 [35].....	149
Abb. III-111: Salzgehalt der groben Partikel durch turbulente Koagulation als Folge der Partikelträchtigkeit (Saffman-Mechanismus 2)	150
Abb. III-112: Entwicklung des Belagsaufbaus mit lokalen Wirkungsbereichen, Weghaus.....	151
Abb. III-113: Eindiffusion von SO ₂ (ohne Reaktion) [35].....	152
Abb. III-114: Konzentration von SO ₂ mit Diffusion und Reaktion, Temperaturen blieben unverändert [35].....	153
Abb. III-115: Sulfatierungsreaktion eines Alkalichlorids und Chlorangriff am Stahl – Univ. Augsburg	154
Abb. III-116: Schematische Darstellung der Partikelfreisetzung und –veränderung auf dem Weg vom Brennbett zum Überhitzerrohr	157
Abb. III-117: Schematische Darstellung der Reaktionen und des Transports im Belag und zur Korrosionsfront.....	158
Abb. III-118: Schweinfurter-Korrosionsdiagramm zur Darstellung der Abhängigkeit der Korrosion von Temperatur, Chloridfrachten und Werkstoffen [7].....	159

TABELLENVERZEICHNIS

Tabelle I-1: Übersicht über die „Korrosionsmodelle“ [51]	31
Tabelle III-1: Kurz- und Elementaranalyse eines Brennstoffs aus einer Brennstoffdatenbank mit $H_u=12$ MJ/kg	63
Tabelle III-2: Brennstoff mit $H_u = 12,1$ MJ/kg und bekannter Elementaranalyse umgerechnet auf "GKS-Einheits-Brennstoff" mit $H_u = 9,8$ MJ/kg	67
Tabelle III-3: Überblick über die Temperatur und Feuchte der Luftmengen	72
Tabelle III-4: Belagsanalyse über Kesselzüge GKS.....	110
Tabelle III-5: Aschenanalyse GKS	111
Tabelle III-6: Parametervariationen von DFI	118

Symbolverzeichnis

Symbol	Bezeichnung	Dimension
$A_{Kolben,Rh,Asz}$	Kolbenfläche Aufgabezylinder im Rückhub	[mm ²]
$A_{Kolben,Vh,Asz}$	Kolbenfläche Aufgabezylinder im Vorhub	[mm ²]
$A_{Verhakungsebene}$	Fläche der Verhakungsebene	[m ²]
af	aschefrei	[-]
α_{SchRw}	Neigungswinkel Rückwand Aufgabeschacht	[°]
b_{As} b_{Os} b_{Us}	Konstruktive Breite Aufgabeschieber (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
β_{SchVw}	Neigungswinkel Vorderwand Aufgabeschacht	[°]
$c_{p,Asche}$	Wärmekapazität Asche	[kJ/kg K]
ΔT	Temperaturunterschied	[K]
$\varepsilon_{Schütt,L}$	Lückengrad einer Schüttung auf Basis der Bestimmung mit Wasser	[-]
$\varepsilon_{Schütt}^{ges}$	Gesamter Lückengrad einer Schüttung	[-]
$f_{Brück}$	Brückenbildungsfaktor Brennstoff	[-]
$f_{Luftstrom,y}$	Absolute Feuchte eines beliebigen Luftstromes	[g _{H2O} /kg _{Luft}]
$f_{Mitnahme}$	Mitnahmefaktor	[-]
$f_{Mitnahme,Dk}$	Mitnahmefaktor Doppelkolbenbeschickung	[-]
$f_{Mitnahme,Ek}$	Mitnahmefaktor Einzelkolbenbeschickung	[-]
$f_{Mitnahme,Os,unterhalb,eff}$	Mitnahmefaktor, beschreibt die Menge, welche der Oberschieber während seines Vorhubs vor dem Unterschieber herauszieht / mitnimmt.	[-]
$F_{N,Seitenwand\ durch\ BrStS}$	Normalkraft auf Seitenwand verursacht durch Brennstoffsäule	[N]

$F_{R,ges,Seitenwände}$	Reibkraft, welche durch die Reibung der bewegten Brennstoffmasse an den Seitenwänden des Brennstoffvorlageschachts während des Vorhubs auf den Aufgabeschieber wirkt	[N]
$F_{R,Vh,As}$ $F_{R,Vh,Os}$ $F_{R,Vh,Us}$	Reibkraft, welche zwischen Aufgabeschieber/tisch und darüberliegender Brennstoffmasse während des Vorhubs auf den Aufgabeschieber wirkt	[N]
$F_{R,Rh,As}$	Reibkraft Aufgabeschieber im Rückhub	[N]
$F_{Rh,As}$	Kraft Aufgabeschieber im Rückhub	[N]
$F_{Verhakungsebene}$	Widerstandskraft, welche im Brennstoff auf der Höhe der Verhakungsebene während des Vorhubs entsteht und auf den Aufgabeschieber wirkt	[N]
$F_{Vh,As}$	Kraft Aufgabeschieber im Vorhub	[N]
$\sum F_{R,i}$	Summe der Reibkräfte	[N]
γ_{Sch}	Mittlerer Neigungswinkel Aufgabeschacht	[°]
h_{BrStS}	Höhe der Brennstoffsäule im Aufgabeschacht	[m]
$h_{BrStS,GKS}$	Bezugshöhe Brennstoffsäule ausgehend vom GKS	[m]
h_{Am}	Höhe Aufgabemaul	[m]
$h_{Am,As}$	Höhe Aufgabemaul (nur bei Einzelkolbenbeschickung)	[m]
$h_{Am,Os}$	Höhe Aufgabemaul für Oberschieber (nur bei Doppelkolbenbeschickung anwendbar)	[m]
$h_{Am,Us}$	Höhe Aufgabemaul für Unterschieber (nur bei Doppelkolbenbeschickung anwendbar)	[m]
h_{As} h_{Os} h_{Us}	Höhe Aufgabeschieber (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]

H_u	Heizwert	[kJ/kg]
h_{V,H_2O}	Verdampfungsenthalpie Wasser	[kJ/kg]
$h_{Zwischkonstr}$	Höhe Zwischenkonstruktion (nur bei Doppelkolbenbeschickung anwendbar)	[m]
i	Anzahl Aufgabeschieber nebeneinander	[-]
j	Anzahl der Aufgabeschieber übereinander	[-]
$l_{BrSt,As,Hypo,elast}$ $l_{BrSt,Os,Hypo,elast}$ $l_{BrSt,Us,Hypo,elast}$	„Länge“ an Brennstoff, die vor dem Aufgabeschieber liegt und bewegt werden muss (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
l_{Hub}	Hublänge	[m]
$l_{Hub,As,Brück}$ $l_{Hub,Os,Brück}$ $l_{Hub,Us,Brück}$	Brückenhub, verursacht durch Brückenbildung des Brennstoffs im Aufgabebereich (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,eff}$ $l_{Hub,Os,eff}$ $l_{Hub,Us,eff}$	Effektive, gefahrene Hublänge Aufgabeschieber (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,eff,max}$ $l_{Hub,Os,eff,max}$ $l_{Hub,Us,eff,max}$	Effektive, maximal mögliche Hublänge Aufgabeschieber (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,eff,tats}$ $l_{Hub,Os,eff,tats}$ $l_{Hub,Us,eff,tats}$	Tatsächlich effektive, wirkende Hublänge Aufgabeschieber (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,FLR}$ $l_{Hub,Os,FLR}$	Hublänge Aufgabestößel - aus der FLR vorgegeben (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]

$l_{Hub,Us,FLR}$		
$l_{Hub,As,FLR,eff}$ $l_{Hub,Os,FLR,eff}$ $l_{Hub,Us,FLR,eff}$	Von der Hublänge Aufgabestößel - aus der FLR vorgegeben effektiv fördernde Länge (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,FLR,gekürzt,hi}$ $l_{Hub,Os,FLR,gekürzt,hi}$ $l_{Hub,Us,FLR,gekürzt,hi}$	Abstand zur hinteren mechanischen Endlage \triangleq 100%-Punkt der FLR-Endlage (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,FLR,gekürzt,vo}$	Abstand zur vorderen mechanischen Endlage \triangleq 0%-Punkt der FLR-Endlage (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,Kompr}$ $l_{Hub,Os,Kompr}$ $l_{Hub,us,Kompr}$	Länge, um die der Brennstoff im Vorhub durch den Aufgabeschieber komprimiert wird (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,leer}$ $l_{Hub,Os,leer}$ $l_{Hub,Us,leer}$	Länge Leerhub Aufgabeschieber, der sich aus Brückenhub und Kompressionshub zusammensetzt (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Hub,As,mech,max}$ $l_{Hub,Os,mech,max}$ $l_{Hub,Us,mech,max}$	Mechanisch bzw. konstruktiv max. mögliche Hublänge (Anschläge Zylinder)	[m]
$l_{Hub,As,Überstand}$ $l_{Hub,Os,Überstand}$ $l_{Hub,Us,Überstand}$	Hublänge des Aufgabeschiebers über den Wirksamkeitsgrenzpunkt hinaus \triangleq ineffektiver Hublänge (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]

$l_{SchVW \text{ zu } As}$ $l_{SchVW \text{ zu } Os}$ $l_{SchVW \text{ zu } Us}$	Konstruktiver Abstand Schachtvorderwand zum Aufgabeschieber in seiner vorderen mechanischen Endlage (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[m]
$l_{Sch,Hypo}'$	Hilfsgröße (projizierte Schacht-Tiefe \triangleq Hypothenuse) zur Bestimmung der effektiven Hublänge	[m]
M_y	Molare Masse der Spezies y	[kg/kmol]
m_{Asche}	Masse Asche	[kg]
$\dot{m}_{Aufgabe,Ek}$	Massenstrom Aufgabe einer Einzelkolbenbeschickung	[kg/h]
$\dot{m}_{Aufgabe,Dk}$	Massenstrom Aufgabe einer Doppelkolbenbeschickung	[kg/h]
m_{BrSt}	Masse Brennstoff	[kg]
$\dot{m}_{BrSt,i}$	Brennstoffmassenstrom	[kg/h]
$\dot{m}_{BrSt,Aufgabe}$	Brennstoffmassenstrom gesamt an Aufgabe	[kg/h]
$m_{BrSt,Soll,Anlage}$	Brennstoffsollmassenstrom	[kg/h]
$m_{Dh,Aufgabe,Kran}$	Kranmassenbilanz Aufgabe	[kg/Dh]
$m_{Dh,Aufgabe,Eingangswaage}$	Eingangswaagenbilanz Aufgabe	[kg/Dh]
m_{H_2O}	Masse Wasser	[kg]
$\dot{m}_{H,BrSt}$	Menge Wasserstoff der mit dem Brennstoffmassenstrom eingebracht wird	[kg/h]
$\dot{m}_{H_2O,BrSt}$	Massenstrom Wasser im Brennstoff	[kg/h]
$\dot{m}_{H_2O \text{ aus } H}$	Massenstrom Wasser aus H ₂ -Verbrennung	[kg/h]
$\dot{m}_{H_2O,Brüd}$	Massenstrom Wasser aus Brüden	[kg/h]
$\dot{m}_{H_2O,Luftstrom,i}$	Enthaltener Wassermassenstrom eines beliebigen Luftstromes	[kg/h]
$\dot{m}_{H_2O,SNCR,Dampf}$	Zerstäuberndampf SNCR	[kg/h]

$\dot{m}_{Luftstrom,i}$	Massenstrom eines beliebigen Luftstromes	[kg/h]
$\dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_4OH}$	Massenstrom Wasser aus Ammoniakwasserlösung	[kg/h]
$\dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_3}$	Massenstrom Wasser aus Ammoniakreaktion	[kg/h]
$\varnothing \dot{m}_{Eingangswaage(x)}$	Arithmetisches Mittel aller Eingangswaagenmessungen innerhalb des Betrachtungszeitraums x	[t/h]
$\varnothing \dot{m}_{Kran(x)}$	Arithmetisches Mittel aller Greifergewichte innerhalb des Betrachtungszeitraums x	[t/h]
$\mu_{Gleit, \frac{BrSt}{Stahl}}$	Gleitreibungszahl Brennstoff auf Stahl	[-]
$\mu_{Roll, \frac{Stahl}{Stahl}}$	Rollreibungszahl Stahlrolle auf Stahlschiene	[-]
n	Anzahl der Messungen	[-]
n_{Asz}	Anzahl der Aufgabezylinder	[-]
$n_{Dh,As}$ $n_{Dh,Os}$ $n_{Dh,Us}$	Doppelhub pro Stunde des Aufgabeschiebers aus Betriebsdaten (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[Dh/h]
$n_{Dh,hypothetisch}$ $n_{Dh,hypothetisch,Dk}$	Hypothetisch errechnete Doppelhubzahl um Sollmassenstrom pro Stunde in den Brennraum zu fördern (separat für Doppelkolbenanlagen)	[Dh/h]
\dot{n}_{H_2}	Stoffmengenstrom Wasserstoff	[kmol _{H₂O} /h]
$\dot{n}_{SNCR,NH_3 \text{ aus } NH_4OH}$	Stoffmengenstrom Ammoniak aus Ammoniakwasserlösung	[kmol _{NH₃} /h]
$P_{Hypo,RW}$	Wirksamkeitsgrenzpunkt der Brennstoffaufgabe	[-]
p	Druck	[bar]
p_{BrSts}	Druck, welchen die Brennstoffsäule auf den Aufgabebereich (Müll im Aufgabebereich) ausübt	[bar]
$p_{BrSt,Vh}$	Druck, den der Aufgabeschieber während des Vorhubs auf die Brennstoffmasse ausübt.	[mbar]

p_d	Sättigungsdampfdruck Wasser in Luft	[hPa]
p_{Rh}	Hydraulikdruck der Aufgabeschieberzylinder im Rückhub	[bar]
p_{Vh}	Hydraulikdruck der Aufgabeschieberzylinder im Vorhub	[bar]
φ	Relative Luftfeuchte	[%]
$\Phi_{P,L}^i$	Innere Porosität der Partikel bei Lückengradbestimmung mit Wasser	[-]
$\Phi_{P,L}^o$	Äußere Porosität enthält für die Partikel noch die Grob- und Mittelporenvolumina bzw. für die Schüttung zusätzlich noch das Lückenvolumen	[-]
$\Phi_{Schütt,L}$	Porosität der Schüttung	[-]
$\Phi_{Schütt}^{ges}$	Gesamten Porosität der Schüttung	[-]
Φ_P^{th}	Theoretische Porosität der Partikel	[-]
R_d	Gaskonstante Wasserdampf	[J/kg K]
R_f	Gaskonstante feuchte Luft	[J/kg K]
R_l	Gaskonstante trockene Luft	[J/kg K]
$\rho_{Asche,wf}$	Schüttdichte Asche wasserfrei	[kg/m ³]
$\rho_{Asche,Schütt}$	Schüttdichte Asche	[kg/m ³]
$\rho_{BrSt,Aufgabe}$	Dichte Brennstoff im Aufgabebereich, vor dem Kompressionsvorgang durch Aufgabeschieber	[kg/m ³]
$\rho_{BrSt,i}$	Dichte Brennstoff	[kg/m ³]
$\rho_{BrSt,komp,vor As}$ $\rho_{BrSt,komp,vor Os}$ $\rho_{BrSt,komp,vor Us}$	Brennstoffendichte vor dem Aufgabeschieber - nach Kompressionsvorgang durch Aufgabeschieber (wenn anwendbar, separat für Oberschieber und Unterschieber)	[kg/m ³]
$\rho_{BrSt,Schütt,Trichter}$	Schüttdichte Brennstoff im Aufgabetrichter	[kg/m ³]

$\rho_{BrSt,Schütt,Trichter,GKS}$	Schüttdichte Brennstoff im Aufgabetrichter bezogen auf GKS	[kg/m ³]
ρ_{Luft}	Dichte feuchter Luft	[kg/m ³]
$\rho_{Luftstrom,i}$	Spezifische Dichte eines beliebigen Luftstromes	[kg/m ³]
$\rho_{Müll,Druck}$	Dichte Müll bei definierten Druck	[kg/m ³]
$\rho_{Müll,Schütt}$	Schüttdichte Müll	[kg/m ³]
$\rho_{NH_4OH,25\%}$	Dichte 25 %-ige Ammoniakwasserlösung	[kg/m ³]
Tu	Turbulenzgrad	[-]
τ_{Verhak}	Scherspannung im Brennstoff auf Höhe der Verhakungsebene	[N/m ²]
u_{∞}	Ungestörte Strömungsgeschwindigkeit	
u_i	Geschwindigkeit an der Stelle i	[m/s]
\bar{u}_i	Geschwindigkeit in Richtung i, gemittelt über alle Messwerte	[m/s]
$V_{Schütt}$	Schüttvolumen, i.d.R das lose Volumen einer Schüttung, welche weder gerüttelt noch verdichtet wurde	[m ³]
V_{Asche}	Volumen Asche	[m ³]
V_{Blasen}	Feststoff- und Flüssigkeits-freies Volumen im Partikel ohne Verbindung zur Partikelumgebung bzw. -oberfläche	[m ³]
$V_{Dh,As,eff}$	Effektiv bewegtes Volumen pro Doppelhub	[m ³ /Dh]
$\dot{V}_{FalschLu,div}$	Volumenstrom Falschluff	[m ³ _{i.N.f} /h]
$V_{Feinporen}$	Volumen der Feinporen, kann beispielsweise nur mit Quecksilberporosimetrie bestimmt	[m ³]
$V_{Grobporen}$	Volumen der Grobporen innerhalb eines Partikels, kann durch Zugabe von Wasser bestimmt werden	[m ³]

$\dot{V}_{H_2O, RG, vor Akoks}$	Volumenstrom Wasser im Rauchgas vor Aktivkoks-Eindüsung	$[m^3_{i.N.f}/h]$
$V_{Hohlraum, Schütt}$	reale Hohlraumvolumen, das bei der Bestimmung des Lückengrades mit Wasser gefüllt wird	$[m^3]$
$V_{Hohlraum, Schütt}^{ges}$	Summe der gesamten Volumina der einzelnen Gaseinschlüsse innerhalb einer Schüttung	$[m^3]$
$V_{Hohlraum, P}^{ges}$	Gesamtes Hohlraumvolumen der Partikel	$[m^3]$
$V_{Lücken}$	Volumen der Hohlraum zwischen den einzelnen „theoretischen“ Partikeln	$[m^3]$
$\dot{V}_{Luft, Akoks}$	Volumenstrom Förderluft Aktivkoks	$[m^3_{i.N.f}/h]$
$\dot{V}_{Luft, Puls GeweFi}$	Volumenstrom Abpulsluft Gewebefilter	$[m^3_{i.N.f}/h]$
$\dot{V}_{Luft, Zerst}$	Kühlluft Zerstäuberluftgebläse	$[m^3_{i.N.f}/h]$
$\dot{V}_{Luftstrom, i}$	Volumenstrom eines beliebigen Luftstromes	$[m^3_{i.N.f}/h]$
V_m	Molares Normvolumen	$[m^3/kmol]$
$V_{Mittelporen}$	Volumen der Mittelporen innerhalb eines Partikels, kann durch Zugabe von Wasser bestimmt werden	$[m^3]$
V_P^{th}	Theoretisches Volumen eines Partikels	$[m^3]$
$V_{P, L}$	Reale Partikelvolumen unter Normaldruck	$[m^3]$
V_{Poren}	Feststoff-freies Volumen mit einer Verbindung zur Partikelumgebung bzw. Öffnung zur Partikeloberfläche	$[m^3]$
V_{Rein}	Volumen, dass von dem „reinen“ Feststoff eingenommen wird	$[m^3]$
$\dot{V}_{RG, na GeweFi}$	Rauchgasvolumenstrom nach Gewebefilter	$[m^3_{i.N.f}/h]$
$\dot{V}_{RG, vor Akoks}$	Rauchgasvolumenstrom vor Aktivkoks-Eindüsung	$[m^3_{i.N.f}/h]$
\dot{V}_{SNCR, NH_4OH}	Volumenstrom Ammoniakwasserlösung SNCR	$[m^3/h]$

$\dot{V}_{Susp,SprTro}$	Volumenstrom Suspension Sprühtrockner	[m ³ _{i.N.f} /h]
$\dot{V}_{ZuLu,Brenner}$	Volumenstrom Sperrluft / Kühlluft Brenner	[m ³ _{i.N.f} /h]
$\dot{V}_{ZuLuft,div}$	Volumenstrom Spülluft von Strahlungs-pyrometer, Schauluken und Feuerraumkamera	[m ³ _{i.N.f} /h]
$\dot{V}_{ZuLu,hilü}$	Volumenstrom hinterlüftetes Plattensystem	[m ³ _{i.N.f} /h]
$\dot{V}_{ZuLu,RußBl}$	Volumenstrom Sperrluft / Kühlluft Rußbläser	[m ³ _{i.N.f} /h]
ϑ_{Luft}	Temperatur Luft	[°C]
w_{af}	wasser- und aschefrei	[-]
w_f	wasserfrei	[-]
x	Zeiteinheit, Betrachtungszeitraum	[h], [d], [a], ...
ξ_y	Massenanteil einer Spezies y	Ma.-%
y	Spezies / Luftstrom an der Stelle y	[-]

I Kurze Darstellung

I.1 Aufgabenstellung

Die Hochtemperatur-Chlor-Korrosion in Kesseln und Feuerungen zählt zu den Korrosionsformen mit dem höchsten Werkstoffverbrauch und bewirkt damit einen besonders hohen Verlust an Ressourcen, sei es auf der Seite der in großen Mengen für Kessel, Wärmetauscher und Rohrleitungen eingesetzten metallischen Werkstoffe oder sei es energieseitig durch korrosionsbedingte Beschränkungen hinsichtlich der Erzielung eines optimalen Anlagenwirkungsgrades und einer maximalen Verfügbarkeit. Dies gilt neben der Nutzung fossiler Energieträger insbesondere für biobasierte Energielieferanten wie auch für die thermische Nutzung von Abfällen.

Die in diesem Projekt durchgeführten Untersuchungen haben daher sowohl die Seite der korrosionsverursachenden Spezies als auch die Werkstoffseite der Hochtemperatur-Korrosion im Fokus. Darüber hinaus wird die Wechselwirkung von Korrosionsspezies und Werkstoffen mittels Korrosionsmonitoring und Modellbildung bearbeitet.

Um den Hochtemperatur-Korrosionsangriff auf die Werkstoffe richtig verstehen, beurteilen und ihm entgegenwirken zu können, sind einerseits sowohl praxisorientierte Beobachtungen in realen Anlagen als auch Versuche unter wohl definierten Bedingungen erforderlich und andererseits eine theoretische Erfassung, Verarbeitung und Interpretation der Erkenntnisse notwendig.

Das beantragte Projekt weicht von klassischen Werkstoffentwicklungen/–untersuchungen ab, weil zunächst die korrosionsverursachenden Spezies und deren zeitliche und räumliche Verteilung sicher detektiert werden sollen, da nur auf dieser Basis kausale Zusammenhänge aufgedeckt werden können. Einen Werkstoff, der gegen alle Einflüsse resistent ist, kann es nicht geben, daher muss ein Werkstoff auf den jeweiligen Angriff optimiert sein, wobei die Art des Angriffes bekannt sein muss. Auf Grund der bisherigen Erkenntnisse und Vorarbeiten kann davon ausgegangen werden, dass die relevanten Korrosionsverursacher im Bereich der „kurzlebigen“ Partikel- bzw. Aerosolphase zu finden sind. Die relevanten Partikel konnten bereits in ihrer Größenverteilung und chemischen Zusammensetzung gut beschrieben werden [40]. In diesem Projekt sind über die bisherigen Kenntnisse hinaus strukturelle Eigenschaften der Partikel untersucht worden, die offensichtlich einen mitentscheidenden Einfluss auf die Hochtemperatur-Korrosion haben. Parallel dazu wurden neue Werkstoffe und Beschichtungen im praktischen Einsatz einer realen Anlage unter Berücksichtigung der Partikeleinflüsse untersucht. Gleichzeitig zur Untersuchung der korrosiven Spezies wird deren Wechselwirkung durch Messung von Korrosionsleitwerten am Werkstoff in der realen Anlage aufgezeichnet und in einer Laboranlage nachgestellt. Erst durch das Nachvollziehen der Prozesse im Labor wird deutlich, ob das Korrosionsmodell richtig verstanden ist. Alle Erkenntnisse fließen in eine Modellierung ein, die die Methoden der CFD-, Echtzeit- und DEM-Simulation mit integrierten chemischen, physikalischen und elektrostatischen Modellen nutzt.

Das Gesamtziel des Vorhabens ist also eine ganzheitliche Betrachtung der Hochtemperatur-Chlor-Korrosions-Problematik. Dazu wurden werkstofftechnische wie auch verfahrenstechnische Untersuchungen verwendet, die in ein umfassendes Korrosionsmodell und Korrosionsmonitoring münden. Das hier angestrebte Korrosionsminderungskonzept zielt auf eine Reduzierung der korrosionsrelevanten Spezies bei gleichzeitigem Werkstoffschutz gegen den verbleibenden Rest-Korrosionsangriff ab, mit dem Ziel einer höchstmöglichen Effizienz bestehender und neuer Anlagen zur deutlichen Verminderung des Ressourcenverbrauches bei möglichst einfachem und kostengünstigem Werkstoffeinsatz.

Die Aufgabenstellung des GKS war einerseits die Koordination des Projektes sicherzustellen und andererseits die insbesondere praktische aber auch theoretische Kompetenz in das Projekt einzubringen. Die praktische Kompetenz umfasste zum einen die Bereitstellung von realen Anlagen sowie zum anderen die Spiegelung von theoretischen Ergebnissen an der Realität

sicherzustellen. Damit stellte GKS die Schnittstelle zu den Projektpartnern dar und hat ferner die langfristige Erfahrung auf dem Korrosionsgebiet eingebracht. Die Messungen der Projektpartner an den Anlagen wurde von GKS nicht nur koordiniert, sondern auch durch die entsprechende Betreuung und Unterstützung möglich gemacht. Darüber hinaus sind zahlreiche verfahrenstechnische Versuche und Messungen von GKS selbst durchgeführt worden.

I.2 Voraussetzungen, unter denen das Vorhaben durchgeführt wurde

Die definierte Aufgabe wurde von einem Projektkonsortium mit jeweils unterschiedlichen, den verschiedenen Teilfragestellungen zugehörigen Kompetenzen bearbeitet.

Die folgenden Projektteilnehmer waren an dem Projekt verantwortlich beteiligt:

1.) Partner (Verbundkoordinator):

GKS – Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt GmbH
Dr.-Ing. Ragnar Warnecke
Hafenstr. 30
97424 Schweinfurt
Tel.: 09721/6580-120
Fax.: 09721/6580-160
Email: ragnar.warnecke@gks-sw.de

2.) Partner:

Universität Augsburg
Prof. Dr. Ferdinand Haider
Lehrstuhl: Experimentalphysik II
Universitätsstr. 1
86135 Augsburg
Tel.: 0821/598-3313
Fax.: 0821/598-3225
Email: ferdinand.haider@physik.uni-augsburg.de

3.) Partner:

Ruhr-Universität Bochum
Lehrstuhl für Energieanlagen und Energieprozesstechnik (LEAT)
Prof. Dr.-Ing. Viktor Scherer, Dr.-Ing. Siegmart Wirtz
Universitätsstraße 150
44780 Bochum
Tel.: 0234/32-26325
Fax.: 0234/32-14227
Email: wirtz@leat.rub.de

4.) Partner:

IUTA e.V.

Dr.-Ing. Stefan Haep, Dr.-Ing. Christof Asbach
Bliersheimer Str. 60
47229 Duisburg
Tel.: 02065/418-409
Fax.: 02065/418-200
Email: asbach@iuta.de
(Unterauftragnehmer: Weghaus GmbH und Ing.-büro Benker)

5.) Partner:

bifa Umweltinstitut GmbH
Prof. Dr.-Ing. Wolfgang Rommel, Dipl. Chem. Hermann Nordsieck
Am Mittleren Moos 46
86167 Augsburg
Tel.: 0821/7000-232
Fax.: 0821/7000-100
Email: hnordsieck@bifa.de

6.) Partner:

SAR Electronic GmbH
Dipl.-Ing. Martin Zwiellehner
Gobener Weg 31
84130 Dingolfing
Tel.: 08731/704-132
Fax.: 08731/704-102
Email: martin.zwiellehner@sar.biz

7.) Partner:

DFI - DECHEMA-Forschungsinstitut (im Text: DECHEMA)
Prof. Dr. Michael Schütze, PD Dr. Mathias Galetz
Theodor-Heuss-Allee 25
60486 Frankfurt a. Main
Tel.: 069/7564 - 397
Fax.: 069/7564 - 388
Email: galetz@dechema.de

Da sich die Projektpartner weitgehend schon gekannt haben, konnte die Kommunikation vergleichsweise gut gestartet werden. Dadurch, dass die Anlage des GKS dem Projektkoordinator zur Verfügung stand, konnten zahlreiche Messungen ohne größere Schwierigkeiten an der Anlage erfolgreich durchgeführt werden. Ferner konnten Kontakte zu vielen anderen Betreibern genutzt werden, um an detaillierte Betriebs- und Anlagendaten zu gelangen, die normalerweise nicht verfügbar sind. Die fachliche Expertise am GKS war durch langjährige Bearbeitung der Korrosionsthematik sichergestellt. Der Zugriff auf die Bearbeiter in den Teilprojekten war naturgemäß teilweise schwieriger zur bewerkstelligen, als bei eigenem Personal.

Durch gute Kontakte mit anderen Projekten konnten Erfahrungen ausgetauscht werden. Dazu gehört auch ein Austausch mit dem im Rahmen des MatRessource-Projektes „TS-Protect –

Thermisch gespritzte und solvothermal verdichtete Schutzschichten in Müllverbrennungsanlagen und Biomassekraftwerken“ beteiligten Partner FhG-Umsicht in Sulzbach-Rosenberg.

I.3 Planung und Ablauf des Vorhabens

Die Planung des Projektes wurde vom Projektkoordinator am Projektbeginn übernommen. In anfangs durchgeführten Pre-Meetings und einem Kick-Off-Meeting wurde der Projektplan, bzw. der Arbeits- und Zeitplan vorgestellt. Unter V.1 ist der Projektplan zu sehen. Das Gesamtprojekt erstreckte sich über einen Zeitraum vom 01.07.2013 bis 31.04.2017.

Für das Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt ist über den Projektzeitraum ein zentraler Meilenstein definiert worden. Dieser umfasste Messungen im Feuerraum und Brennbett. Die durchgeführten Messungen gaben Aufschluss über Temperaturverteilungen im Brennbett und der Gasphase, sowie über die Partikelfreisetzung. Die gewonnenen Ergebnisse wurde interpretiert und in Feuerungssimulationen (CombAte und DEM) implementiert.

Meilenstein 1: „Erste Feuerungssimulation (CombAte und DEM) inkl. Partikelfreisetzungs- und -transport-Simulation“

Die zum 01.07.2015 im Meilenstein 1 vereinbarten Ziele konnten eingehalten werden und wurden mit Schreiben des PtJ vom 06.07.2015 bestätigt. Somit wurden die Anforderungen, die der Meilenstein 1 bis zum 30.06.2015 forderte, erfüllt.

Ebenso konnten die internen Meilensteine im Rahmen von Projekttreffen erfolgreich absolviert werden.

Da das GKS die Projektkoordination zu verantwortet hatte, war der Projektkoordinator in jedem Arbeitspaket involviert. Im Nachfolgendem sind alle Arbeitspakete mit ihren Hauptverantwortlichen aufgelistet:

AP 0.) Projektkoordination:

- 0.1 Organisatorische Projektkoordination (GKS)
- 0.2 Koordinationsgespräche (GKS)

AP 1.) Feuerungsmessungen:

- 1.1 Strömungs-/Geschwindigkeits-/Turbulenz-Messung im Feuerraum mittels LDA in 2 Anlagen (Uni. Bochum, GKS)
- 1.2 Bestimmung der Wärme-Strahlung/Strahlungsintensität auf Brennbett u. Feuerraumwände in 2 Anlagen (Uni. Bochum, GKS)
- 1.3 Feuerraum-Partikelmessung (Elektrostatik, Morphologie, Struktur, Reaktivität, Größenverteilung, Chemie, Phasen, Gesamtmasse) in 2 Anlagen (IUTA, bifa, Benker, GKS)
- 1.4 Messung der Gasphase im Feuerraum (O₂, H₂O, HCl, (Cl₂, HF), SO₂, CO, CO₂, NO_x, NH₃, (HCN, N₂O)) in 2 Anlagen (IUTA, bifa, Benker, GKS)
- 1.5 Schichthöhen-/Temperaturfeld-/Roststabtemperatur-Messungen im Feuerraum und Temperaturen im Brennbett im Betrieb im GKS (GKS, bifa)
- 1.6 Dokumentation und Auswertung (Uni. Bochum, IUTA, bifa, Benker, GKS)

AP 2.) Feuerungsberechnungen:

- 2.1 Umsetzung Partikelmessdaten in Partikelaustragsmodell (Benker)
- 2.2 Integration Partikelaustragsmodell in CombAte und Feinanpassung an die Ergebnisse aus Parallelbetrieb (Weghaus, GKS)

- 2.3 Parallelbetrieb CombAte-Anlage via OPC und Acron (GKS, SAR)
- 2.4 CFD-Berechnungen zur elektrostatischen / strukturellen Einflüssen auf die Partikelbewegung in Feuerung (und Kessel) (IUTA)
- 2.5 Durchführung von DEM-Berechnungen mit GKS-Randbedingungen (Uni. Bochum, GKS)
- 2.6 Vergleich von CombAte-/DEM-/Anlagen-Ergebnissen mit Übertragbarkeitsuntersuchung für andere Anlagen (GKS, Weghaus, Uni. Bochum, SAR)
- 2.7 Dokumentation und Auswertung (Benker, Weghaus, GKS, SAR, Uni. Bochum)

AP 3.) Kesselmessungen:

- 3.1 Kessel-Partikelmessung (Elektrostatik, Morphologie, Struktur, Reaktivität, Größenverteilung, Chemie, Phasen, Gesamtmasse) in 2 Anlagen (IUTA, bifa, Benker, GKS)
- 3.2 Messung der Gasphase im Kessel (O₂, H₂O, HCl, (Cl₂, HF), SO₂, CO, CO₂, NO_x, NH₃, (HCN, N₂O)) in 2 Anlagen (IUTA, bifa, GKS)
- 3.3 Strömungsmessung im Kessel mittels LDA in 2 Anlagen (Uni. Bochum, GKS)
- 3.4 Bestimmung der Wärme-Strahlung bzw. Strahlungsintensität auf Kesselwände in 2 Anlagen (Uni. Bochum, GKS)
- 3.5 Korrosionssondenmessungen mit Potentialsonde zur Bestimmung des Korrosionsleitwertes in 2 Anlagen (Uni. Bochum, GKS)
- 3.6 Korrosionssondenmessungen mit Impedanzspektroskopie zur Bestimmung von Kurzzeit-Korrosionsänderungen in 2 Anlagen (Uni. Bochum, GKS)
- 3.7 Dokumentation und Auswertung (GKS, IUTA, bifa, Benker, Augsburg, Uni. Bochum)

AP 4.) Kesselberechnungen:

- 4.1 Betriebsdatenanalyse über OPC-Acron-Kopplung (GKS, SAR)
- 4.2 Auswertung Betriebsdaten mit Korrosionsdaten (Uni. Augsburg, bifa, GKS)
- 4.3 Berechnungen zum Stofftransport zum / am Belag (Weghaus, Uni. Augsburg, Benker)
- 4.4 Berechnungen zum Stofftransport / Kinetik im Belag / an Korrosionsfront (Uni. Augsburg, DECHEMA)
- 4.5 Kesselnachrechnungen mittels "Boiler-Designer" zur Berechnung der lokalen Kesselverschmutzung und Kopplung in Leittechnik (GKS)
- 4.6 Dokumentation und Auswertung (GKS, Uni. Augsburg, Weghaus, Benker)

AP 5.) Überhitzerbereich / Werkstoffuntersuchungen:

- 5.1 Korrosionssondenmessungen zur Bestimmung des KLW mit Variation der Betriebsparameter an 2 Anlagen (Uni. Augsburg, GKS)
- 5.2 Impedanzspektroskopie mit Variation der Betriebsparameter an 2 Anlagen (Uni. Augsburg, GKS)
- 5.3 Einsatz von alternativen Überhitzer-Rohr-Werkstoffen am GKS (GKS)
- 5.4 und Phasenanalyse - auf Standard-Werkstoffen und alternativen Werkstoffen am GKS (GKS)
- 5.5 Laborexperimente mit verschiedenen Überhitzer-Rohr-Werkstoff / Schichten und Aerosol- / Partikel-Beaufschlagung (Uni. Augsburg)

5.6 Auslagerungsversuche im Labor unter betriebsähnlichen Bedingungen, Analyse der Korrosionsprodukte und insbesondere der Rohr-nahen Chloridschichten (GKS, DECHEMA, Uni. Augsburg)

5.7 Dokumentation und Auswertung (GKS, Uni. Augsburg)

AP 6.) Gesamtmodellierung:

6.1 Entwicklung einer Gesamt-Korrosions-Prozessbeschreibung mit Validierung, Modell-Wahrscheinlichkeitsanalyse und Übertragbarkeit (GKS, bifa, Benker, IUTA, DECHEMA)

6.2 Vollständige CFD-Simulation von Feuerung und Kessel mit Schadstoff-Kinetik und ÜH-Nahbereich für 2 Anlagen (GKS, Weghaus, Benker)

6.3 Berechnungen und Modellentwicklung zum Stoffübergang in der inneren Chloridschicht (GKS, DECHEMA, Uni. Augsburg, Weghaus)

6.4 Erarbeitungen von Anleitungen zur prozessrelevanten Optimierung einerseits der Verfahrenstechnik in Großanlagen und andererseits zur zukünftigen Versuchsgestaltung in der Werkstoffoptimierung (GKS, DECHEMA, SAR, IUTA, bifa, Uni. Augsburg, Uni. Bochum, Weghaus, Benker)

6.5 Dokumentation und Auswertung (GKS, bifa, Benker, DECHEMA, Weghaus)

I.4 Wissenschaftlicher und technischer Hintergrund

Die Korrosion rauchgasberührter, metallischer Wärmeüberträgerrohre ist ein bestimmender Faktor für die Effizienz, d.h. Wirkungsgrad, Verfügbarkeit und Wirtschaftlichkeit von Anlagen zur Verbrennung heterogener Brennstoffe. Die Korrosion tritt in diesen Anlagen im Wesentlichen in drei Bereichen des Kessels auf: im oberen Bereich des ersten Zuges, im Eintritt in den zweiten Zug und besonders im Bereich der konvektiven Überhitzer (i.d.R. in Vertikalkesseln im Eintritt 3. Zug; in Horizontalkesseln im vorderen Bereich des 4. Zuges) Abb. I-1. Korrosion und Belagsbildung verursachen, die bei der Hochtemperatur-Chlor-Korrosion nicht trennbar miteinander verbunden sind, für die einzelne Anlage Kosten im Millionen-Euro-Bereich pro Jahr bzw. für die Summe der Anlagen jährlich Kosten von dreistelligen Millionen-Euro-Beträgen. Anfang der 1960-er Jahre (z.B. [38]) wurde bereits mit der systematischen Forschung in diesem Problemfeld begonnen. Eine zufriedenstellende Lösung konnte bisher noch nicht erarbeitet werden. Zwar konnte durch die Verwendung von Nickelbasislegierungen (z.B. Alloy 625 und Alloy 686) für die Verdampferwände insbesondere im 1. und 2. Zug eine gute Standzeit von teilweise bis zu 10 Jahren erreicht werden, jedoch ist in den Anlagen, in denen die Überhitzer-Korrosion hoch ist, in den letzten 50 Jahren noch kein geeignetes Material gefunden worden. „Geeignet“ bedeutet hier, dass eine wirtschaftliche bzw. betriebstechnisch umsetzbare Lösung nicht einmal ansatzweise gefunden wurde. Die an den Verdampferwänden, d.h. bei Temperaturen bis etwa 300 °C, eingesetzten Werkstoffe sind bei den höheren Temperaturen der Überhitzer (ÜH) von 400 bis 500 °C nicht mehr stabil gegen Korrosion. Nichtmetallische, zumeist spröde Stoffe, können im harten Temperaturwechselbetrieb der Anlagen (insbesondere durch Online-Reinigungen) keine ausreichende Standfestigkeit erreichen.

Selbst Rein-Nickel konnte auf Grund der Abplatzung des gebildeten spröden Ni-Sulfids keinen ausreichenden Schutz an ÜH bieten. Verschiedene chromhaltige Werkstoffe wie auch Chrom-Nickel-Werkstoffe waren ebenso wenig beständig wie Werkstoffe mit Silizium- und Aluminium-Oxid-Schutzschichten. Andere Werkstoffzugaben wie Titan, Titanaluminium etc. zeigten ebenfalls zu geringe Standzeiten bzw. sind so teuer, dass an einen großtechnischen Einsatz nicht zu denken ist.

Bisherige Laborversuche mit Belägen aus realen Kesseln haben den Nachteil, dass diese Beläge bereits im Kessel abreagiert sind (z.B. sulfatierte Chloride). Beläge aus künstlichen Substanzen (z.B. (Erd-)Alkali- oder Schwermetallchloride oder Mischungen daraus) setzen voraus,

kostenintensives Problem in diesen Anlagen vorhanden und führt nach wie vor zu Rohrreißen mit der Folge von Effizienzverlust und übermäßigem Ressourceneinsatz.

Übereinstimmend werden an der Korrosionsfront zum wärmeübertragenden Rohr stets weitgehend geschlossene Metall-Chlorschichten gefunden (siehe Abb. I-2). Dies lässt den Schluss zu, dass Chlor den Rohrwerkstoff angreift und somit den Korrosionsschaden ursächlich bedingt. Besonders tiefgehende Untersuchungen zeigen sich in den Arbeiten von [45], [44], [46], [43], [47], [48], [49] und vielen Anderen. Ein guter Überblick über bisher durchgeführte Untersuchungen findet sich bei [50] und [51]. Neben den grundlagenorientierten Arbeiten von z.B. [52] und [53] sind in den vergangenen Jahren auch zahlreiche Analysen von realen Schadensfällen von z.B. [54], [55] und [56] veröffentlicht worden.

Im Rahmen des EU-Projektes („NextGenBioWaste“, Contract No. TREN/05/FP6EN/S07.56773/019809), an dem im Kreise von 17 Teilnehmern aus 14 Nationen auch GKS maßgeblich beteiligt war, wurden verschiedene Werkstoffe entwickelt und untersucht. Weitere EU-geförderte Projekte wie z.B. Opticorr konzentrierten sich im Wesentlichen auf werkstoffliche Fragen im Bezug auf theoretische Berechnungen und Laborversuche.

Zusammenfassend werden derzeit grundsätzlich fünf vereinfachte „Korrosionsmodelle“ diskutiert (siehe Tabelle I-1). In dieser Diskussion wird, von wenigen Ausnahmen abgesehen, erst in der jüngeren Zeit, seit Ende der 1990er Jahre, intensiver auf den Einfluss des Transports der Chloride zum Ort der Korrosion eingegangen. Dies führte u.a. vermehrt zur Verwendung von Belägen aus Anlagen und künstlichen Salzen bei Auslagerungsversuchen. Allerdings sind Beläge aus Anlagen in der Regel bereits ausreagiert, während sich das Chlorpotential künstlicher Salze (z.B. KCl, NaCl) über der Auslagerungszeit unrealistisch verändert. Die kontinuierliche Zugabe von Chloriden durch Aerosole, wie es den realen Anlagen der Fall ist, ist bisher erst vereinzelt versucht worden.

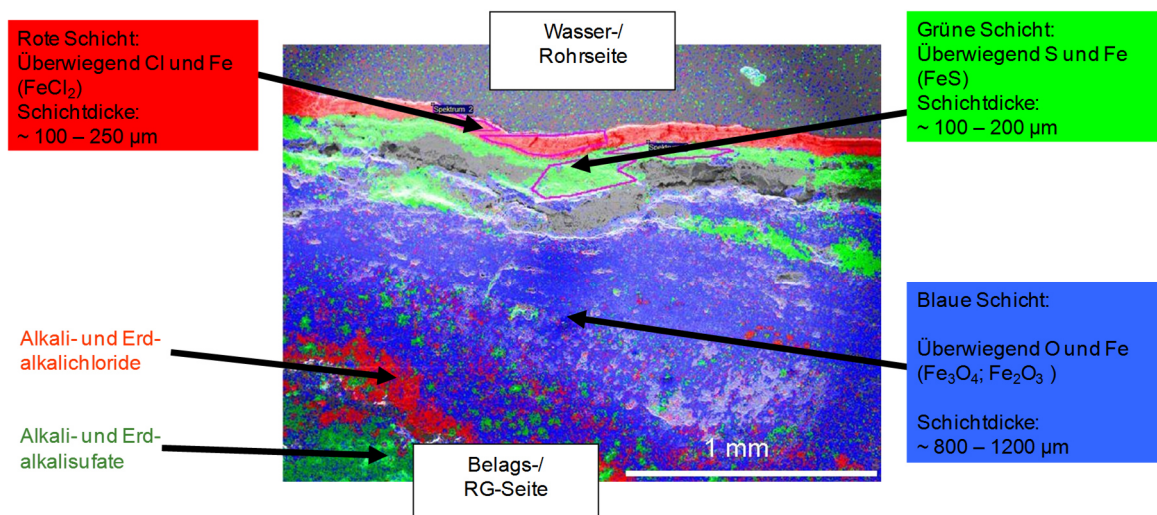


Abb. I-2: Übersicht über die chemischen Analysen an einem Schadensrohr [57]

Tabelle I-1: Übersicht über die „Korrosionsmodelle“ [51]

I-IV: Mangel bzw. Zerstörung oxidischer Schutzschichten	
I	Eisen(II)chlorid (FeCl ₂)-Bildung am „blanken“ Stahl
II	FeCl ₂ -Bildung in „sauerstoffarmer“ Rauchgasatmosphäre (z.B. 1. Zug)
III	Korrosion durch eutektische Chloridschmelzen (oberhalb ca. 200 °C)
IV	Korrosion durch Alkalisulfatschmelzen (z.B. Überhitzer bei Metalltemperaturen > 550 °C)
V: Angriff von „elementarem“ Chlor	
V	Korrosion durch Chlor bei der Sulfatierung von Chloriden im Belag (z.B. Überhitzer), Aufbau eines Kreisprozesses, bei dem Chlorverluste durch die Sulfatierung von Chloriden nachgeliefert werden (sog. „aktivierte Oxidation“).

Verfahrenstechnische Wechselwirkung mit der Hochtemperatur-Chlor-Korrosion:

Die Einbeziehung der Verfahrenstechnik in die Bewertung von Korrosionsvorgängen ist in den vergangenen Jahrzehnten kaum erfolgt. [43] hat Anfang der 1970-er Jahre mit globalen, phänomenologischen Überlegungen Verbesserungen in der MVA Düsseldorf erreichen können. In einem Anfang der 1980-er Jahre vom damaligen BMFT geförderten Projekt [58] wurden diese Überlegungen von VKW, Lentjes und der MVA Düsseldorf fortgesetzt, wobei diese Arbeiten eher einen beschreibenden Charakter hatten. Ende der 1990-er Jahre wurde eine systematische Analyse der Betriebsdaten der MVA Würzburg, den Partikeleigenschaften im Rauchgas und der Korrosion begonnen. Seit Mitte des letzten Jahrzehnts sind systematische Arbeiten für Biomasse-Feuerungen von [59] veröffentlicht worden. Diese weisen ebenfalls auf den Einfluss von Partikeln auf die Korrosion hin und verknüpfen verfahrenstechnische Prozesse aus im Wesentlichen Technikumsanlagen mit Korrosionsbeobachtungen. Exakte, umfassende Partikelmessungen an realen Großanlagen (MVA) wurden erstmals von den Antragstellern durchgeführt [60], [61]. Seit 2004 konnte so der elementare Zusammenhang zwischen Partikelphase und Korrosion dargestellt werden. Es konnte gezeigt werden [61], dass die sehr großen Partikel, in der Regel sind dies Primärpartikel, eher nicht die vordringliche Rolle bei der HT-Chlor-Korrosion spielen können, da sie nur sehr geringe Chlorbestandteile aufweisen, die zudem über die geringe Stofftransportgeschwindigkeit im Partikel kaum mit der Umgebung wechselwirken können. Auf der anderen Seite liegen die nanoskaligen Partikel, d.h. durch Nukleation, Kondensation und Agglomeration gebildete Sekundärpartikel, sowohl in Anlagen mit starker Korrosion als auch in Anlagen mit geringer Korrosion etwa in gleichen Konzentrationen vor und können daher weniger wahrscheinlich für die unterschiedlichen Korrosionsgeschwindigkeiten verantwortlich sein. Allerdings gibt es zwischen den unterschiedlich von Korrosion betroffenen Anlagen merkliche Unterschiede im Bereich der mittelgroßen Partikel (1 µm bis ca. 25 µm) [61].

Um die Entstehung der Partikel aus der Feuerung zu verstehen wurde von GKS und Fa. Weghaus ein Feuerungsmodell entwickelt [62]. Verschiedene Arbeitsgruppen haben bereits die Simulation der Feuerung durchgeführt, z.B. [63], [64], [65]; [66] u.a.m., die jedoch entweder wenig detaillierte Modelle nutzen oder solche, die extrem lange Rechenzeiten in der Größenordnung von Tagen oder Wochen erforderten. GKS hat erstmals ein Echtzeitmodell mit hohem Detaillierungsgrad vorgestellt und im Online-Betrieb neben einer realen Anlage validiert (z.B. [62]). Darüber hinaus konnte mit dem vorliegenden Modell „CombAte“ eine Kopplung mit dem kommerziellen CFD-Programm „CFX“ realisiert werden, so dass eine Randbedingungs-optimierte Strömungs- und Reaktions-Simulation eines kompletten Feuerungs-Kessel-Modells

möglich wurde. Andere Ansätze mit kommerziellen CFD-Programmen (z.B. Fluent) oder Eigenentwicklungen an den Hochschulen (z.B. Lora, Uni. Bochum [64] oder Aiolos, Uni. Stuttgart [67]) konnten diese stark instationäre Kopplung bisher nur begrenzt darstellen. Die Vermessung der Strömungsverhältnisse in Feuerung und Kessel zur Validierung sind in der Vergangenheit von [68] und in begrenztem Umfang vom LEAT der Uni Bochum vorgenommen werden. Im Projekt soll die am LEAT vorhandene LDA-Sonde zum Einsatz kommen. Auch die spektral aufgelöste Vermessung der Strahlungseigenschaften von Anbackungen und Verschlackungen sowie die Simulation der Strahlungsverhältnisse wurden am LEAT für Feuerungen und Glasschmelzwannen durchgeführt [69]. Der Einfluss von elektrostatischen Ladungen auf das Verhalten von Partikeln in heißen Strömungen wurde von [70] untersucht.

Mit den angestrebten Messungen und der Implementierung von Modellen zur Aerosoldynamik wird es möglich sein, den gesamten Prozess von der Verbrennung bis zur Partikelabscheidung konsistent zu beschreiben. Es lassen sich also alle verfahrenstechnischen Einflüsse abbilden, die das Milieu schaffen, in dem der eigentliche Korrosionsvorgang stattfindet.

Korrosions-Modellierung:

Die Modellierung von Korrosionsvorgängen erfolgte bisher im Wesentlichen im Nahbereich der Korrosionsfront, d.h. im Bereich der Werkstoffoberfläche (siehe [53], [52] u.v.a.m.). Hier konnten sehr gute Modelle gefunden werden, die auch eine zeitliche Beschreibung des Korrosionsfortschritts unter Berücksichtigung der Korngrenzeneffekte, Diffusion, Löslichkeit etc. erlauben. Die Kopplung mit den realen Verhältnissen in den Anlagen, also mit der Berücksichtigung der wirklichen korrosiven Phasen, ist dagegen noch wenig bearbeitet. Hier ist insbesondere der Belag auf verschiedene Art und Weise analysiert worden [71], [72]. Allerdings ist der in der Regel abreagierte Belag (u.a. sind die Chloride bereits sulfatiert), wie er für Versuche verwendet wird, nicht repräsentativ. Vielfach wurden künstliche Salze in Laborversuchen verwendet, um die Korrosionsraten in realen Anlagen nachzuempfinden ([48], [73]). Dies setzt voraus, dass einerseits die richtigen relevanten Spezies eingesetzt werden und andererseits lediglich Temperatur und chemische Spezies eine Rolle für die Korrosion spielen. Bereits [74] und andere haben jedoch schon den Einfluss des Stofftransportes durch den Belag oberhalb der Korrosionsfront beschrieben. Neuere Arbeiten von [61] zeigten, dass offensichtlich auch die Struktur der korrosiven Partikelphase einen Einfluss haben muss. Dies ist bisher nicht in den Korrosionsmodellen berücksichtigt worden.

Korrosions-Monitoring:

Das Monitoring von Korrosionserscheinungen bezog sich in den vergangenen Jahren besonders auf die Analyse von geschädigten Rohren im Stillstand der Anlagen (z.B. [71]). Da die Anlagen in der Regel nur etwa zwei Stillstände im Jahr haben, ist in dieser Form eine Dokumentation des Korrosionsverlaufes nur sehr punktuell möglich. In anderen Branchen (z.B. Raffinerien) wurden bereits in den 1990er Jahren Online-Korrosionssonden eingesetzt, z.B. von Fa. Coresto, Finnland. Allerdings waren diese für die harten Bedingungen beispielsweise in Müllverbrennungsanlagen nicht geeignet. Arbeiten von den Universitäten Essen, Darmstadt und Stuttgart haben aber deren grundsätzliche Eignung gezeigt. In mehreren Projekten gelang es an der Universität Augsburg in Zusammenarbeit mit dem GKS, eine hinreichend robuste Online-Korrosionssonde für den Dauereinsatz in einer MVA zu konstruieren [75], [76]. Diese Sonde wird mittlerweile von der Firma Babcock-Borsig-Steinmüller GmbH weiterentwickelt und erfolgreich vermarktet.

I.6 Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Innerhalb des Projektes stellte die Projektkoordination, welche GKS zu verantworten hatte, einen wesentlichen organisatorischen Punkt dar. Dr.-Ing. Ragnar Warnecke (Geschäftsführer der GKS-Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt GmbH) war hierbei der Hauptkoordinator.

Die einzelnen Teilbereiche des Projektes wurden auf die Projektteilnehmer aufgeteilt (Abb. I-3).

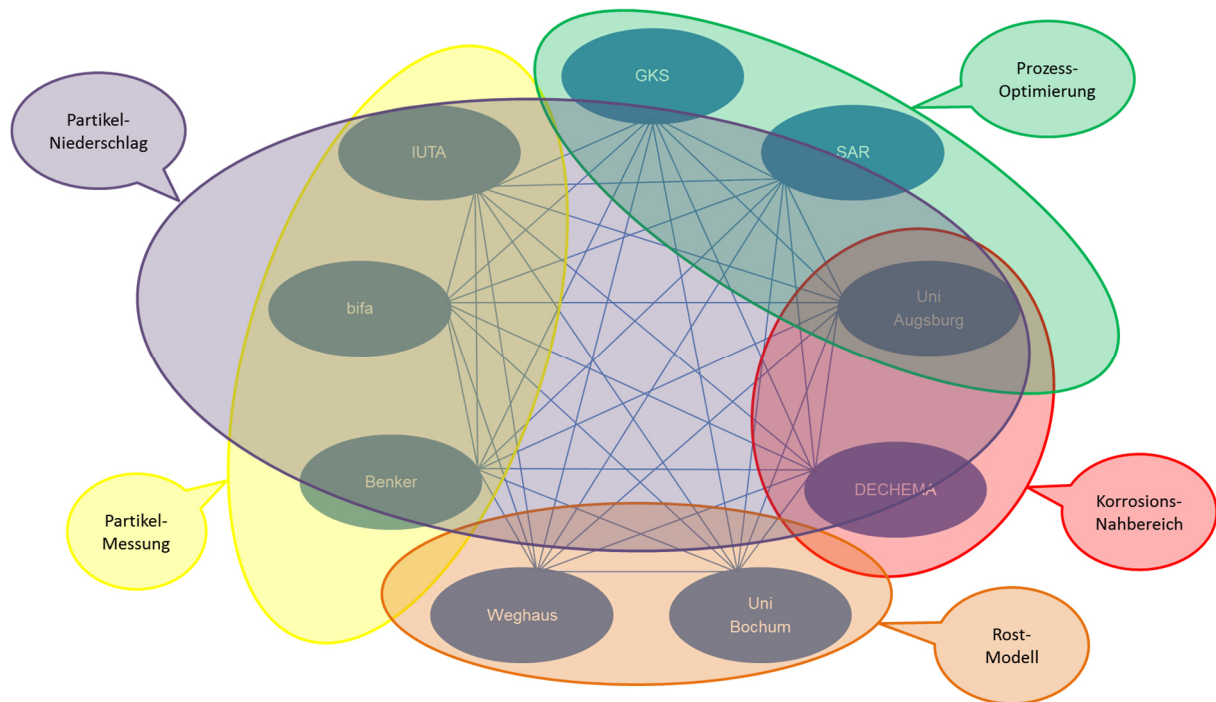


Abb. I-3: Aufteilung der Teilbereiche des VOKos Projektes

Die Arbeiten strukturierten sich entsprechend des Weges des korrosiven Rohres vom Brennstoff zur Brennstoffbeschickung über die Feuerung und die ersten Kesselzüge bis zur Korrosionsfront am Überhitzerrohr. In diesen Bereichen arbeiteten die jeweiligen Projektpartner zusammen (Abb. I-4):

- 1.) Brennstoff, Beschickung und Feuerung: SAR, GKS, Weghaus, Uni. Bochum
- 2.) Feuerung und erste Kesselzüge: GKS, Weghaus, Uni. Bochum, bifa., IUTA, Benker
- 3.) Überhitzerkesselzug und Überhitzerrohr: GKS, Dechema, bifa, Uni. Augsburg

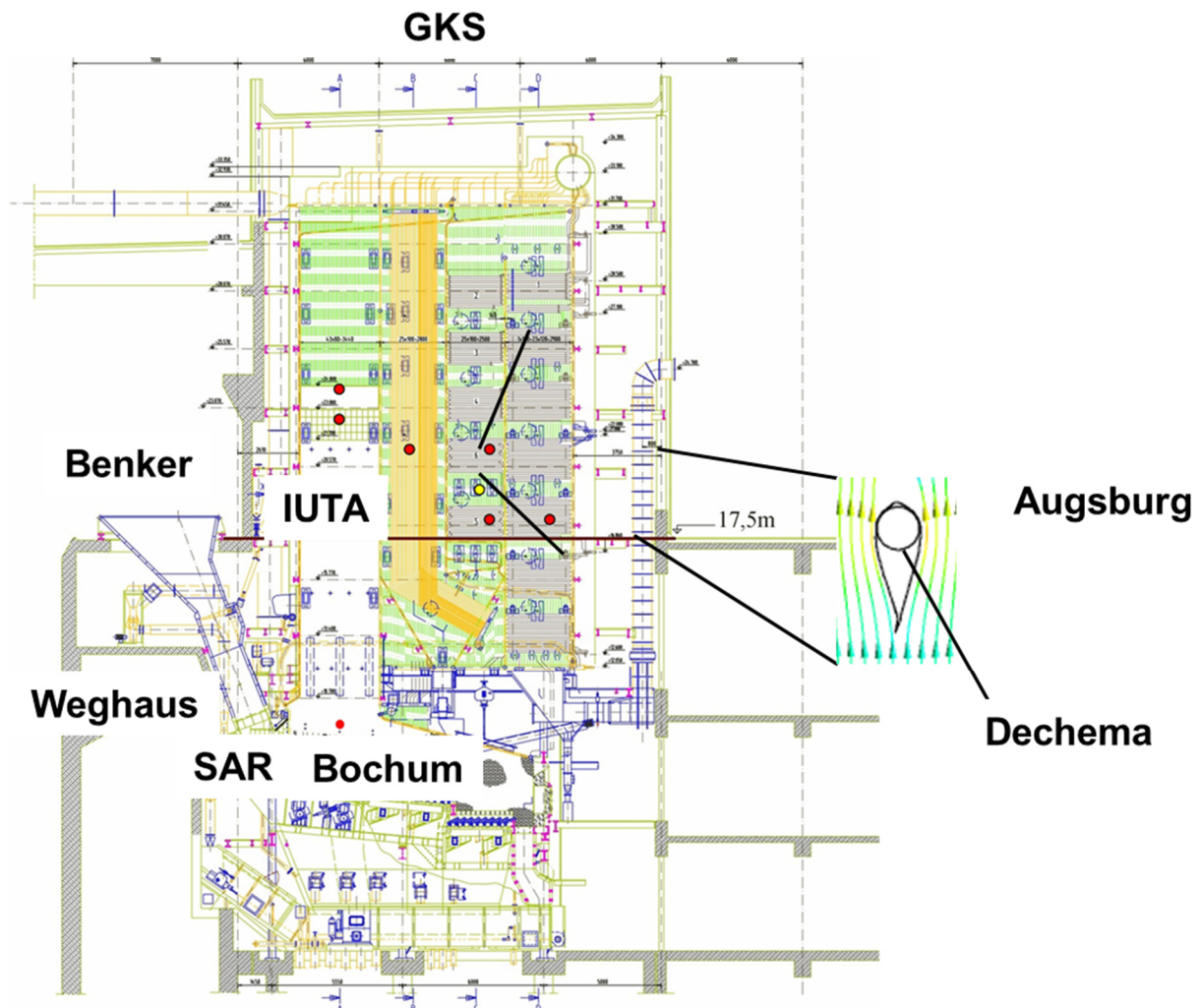


Abb. I-4: Anlagenbezogene Arbeitsbereiche der Projektteilnehmer

Die verschiedenen Partikelmessungen wurden durch IUTA, bifa und Benker abgedeckt. Die Universität Augsburg und Dechema untersuchten den Korrosions-Nahbereich. Die verschiedenen Modelle wurden von Weghaus und der Universität Bochum simuliert. Auf die Prozessoptimierung spezialisierten sich die Universität Augsburg, die Firma SAR und das GKS. Das Thema Partikelfreisetzung behandelten IUTA, bifa, Benker, Weghaus und die Universität Bochum. Um den letzten Teilbereich, der Partikelniederschlag, kümmerten sich die Kollegen von IUTA, bifa, Benker, Universität Augsburg und Dechema.



Ing.-Büro Benker



weghaus
gmbh



Durch zahlreiche Besprechungen und Telefonkonferenzen bzw. Gesamtmeetings (siehe 0) konnten Diskussionen geführt und Ergebnisse zusammengetragen werden. Vor allem die Gesamtmeetings, in denen die Projektteilnehmer ihre Ergebnisse präsentierten förderten erheblich das gemeinsame Verständnis der Gesamtzusammenhänge.

Ferner erfolgte ein Austausch mit dem im Rahmen des MatRessource-Projektes „TS-Protect – Thermisch gespritzte und solvothermal verdichtete Schutzschichten in Müllverbrennungsanlagen und Biomassekraftwerken“ beteiligten Partner FhG-Umsicht in Sulzbach-Rosenberg.

II Eingehende Darstellung

II.1 Verwendung der Zuwendung

Die Zuwendungen wurden verwendet für:

1. Projektkoordination
2. Unterstützung der Projektpartner in deren Arbeitspaketen (AP)
3. Eigene Forschungsarbeiten.

Die Beschreibung dieser Arbeiten erfolgt in Abschnitt III dieses Berichtes.

II.2 Wichtigste Positionen des zahlenmäßigen Nachweises

Der wesentliche Teil der Kosten ist durch die Personalkosten (rund 75 %) verursacht. Materialkosten trugen mit rund 12 %, Reisekosten mit rund 2 % und sonstige unmittelbare Kosten mit rund 11 % zu den Kosten bei. Damit entspricht die Verteilung der Kosten der ursprünglichen Gesamtvorkalkulation, wobei jedoch der Eigenanteil von GKS um 25 % über dem Ansatz liegt. Die Fördersumme ist bei dem im Zuwendungsbescheid genannten Betrag geblieben. Die detaillierte Aufstellung findet sich im Verwendungsnachweis.

II.3 Notwendigkeit und Angemessenheit der geleisteten Arbeit

Die durchgeführten Arbeiten im Bereich der Forschung sowie die dafür aufgewandten finanziellen Mittel waren notwendig und angemessen, da sie der im Projektantrag formulierten Planung entsprachen und alle im Arbeitsplan gesetzten Ziele und Aufgaben erfolgreich erreicht bzw. bearbeitet wurden. Neben der umfangreichen Koordination des Projektes und der Unterstützung der Projektpartner in deren Arbeitspaketen, z.B. durch Unterstützung bei Messkampagnen sowie der Diskussion der Ergebnisse und Spiegelung der theoretischen Überlegungen an der Praxis, konnten Fortschritte in der verfahrenstechnischen Optimierung von Feuerungsanlagen erreicht werden. Ergebnisse der eigenen Forschungsarbeiten sind die erstmalige Bereitstellung von realen Dichte-, Kompressions-, Temperatur- und Schichthöhenmessungen von Brennstoffen und Brennbett sowie der Berechnung des Beschickungssystems. Darüber hinaus konnte eine direkte Koppelung der Anlagenbetriebsdaten mit dem erstellten Modell realisiert werden. Ferner wurden valide Partikelmessungen in der GKS-Anlage umgesetzt, die zu erstmals weitgehend artefaktfreien Messdaten der Partikelphase führten. Die Verhältnisse in Rohrwandnähe wurden vermessen und in intensiven Diskussionen einer Modellierung zugeführt.

Insgesamt konnte so ein erfolgreiches Projekt durchgeführt werden, welches belastbare Daten für die Modellierung und für die Optimierung von Anlagen zur Verbrennung von heterogenen Brennstoffen liefert.

II.4 Voraussichtlicher Nutzen

In der Zusammenarbeit mit den Projektpartnern ergaben sich folgende wesentliche nutzbare Ergebnisse:

- Berechnungsprogramm für Beschickssysteme in Feuerungsanlagen für heterogene Brennstoffe – daraus resultiert u.a. ein Optimierungspotential für Berechnung und den

Betrieb derartiger Anlagen sowie insbesondere die Verbesserung der Feuerungsleistungsregelung

- Optimiertes Modell für die Berechnung von Feuerungen und Kesseln sowie die Kopplung der Modelle mit realen Anlagen – daraus resultieren Verbesserungen für die Berechnung und den Betrieb von Anlagen
- Daten zur Turbulenz und Wärmestrahlung in Kesseln – daraus resultieren bessere Randbedingungen für CFD-Simulationen
- Probenahmesystem zur weitgehend artefaktfreien Partikelprobenahme – daraus resultieren neue Möglichkeiten zur Forschung auf dem Gebiet der Aerosole bei hohen Temperaturen
- Vereinfachte Momentenberechnung für die Beschreibung des Verhaltens von Partikeln bei hohen Temperaturen – daraus resultieren vereinfachte, vergleichende Betrachtungen gegenüber komplexen Strömungssimulationen
- Daten zur Partikelabscheidung an Überhitzerrohren – daraus resultieren Grundlagen zur Menge und Zusammensetzung der korrosionsrelevanten Spezies
- Modell zur Beschreibung der Prozesse in Belag und an der Korrosionsfront des Überhitzerrohres – daraus resultiert ein Verständnis für den Korrosionsprozess, woraus Optimierungsansätze für die Kesselauslegung und den Kesselbetrieb abgeleitet werden können
- Verbesserte Vorgaben für Laborexperimente zur Korrosion – daraus resultieren Normungsvorschläge für belastbare experimentelle Laboruntersuchungen zur Gewinnung von Daten zur Werkstoffresistenz in der einschlägigen Atmosphäre
- Komplexes Korrosionsmodell – daraus resultiert ein besseres Verständnis der Korrosionsprozesse mit der Möglichkeit rauchgasseitige Korrosion in realen Anlagen zu vermeiden.

Eine weitergehende Beschreibung des Nutzens wird in der separaten Erfolgsbewertung, die dem Schlussbericht beigelegt wird, niedergelegt.

II.5 Fortschritt bei anderen Stellen

Während des Projektzeitraumes wurden keine relevanten Forschungs- und Entwicklungsergebnisse Dritter bekannt. Die während der Projektlaufzeit veröffentlichten Ergebnisse zu Messungen an Müllverbrennungsanlagen mit einem Hochtemperaturimpaktor [41] und einer Partikelgitternetzsonde [42] waren den Projektpartnern durch die gute fachliche Vernetzung in diesem Bereich bereits vorher bekannt. Ferner konnte im Rahmen von Kontakten mit anderen Stellen und Institutionen der aktuelle Stand des Wissens abgefragt werden. Dabei wurden keine essentiellen Neuerungen auf dem Gebiet der Verfahrenstechnik und Hochtemperatur-Chlor-Korrosion festgestellt.

II.6 Erfolgte oder geplante Veröffentlichungen der Ergebnisse

Im Laufe des Projektes wurde der VGB-Standard „Maßnahmen zur Verminderungen von Abzehrungen in abfallgefeuerten Dampferzeugern – VGB Merkblatt M205“ vollständig überarbeitet. In den dazu gebildeten Arbeitskreis wurde Dr. Ragnar Warnecke berufen und konnte Erkenntnisse aus dem Projekt in die Normung einbringen.

Gemeinsam mit den Projektpartnern SAR und LEAT Uni Bochum wurden im Rahmen der VDI-Wissensforum-Tagung im Juni 2016 in Berlin Veröffentlichungen getätigt. Sowie entsprechende Vorträge vor Fachpublikum gehalten.

Ein weiterer Vortrag zum gegenständlichen Thema konnte auf der englischsprachigen PRE-WIN-Konferenz im November 2016 in Leuven, Belgien vor interessiertem Fachpublikum gehalten werden.

Bei der VDI-Wissensforum-Tagung „Feuerung und Kessel – Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen“ am 30.05. – 31.05.2017 in Hamburg wurden ebenfalls Vorträge gehalten und Veröffentlichungen getätigt.

Am 06. und 07. September 2017 fand an der Technischen Universität Darmstadt der „28. deutsche Flammentag – Verbrennung und Feuerung“ statt. Durch den Projektpartner SAR wurde ein Vortrag an der Tagung gehalten.

Eine englischsprachige Veröffentlichung in der Fachzeitschrift VGB PowerTech gemeinsam mit dem Partner SAR befindet sich in Vorbereitung.

Ein zusätzlich Technisch-Wissenschaftlicher Bericht soll zusammen mit SAR bei VGB PowerTech als Print oder/und eBook mit ISBN-Nummer publiziert werden.

Der Abschlussbericht dieses Projektes wird auf der Website des GKS veröffentlicht.

Eine Übersicht über die im Zeitraum des Projektes erstellten Veröffentlichungen zur Thematik des Projektes findet sich nachfolgend:

1. Brunner, T.; Fluch, J.; Obernberger, I.; Warnecke, R.: Investigations of aerosol formation pathways during MSW combustion based on high-temperature impactor measurements. In: Elsevier (Hrsg.): *Fuel Processing Technology*, Nr. 105, 2013, p. 154-160
2. HAUGEN, N.; KRAGSET, S.; BUGGE, M.; WARNECKE, R.; WEGHAUS, M.: MSWI Super Heater Tube Bundle: Particle Impaction Efficiency and Size Distribution. In: Elsevier (Hrsg.): *Fuel Processing Technology*, Nr. 106, 2013, p. 416-422
3. WIRTZ, S.; BEHLING, J.; WARNECKE, R.; WEGHAUS, M.: Modellierung der Wärmeübertragung in bewegten Schüttungen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – Fachkonferenz am 11.-12. Juni 2013 in Köln*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2013
4. WARNECKE, R.; WEGHAUS, M.: Eigenschaften des Müllbrennbettes im Feuerraum und Umsetzung in CFD-Simulationen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – Fachkonferenz am 11.-12. Juni 2013 in Köln*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2013
5. WARNECKE, R.; DAUBLEBSKY VON EICHHAIN, C.: Energieeffizienz und Korrosion. In: Born, M. (Hrsg.): *Dampferzeugerkorrosion 2013 – 6. Diskussionsforum in Freiberg am 19.-20. September 2013*. Freiberg: Saxonia Standortentwicklungs- und -verwaltungsgesellschaft mbH - Sidaf, 2013
6. WARNECKE, R.: 50 Jahre und kein bisschen weise!? – Korrosion und Verfahrenstechnik. In: Thomé-Kozmiensky, K. (Hrsg.): *Berliner Abfallwirtschafts- und Energiekonferenz – 27.-28. Januar 2014*. Neuruppin: TK-Verlag, 2014

7. WARNECKE, R.: Korrosionsdiagramm – keine Abhängigkeit vom Chlor? In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 13. Fachkonferenz am 24.-25. Juni 2014 in Düsseldorf*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2014
8. ZACH, J.; JAKUTTIS, M.; WARNECKE, R.; HORNING, A.: Nanomaterialhaltige Abfälle in der Müllverbrennung. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Thermische Abfallbehandlung – Fachkonferenz am 11.-12. November 2014 in Würzburg*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2014
9. PAWELLEK, R.; JANNASCH, C.; WARNECKE, R.: Modellierung und Simulation von Prozessen in Abfallheizkraftwerken – am Beispiel des Wasser-Dampf-Kreislaufs. In: Thomé-Kozmiensky, K. (Hrsg.): *Berliner Abfallwirtschafts- und Energiekonferenz – 26.-27. Januar 2015*. Neuruppin: TK-Verlag, 2015
10. OTT, D.; HAIDER, F.; WARNECKE, R.: Transport und Reaktion in Überhitzerbelägen – Experimente und Modellierung In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 14. Fachkonferenz am 16.-17. Juni 2015 in München*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2015
11. SCHUMACHER, S.; ASBACH, CHR.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, B.; ZEINER, T.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; WARNECKE, R.: Partikelprobenahme in Feuerung und Kessel zur Charakterisierung korrosions- und belagskritischer Flugstäube. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 14. Fachkonferenz am 16.-17. Juni 2015 in München*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2015
12. WARNECKE, R.: Wärmeübertragung und Korrosion – Konkurrierende Ziele? In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 14. Fachkonferenz am 16.-17. Juni 2015 in München*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2015
13. MÜLLER, V.; WARNECKE, R.: Optimierungsansätze im Bereich Werkstoff, Instandhaltung und Energie. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 14. Fachkonferenz am 16.-17. Juni 2015 in München*. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2015
14. SCHUMACHER, ST.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, T.; ZEINER, T.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; WARNECKE, R.; ASBACH, CHR.: Particle sampling in boilers of waste incineration plants: Development and characterisation of a novel probe – Poster: 2COA_P017. In: EAC – European Aerosol Conference – 06.-11. September 2015 in Mailand. EAC: 2015
15. SCHUMACHER, S.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, B.; KHOT, A.; ZEINER, TH.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; WARNECKE, R.; ASBACH, CHR.: Particle Sampling in Boilers of Waste Incineration Plants for characterizing Corrosion relevant Species. In: *Corrosion Science* (110), 2016, p. 82 - 90
16. OTT, D.; HAIDER, F.; WARNECKE, R.: Sulfation kinetics of high temperature corrosion in waste to energy plant. In: DPG-Frühjahrstagung, Regensburg, 2016
17. WARNECKE, R.: VOKos – Ein Forschungsprojekt für die Praxis. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 15.*

Fachkonferenz am 14.-15. Juni 2016 in Berlin. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2016

18. ZWIELLEHNER, M.; GRAFMANS, F.; MÜLLER, V.; WARNECKE, R.: Beschreibung des Brennstofftransports mit „einfachen“ Gleichungen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 15. Fachkonferenz am 14.-15. Juni 2016 in Berlin.* Düsseldorf: VDI-Verlag, 2016
19. WIRTZ, S.; WISSING, F.; SCHERER, V.; GORBATENKO, D.; GRAFMANS, F.; WARNECKE, R.; ZWIELLEHNER, M.: Auswirkungen von Beschickung und Rostbewegung auf den Brennstofftransport in MVA's. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 15. Fachkonferenz am 14.-15. Juni 2016 in Berlin.* Düsseldorf: VDI-Verlag, 2016
20. SCHUMACHER, S.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, B.; JARZYNA, D.; KHOT, A.; ZEINER, T.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; ASBACH, C.; WARNECKE, R.: Charakterisierung der korrosionsrelevanten Partikelphase in Feuerung und Kessel. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 15. Fachkonferenz am 14.-15. Juni 2016 in Berlin.* Düsseldorf: VDI-Verlag, 2016
21. OTT, D.; HAIDER, F.; PRENZ, S.; WARNECKE, R.: Modellierung der Reaktionen und des Stofftransports in Überhitzerbelägen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 15. Fachkonferenz am 14.-15. Juni 2016 in Berlin.* Düsseldorf: VDI-Verlag, 2016
22. KRUMM, L.; GALETZ, M.; WARNECKE, R.: Einfluss des Sauerstoffs und der Oberflächenbelegung auf den Korrosionsschichtaufbau des unlegierten Stahls 16Mo3 in chlor- und schwefelhaltigen Atmosphären. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – 15. Fachkonferenz am 14.-15. Juni 2016 in Berlin.* Düsseldorf: VDI-Verlag, 2016
23. SCHUMACHER, S.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, B.; JARZYNA, D.; KHOT, A.; ZEINER, T.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; ASBACH, C.; WARNECKE, R.: A novel probe to investigate corrosion relevant particles in boilers of waste incineration plants. In: EAC (Hrsg.): *European Aerosol Conference – am 04.- 09. September 2016 in Tour.* Paris: EAC, 2016
24. OTT, D.; HAIDER, F.; WARNECKE, R.: Sulfation kinetics of high temperature corrosion in waste to energy plant. In: *MSE-Congress – am 28.09.2016 in Darmstadt*
25. S. SCHUMACHER, J. LINDERMANN, A. KHOT, D. JARZYNA, B. STAHLMECKE, H. NORDSIECK, R. WARNECKE, C. ASBACH: An Artifact-Minimizing Method for Total Dust Sampling and Chemical Characterization of Industrial High-Temperature Aerosols. In: *Aerosol Science and Technology*, 51 1047-1056
26. SCHUMACHER, S.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, B.; KHOT, A.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; WARNECKE, R.; ASBACH, C.: Charakterisierung korrosionsrelevanter Partikel in Feuerraum und Kessel von Müllverbrennungsanlagen. In: VDI (Hrsg.): *Gefahrstoffe Reinhaltung der Luft*, 77 185-190
27. SCHUMACHER, S.; LINDERMANN, J.; STAHLMECKE, B.; KHOT, A.; VAN DER ZWAAG, T.; NORDSIECK, H.; WARNECKE, R.; ASBACH, C.: Charakterisierung korrosionsrelevanter Partikel in Kesseln von Müllverbrennungsanlagen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): *Feu-*

erung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen, VDI-Verlag, Düsseldorf

III Projektbeschreibung

III.1 Verbrennungsanlagen für heterogene Festbrennstoffe

Der wesentliche Schwerpunkt der Verbrennungstechnik für heterogene Festbrennstoffe bezieht sich hier exemplarisch auf die sog. Müllverbrennung. Die thermische Behandlung von hausmüllähnlichen Abfällen ist aktuell ein unverzichtbarer Teil der heutigen Abfallwirtschaft. Die im Juni 2012 in Kraft getretene Neufassung des Kreislaufwirtschaftsgesetzes KrWG verfolgt in §1 die Förderung der Kreislaufwirtschaft zur Schonung der natürlichen Ressourcen und die Sicherung der umweltverträglichen Bewirtschaftung von Abfällen (siehe Kreislaufwirtschaft und Abfallgesetz). Dieser rechtliche Hintergrund übt in Deutschland einen großen Einfluss in den verschiedensten Entsorgungsverfahren aus. Der Grundgedanke dieser Urfassung des Gesetzes von 1994 ist, dass die anfallenden Rückstände als Sekundärrohstoffe in den Wirtschaftskreislauf wieder zurückzuführen.

Die thermischen Verbrennungsanlagen besitzen in Bezug auf die anderen Entsorgungsverfahren wie z.B. das Deponieren entscheidende Vorteile. Die im Abfall enthaltene Energie kann in den Müllverbrennungsanlagen technisch in Strom und Wärme überführt werden. Dabei wird das Volumen des Mülls äußerst stark reduziert und toxische oder verseuchte Stoffe werden durch hohe Temperaturen zerstört. Bei der anschließenden Deponierung der Rostasche, auch Schlacke genannt, aber auch der Flugaschen und Rauchgasreinigungsrückstände besteht keine Gefahr der Grundwasserverschmutzung.

Anlagen mit heterogenen Festbrennstoffen sind insbesondere Restabfall-, Biomasse- und Ersatzbrennstoff-Verbrennungsanlagen. Allen ist gemein, dass der heterogene Brennstoff zu ungleichmäßigen Verbrennungszuständen führt, die u.a. das Freisetzen von emissions- und korrosions-relevanten Schadstoffen beeinflussen. Darüber hinaus können Zustände im Anlagenbetrieb auftreten, die den Betrieb erschweren und in seiner Effizienz beeinträchtigen. Die negativen Zustände können u.a. durch eine optimale Feuerungsregelung aber auch konstruktive und verfahrenstechnische Auslegung vermieden oder erheblich reduziert werden.

III.1.1 Arten und Aufbau von Abfallverbrennungsanlagen

Grundsätzlich gibt es eine große Menge an verschiedenen Arten von Abfallverbrennungsanlagen, von denen für jeden Anwendungsfall der optimale Reaktor ausgewählt werden kann. Die Abb. III-1 gibt einen grundlegenden Überblick über verwendete Reaktoren.

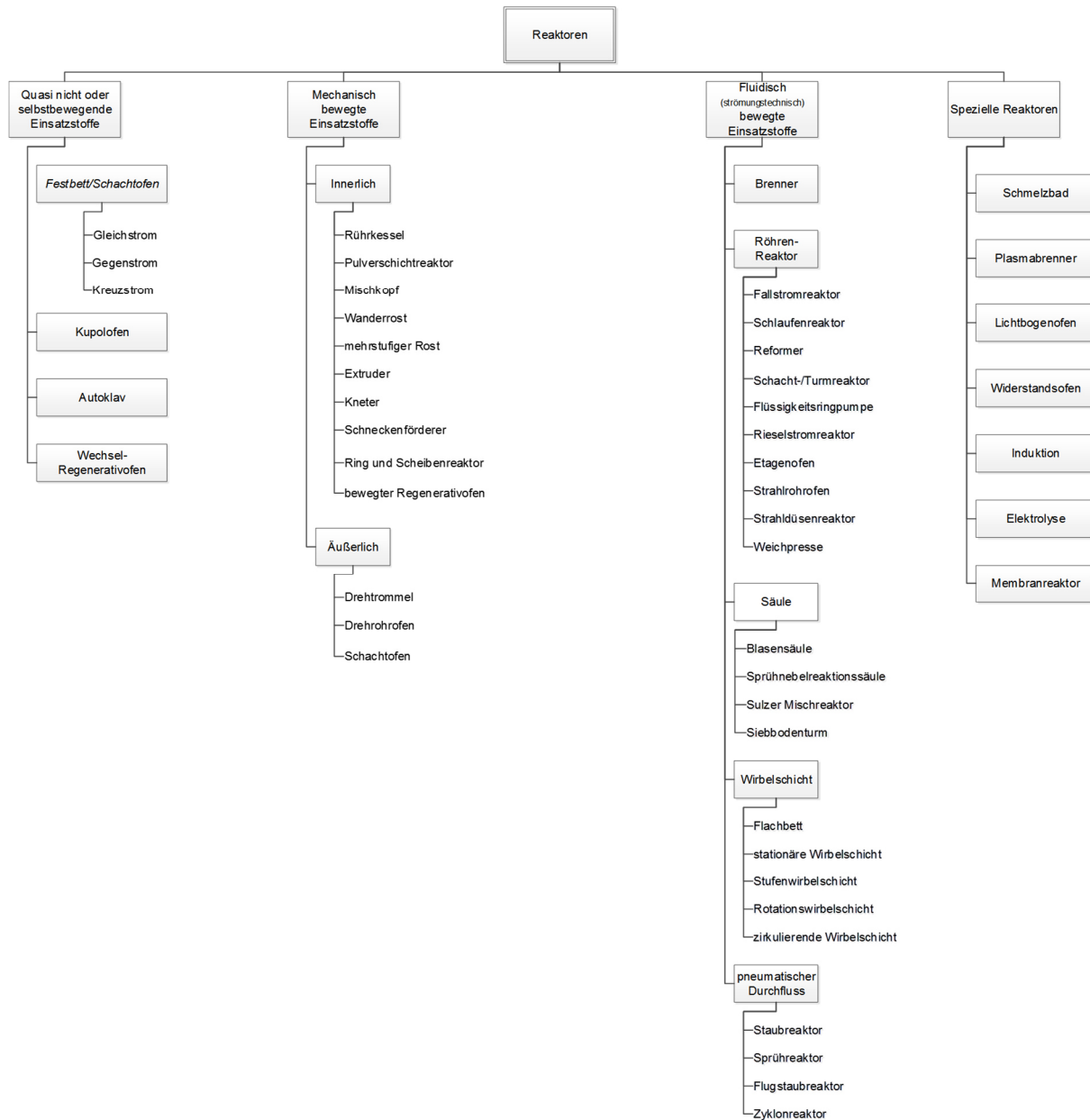


Abb. III-1: Übersicht Reaktoren

Prinzipiell werden für heterogene Festbrennstoffe, zu denen im Allgemeinen Abfall, Ersatzbrennstoff und Biomasse zählen, Reaktoren mit „mechanisch bewegten Einsatzstoffen“ verwendet.

In Müllverbrennungsanlagen (kurz: MVA), die hier exemplarisch im Hinblick auf die Korrosionsmechanismen betrachtet werden, sind „mehrstufige Roste“ in nahezu 100 % der Fälle als Feuerung im Einsatz. Der Feuerung schließt sich der Kessel an, in dem die Wärme zur weiteren Nutzung übertragen wird und der den Hauptangriffspunkt für die Korrosion darstellt. Dem Kessel folgen rauchgasseitig die Rauchgasreinigung und der Kamin, über den das gereinigte Abgas in die Umwelt entlassen wird. Der Aufbau einer Müllverbrennungsanlage ist grundsätzlich stets ähnlich.

In einer MVA werden viele verschiedene Arten von Müll verwertet. Hauptsächlich wird aber der sogenannte Siedlungsabfall bzw. der Hausmüll und hausmüllähnlicher Gewerbeabfall verbrannt. Im Unterschied zu Kohle, Erdgas oder Heizöl, welche die sogenannten Regelbrennstoffe darstellen, ist der Hausmüll ein heterogen zusammengesetzter fester Brennstoff. Es sind

in diesem zu verbrennenden Müll sehr viele unterschiedliche Stoffe in unterschiedlichen Konzentrationen enthalten. Der Müll setzt sich daher aus verschiedenen gut brennbaren Stoffen, wie z.B. Papier, Pappe, Kunststoffe, Textilien, Leder, Gummi, Holz und weniger gut bzw. gar nicht brennenden Stoffen, wie Metalle, Asche, Steine, Glas und verschiedenste Stäube zusammen. Des Weiteren wird der Hausmüll, wie auch andere Brennstoffe, in drei Hauptbestandteile unterteilt. Diese sind Wasser, Inertstoffe und Brennbare. Im Gegensatz zu den meisten Regelbrennstoffen enthält der Siedlungsabfall einen relativ hohen Anteil an Wasser und an nicht brennbaren Inertstoffen.

Die Bereiche einer Müllverbrennungsanlage werden im Folgenden kurz beschrieben.

III.1.1.1 Anlieferbereich

Der Anlieferbereich ist die erste Station einer Müllverbrennungsanlage. Die Anlieferung des Brennstoffs erfolgt zumeist per LKW (seltener per Zug oder Schiff), welche den Hausmüll der Umgebung zu dem Werksgelände bringen. Im Anlieferbereich werden die LKWs gewogen, um so die Menge des angelieferten Abfalls zu erfassen. Auch Herkunft und Zusammensetzung des Mülls wird überprüft, damit evtl. Problemstoffe aufgedeckt werden und der Abfall evtl. wieder zurückgeschickt werden kann. Falls alle Anforderungen erfüllt sind, wird der Brennstoff über die Entladerampe in den Müllbunker gekippt.

III.1.1.2 Müllbunker

Im Müllbunker wird der angelieferte Müll bis zu seiner Verbrennung gelagert. Mit seiner Gesamtkapazität ist der Müllbunker in der Lage schwankende Anlieferungsmengen und evtl. Standzeiten der Anlage zu überbrücken. Somit kann der Hausmüll durchgängig angeliefert werden. Unter der Decke des Müllbunkers ist die Bedienbrücke der Kräne. Der Kranführer hat die Aufgabe den Anlieferbereich freizuhalten. Eine andere, aber dafür sehr wichtige Aufgabe ist, dass der Kranführer im Müllbunker den Brennstoff sortiert und durchmischt. Damit soll eine annähernd gleichbleibende Qualität des Mülls in Bezug auf die Feuchtigkeit und den Heizwert gewährleistet werden, was jedoch nicht immer gelingt. Um dieser Anforderung gerecht zu werden, braucht der Bediener des Krans sehr viel Erfahrung und ein gut geschultes und aufmerksames Auge. Über diese genannten Aufgaben hinaus, ist der Bediener des Krans zusätzlich für die Beschickung der Feuerung verantwortlich und stellt damit sicher, dass der Brennstoffstrom im Müllschacht der Kessel nicht unterbrochen wird. Diese Aufgaben müssen alle nahezu gleichzeitig und zufriedenstellend erledigt werden.

III.1.1.3 Verbrennungsrostsysteme

Das Verbrennungsrostsystem beginnt mit der Beschickung. Diese ist dafür verantwortlich, dass der Feuerung ein gleichmäßiger Massenstrom zugeführt wird. Das darauffolgende Rostsystem transportiert den aufgegebenen Brennstoff während der Verbrennung. Grundsätzlich gibt es bei Rostfeuerungen unterschiedliche Feuerungssysteme (Abb. III-2).

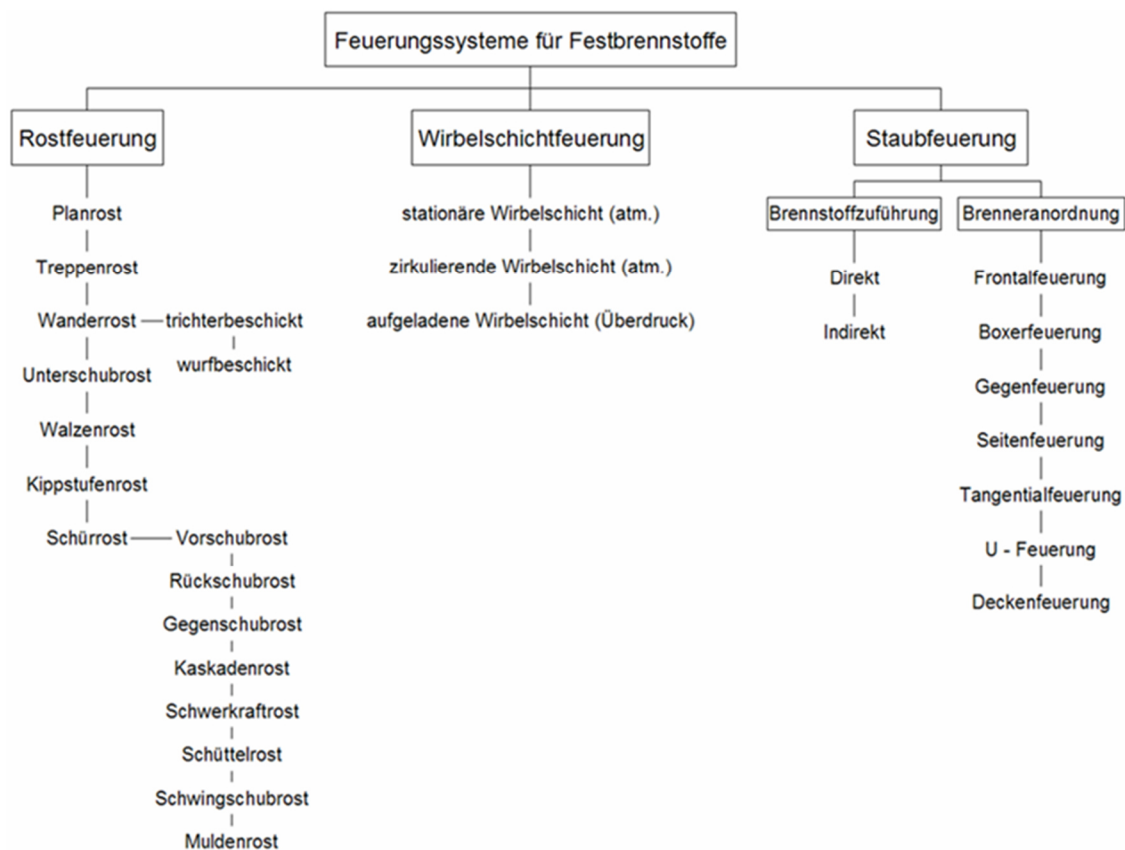


Abb. III-2: Feuerungssysteme für Festbrennstoffe

III.1.1.3.1 Wanderrost

Wanderroste werden aus beweglichen Gliedern zu einem endlosen Rostband hergestellt. Das Rostband läuft über zwei Umlenkrollen. Abb. III-3 zeigt den Wanderrost des Kohlekessels im GKS. Auf der Oberseite befindet sich das zu transportierende Brennstoffbett. An einer dieser Umlenkstellen werden Asche und Schlacke abgeworfen. Einen Schüreffekt gibt es beim Wanderrost im Vergleich zu den anderen Rostsystemen nicht. Gebrauch findet der Wanderrost in der Technik kaum noch, lediglich für die Kohle- und Koksverbrennung.



Abb. III-3: Wanderrost eines Kohlekessels

III.1.1.3.2 Walzenrost

Walzenroste werden mit einer Neigung von 20° - 30° gegenüber der Horizontalen gebaut. Im Unterbau wird eine Trägerkonstruktion verwendet. In diese Konstruktion werden die einzelnen Walzen mit einem Durchmesser von bis ca. 2 m eingehängt. Der Walzenrost besteht aus in der Regel 4 bis 6 nacheinander angeordneten Walzen (Abb. III-4). Durch ihre Rotation transportieren sie das Brennbett in Drehrichtung. Dabei erfolgt in den Zwischenräumen der Walzen eine Schürung. Für den Walzenrost spricht der niedrige Verschleiß der Walzen, da diese nicht ständig den hohen Temperaturen im Feuerraum ausgesetzt sind. Ein Nachteil ist aber das Herunterfallen von kleineren Abfällen durch die Zwischenräume („Zwickel“).



Abb. III-4: Walzenrost [1]

III.1.1.3.3 Vorschubrost

Der Vorschubrost besteht in Längsrichtung aus verschiedenen, voneinander unabhängigen Rostzonen, die in Winkel zur Horizontalen von -5° bis ca. 26° geneigt sind. Die Rostzonen 1 und 2 im GKS sind beispielsweise 6° gegenüber der Horizontalen geneigt. Anforderungsbedingt können die Roste unterschiedliche Längen und Breiten aufweisen. Man bezeichnet diese auch als Hauptrost. Die dritte Zone ist in den meisten Fällen etwas kürzer und meist nicht geneigt. Die Vorschubrostsysteme werden einbahnig bzw. auch mehrbahnig (d.h. nebeneinander) ausgeführt. Grundsätzlich werden Anlagen bis zu einer Breite von bis ca. 4 m einbahnig konstruiert. In größeren Anlagen werden auch mehrbahnige Vorschubroste bis zu einer Breite von 16 m eingesetzt. Einzelne Roststäbe bilden nebeneinander gereiht eine Roststabreihe. Mehrere Roststabreihen, schuppenförmig übereinander, bilden zusammen den Rostbelag. Eine feste Roststabreihe wechselt sich dabei mit einer beweglichen ab (Abb. III-5).

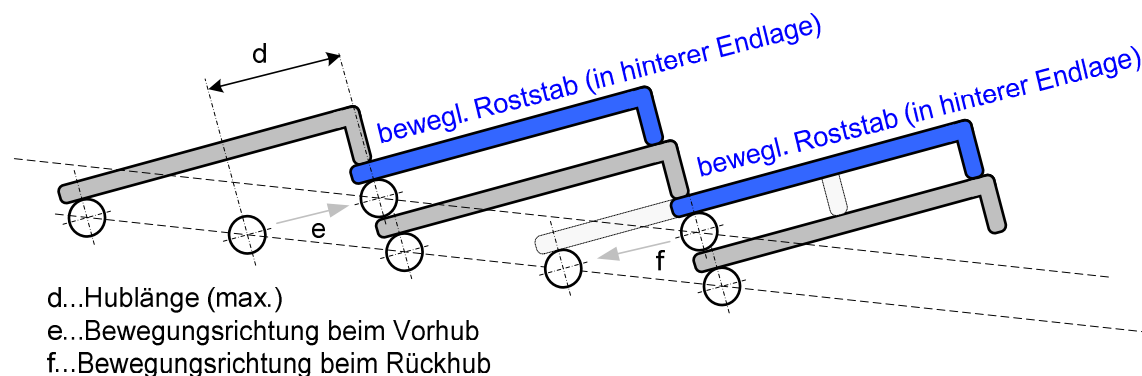


Abb. III-5: Roststäbe Vorschubrost

Die beweglichen Rostelemente schieben die Schüttung in Richtung des Schlackeabwurfes. Durch die Rostneigung wird ein besserer Feststofftransport gewährleistet. Im Vergleich zum Rückschubrost ist die Durchmischung beim Vorschubrost deutlich geringer, es erhöht sich die

Verweilzeit und somit kommt es zu einer Verlängerung der Trocknungs-, Entgasungs- und Verbrennungszone.

III.1.1.3.4 Rückschubrost

Der Rückschubrost ist grundsätzlich ein Vorschubrost nur in entgegengesetzte Richtung. Eine Neigung des Rostes ist hier von bis zu 45° möglich (Abb. III-6). Die beweglichen Rostelemente schieben die Abfallschüttung in entgegengesetzter Richtung zur Förderrichtung. Durch die hohe Neigung erfolgt durch den Aufwärtstransport eine intensive Durchmischung der Schüttung. Folglich wird die Verbrennung durch diese Förderung stark angeregt. Die Trocknung wird schneller erreicht und das Feuer weniger weit in die Länge gezogen. Die Austragswalze am Ende des Rostes reguliert den Ausbrand und die Brennbetthöhe durch ihre Umdrehungsgeschwindigkeit.



Abb. III-6: Rückschubrost der Firma Martin GmbH (genehmigt durch Martin GmbH)

III.1.1.4 Feuerraumgeometrien

In verschiedensten Müllverbrennungsanlagen wird zwischen 3 Feuerraumgeometrien (Gleich-, Mittel- und Gegenstromverbrennung, siehe dazu Abb. III-7) unterschieden.

Bei der Gleichstromverbrennung ziehen die Rauchgase in die gleiche Richtung wie die Förderung des Mülls ab und die Zünddecke ist zu einem klar definierten Raum ausgedehnt. Somit liegt der erste Rauchgaszug am Ende des Feuerraums [2]. Bei diesem Prinzip wird wenig Energie mit dem Brennbett ausgetauscht und wird für die Verwertung von heizwertreichem Brennstoff angewandt. Durch die Verlängerung der Trocknungszone wird eine zu hohe Feuerraumtemperatur vermieden [3].

Auf eine Gegenstromverbrennung weist eine kurze oder überhaupt nicht vorhandene Zünddecke und eine sehr lange Ausbranddecke hin [2]. Der Abzug des Rauchgases befindet sich bei diesem Feuerungstyp am Anfang des Rostsystems. Somit wird der gesamte Abgasstrom über die Brenndecke entgegen der Feststoffförderung des Abfalls geleitet. Ein guter Wärmeaustausch zwischen dem Rauchgas und dem Brennbett erfolgt. Die Gegenstromverbrennung wird bei relativ feuchtem Brennstoff, bzw. Müll mit einem niedrigen Heizwert angewandt. Damit kann ein Teil, der in der Verbrennung freigesetzten Wärme, in das feuchte Brennbett übertragen werden und eine zusätzliche Trocknung des Brennstoffes findet statt [3].

Eine Mittelstromverbrennung wird bei einer stark schwankenden Abfallqualität verwendet. Diese Feuerungsart zeichnet sich durch die mittige Abgasabführung über der Mitte des Rostes aus. Dabei sind die Zünd- und Ausbranddecke in etwa gleich ausgebildet [2]. Die Mittelstromverbrennung ist daher eine Kombination der oben beschriebenen Gleich- und Gegenstromverbrennung, weil hier nur ein relativ geringer Teil Wärme des Rauchgases auf das Brennbett übertragen wird, kann auch nur die Trocknung des Mülls im beschränkten Ausmaß geschehen. Eine Regelung der Unterwindtemperatur kann die Nachteile gegenüber der Gegenstromfeuerung durch Austreiben des Feuchtegehalts des Abfalls ausgleichen [4].

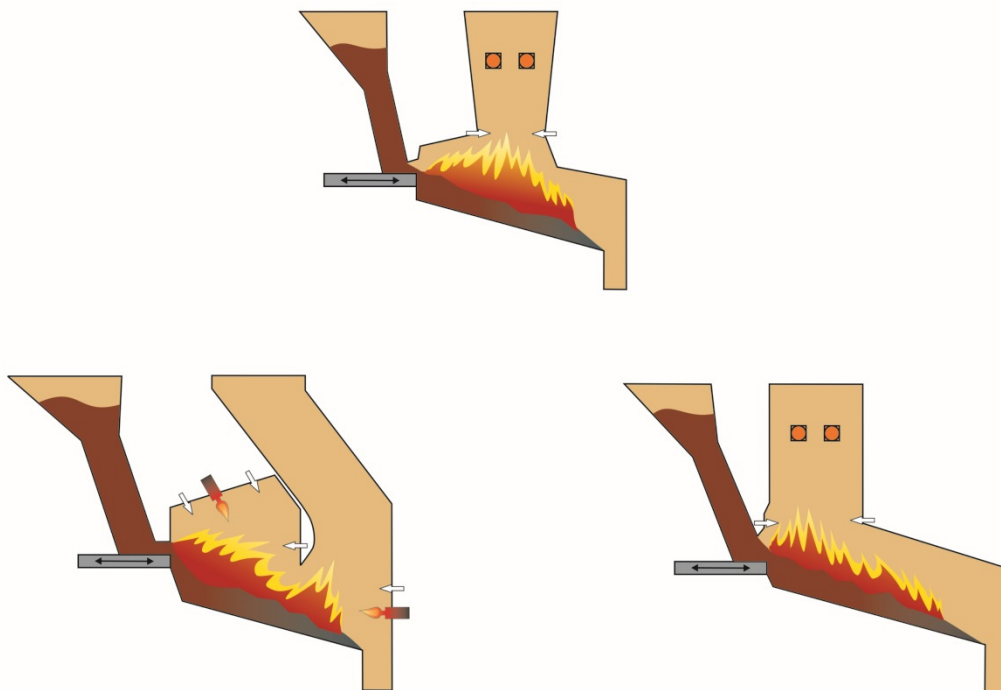


Abb. III-7: Feuerraumgeometrien: links Gleichstromfeuerung, oben Mittelstromfeuerung, rechts Gegenstromfeuerung [2]

III.1.1.5 Rauchgasreinigungssysteme

Im letzten Abschnitt einer MVA geht es im Wesentlichen um die Abgasreinigung. Jede Linie hat meist seine eigene Reinigungsanlage, um organische und anorganische Schadstoffe aus dem Abgas soweit wie möglich, zu entfernen. Für diese möglichst effektive Entfernung werden verschiedenste Anlagentypen und somit verschiedenste Techniken angewendet. Da diese Systeme sehr vielfältig sind und in der Regel nicht von Hochtemperatur-Chlor-Korrosion betroffen sind, sollen sie an dieser Stelle nicht weiter betrachtet werden.

III.1.2 Daten von Anlagen

Unumgänglich und essentiell wichtig für die Validierung der Forschungsergebnisse, sei es bei der Nachrechnung oder Modellierungen, sind die Betriebsdaten von Verbrennungsanlagen. GKS stellte seine Betriebsdaten zu jedem erdenklichen Zeitraum für das Projekt zur Verfügung. Der Projektpartner SAR, der Anlagen mit Feuer-Leistungs-Regelungen ausstattet, konnte, aufgrund seiner guten Geschäftsbeziehungen zu anderen Verbrennungsanlagen, etli-

che Betriebsdaten zusätzlich zu Schweinfurt beschaffen. Die Betriebsdaten der Anlagen umfassen größtenteils alle Messwerte, die den Betreibern der Verbrennungsanlage zur Verfügung stehen. Alle Betriebsdatensätze, die als Excel-Dateien abgelegt sind, beinhalten in jeden Fall Informationen über die Beschick- und Rostgeschwindigkeiten, Luftmengen und Temperaturen an unterschiedliche Anlagenpunkte. Zusätzlich zu den Betriebsdatensätzen liegen den Projektteilnehmer Konstruktionszeichnungen verschiedener Anlagen vor. Daraus können Abmessungen o.ä. entnommen werden.

Um die Betriebsdaten außerhalb des Projekts verwenden zu können, ist ein Standard entwickelt worden, nachdem die über 50 untersuchten Anlagen anonymisiert werden. Aus der anonymen Anlagenbezeichnung, kann man den Brennstoff, das Land und die Verbrennungslinie entnehmen (V.1). Ein vertrauenswürdiger Umgang mit den Daten ist somit gewährleistet und von höchster Priorität.

III.1.3 GKS und Anlagen im Vergleich

In realen Anlagen werden zwei grundsätzlich unterschiedliche Beschickssysteme verwendet:

- Aufgabeschieber
- Aufgabewanderrost

Während seit einigen Jahren Aufgabewanderroste nicht mehr gebaut wurden, entspricht dem heutigen Stand der Technik die vollautomatisierte Beschickeinrichtung, die als Kernkomponenten einen oder mehrere Aufgabeschieber zur Dosierung verwendet. Hierbei lassen sich sowohl Hublänge, Start- und Endpositionen als auch die Hubgeschwindigkeit und Stillstandzeiten nahezu beliebig variieren. Je nach Größe bzw. Breite des nachgeschalteten Verbrennungsrostes können die Aufgabeschieber auch mehrbahinig ausgeführt sein. Insbesondere in Anlagen bis ca. Baujahr 1995 sind Konstruktionen relativ weit verbreitet, die eine zweilagige Ausführung des Aufgabeschiebers beinhalten (Doppelkolbenbeschickungen mit Oberschieber und Unterschieber). Die Abb. III-8 gibt einen auszugsweisen Überblick über 4 deutlich unterschiedliche Konstruktionen von Aufgabeeinrichtungen.

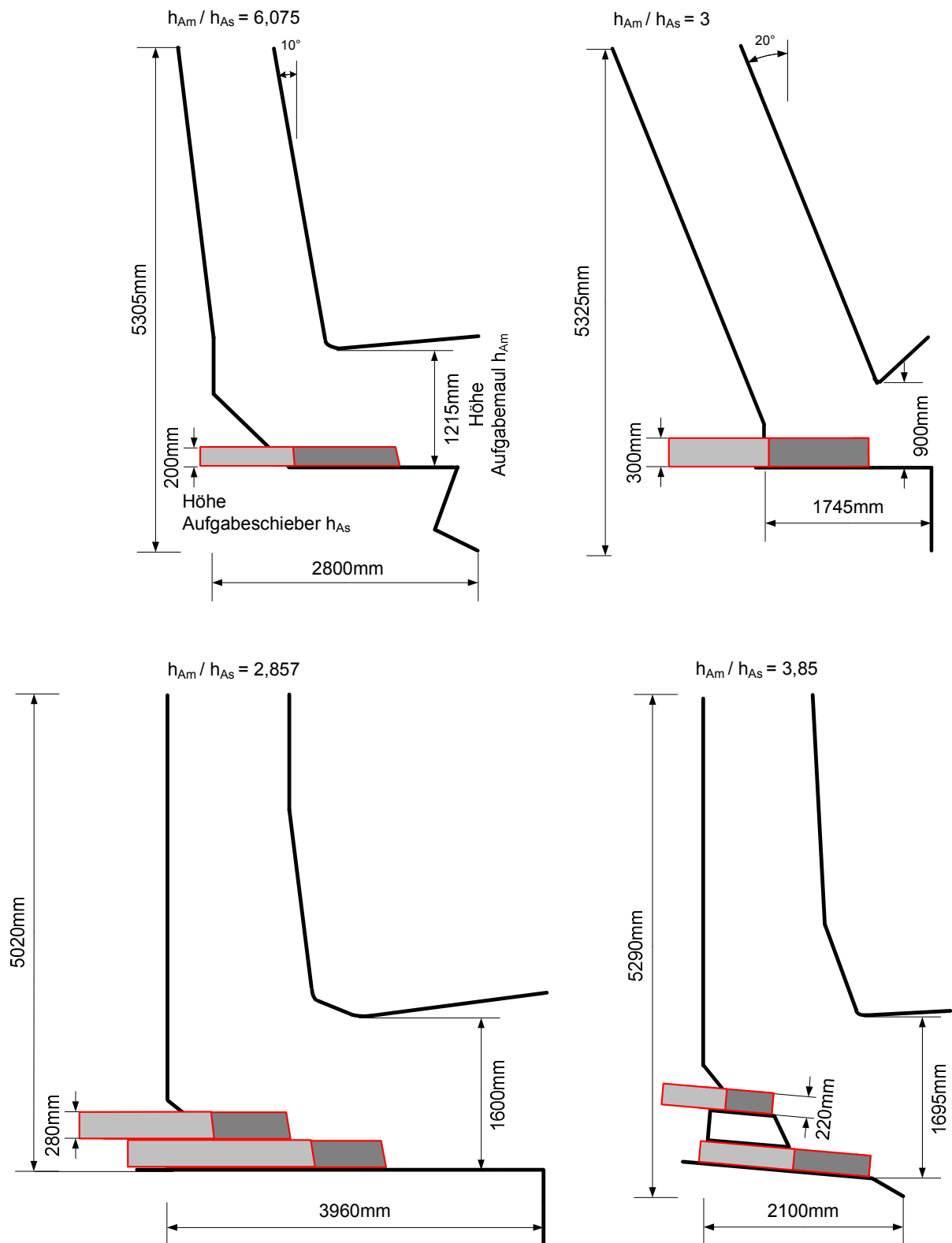


Abb. III-8: Maßstabgetreue Darstellung von 4 unterschiedlichen Aufgabekonstruktionen [21]

Bei einer schieber- bzw. kolbenbasierenden Aufgabe handelt es sich um ein quasikontinuierliches Dosiersystem. Zur dosierten Beschickung des Verbrennungsrostes fährt der Beschickstößel geschwindigkeits- bzw. positionsgeregelt seitlich gegen die Brennstoffsäule und schiebt

sie gegen die Eintrittsöffnung (Aufgabemaul) des Ofens. Die Größe der Eintrittsöffnung und die ausgeführte Länge des Vorhubes sind ausschlaggebend für das durch den Aufgabeschieber maximal möglich zuführbare Volumen. Wegen des oftmals sehr zähen und sperrigen Abfalls ist das Antriebssystem für den Beschickstößel möglichst variabel und praxistauglich zu gestalten. Als Antriebssystem haben sich - analog zu Vorschub-, Gegenlaufüberschub- und Rückschubrostantrieben - öhydraulisch betätigte Linearmotoren (Hydraulikzylinder) durchgesetzt. In der Regel handelt es sich dabei - wiederum in Analogie zu Vorschub-, Gegenlaufüberschub- und Rückschubrostantrieben - um doppelwirkende Differentialzylinder. Der Einsatz von Proportionalventilen in Verbindung mit analogen, absoluten Wegmesssystemen ermöglicht eine Positionsregelung des Zylinders und somit variable Geschwindigkeiten und Zykluszeiten der Beschickeinrichtung.

Der eigentliche Beschickvorgang ist beendet, sobald der Stößel seine hintere Endlage erreicht hat. Danach fährt er automatisch retour in seine vordere Endlage. Das durch den Beschickstößel freigeschobene Volumen wird durch den nachrutschenden Abfall und der sich dadurch leerende Aufgabetrichter durch den Müllkranführer wieder aufgefüllt.

In der Regel erfolgt der Vorhub des Beschickstößels in langsamer, positionsgeregelter Fahrweise. Um den Zeitraum, in dem keine Brennstoffdosierung erfolgt, so kurz wie möglich zu halten, erfolgt der Rückhub mit konstanter, möglichst maximaler Geschwindigkeit.

Bei der Doppelkolbenbeschickung ist die Fahrweise von Ober- und Unterschieber relevant; diese können sich synchron, asynchron oder sequentiell zueinander bewegen (Abb. III-81).

Im GKS und an der Referenzanlage MVA Asdonkshof kommt eine Einzelkolbenbeschickung als Brennstoffdosiersystem zum Einsatz. Der Unterschied der beiden Anlagen ist im Rostsystem zu finden. GKS verfeuert den Brennstoff auf einen 6° gegenüber der Horizontalen geneigten Vorschubrost mit drei Rostzonen. Wobei die dritte Rostzone (der Ausbrandrost) etwas kürzer und nicht geneigt konstruiert ist. An der MVA Asdonkshof kommt anstatt eines Vorschubrostes ein Walzenrost zum Einsatz.

III.2 Heterogene Festbrennstoffe

Für die physikalische Charakterisierung von Brennstoffen (z.B. Dichten, Kompressibilität, Heizwert, Korngrößenverteilung) sind für „Norm-Brennstoffe“ bzw. Regelbrennstoffe, wie Kohle und Erdgas eine Vielzahl von Untersuchungen, z.B. in [5], [6] und [7], vorhanden. Für die inhomogenen Brennstoffe wie Restabfall, Biomasse oder Ersatzbrennstoff existiert diesbezüglich keine belastbare Literatur.

Einen allgemeinen Überblick über die mögliche Charakterisierung von Brennstoffen, sei es chemisch, physikalisch oder biologisch gibt Abb. III-9.

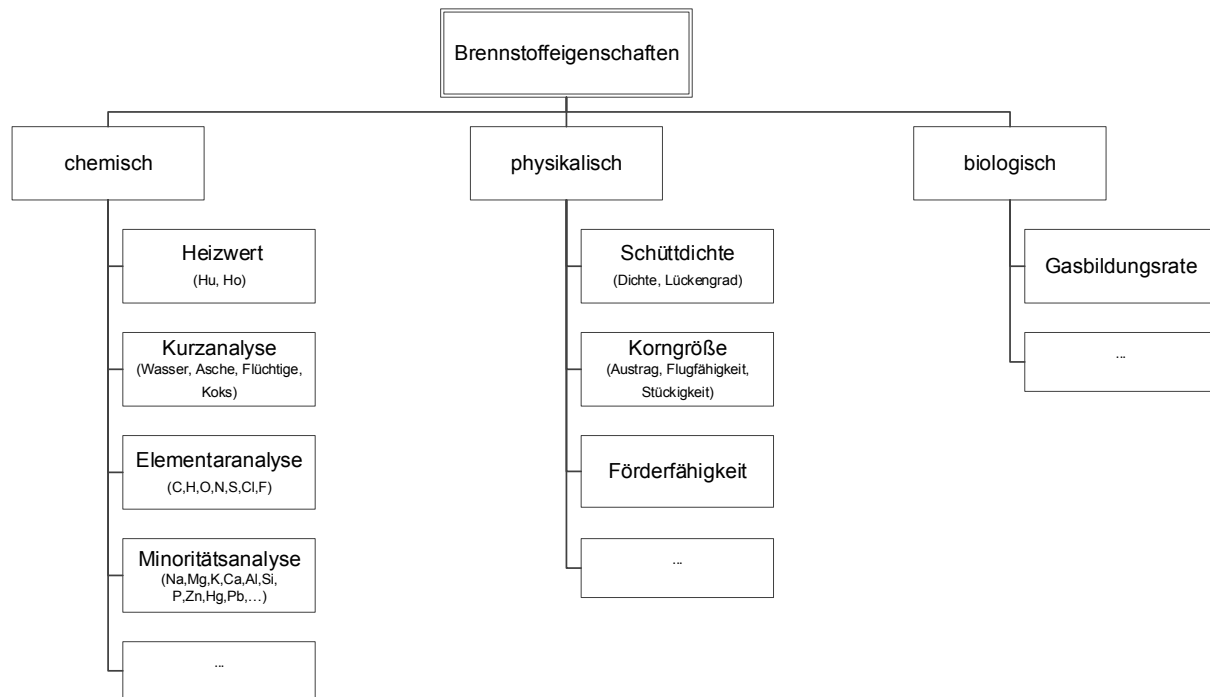


Abb. III-9: Brennstoffeigenschaften [21]

Seitens GKS wurde zunächst eine Brennstoffcharakterisierung für heterogene Festbrennstoffe und deren Schlacken bezüglich der Dichten und deren Variabilität durchgeführt. In der Literatur ist dazu bisher keine systematische Untersuchung zu finden.

Die Dichte von Hausmüll in einer handelsüblichen Mülltonne¹ betrug bei eigenen Messungen (ohne zusätzliche Kompression) im Mittel etwa $140,3 \text{ kg/m}^3 \pm 21,8 \text{ kg/m}^3$ ($n^2 = 8$). Des Weiteren wurden die Dichten von Restmüll in Schubboden- und Müllpressfahrzeugen ermittelt. Die durchschn. Dichte von Restmüll im Pressfahrzeug betrug $594 \text{ kg/m}^3 \pm 53 \text{ kg/m}^3$ ($n = 28$). Wird Brennstoff mit einem Schubbodentrailer angeliefert, wurde die Dichte von Hausmüll und hausmüllähnlichem Gewerbeabfall mit durchschn. $269 \text{ kg/m}^3 \pm 47 \text{ kg/m}^3$ ($n = 17$) ermittelt und für Restabfall aus einem Zwischenlager (Deponie) ergab sich eine mittlere Dichte von $481 \text{ kg/m}^3 \pm 27 \text{ kg/m}^3$ ($n = 13$).

Grundsätzlich kann die „Anlieferdichte“, also die Dichte des angelieferten Brennstoffs, im Aufgabesystem durch zwei Effekte verändert werden:

1. Durch die Eigengewichtskraft und den daraus resultierenden Druck p_{BrSts} (im Aufgabeschacht)
2. Durch von außen aufgeprägte Kräfte (durch den Aufgabeschieber $\rho_{BrSt, komp, vor As}$).

¹ V = 120 l gem. EN 840, 4-Personen-Haushalt, ohne Papier und "Bio-Abfälle".

² n = Anzahl der Versuche.

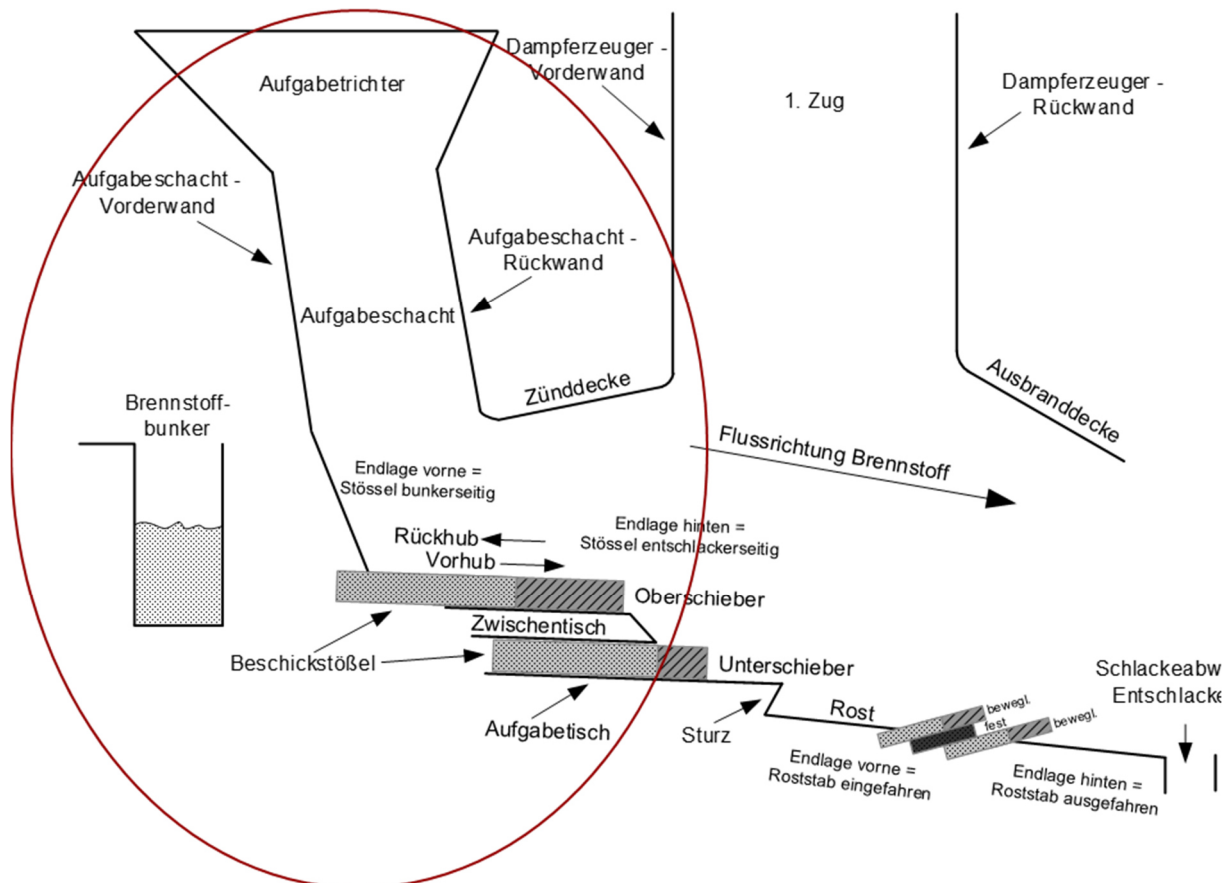


Abb. III-10: Aufgabebereich einer Müllverbrennungsanlage (rotes Oval) [21]

Um die Dichten des Brennstoffs im Aufgabebereich (Abb. III-10 rotes Oval) zu ermitteln wurde der Aufgabetrichter beobachtet, um den Einfluss der potentiellen Eigengewichtskraft bewerten zu können. Es zeigt sich, dass während des Vor- und Rückhubes des Aufgabeschiebers eine kontinuierliche Bewegung der Schüttung im Trichter zu beobachten ist (Abb. III-11). Bei Stillstand des Aufgabeschiebers bleibt die Schüttung im Trichter unverändert.

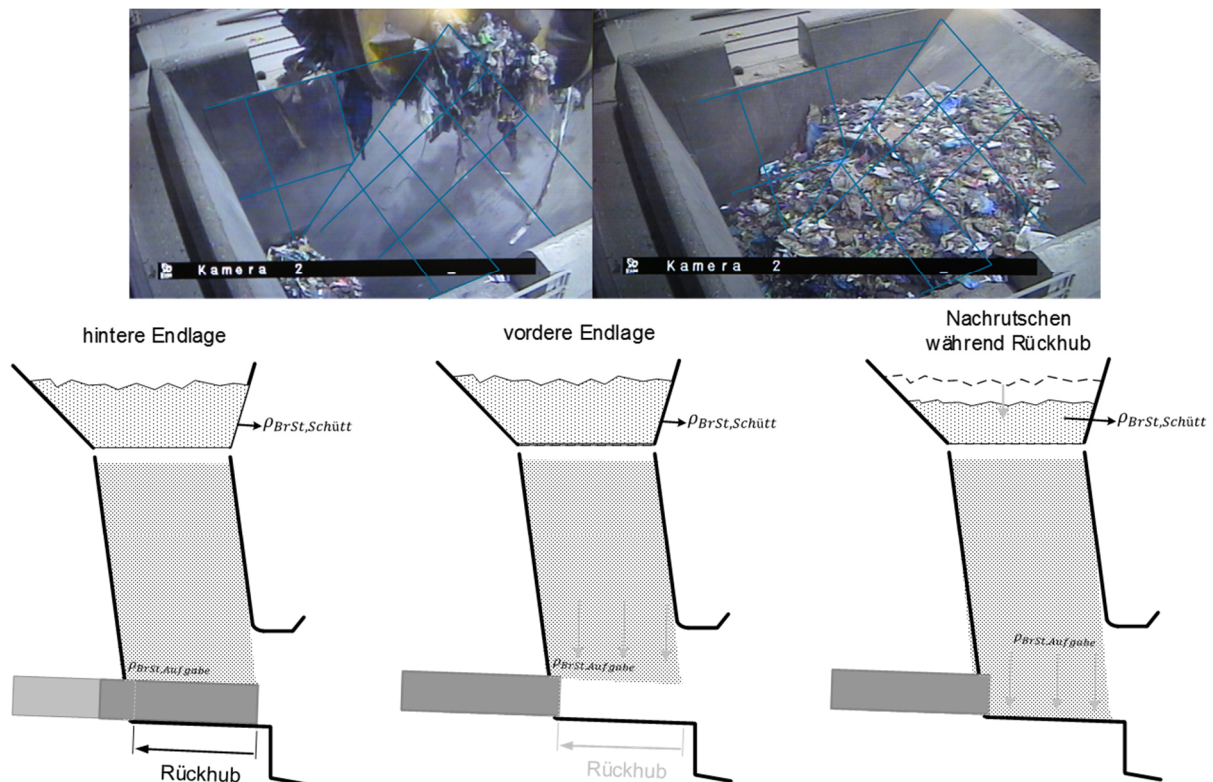


Abb. III-11: Erkenntnisse der Trichterbeobachtungen, Nachrutschen während des Rückhubes [21]

Daher ist ein systematisches Durchrutschen von Brennstoff in den Feuerraum ohne Beschickbewegung auszuschließen, was jedoch nicht bedeutet, dass dieses Phänomen grundsätzlich nie auftritt. Ferner kann auf eine nahezu kontinuierliche Förderung im Vorhub geschlossen werden.

Zunächst wurde die Dichte auf dem Aufgabebereich ermittelt. Dazu wurde das vom Aufgabebereich während des Rückhubes freigegebene Volumen bestimmt und mit dem von oben nachrutschenden Brennstoff verglichen. Der Aufgabebereich beispielsweise am GKS besitzt die Maße (L x B x H) 1050 mm x 3130 mm x 300 mm und gibt somit im Rückhub ein Volumen von 0,986 m³ frei. Durch die verbauten Verschleißplatten an den Aufgabebereich-Seitenwänden kann das nachrutschende Volumen annähernd exakt bestimmt werden. Aus einer Vielzahl an beobachteten Beschickhöhen konnte ermittelt werden, dass während des Rückhubes durchschnittlich 1,64 m³ ± 0,28 m³ (n = 11) aus dem Trichter nachrutschen (Abb. III-11). Daraus ergibt sich ein Verdichtungsfaktor im Müllschacht zwischen Aufgabebereich und Aufgabebereich von 1,663. Mit der Masse von der Kranwaage kann die Dichte im oberen Teil des Mülltrichters errechnet werden. Die eigenen Untersuchungen zeigten, dass sich die durchschnittliche Dichte im oberen Segment des Aufgabebereichs $\rho_{BrSt,Schütt}$ auf 275 kg/m³ ± 41 kg/m³ (n = 5) beläuft, die sich mit den Untersuchungen zu den Schubodentrainern (s.o.) deckt. In Kombination mit dem Verdichtungsfaktor von 1,663 kann für die Dichte im Aufgabebereich $\rho_{BrSt,Aufgabe}$, d. h. örtlich vor dem Aufgabebereich, ohne dass dieser einen Druck auf die Schüttung ausübt, von rund 460 kg/m³ angegeben werden.

Wichtig in diesem Zusammenhang ist, dass sich für diese Versuche die Anlage im Regelbetrieb befand und nicht in einem Sonderzustand wie Anfahr- oder Abfahrbetrieb. Dabei wurde insbesondere beim Anfahren, nach dem Start des Aufgabebereichs aus seiner vorderen Endlage eine deutlich zeitverzögerte Bewegung des Mülls auf dem Aufgabebereich beobachtet. Dies konnte auf eine zu diesem Zeitpunkt noch geringere Schüttdichte zurückgeführt werden. Es ist davon auszugehen, dass die Kompression des Brennstoffs im Schacht während des An-

fahrbetriebs (bei neu gefülltem Schacht) nicht allein durch die eigene Gewichtskraft hervorgerufen wird, sondern auch zum einen durch den in unregelmäßigen Abständen auftretenden Impuls des vom Kran abgeworfenen Brennstoffs und zum anderen durch im Betrieb auftretende Bewegungen und Kräfte im Schacht, die zu einer weiteren Verdichtung führen, d. h. der Brennstoff hat sich „zusammengerüttelt“. Ist der Brennstoff auf seine Dichte im Aufgabebereich $\rho_{BrSt,Aufgabe}$ komprimiert, erfolgt keine weitere Verdichtung durch die oben beschriebenen Vorgänge mehr.

Der Aufgabeschieber übt während seines Vorhubes auf die davorliegende Brennstoffschüttung einen zusätzlichen Druck aus. Daher wird angenommen, dass der Brennstoff während des Förderhubes weiter komprimiert wird.

Aus Versuchen mit einer industriellen Portalpresse³ (vgl. Abb. III-12) wurde ein Zusammenhang ermittelt, der die Dichte des Brennstoffs im Zusammenhang mit der aufgebrachten Kraft wiedergibt. Die Presse kann eine Kraft von bis zu 580 kN aufbringen, was einem Druck im Pressraum auf die Müllschüttung von ca. 7 bar entspricht.



Abb. III-12: Portalpresse der Fa. Strautmann nach einem Pressversuch mit Brennstoff Hausmüll

Es wurden Versuche mit Hausmüll durchgeführt, dessen Initialdichten unterschiedlich waren. Die untenstehende Abb. III-13 zeigt Verdichtungsverläufe von Restmüll mit Initialdichten von 138 kg/m^3 , 279 kg/m^3 und 359 kg/m^3 bis zu einem Druck auf die Müllschüttung von 400 mbar. An dieser Stelle sollte erwähnt werden, dass dieser Druck in etwa dem Druck entspricht, den der Aufgabeschieber (am Standort Schweinfurt) während seines Vorhubes auf die vor ihm liegende Schüttung ausübt.

³ Einkammerballenpresse vom Typ PP1207 der Firma Strautmann Umwelttechnik GmbH, D-49219 Glandorf

Aus den Versuchen kann ein Polynom abgeleitet und damit die Verdichtungskurve für den Brennstoff Restabfall ausgehend von seiner Startdichte $\rho_{Müll,Schütt}$ berechnet werden. Die Initialdichte des Restabfalls muss bekannt sein. Der validierte Bereich des ermittelten Polynoms bezüglich des Drucks bewegt sich zwischen 0 und 450 mbar.

Als Hinweis sei an dieser Stelle angemerkt, dass es sich bei den in Abb. III-13 dargestellten End-Dichten nicht um die maximal möglichen Dichten des jeweiligen Brennstoffs handelt, da die verwendete Portalpresse in ihrer mechanischen Hublänge begrenzt ist. Allerdings treten in der Realität kaum Zustände auf, die einen noch höheren Druck auf den Brennstoff ausüben. Entscheidend ist, dass Druckbereiche abgebildet werden konnten, die denen im Aufgabebereich entsprechen.

$$\rho_{Müll,Druck} = \left(82984 \cdot \frac{1}{bar^5} \cdot p^5 - 132738 \cdot \frac{1}{bar^4} \cdot p^4 + 80349 \cdot \frac{1}{bar^3} \cdot p^3 - 23053 \cdot \frac{1}{bar^4} \cdot p^2 + 3438,2 \cdot \frac{1}{bar} \cdot p \right) \cdot \frac{kg}{m^3} + \rho_{Müll,Schütt} \quad (III-1)$$

Die Abb. III-13 zeigt die Verdichtungskurven der Versuchsreihen mit unterschiedlicher Startdichte, sowie eine Berechnung des Dichteverlaufs (nach Gl. III-1) über den Druck bei einer Schüttdichte von 275 kg/m³ und die Ergebnisse der Hausmülltonnenversuche.

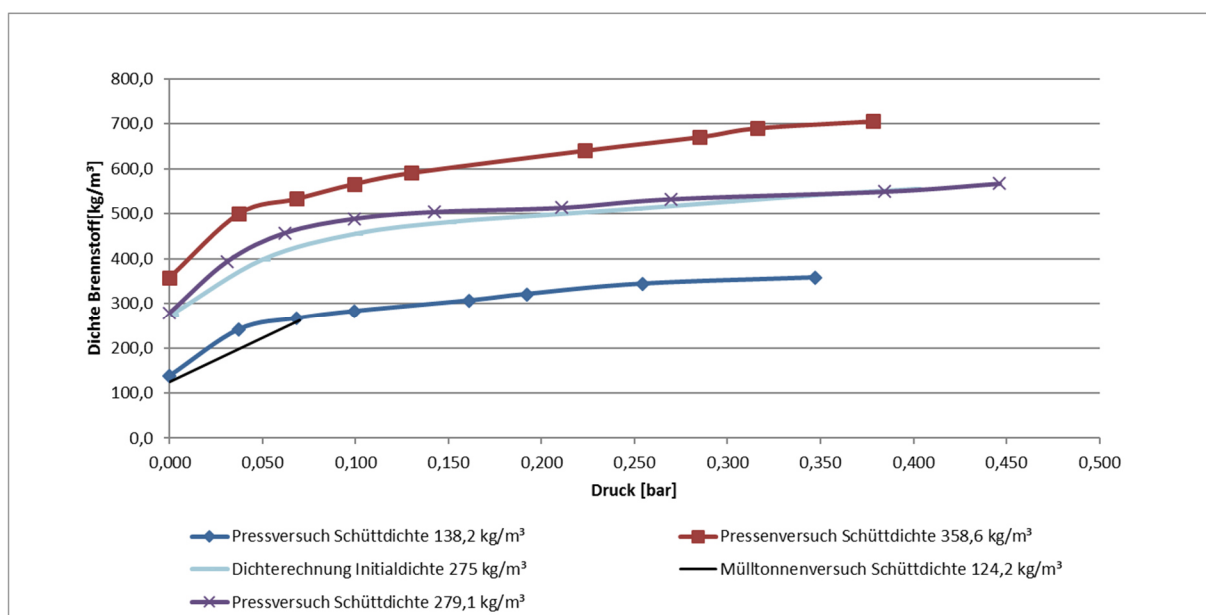


Abb. III-13: Ergebnisse Pressenversuch mit Brennstoff Hausmüll

Des Weiteren wurde mit der Presse die Dekomprimierung bei einer Startdichte von 279 kg/m³ untersucht (siehe Abb. III-14). Unter der Dekomprimierung ist in diesem Zusammenhang die Expansion, d. h. die Volumenzunahme der Schüttung nach vollständiger Wegnahme der auf-geprägten Kraft zu verstehen.

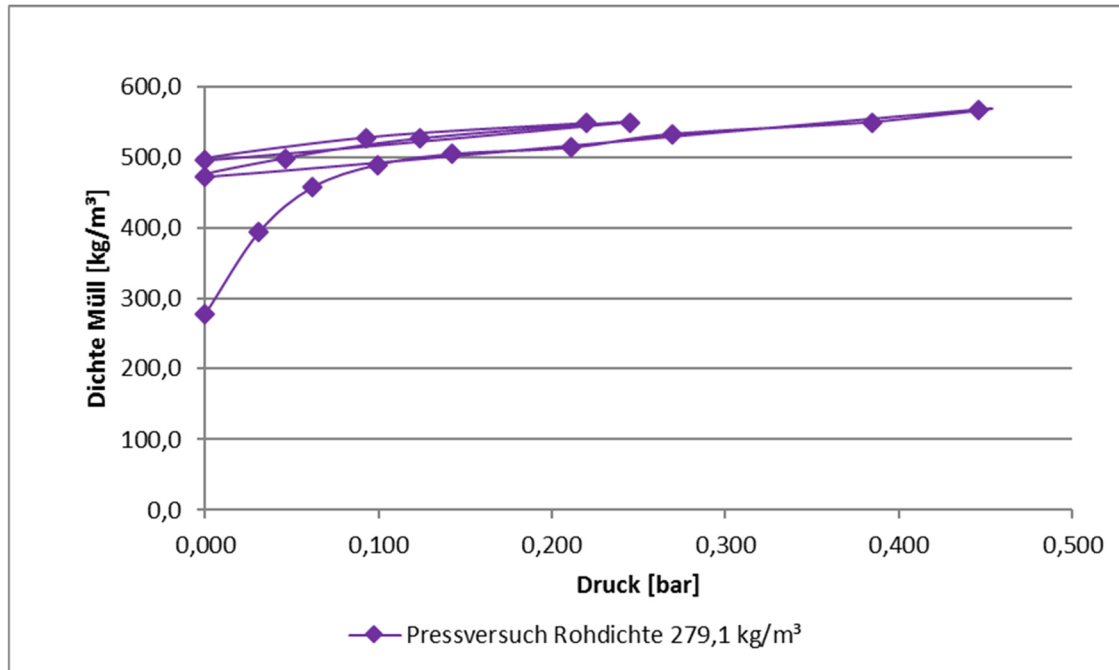


Abb. III-14: Ergebnis Pressenversuch Dekomprimierung

Die Schüttdichte des Brennstoffs betrug vor dem ersten Verpressen 279 kg/m^3 . Der Druck wurde schrittweise von 0 mbar auf ca. 450 mbar erhöht. Die Dichte bei 450 mbar betrug ca. 567 kg/m^3 . Nach vollständiger Wegnahme der Kraft (zurückfahren der Pressplatte) wurde der Brennstoffschüttung einen Zeitraum von 5 Minuten gewährt um sich zu dekomprimieren. Die Dichte betrug im Anschluss rund 470 kg/m^3 . Das entspricht einer Expansion bzw. Dichteabnahme von 17 %. Anschließend wurde die gleiche Brennstoffschüttung in der Presse bis zu einem Druck von 250 mbar noch einmal verpresst. Die Dichte betrug an diesem Punkt 549 kg/m^3 . Nach erneutem Wegnehmen der Pressplatte stellte sich eine Dichte von ca. 495 kg/m^3 ein. Die Dekomprimierung beträgt demnach 10 %. Beim dritten Durchlauf stellte sich unter einem Druck von 220 mbar eine Dichte von 548 kg/m^3 , die Dichte bei 0 mbar betrug anschließend 490 kg/m^3 (Dekomprimierung = 11 %). Beim Expansionsversuch in der Presse ist zu erwähnen, dass die ermittelten Expansionsraten nur auf ein fünfseitig geschlossenes System übertragbar sind. Auf das Öffnen des Greifers, um Brennstoff in den Aufgabetrichter zu fördern, dürfen die o.g. Ergebnisse nicht übertragen werden. Hier verhält sich die Expansion mit größerer Wahrscheinlichkeit anders.

Überträgt man allerdings den Expansionsversuch auf die Verhältnisse während des Beschickvorgangs, so kann postuliert werden, dass der Brennstoff im Rückhub, also nach Wegnahme der vom Aufgabeschieber im Vorhub auf die Brennstoffschüttung ausgeübte Kraft, wieder auf das Dichteniveau welches im Aufgabebereich (im GKS ca. 460 kg/m^3) herrscht, expandiert. Von einer höheren "Startdichte" bei dem darauffolgenden Hub muss im Aufgabebereich demnach nicht ausgegangen werden. Der vom Schieber schon einmal verdichtete Brennstoff wird spätestens beim nächsten Vorhub aus dem Schacht und auf den Rost geschoben.

Vergleicht man nun die oben ermittelte Dichte im Aufgabebereich von 460 kg/m^3 mit der Verdichtungskurve des Mülls (mit Initialdichte = 275 kg/m^3) aus Abb. III-13, würde das bedeuten, dass im Aufgabebereich ein Druck ausgehend von der tatsächlich wirkenden Gewichtskraft der Brennstoffsäule $p_{BrStS,Aufgabe}$ von rund 105 mbar herrscht.

Dieser Druck ist jedoch wesentlich geringer, als der aus der Müllgewichtskraft abgeleitete. Wenn mit der Trichter-, Schachtgeometrie, Füllstand und der mittleren Dichte im Aufgabeschacht von $367,5 \text{ kg/m}^3$ gerechnet wird, ergibt sich ein Druck von 287 mbar. Der geringere

Druck und die Differenz der beiden Werte lassen sich mit der Abstützung an den Trichterwänden und der Wandreibung eines Schachtes erklären. Aus [8] ist bekannt, dass mit zunehmender Trichterhöhe sich ein immer größer werdender Teil der Gewichtskraft vom Schüttgut an den Seitenwänden abstützt, wie aus Abb. III-15 hervorgeht.

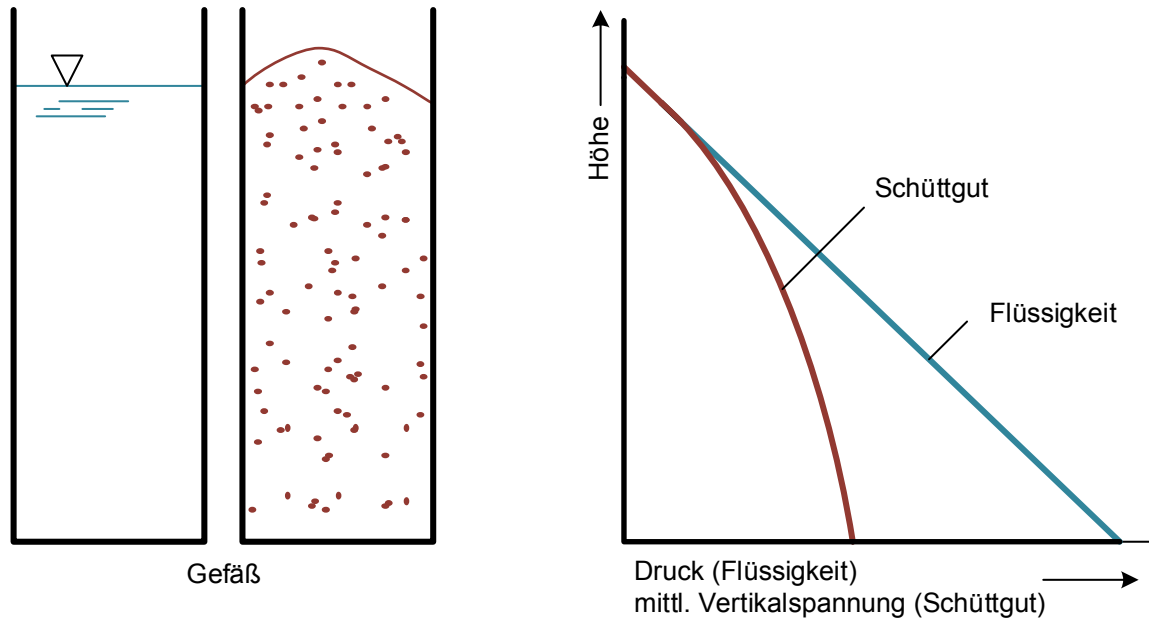


Abb. III-15: Abstützung von Schüttgut an den Schachtseitenwänden nach Schulze [8]

In der Abb. III-16 können zusammenfassend die Dichten des Brennstoff Müll von der Anlieferung über den Brennstoffbunker bis zur Beschiekeinrichtung entnommen werden. Die angegebenen Werte wurden am Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt ermittelt, speziell im Aufgabebereich ergeben sich konstruktionsbedingt bei anderen Anlagen unterschiedliche Dichteverhältnisse. Die angegebenen Dichten für Hausmüll bei der Anlieferung und im Brennstoffbunker sind allgemein übertragbar.

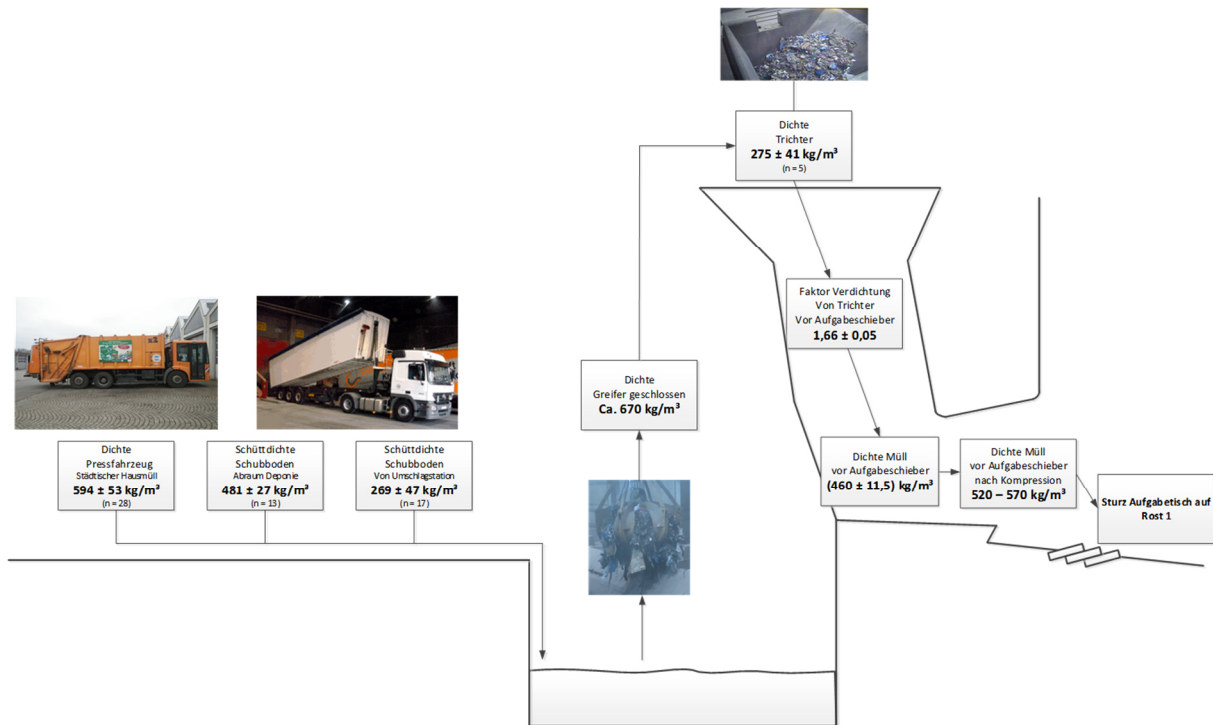


Abb. III-16: Dichteverlauf des Brennstoff am Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt [21]

Einen wesentlichen Einfluss auf den Heizwert, welcher eine weitere Charakterisierungsgröße ist, hat die stoffliche Zusammensetzung des Brennstoffs. Eine gute Aussage über das Gebrauchsverhalten von festen Brennstoffen erhält man, wenn der Gehalt den Bestandteilen Feuchtigkeit (Wasser), Flüchtige, "fixer" Kohlenstoff und Asche im Rahmen einer Kurz- oder Immediatanalyse⁴ bestimmt (symbolisch in Abb. III-17 dargestellt) [7] wird. Variieren diese Bestandteile, so hat dies auch eine Variation in der Dichte des Brennstoffs zur Folge. Beispielhaft wird in [9] angegeben, dass sich die Schüttdichte von Abfall mehr als verdoppelt, wenn sich der Wassergehalt verfünffacht.

⁴ Die Bestandteile werden durch einfache Analysenschritte (Trocknung, Erhitzen unter Luftabschluss, Veraschen) bestimmt. Das Verfahren wird in DIN 51718 bis DIN 51720 näher beschrieben.

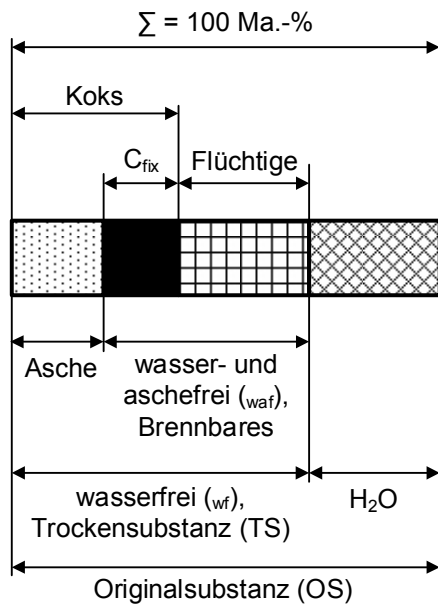


Abb. III-17: Immediatanalyse eines festen Brennstoffes (Aufteilung beispielhaft) [7]

Aus dem sogenannten Mülldreieck aus Abb. III-19 können Grenzen des Systems Abfallverbrennung entnommen werden. Der gekennzeichnete Bereich indiziert, innerhalb welcher Grenzen die Abfallverbrennung ohne Stützfeuerung möglich ist. Da dieser Zustand den Regelbetrieb einer Anlage ausmachen sollte, werden demnach im vorliegenden Beitrag ausschließlich Brennstoffzusammensetzungen behandelt, die deutlich innerhalb des Bereiches liegen, in dem der Abfall selbständig und ohne Stützfeuerung brennbar ist. Kurz zusammengefasst, haben Untersuchungen in [10] und [4] gezeigt, dass Abfall ohne Stützfeuerung brennbar ist, wenn er folgende Bedingungen erfüllt:

Parameter	Bedingung
Wassergehalt	< 50 Ma.-%
Aschegehalt	< 60 Ma.-%
Gehalt an Brennbarem	> 25 Ma.-%
Heizwert	> 3.900 kJ/kg

&

Abfall ohne Stützfeuerung brennbar

Abb. III-18: Bedingungen für die Brennbarkeit von Abfall ohne Stützfeuerung [4]

Unter dem Aschegehaltgehalt in Abb. III-18 wird das Unbrennbare / Inerte im Input-Brennstoff verstanden. Nachfolgende Betrachtungen gehen davon aus, dass sich dieser Aschegehalt während der thermochemischen Vorgänge auf dem Rost nicht wesentlich erhöht.

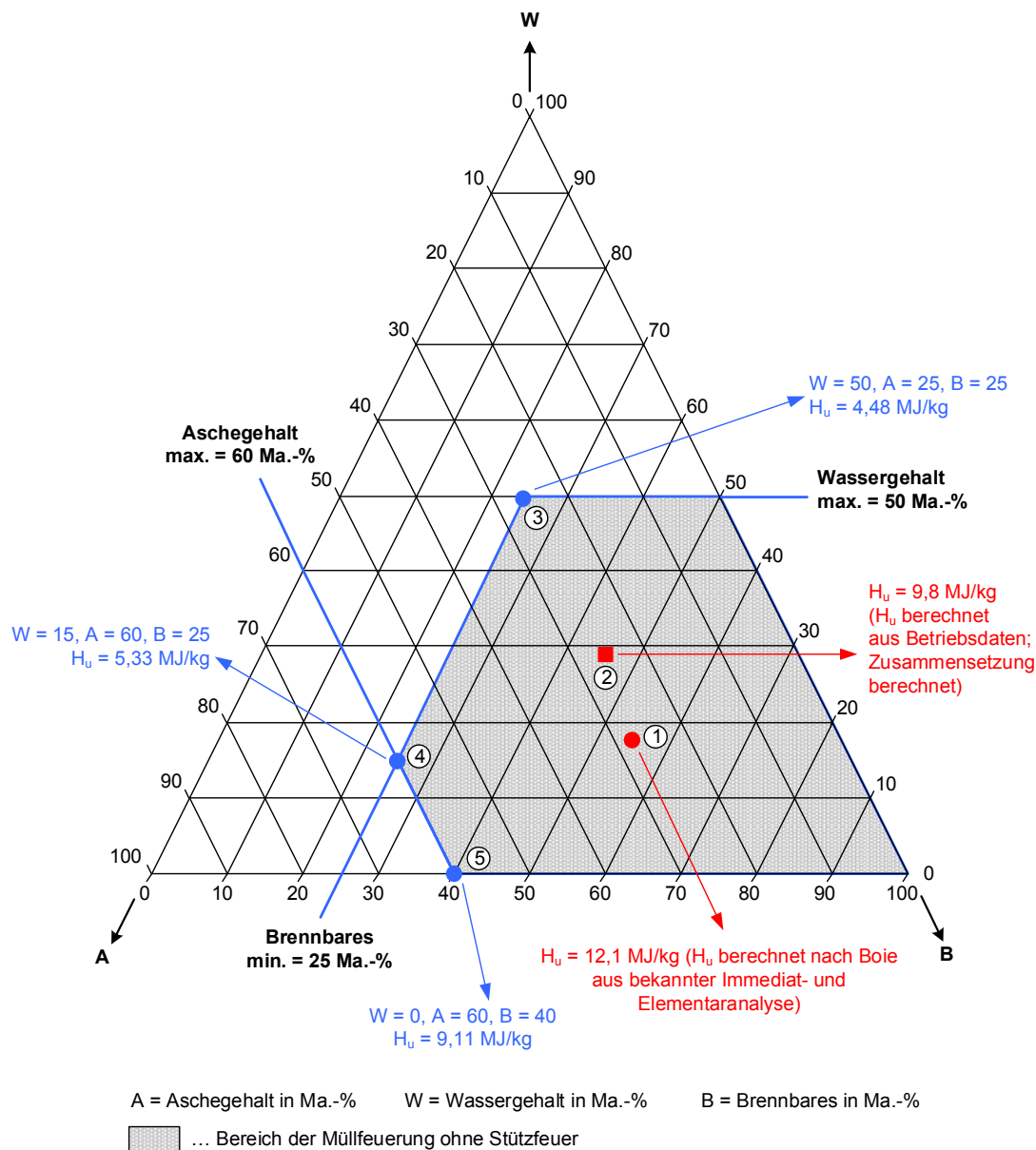


Abb. III-19: Mülldreieck nach Tanner [10]; mit 2 Brennstoffen unterschiedlichen Heizwerts

Mit der in den nachfolgenden Abschnitten entwickelten Methodik, wird es möglich die Heizwerte der aus Abb. III-18 bekannten Grenzwerte innerhalb des Mülldreiecks näherungsweise zu berechnen. Die Punkte ③, ④ und ⑤ stellen dies in Abb. III-19 dar. Der Grenz-Heizwert oberhalb dessen der Abfall selbständig und ohne Stützfeuerung brennbar ist, wird in Abb. III-18 mit $> 3,9$ MJ/kg angegeben. Es zeigt sich, dass die Berechnung durch die nachfolgend vorgestellte Methodik mit 4,48 MJ/kg (Punkt ③ in Abb. III-19) durchaus in einer vergleichbaren Größenordnung liegt.

In diesem Kontext sei angemerkt, dass die o. a. Grenzwerte aus [10] und [4] nur eine theoretische Bedeutung haben. Die aktuell in der Praxis möglichen Werte liegen sicher in wesentlich engeren Grenzen. Auch wenn es grundsätzlich möglich ist, dass Abfall ohne Stützfeuerung verbrennt, wird es mit den o. a. Grenzwerten nicht möglich sein, alle zurzeit geltenden gesetzlichen Emissionsgrenzwerte – insbesondere die nach der 17. BImSchV vorgeschriebene Mindestverbrennungstemperatur von 850 °C – einzuhalten. Hier muss berücksichtigt werden,

dass die zitierten Quellen [10] und [4] annähernd 35 Jahre alt ist und seinen Ursprung in der Schweiz hat, wo es keine gesetzliche Vorschrift zu einer Mindestverbrennungstemperatur von z. B. 850 °C gab und gibt.

Für den Brennstoff-Mix "Hausmüll, hausmüllähnlicher Gewerbeabfall und Sperrmüll" – wie er in den meisten MVA zum Einsatz kommt – gibt es diverse Angaben (z. B. [9], [12], [20]) zu seiner stofflichen Zusammensetzung. An dieser Stelle soll beispielhaft der folgende Brennstoff aus [12] herangezogen werden: "65 Ma.-% Siedlungsabfall feucht + 35 Ma.-% Restmüll, feucht und aschereich", der deutlich innerhalb des Mülldreiecks aus Abb. III-19 liegt:

Tabelle III-1: Kurz- und Elementaranalyse eines Brennstoffs aus einer Brennstoffdatenbank mit $H_u=12$ MJ/kg

Kurzanalyse	Elementaranalyse ⁵			
Wasser =		16,4 Ma.-%	16,4 Ma.-%	16,4 Ma.-%
Asche =		29,0 Ma.-%	29,0 Ma.-%	29,0 Ma.-%
C_{fix} =		3,2 Ma.-%	3,2 Ma.-%	
			27,0 Ma.-%	
	H (org. gebunden) ⁶ =		4,3 Ma.-%	4,3 Ma.-%
	O (org. gebunden) =		19,2 Ma.-%	19,2 Ma.-%
	N =		0,6 Ma.-%	0,6 Ma.-%
	S =		0,3 Ma.-%	0,3 Ma.-%
	Cl =		0,0 Ma.-%	0,0 Ma.-%
	F =		0,0 Ma.-%	0,0 Ma.-%
	Σ	100 Ma.-%	100 Ma.-%	100 Ma.-%

$$C:H = 7,2$$

$$C:O = 1,6$$

$$H_u \text{ (nach Boie)} = 12,1 \text{ MJ/kg}$$

Zur rechnerischen Bestimmung von Heizwerten auf Basis von vorliegender Immediat- und Elementaranalyse gibt es mehrere Möglichkeiten. Die gängigsten Näherungsformeln sind die Heizwertberechnungen nach Boie (III-2) bzw. nach Michel (III-3) sowie die Verbandsformel nach Dulong (III-4). Dabei sind ξ_C , ξ_H , ξ_O , ξ_N , ξ_S , ξ_{Cl} und ξ_F die Massenanteile von Kohlenstoff, Wasserstoff, Sauerstoff, Stickstoff, Wasser, Schwefel, Chlor und Fluor, die aus der Elementaranalyse zu entnehmen sind - wobei S, Cl, und F häufig bei der Heizwertberechnung vernachlässigt werden. Wassergehalt ξ_{H_2O} und Aschegehalt ξ_{Asche} sind aus der Kurz- oder Im-

⁵ Bezogen auf die Originalsubstanz (OS).

⁶ Die Angabe von Ma.-% der einzelnen Elemente bezogen auf OS, jedoch die Angabe der nur organisch gebundenen Ma.-% der Elemente H und O ist widersprüchlich, jedoch gängige Praxis bei der Durchführung von Laboranalysen. Es soll damit zum Ausdruck gebracht werden, dass die anteilmäßig anorganisch gebundenen Elemente H und O im H₂O der Kurzanalyse enthalten sind.

mediatanalyse des Brennstoffs zu entnehmen. Die multiplikativen Faktoren vor den Massenanteilen berücksichtigen, mit welchem Anteil der jeweilige Brennstoffanteil am Gesamtheizwert beteiligt ist bzw. der Multiplikator von ξ_{H_2O} gibt näherungsweise die Kondensationsenthalpie des Wassers ($h_r = 2440 \text{ kJ/kg H}_2\text{O}$ bei 25 °C) wieder [9]. Hintergründe und die Herleitung der genannten Formeln können u. a. in [11] gefunden werden. Streng genommen gelten die Formeln III-2 bis III-4 nur für den Brennstoff, für den sie durch Versuche aufgestellt wurden (meist: Steinkohle). Für den Brennstoff Abfall gibt es solche Gleichungen kaum, mit Ausnahme in [6] zur näherungsweisen Bestimmung der Elementaranalyse eines wasser- und aschefreien Brennstoffs. Die Näherungsformeln III-5 bis III-10 wurden explizit für den Brennstoff Abfall ermittelt und besitzen einen Gültigkeitsbereich von $14 \text{ MJ/kg} \leq H_{u,waf} \leq 29 \text{ MJ/kg}$.

Näherungsformel nach Dulong („Verbandsformel“):

$$H_u = 33,91 \cdot \xi_C + 121,42 \cdot \xi_H + 10,47 \cdot \xi_S \quad (\text{ III-2 })$$

$$- (15,18 \cdot \xi_O + 3,42 \cdot \xi_{Cl} + 6,44 \cdot \xi_F + 2,44 \cdot \xi_{H_2O}) \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}_{BrSt}} \right]$$

Näherungsformel nach Boie:

$$H_u = 34,84 \cdot \xi_C + 93,87 \cdot \xi_H + 10,5 \cdot \xi_S + 6,3 \cdot \xi_N \quad (\text{ III-3 })$$

$$- (10,8 \cdot \xi_O + 3,4 \cdot \xi_{Cl} + 6,44 \cdot \xi_F - 2,44 \cdot \xi_{H_2O}) \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}_{BrSt}} \right]$$

Näherungsformel nach Michel:

$$H_u = 34,04 \cdot \xi_C + 101,74 \cdot \xi_H + 6,28 \cdot \xi_N - 9,84 \cdot \xi_O - 2,44 \cdot \xi_{H_2O} \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}_{BrSt}} \right] \quad (\text{ III-4 })$$

FDBR-Näherungsformeln:

$$\xi_{C,waf} = 0,0151 \cdot H_{u,waf} + 0,2 \quad (\text{ III-5 })$$

$$\xi_{H,waf} = 0,0019 \cdot H_{u,waf} + 0,034 \quad (\text{ III-6 })$$

$$\xi_{O,waf} = -0,0178 \cdot H_{u,waf} + 0,749 \quad (\text{ III-7 })$$

$$\xi_{N,waf} = 0,0008 \cdot H_{u,waf} \quad (\text{ III-8 })$$

$$\xi_{S,waf} = 0,004 \quad (\text{ III-9 })$$

$$\xi_{Cl,waf} = 0,013 \quad (\text{ III-10 })$$

Die Anwendung der Formeln III-2 bis III-4 zeigt Ergebnisse, die sehr dicht beieinanderliegen, mit einer mittleren Standardabweichung von $\pm 0,08 \text{ MJ/kg}$ ($n^7 = 11$). Der aus Tabelle III-1 bekannte Brennstoff besitzt demnach einen Heizwert von ca. $12,1 \text{ MJ/kg}$. Der am Standort

⁷ n = Anzahl der Berechnungen.

Schweinfurt zur Verbrennung gelangende Abfall besitzt jedoch einen mittleren Heizwert von 9,8 MJ/kg. Dieser Wert stammt aus den Jahresbilanzen des Jahres 2016 und kann u. a. über die gefahrene Dampfleistung in Relation zum Brennstoffdurchsatz (über längere Zeiträume) sowie über die in der FLR bzw. der Prozessleittechnik implementierte Heizwertnäherung gut validiert werden.

Da für diesen „Einheits-Brennstoff-Mix“ jedoch weder Kurz- noch Elementaranalyse vorliegen, soll der (ähnliche) Brennstoff mit der bekannten Zusammensetzung aus Tabelle III-1 entsprechend umgerechnet werden. Annahme ist hier, dass ein weitgehend konstantes C:H:O-Verhältnis vorliegt, wie es bei Siedlungsabfällen üblich ist [13].

Zuerst wird der Brennstoff gemäß dem Verteilungsprofil aus der Elementaranalyse umgerechnet auf wasser- und aschefrei:

$$\xi_{C,waf} = \xi_C \cdot \left(1 + \frac{\xi_{H_2O} + \xi_{Asche}}{\xi_C + \xi_H + \xi_O + \xi_N + \xi_S} \right) \quad (III-11)$$

$$\xi_{H,waf} = \xi_H \cdot \left(1 + \frac{\xi_{H_2O} + \xi_{Asche}}{\xi_C + \xi_H + \xi_O + \xi_N + \xi_S} \right) \quad (III-12)$$

$$\xi_{O,waf} = \xi_O \cdot \left(1 + \frac{\xi_{H_2O} + \xi_{Asche}}{\xi_C + \xi_H + \xi_O + \xi_N + \xi_S} \right) \quad (III-13)$$

$$\xi_{N,waf} = \xi_N \cdot \left(1 + \frac{\xi_{H_2O} + \xi_{Asche}}{\xi_C + \xi_H + \xi_O + \xi_N + \xi_S} \right) \quad (III-14)$$

$$\xi_{S,waf} = \xi_S \cdot \left(1 + \frac{\xi_{H_2O} + \xi_{Asche}}{\xi_C + \xi_H + \xi_O + \xi_N + \xi_S} \right) \quad (III-15)$$

Dieser wasser- und aschefreie Brennstoff kann nun auf beliebige Wasser- und Aschegehalte umgerechnet werden:

$$\xi_{y,neu} = \xi_{y,waf} \cdot \left(1 - \frac{\xi_{H_2O,Soll} + \xi_{Asche,Soll}}{100} \right) \quad (III-16)$$

$$y = C, H, O, N, S$$

Der Ascheanteil wurde am Standort Schweinfurt über mehrere Jahresbilanzen der abtransportierten Asche- bzw. Schlackemengen in Relation zu den angelieferten Abfallmengen bestimmt. Allerdings muss berücksichtigt werden, dass die abtransportierte Schlacke einen nennenswerten u. v. a. unbekanntem Rest-Feuchtigkeitsgehalt aufweist, der die gewogene Masse erhöht.

Vor Abwurf der Schlacke in den Nassentschlacker wird ein Feuchtigkeitsgehalt von 0 Ma.-% angenommen, allerdings ist der exakte Massenstrom an dieser Stelle nicht bestimmbar.

Schlacke am Entschlackeraustrag besitzt lt. vorliegenden Laboranalysen [14] einen Feuchtegehalt von 26,3 Ma.-% ($n^8 = 173$). Aus weiteren Laboranalysen [15], denen ein Lagerungs- und somit Verdunstungsprozess von mehreren Tagen unter Laborbedingungen (d. h. Raumtemperatur) vorausgegangen ist, ist bekannt, dass die Schlacke einen Feuchtegehalt von nur noch ca. 5 Ma.-% aufweist.

⁸ n = Anzahl der Probenahmen.

Die Schlacke wird am Standort Schweinfurt intervallmäßig alle 1, 2 oder 4 Tage aus dem Schlackebunker per Kran entnommen und abtransportiert.

In einer umfangreichen Versuchsreihe wurden Mischproben an den Verbrennungslinien nach dem Entschackeraustrag gezogen und im Umgebungsmilieu des Schlackebunkers unterschiedlich lange gelagert, um so den Ablagerungsprozess zu simulieren. Die Ablagerungszeiten richteten sich nach dem Abtransportieren der Schlacke. Somit wurden Proben nach 24 h, 48 h und 96 h gezogen. Nach Entnehmen einer Probe wurde diese 24 h bei 105 °C im Muffelofen getrocknet. Anschließend wurde die Feuchtigkeitsabnahme bestimmt. Darauf folgend wurde die gleiche Probe auf 360 °C für eine Stunde nochmals erhitzt, um so eventuell vorhandenes Kristallwasser zu bestimmen. Kristallwasser konnte bei keiner der Proben nachgewiesen werden. Der Masseverlust bei 360 °C lag durchschnittlich bei 0,8 Mas.-%. Die Untersuchungsergebnisse der Trocknungsversuche sind in Abb. III-20 dargestellt.

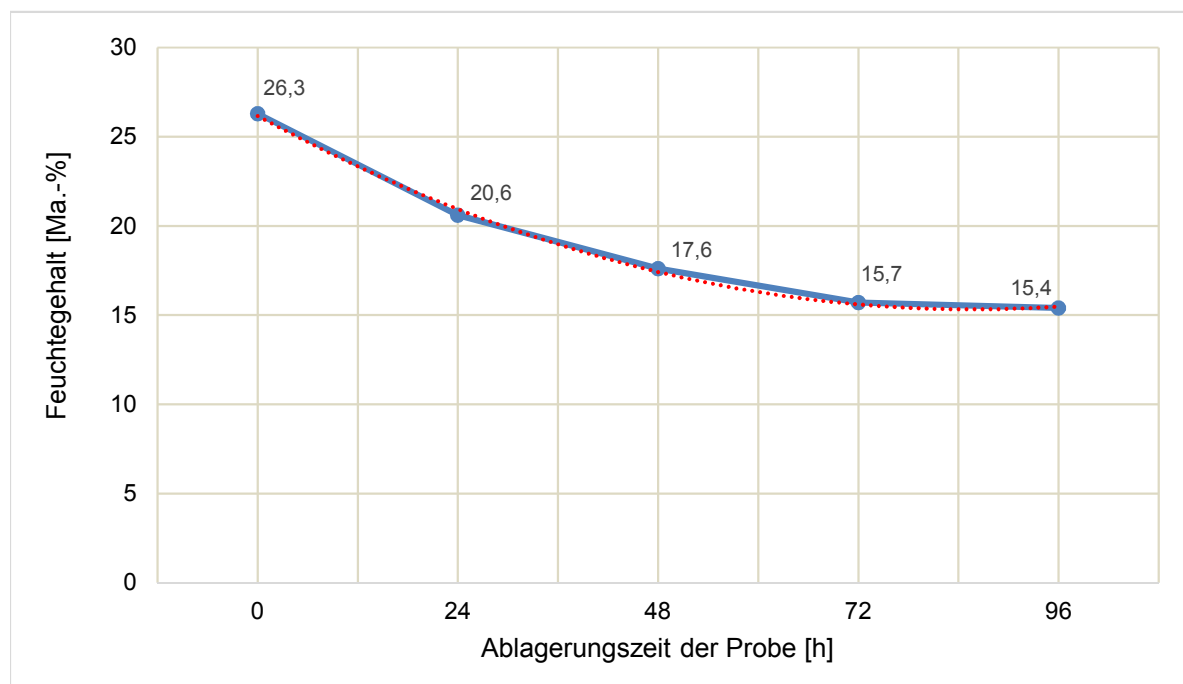


Abb. III-20: Feuchtigkeitsgehalt der Schlacke nach an unterschiedlichen Ablagerungszeiten der Probe

Der LKW wird aus dem Schlackebunker mit Schlacke von unterschiedlicher Ablagerungszeit (und somit unterschiedlichem Feuchtegehalt) beladen. Es kann jedoch nicht bestimmt werden, welchen Anteil Schlacke von welcher Ablagerungszeit der gewogene LKW enthält. Es kann als gesichert angenommen werden, dass keine Schlacke länger als 4 Tage (96 h) im Bunker verbleibt. Der Feuchtegehalt der Schlacke (auf dem LKW) liegt im langfristigen Mittel⁹ demnach bei etwa 19,1 Ma.-% - bei einer Ablagerungszeit zwischen 1 und 4 Tagen. Dieser Wert deckt sich mit dem von Warnecke et. al. in [16] ermittelten Wert.

Beispielhaft sollen Daten aus der GKS-Jahresbilanz 2015¹⁰ herangezogen werden: Es wurden 181.000 t Abfall angeliefert und 53.400 t (feuchte) Schlacke abtransportiert. Da der Austrag der Kesselasche in den Nassentschlacker mündet, ist die Kesselasche hier schon enthalten.

⁹ Der 72 h-Wert wurde anhand der Trendlinie ($y = 0,85 \cdot x^2 - 7,77 \cdot x + 33,08$) berechnet.

¹⁰ Ermittelt aus den Daten der Ein- und Ausfahrtswaagen, korrigiert um die (abgeschätzten) Bunkerfüllstände

Zusätzlich betrachtet werden müssen in diesem Zusammenhang noch weitere Flugstaubmengen, wie die Asche die aus dem Multizyklon ausgetragen wird (1.700 t/a, trocken), die Beläge die im Rahmen der Kesselreinigung abgebaut werden (150 t/a, trocken) und der Flugstaub der aus der Rauchgasreinigung ausgetragen wird (900 t/a, trocken).

Bei einem Feuchtegehalt der Schlacke von 19,1 Ma.-% ergibt sich ein ξ_{Asche} im Input-Brennstoff von 25,4 Ma.-%.

Um den nachweislich bekannten Heizwert von 9,8 MJ/kg zu erhalten, muss der Abfall gem. den Gleichungen III-11 bis III-16 einen Feuchtegehalt ξ_{H_2O} von 28,7 Ma.-% besitzen (iterativ ermittelt) und wird annähernd folgende stoffliche Zusammensetzung aufweisen:

Tabelle III-2: Brennstoff mit $H_u = 12,1$ MJ/kg und bekannter Elementaranalyse umgerechnet auf "GKS-Einheits-Brennstoff" mit $H_u = 9,8$ MJ/kg

Kurzanalyse	Elementaranalyse ¹¹			
Wasser =		28,7 Ma.-%	28,7 Ma.-%	28,7 Ma.-%
Asche =		25,4 Ma.-%	25,4 Ma.-%	25,4 Ma.-%
C_{fix} =		2,7 Ma.-%	2,7 Ma.-%	
			22,7 Ma.-%	
	H (org. gebunden) =		3,6 Ma.-%	3,6 Ma.-%
	O (org. gebunden) =		16,14 Ma.-%	16,14 Ma.-%
	N =		0,51 Ma.-%	0,51 Ma.-%
	S =		0,25 Ma.-%	0,25 Ma.-%
	Cl =		0,0 Ma.-%	0,0 Ma.-%
	F =		0,0 Ma.-%	0,0 Ma.-%
	Σ	100 Ma.-%	100 Ma.-%	100 Ma.-%

$$C:H = 7,2$$

$$C:O = 1,6$$

$$H_u \text{ (aus Betriebsdaten)} = \mathbf{9,8 \text{ MJ/kg}} \text{ (validiert nach Boie)}$$

Auch die weitere stoffliche Zusammensetzung (vgl. Tabelle III-2) bzw. deren Variation wird die Verbrennungseigenschaften beeinflussen, jedoch nehmen im Bereich der thermischen Abfallbehandlung mit Rostfeuerungen die Variation von Asche- und der Wassergehalt einen besonderen Stellenwert ein. Insbesondere der Wassergehalt spielt eine entscheidende Rolle, da nur eine begrenzte Verweilzeit in der Trocknungszone zur Verfügung steht. Auch die zur Trocknung vorhandene Energie in Form von Wärmestrahlung (i. W. durch die Ausmauerung) und Konvektion (i. W. durch die vorgewärmte Primärluft) ist eng begrenzt. Verlässt der noch nicht vollständig getrocknete Brennstoff trotzdem die Trocknungszone auf dem Rost, so besteht die Gefahr eines unvollständigen Ausbrands (gas- und feststoffseitig).

¹¹ Bezogen auf Originalsubstanz (OS).

Um die getroffenen Annahmen zu validieren, ist es notwendig, eine quantitative Bestimmung von ξ_{H_2O} im Brennstoff durchzuführen. Ein Ansatz zur Bestimmung kann die Verwendung der Messung der Rauchgasfeuchte im Rauchgaskanal (nach Dampferzeuger) sein. Die Bestimmung des Feuchtegehalts im Rauchgas basiert im GKS Schweinfurt auf einer im Rauchgaskanal zwischen Dampferzeuger und Sprühtrockner vorhandenen Feuchtemessung vom Typ LaserGas II HCl 13079 [18] die den H_2O -Gehalt des Rauchgases in [Vol.-%] mittels Laser-Absorptionsspektroskopie in situ bestimmt.

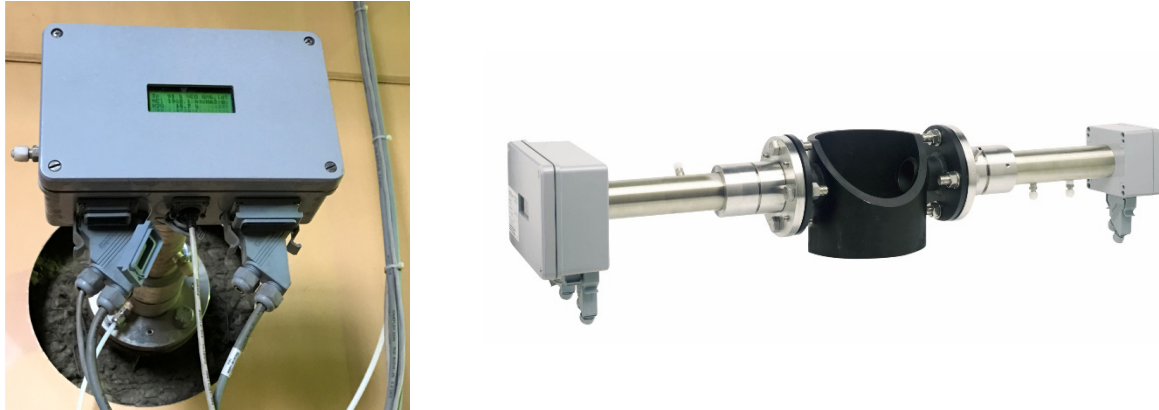


Abb. III-21: Anwendung der kombinierten HCl-H₂O-Messung im GKS (linke Seite) und prinzipieller Aufbau der Messung (rechte Seite), Quelle: Fa. NEO Monitors A.S. [18]

Es muss berücksichtigt werden, dass nicht nur der Feuchtegehalt im Brennstoff die gemessene Rauchgasfeuchte beeinflusst, sondern auch noch zahlreiche andere Faktoren, die nicht vernachlässigt werden dürfen. Abb. III-22 zeigt die prozesstechnische Anordnung der einzelnen Verfahrensschritte, die Anordnung der Messstellen sowie die Stoffströme, die den gemessenen Feuchtegehalt im Rauchgas beeinflussen¹². Es sind dies konkret:

- Feuchtegehalt im Brennstoff,
- H₂O welches bei der Verbrennung des im Brennstoff organisch gebundenen H entsteht,
- Feuchteintrag über die Verbrennungsluft,
- Feuchteintrag über Zuluft- und Falschlufmengen,
- Feuchteintrag über die Brüden, die beim Schlackeabwurf entstehen,
- Feuchteintrag über den SNCR-Zerstäuber Dampf,
- Feuchteintrag über die SNCR-Reaktion von NH₃ mit NO.

¹² Zeiträume während Rußbläser-Betrieb bzw. Nassabreinigung sind exkludiert.

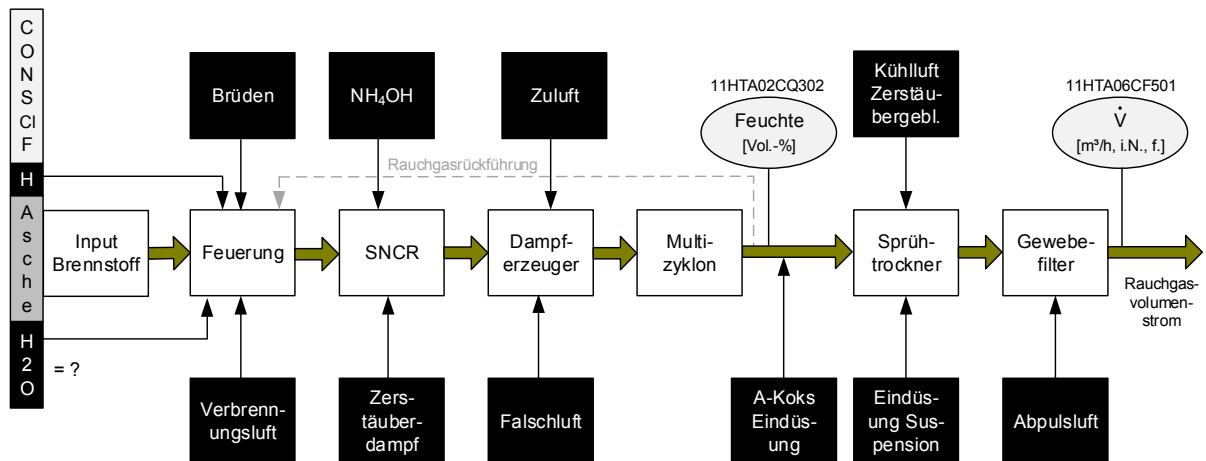


Abb. III-22: Verfahrensschritte und Stoffströme die den Feuchtegehalt im Rauchgas beeinflussen

Alle in den III-17 bis III-35 angeführten Messwerte und Parameter stammen von der Verbrennungslinie 11 des GKS Schweinfurt vom 23.02.2017; es handelt sich um repräsentative Tagesmittelwerte (TMW). Der Brennstoffmassenstrom \dot{m}_{BrSt} wurde im Mittel zu 7.959 kg/h bestimmt.

Der Rauchgasvolumenstrom $\dot{V}_{RG,na\ GeweFi}$ wurde als TMW mit 41.602 m³i.N.,f./h bestimmt. Diese Messstelle befindet sich in der Verfahrensfolge nach dem Gewebefilter. Die Messstelle zur Feuchtemessung befindet sich jedoch vor dem Sprühtrockner bzw. vor der Aktivkoks-Eindüsung. Die Volumenstrommessung nach Gewebefilter muss auf die Position vor Aktivkoks-Eindüsung korrigiert werden, sodass sie in Relation zur an dieser Stelle gemessenen Rauchgasfeuchte gebracht werden kann. Im Wesentlichen muss der gemessene Volumenstrom reduziert werden um:

- Volumenstrom der Tragluft für die Aktivkoks-Eindüsung ($\dot{V}_{Luft,Akoks} \cong 120 \frac{m^3_{i.N.,f.}}{h}$)
- Volumenstrom der eingedüsten Suspension (Feststoffanteil vernachlässigbar) in den Sprühtrockner ($\dot{V}_{Susp,SprTro} \cong 1.369 \frac{m^3_{i.N.,f.}}{h}$)
- Volumenstrom der Abpulsluft im Gewebefilter ($\dot{V}_{Luft,Puls\ GeweFi} \cong 100 \frac{m^3_{i.N.,tr.}}{h}$)
- Volumenstrom Kühlluft Zerstäuberluftgebläse ($\dot{V}_{Luft,Zerst} \cong 287 \frac{m^3_{i.N.,f.}}{h}$)

Der Volumenstrom der Rauchgasrückführung (Rezirkulationsgas, 7.592 m³i.N.,f./h (TMW)) muss nicht berücksichtigt werden, da dieser durch die Rauchgasvolumenstrommessung nicht erfasst wird. Somit kann der Rauchgasvolumenstrom $\dot{V}_{RG,vor\ Akoks}$ an der Position der Feuchtemessung (vor Aktivkoks-Eindüsung) bestimmt werden:

$$\dot{V}_{RG,vor\ Akoks} = \dot{V}_{RG,na\ GeweFi} - \dot{V}_{Luft,Zerst} - \dot{V}_{Luft,Akoks} - \dot{V}_{Susp,SprTro} - \dot{V}_{Luft,Puls\ GeweFi} = 39.725 \frac{m^3_{i.N.,f.}}{h} \quad (III-17)$$

Die gemessene Rauchgasfeuchte vor der Aktivkoks-Eindüsung beträgt im TMW 18,585 Vol.-%. Somit ergibt sich der Volumenstrom an H₂O $\dot{V}_{H_2O,RG,vor\ Akoks}$ an dieser Position zu 7.382,89

m^3 i.N.,f./h. Unter der Annahme, dass es sich an dieser Stelle um ein ideales Gas handelt, kann über das molare Normvolumen V_m bzw. die molare Masse M_{H_2O} der Massenstrom von H_2O im Rauchgas berechnet werden.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2O, RG \text{ vor } AKoks} &= \frac{\dot{V}_{H_2O, RG, \text{vor } AKoks}}{V_m} \cdot M_{H_2O} & (\text{ III-18 }) \\ &= \frac{7.382,89 \frac{m^3 \text{ i.N.,f.}}{h}}{22,414 \frac{m^3}{kmol}} \cdot 18,01528 \frac{kg}{kmol} = 5.934 \frac{kg_{H_2O}}{h} \end{aligned}$$

Im Brennstoff enthalten sind lt. Elementaranalyse (Tabelle III-2) 3,54 Ma.-% Wasserstoff. Gem. der Reaktionsgleichung III-19 entsteht bei der Verbrennung (Oxidation) von Wasserstoff unter anderem auch Wasser, welches anteilmäßig zur gemessenen Feuchte im Rauchgas beiträgt:



$$\dot{m}_{H, BrSt} = \dot{m}_{BrSt} \cdot \xi_H = 7.959 \frac{kg_{BrSt}}{h} \cdot 3,54 \text{ Ma. } -\%_H = 281,75 \frac{kg_H}{h} \quad (\text{ III-20 })$$

$$\dot{n}_{H_2} = \frac{\dot{m}_{H, BrSt}}{2 \cdot M_H} = \frac{281,75 \frac{kg_H}{h}}{2 \cdot 1,00794 \frac{kg}{kmol}} = 139,76 \frac{kmol_{H_2}}{h} \rightarrow 139,76 \frac{kmol_{H_2O}}{h} \quad (\text{ III-21 })$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2O \text{ aus } H} &= \dot{n}_{H_2} \cdot M_{H_2O} = 139,76 \frac{kmol_{H_2O}}{h} \cdot 18,01528 \frac{kg}{kmol} & (\text{ III-22 }) \\ &= 2517,90 \frac{kg_{H_2O \text{ aus } H}}{h} \end{aligned}$$

Aus den Betriebsdaten ist weiter die Verbrennungsluftmenge bekannt. Diese setzt sich zusammen aus Primärluft (22.463 m^3 i.N.,f./h) und Sekundärluft (6.321 m^3 i.N.,f./h). Neben den kontrolliert zugeführten Luftmengen der Verbrennungsluft, gibt es auch unkontrolliert in den Feuerraum bzw. Rauchgasweg einströmende Luftmengen, die in ihrer Summe ein nicht zu vernachlässigendes Ausmaß annehmen. Diese werden unterteilt in Zuluft, d. h. Luftmengen aus bekannter Herkunft und Falschluf aus nicht bekannter Herkunft. Folgende Luftmengen müssen berücksichtigt werden:

Luftmenge des hinterlüfteten Plattensystems ($\dot{V}_{ZuLu, \text{hilü}} \cong 1500 \frac{m^3 \text{ i.N.,f.}}{h}$)

- Sperrluft- / Kühlluftmengen der Stützbrenner ($\dot{V}_{ZuLu, \text{Brenner}} \cong 2450 \frac{m^3 \text{ i.N.,f.}}{h}$)
- Sperr- / Kühlluft Rußbläser ($\dot{V}_{ZuLu, \text{RußBl}} \cong 300 \frac{m^3 \text{ i.N.,f.}}{h}$)
- sonstige Undichtigkeiten als Falschluf ($\dot{V}_{\text{FalschLu, div}} \cong 200 \frac{m^3 \text{ i.N.,f.}}{h}$)

- Spülluftmengen¹³ von Infrarot-Strahlungs-pyrometer, Schauluken und Feuerraumkamera ($\dot{V}_{ZuLuft,div} \cong 200 \frac{m^3 i.N.,tr.}{h}$)

Der Luftmengenanteil, der sich zusammensetzt aus Zuluft und Falschlufft, entspricht somit etwa 11,2 % des gemessenen Rauchgasvolumenstroms nach Gewebefilter. Ein Wert in dieser Größenordnung ist auch aus vielen anderen Anlagen bekannt.

Da die Zuluft- und Falschlufftmengen an verschiedensten Positionen im Kesselhaus – und somit bei unterschiedlichen Temperaturen – in den Feuerraum bzw. Rauchgasweg eingebracht werden, können sich auch voneinander abweichende H₂O-Gehalte ergeben, die die jeweiligen Luftmengen mit sich führen. Um den Feuchteintrag der Primär-, Sekundär- und Falschlufftmengen bestimmen zu können, wurden Luftfeuchtigkeits- und Temperaturmessungen an den verschiedenen Ansaugstellen der unterschiedlichen Luftmengen durchgeführt. Daraus kann die absolute Feuchte in $\frac{g_{H_2O}}{kg_{Luft}}$ errechnet werden. Einen Überblick der Temperatur- und Feuchtigkeitsmesswerte inklusive der dazugehörigen absoluten Feuchte und den Dichten gibt Tabelle III-3.

Um den Wassereintrag der oben angeführten Luftmengen zu berechnen, wurden unter Verwendung der Magnusformel die verschiedenen Dichten berechnet. Mit Kenntnis der exakten Luftdichten kann von Volumen- auf Massenstrom umgerechnet werden. Der Sättigungsdampfdruck p_d von Wasser in Luft wird mithilfe der Näherungsformel III-23 berechnet. Die nachfolgenden Formeln III-23 bis III-25 wurden aus [19] und [20] entnommen.

$$p_d = 611,213 \exp\left(\frac{17,5043 \cdot \vartheta_{Luft}}{241,2 \text{ °C} + \vartheta_{Luft}}\right) \quad (\text{ III-23 })$$

$$\vartheta_{Luft} = \text{Gültigkeitsbereich Lufttemp.: } -30^\circ\text{C bis } +70^\circ\text{C}$$

Mit dem Sättigungsdampfdruck p_d , der Gaskonstante $R_l = 287,05 \frac{J}{kg \cdot K}$ für trockene Luft, der relativen Feuchtigkeit φ und der Gaskonstante von Wasserdampf $R_d = 461 \frac{J}{kg \cdot K}$, kann die Gaskonstante für feuchte Luft R_f und in weiterer Folge die zugehörige Luftdichte berechnet werden.

$$R_f = \frac{R_l}{1 - \left(\varphi \cdot \frac{p_d}{p_{Umgebungsdruck\ Luft}}\right) \cdot \left(1 - \frac{R_l}{R_d}\right)} \quad (\text{ III-24 })$$

$$\rho_{Luft} = \frac{p_{Umgebungsdruck\ Luft}}{R_f \cdot \vartheta_{Luft}} \quad (\text{ III-25 })$$

Mit den Gleichungen III-26 und III-27 kann schlussendlich die Masse an H₂O berechnet werden, die mit dem jeweiligen Luftstrom i eingebracht wird.

¹³ Hierbei handelt es sich um getrocknete Druckluft, daher für den Feuchteintrag nicht relevant.

$$\dot{m}_{Luftstrom,y} = \dot{V}_{Luftstrom,y} \cdot \rho_{Luftstrom,y} \quad (\text{III-26})$$

$$\dot{m}_{H_2O,Luftstrom,y} = \dot{m}_{Luftstrom,y} \cdot f_{Luftstrom,y} \quad (\text{III-27})$$

Tabelle III-3: Überblick über die Temperatur und Feuchte der Luftmengen

Luftstrom y	Volumen- strom $\left[\frac{m^3_{i.N.,f.}}{h} \right]$	Tempera- tur Ansau- gung $\vartheta_{Luft} [^{\circ}C]$	relative Feuchte Luft- strom $\varphi [\%]$	absolute Feuchte Luftstrom $f \left[\frac{g_{H_2O}}{kg_{Luft}} \right]$	Dichte Luft- strom $\rho_{Luft} \left[\frac{kg}{m^3} \right]$	H ₂ O- Fracht $\left[\frac{kg}{h} \right]$
Primärluft	22.463	15,59	47,02	5,18	1,219	149,89
Sekundärluft	6.321	31,04	51,33	14,58	1,151	118,07
Hinterlüftung Mauerwerk	1.500	28,04	23,7	5,59	1,168	9,80
Kühlluft Brenner	2.450	23,92	25,74	4,75	1,185	13,80
Sperrluft Rußbläser	300	34,48 ¹⁴	16,46	5,6	1,144	1,96
Falschluf	200	34,48 ²²	16,46	5,6	1,144	1,28

Die Brüden entstehen beim Abwurf der heißen Asche bzw. Schlacke in das Wasserbad des Nassentschlackers. Die hierbei verdampfende Wassermenge geht als Brüden zurück in den Feuerraum. Um den verdampfenden Massenstrom an H₂O berechnen zu können, ist es unabdingbar die Temperatur der Schlacke auf dem Ausbrandrost zu kennen. Zur Bestimmung der Schlacketemperatur wurden mit der aus [23] bekannten Thermoelement-Lanze umfangreiche Messungen durchgeführt. Die Schlacketemperatur auf dem Ausbrandrost wurde dabei mit rund 450 °C bestimmt. Die Unterwindmenge befand sich während der Messkampagne im Bereich normaler Betriebszustände.

$$\dot{m}_{H_2O,Brüd} \cong \frac{\xi_{Asche} \cdot \dot{m}_{BrSt} \cdot c_{p,Asche} \cdot \Delta T}{h_{V,H_2O}} = 313,35 \frac{kg_{H_2O}}{h} \quad (\text{III-28})$$

¹⁴ Mittelwert, da die Rußbläser über einer Höhe von ca. 10 m verteilt sind

In der SNCR-Anlage wird NH₃ als 25 %-ige Ammoniakwasserlösung ($\dot{V}_{SNCR,NH_4OH} = 0,0188 \frac{m^3}{h}$) mittels Zerstäuber Dampf ($\dot{m}_{H_2O,SNCR,Dampf} = 735 \frac{kg}{h}$) zur NO-Reduktion in den 1. Kesselzug eingedüst.

Das im NH₄OH enthaltene H₂O trägt wie folgt zum Feuchteintrag in den Rauchgasstrom bei:

$$\dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_4OH} = \dot{V}_{SNCR,NH_4OH} \cdot \rho_{NH_4OH,25\%} \cdot 75\% = 12,78 \frac{kg}{h} \quad (\text{ III-29 })$$

Das eingedüστε NH₃ reagiert gemäß Reaktionsgleichung 15 III-29 und erhöht demnach auch den H₂O-Eintrag in den Rauchgasstrom:



Es ergibt sich folgende Gleichung für die Berechnung des H₂O-Massenstroms $\dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_3}$:

$$M_{NO} + M_{NH_3} + \frac{M_{O_2}}{4} \rightarrow M_{N_2} + 1,5 \cdot M_{H_2O} \quad (\text{ III-31 })$$

$$\dot{n}_{SNCR,NH_3 \text{ aus } NH_4OH} = \frac{\dot{m}_{SNCR,NH_3 \text{ aus } NH_4OH}}{M_{NH_3}} = 250,59 \frac{mol_{NH_3}}{h} \quad (\text{ III-32 })$$

$$\dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_3} = \dot{n}_{SNCR,NH_3 \text{ aus } NH_4OH} \cdot 1,5 \cdot M_{H_2O} = 6,77 \frac{kg}{h} \quad (\text{ III-33 })$$

Somit sind alle Feuchteinträge in den Rauchgasvolumenstrom bestimmt. Werden diese nun vom gemessenen Wassermassenstrom $\dot{m}_{H_2O,RG \text{ vor } AKOKS}$ subtrahiert, so erhält man die Masse an Wasser die aus dem Brennstoff stammt $\dot{m}_{H_2O,BrSt}$:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{H_2O,BrSt} &= \dot{m}_{H_2O,RG \text{ vor } AKOKS} - \dot{m}_{H_2O,H} - \dot{m}_{H_2O,VrbrnLu} - \dot{m}_{H_2O,FalschLu} \\ &\quad - \dot{m}_{H_2O,Brüd} - \dot{m}_{H_2O,SNCR,Dampf} - \dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_4OH} \\ &\quad - \dot{m}_{SNCR,H_2O \text{ aus } NH_3} = 2054,7 \frac{kg_{H_2O}}{h} \end{aligned} \quad (\text{ III-34 })$$

Bezogen auf den durchgesetzten Brennstoffmassenstrom \dot{m}_{BrSt} ergibt sich für den Wassergehalt im Brennstoff:

$$\xi_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{H_2O,BrSt}}{\dot{m}_{BrSt}} = 25,8 \text{ Ma.} - \% \quad (\text{ III-35 })$$

¹⁵ Der auftretende NH₃-Schlupf ist in der Regel << 10 mg/m³ i.N. und wird daher vernachlässigt.

Der absolute Fehler, des mit den aus realen Prozessgrößen aus den Formeln III-17 bis III-35, berechneten Wertes im Vergleich zu dem mit den Formeln III-11 bis III-16 umgerechneten Werten aus der Elementaranalyse ist $< 3 \text{ Ma.-%}$. Unter Einbeziehung der - sicherlich vorhandenen - Unschärfen und Messungenauigkeiten ist grundsätzlich davon auszugehen, dass die lineare Umrechnung der stofflichen Zusammensetzung bzw. der Elementaranalyse des bekannten $H_u \cong 12 \text{ MJ/kg}$ auf den "GKS-Einheits-Brennstoff" mit $H_u \cong 9,77 \text{ MJ/kg}$ korrekt ist. Der Vollständigkeit halber, sind beide Brennstoffe mit ihren unterschiedlichen Zusammensetzungen im Mülldreieck nach Tanner [10] als Punkte ① und ② dargestellt. Siehe hierzu Abb. III-19.

In Abb. III-23 kann somit dargestellt werden, aus welchen Teilmassenströmen sich der Wassergehalt im Rauchgas zusammensetzt (bis vor Aktivkoks-Eindüsung; vgl. Abb. III-22):

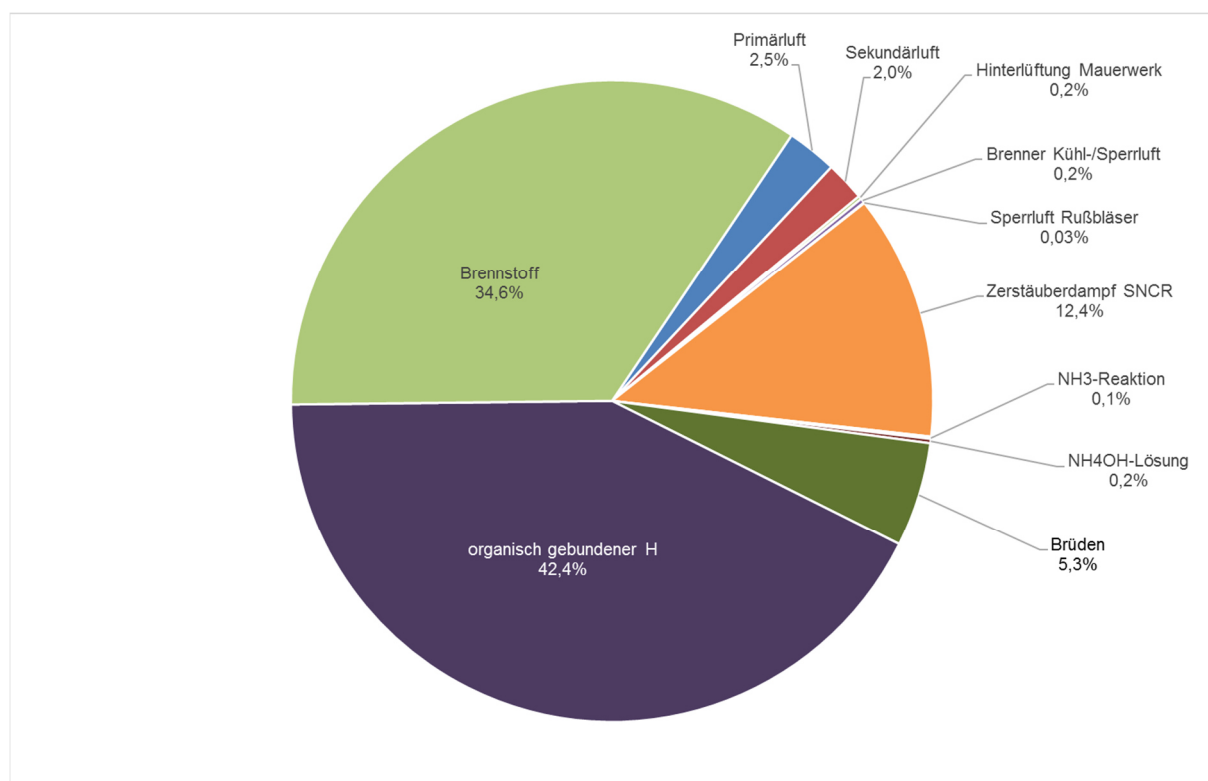


Abb. III-23: Zusammensetzung der Feuchte-Massenströme im Rauchgas

Durch diese Darstellung werden die Bemühungen konterkariert, eine Feuchtemessung im Rauchgasvolumenstrom als Hilfsregelgröße für die Feuerungsregelung heranzuziehen. Oftmals wird versucht, über die gemessene Rauchgasfeuchte, Rückschlüsse auf die Brennstoffqualität, respektive den im Brennstoff vorhandenen Feuchtegehalt, zu ziehen. Diese Vorgehensweise erweist sich nur dann als zielführend, wenn von einem annähernd konstanten H-Gehalt im Brennstoff ausgegangen werden kann; kann dann aber einen ersten guten Anhaltspunkt für den Wassergehalt im Brennstoff geben.

Die Abb. III-23 verdeutlicht die Sensitivität der gemessenen Rauchgasfeuchte auf den Wasserstoffgehalt des Brennstoffs. Schon geringe Schwankungen von ξ_H können sich hier relativ stark auswirken. Aus Untersuchungen ist beispielsweise bekannt, dass ξ_H im Siedlungsabfall ohne Weiteres um $\pm 20 \%$ schwanken kann. Diese Schwankungsbreite beeinflusst dominant die gemessene Rauchgasfeuchte. Es wird bei steigendem ξ_H (und somit steigendem H_u , unter

der beispielhaften Annahme, dass ξ_{Asche} und ξ_{H_2O} sich nicht wesentlich ändern) eine höhere Rauchgasfeuchte gemessen, was fälschlicherweise einen höheren ξ_{H_2O} suggeriert.

Biomassen (z. B. Altholz) oder die dem Siedlungsabfall in ihrer Zusammensetzung grundsätzlich nicht unähnlichen Ersatzbrennstoffe, weisen einen bis zu 60 % höheren H-Gehalt (bei tendenziell kleinerem ξ_{H_2O}) auf, als die an dieser Stelle vorgestellte Berechnung mit Siedlungsabfall. Die Dominanz des H-Einflusses auf eine gemessene Rauchgasfeuchte wird sich also bei diesen Brennstoffen nochmals verstärken.

Die hier erarbeitete Vorgehensweise wurde für den Standort Schweinfurt entwickelt und wurde an anderen Standorten validiert, kann jedoch prinzipiell für jede beliebige Anlage angewendet werden¹⁶. Auch eine Integration in die Prozessleittechnik zur online-Bestimmung des Feuchtegehalts im Brennstoff ist denkbar. Der vorhandenen Unsicherheit bzgl. der Bandbreite von ξ_H kann durch die Angabe eines Fehlerindikators Rechnung getragen werden.

Um schlussendlich die Dichten bei unterschiedlichen Wasser- und Aschegehalten zu erhalten, muss zuerst die wasser- und aschefreie Schüttdichte des "Einheits-Brennstoffs" (gekennzeichnet mit Index 0) $\rho_{BrSt,Schütt,waf,0}$ ¹⁷ bestimmt werden (III-46 bis III-61). Aus Vorherigen ist die Schüttdichte des „Einheits-Brennstoffs“ mit $\rho_{BrSt,0} = 275 \text{ kg/m}^3$ bekannt. Es wird zunächst ein Referenz-Volumen $V_{BrSt,0}$ von 1 m^3 betrachtet. Die Masse des Referenz-Volumens wird nach Gl. III-36 berechnet.

$$m_{BrSt,0} = \rho_{BrSt,Schütt,0} \cdot V_{BrSt,0} \quad (\text{ III-36 })$$

Die schrittweise Annäherung an die volumetrische Brennstoffzusammensetzung sollen Abb. III-24 und Abb. III-25 verdeutlichen.

¹⁶ In Abhängigkeit der verfahrenstechnischen Anlagenkonfiguration müssen Anpassungen vorgenommen werden.

¹⁷ Auf den Index bei Dichten „Schütt“ wird künftig verzichtet. Bei Angabe einer Dichte ρ von Feststoffen ist davon auszugehen, dass es sich um die Schüttdichte handelt. Wird eine andere Dichte als die Schüttdichte (z. B. Reindichte) behandelt, so wird dies explizit angegeben.

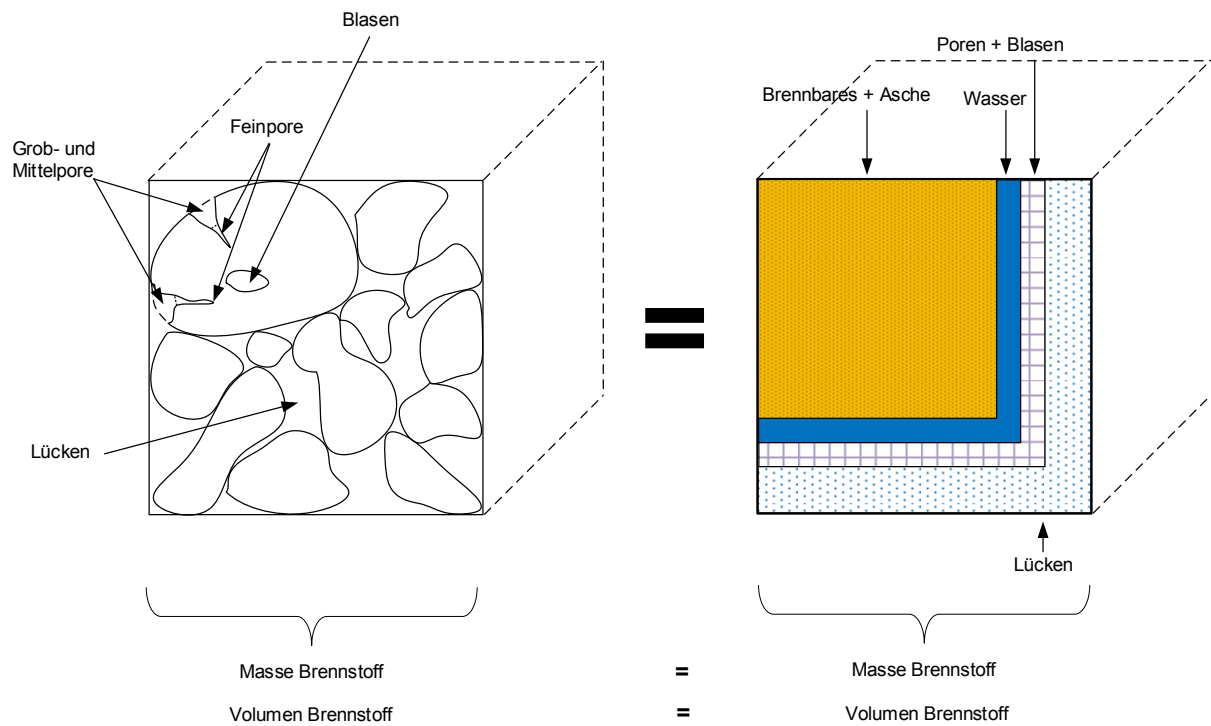


Abb. III-24: Volumetrische Brennstoffzusammensetzung mit Lücken, Poren und Blasen (s.u.)

Um den Übergang des linken in das rechte Volumen darzustellen, werden einzelne Partikel der Schüttung angeschaut (Abb. III-25).

Das Volumen $V_{Schütt}$ ist hier i. d. R. das lose Volumen einer Schüttung, welche weder gerüttelt noch verdichtet wurde. Wird die Schüttung gerüttelt oder verdichtet, muss dies bei der Angabe der Schüttdichte angegeben werden (z.B. bei der Proctor-Dichte).

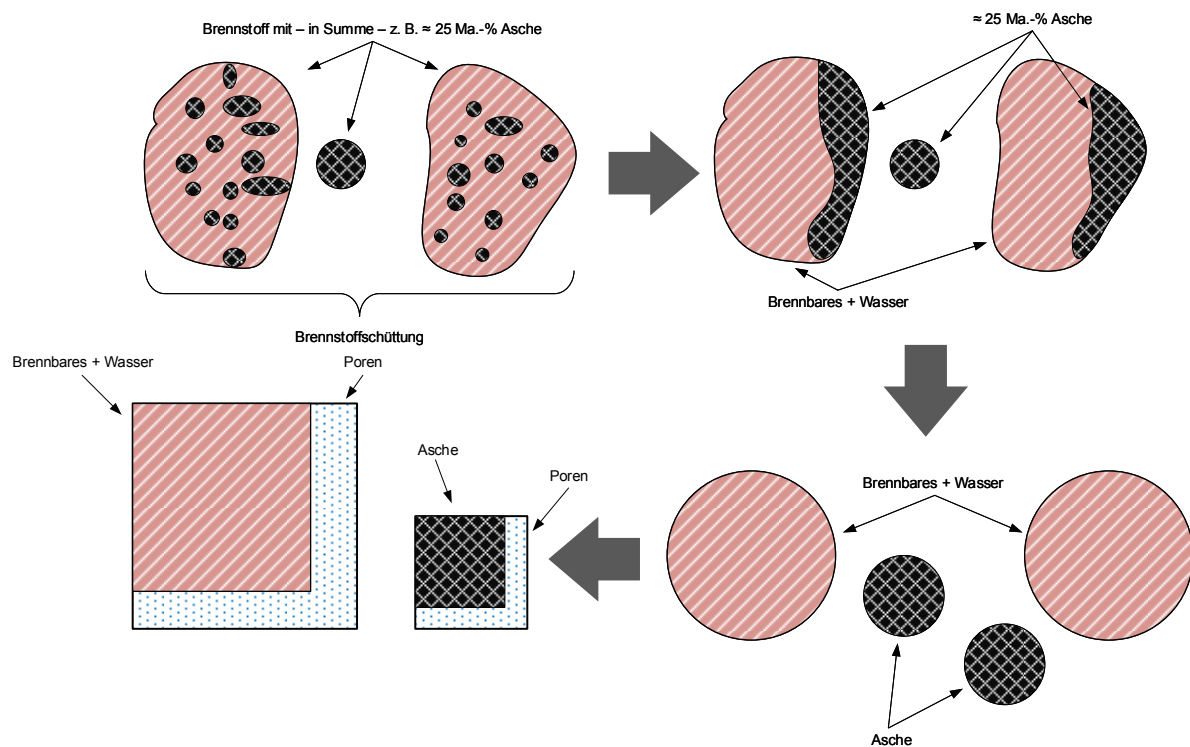


Abb. III-25: Überlegungen zur volumetrischen Brennstoffzusammensetzung

Da Definitionen zu Porosität und Lückengrad nur für recht spezielle Anwendungen existieren¹⁸ und eher nicht allgemeingültig formuliert sind, werden hier grundlegende Überlegungen vorgeschlagen, um zu einer weitgehend allgemeingültigen Sachverhaltsbeschreibung zu gelangen.

Das „theoretische“ Volumen eines Partikels V_P^{th} setzt sich aus seinem Reinvolumen V_{Rein} (= Volumen, das von dem „reinen“ Feststoff eingenommen wird), Volumen der Blasen V_{Blasen} (auch „geschlossene Poren“ = Feststoff- und Flüssigkeits-freies Volumen im Partikel ohne Verbindung zur Umgebung des Partikels bzw. zu dessen Oberfläche) und den Volumen der Poren V_{Poren} (= Feststoff-freies Volumen mit einer Verbindung zur Umgebung des Partikels bzw. Öffnung zur Partikeloberfläche) zusammen:

$$V_P^{th} = V_{Rein} + V_{Blasen} + V_{Poren} \quad (\text{III-37})$$

Das „theoretische“ Partikelvolumen kann als das Partikelvolumen angesehen werden, das sich aus einer gedachten Oberfläche der Partikel ergibt (in Abb. III-26 die Partikelkontur mit den gestrichelten Linien).

Poren werden zwischen Fein- und Mittel- sowie Grobporen unterschieden (Abb. III-26).

$$V_{Poren} = V_{Grobporen} + V_{Mittelporen} + V_{Feinporen} \quad (\text{III-38})$$

Die Feinporen können nur unter Hochdruck mit Wasser gefüllt werden bzw. unter Atmosphärendruck nur mit Gas gefüllt sein. Dies ist für die nachfolgenden Betrachtungen dahingehend relevant, da Mittel- bzw. Grobporen für die drucklose Zugabe von Wasser bei der Bestimmung

¹⁸ Die nachstehenden Ausführungen decken sich im Wesentlichen mit den Inhalten der VDI-Norm 3674 "Abgasreinigung durch Adsorption – Prozessgas- und Abgasreinigung".

des Lückengrades zur Verfügung stehen, während die Feinporen und Blasen dies nicht tun (Abb. III-27).

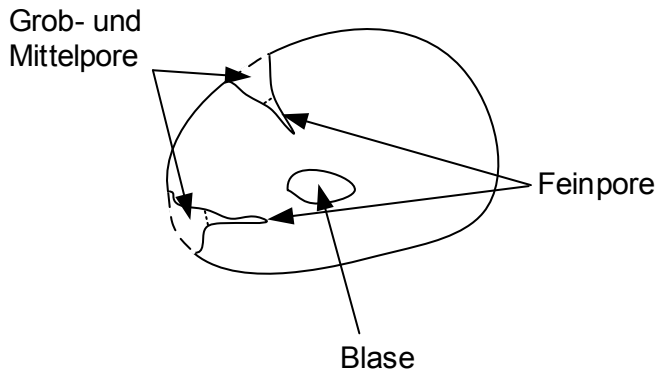


Abb. III-26: Differenzierung Grob-, Mittel-, Feinporen

Um den Lückengrad einer Schüttung beschreiben zu können muss zunächst das Volumen der „Lücken“ bekannt sein. Dazu wird in der Regel die Schüttung mit Wasser, dessen Oberflächenspannung mittels Additiven reduziert wird, gefüllt. Diese Wassermenge füllt Hohlräume und kann über die Gewichtsveränderung der nun wassergetränkten Schüttung bestimmt werden sowie über die Dichte des Wassers in ein Volumen umgerechnet werden.

Innerhalb einer Schüttung wird unter dem Lückenvolumen $V_{Lücken}$ der Hohlraum zwischen den einzelnen „theoretischen“ Partikeln (s.o.) verstanden.

Die „theoretischen“ Partikel beinhalten den Feststoff, die Blasen und die Poren. Durch die Zugabe von Wasser unter Atmosphärendruck können sowohl die Lücken als auch die Grob- und Mittelporen gefüllt werden, nicht aber die Feinporen und Blasen.

Damit kann das „innere“ Partikelvolumen $V_{P,L}$ unter Normaldruck durch die Summe aus Rein-
volumen, Blasenvolumen und Feinporenvolumen berechnet werden.

$$V_{P,L} = V_{Rein} + V_{Blasen} + V_{Feinporen} \quad (III-39)$$

Insgesamt kann die Summe der Volumina der einzelnen Gaseinschlüsse innerhalb einer Schüttung als „gesamtes“ Hohlraumvolumen $V_{Hohlraum,Schütt}^{ges}$ zusammengefasst werden:

$$V_{Hohlraum,Schütt}^{ges} = V_{Lücken} + V_{Poren} + V_{Blasen} \quad (III-40)$$

Das „äußere“ Hohlraumvolumen, das bei der Bestimmung des Lückengrades mit Wasser gefüllt wird, ist geringer.

$$V_{Hohlraum,Schütt} = V_{Lücken} + V_{Mittel-/Groporen} \quad (III-41)$$

Der Lückengrad einer Schüttung wird in der VDI 3674 definiert und dort durch den Quotienten von Festbettvolumen abzüglich des „Kornvolumens“ (= Partikelvolumen) durch das Festbettvolumen beschrieben. In Anlehnung an der VDI 3674 und der oben beschriebenen Betrachtungsweise wird der „wässrige“ Lückengrad (im Allgemeinen vereinfacht als „Lückengrad“ bezeichnet), auf der Basis der Bestimmung mit Wasser, definiert.

$$\varepsilon_{Schütt,L} = \frac{V_{Schütt} - V_{P,L}}{V_{Schütt}} = \frac{V_{Hohlraum,Schütt}}{V_{Schütt}} \quad (III-42)$$

Die Porosität der Schüttung $\Phi_{Schütt,L}$ entspricht dem „gesamten“ Lückengrad $\varepsilon_{Schütt}^{ges}$, in dem bei den Hohlräumen zusätzlich die Feinporen einbezogen werden. Sie unterscheidet sich vom „wässrigen“ Lückengrad der Schüttung eben durch die Berücksichtigung der Feinporen bei den Hohlräumen, da die Porosität i. d. R. mittels Quecksilber-Porosimetrie bestimmt wird, also

das Aufnahmevermögen der Hohlräume für gasförmiges Quecksilber. Das Volumen der Blasen in den Partikeln bleibt bei der Quecksilber- Porosimetrie trotzdem unberücksichtigt.

$$\Phi_{Schütt,L} = \frac{V_{Hohlraum,Schütt} + V_{Feinporen}}{V_{Schütt}} = \epsilon_{Schütt}^{ges} \quad (III-43)$$

Bei der „gesamten“ Porosität der Schüttung $\Phi_{Schütt}^{ges}$ wird zusätzlich zu III-43 das Blasen- volumen V_{Blasen} und somit das „gesamte“ Hohlraumvolumen berücksichtigt. Die „gesamte“ Porosität der Schüttung, wie auch die der Partikel, ist eine schwierig zu bestimmende Größe, da das Blasen- volumen i. d. R. nur aufwendig durch zerstörende Messverfahren (z. B. Schnitt durch Partikel mit Mikroskopie) ermittelt werden kann. Rechnet man allerdings auf die Dichten um, so können auch vergleichsweise einfach die „gesamten“ Porositäten ermittelt werden:

$$\Phi_{Schütt}^{ges} = \frac{V_{Hohlraum,Schütt}^{ges}}{V_{Hohlraum,Schütt}^{ges} + V_{Rein}} = \frac{V_{Hohlraum,Schütt}^{ges}}{V_{Schütt}} = 1 - \frac{\rho_{Schütt}}{\rho_{Rein}} \quad (III-44)$$

Bei der „gesamten“ Porosität der Partikel wird die Schüttung und deshalb das Lückenvolumen außer Acht gelassen. Die Betrachtung beschränkt sich ausschließlich auf die Partikel selbst und soll das „gesamte“ Hohlraumvolumen der Partikel $V_{Hohlraum,P}^{ges}$ zu dem „theoretischen“ Partikelvolumen darstellen.

$$\Phi_P^{ges} = \frac{V_{Poren} + V_{Blasen}}{V_P^{th}} = \frac{V_{Hohlraum,P}^{ges}}{V_{Hohlraum,P}^{ges} + V_{Rein}} = 1 - \frac{\rho_P}{\rho_{Rein}} \quad (III-45)$$

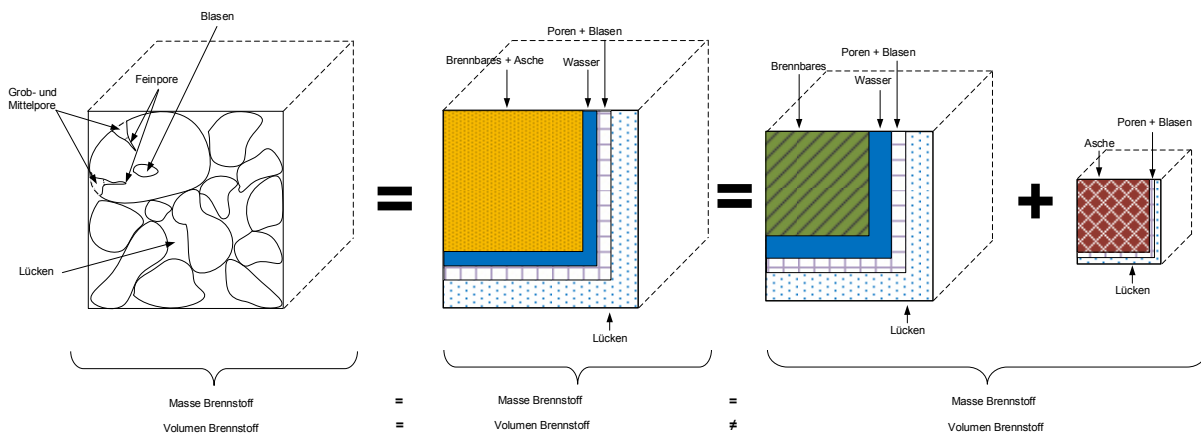


Abb. III-27: Erweiterte volumetrische Brennstoffzusammensetzung mit Lücken, Poren und Blasen

Hält man sich die Zusammensetzung des Abfalls vor Augen, so ist es naheliegend, dass das im Brennstoff enthaltene Wasser, aufgrund der Porosität der Einzelpartikel und der Kapillarität des Wassers auch überwiegend durch die Einzelpartikel (verursacht durch die Grob- und Mittelporen) absorbiert ist. Wie in Abb. III-28 verdeutlicht, ändert sich demnach das Volumen des Brennstoffs – im Betrachtungsbereich der üblichen europäischen Brennstoffeigenschaften – nicht nennenswert durch eine Zu- bzw. Abnahme des Wassergehalts. Es gilt somit für diesen Betrachtungsfall Gl. III-46.

$$V_{BrSt,waf,0} = V_{BrSt,af,0} \quad (III-46)$$

Berechnung der Massen von Wasser und Asche im Referenz-Brennstoff nach Gl. III-49. Für die nachfolgende Berechnung wird angenommen, dass sämtliches Wasser ausschließlich im Brennstoff enthalten ist (und nicht in der Asche). Es gelten somit die Gl. III-47 bzw. III-48 und III-68 bzw. III-69.

$$m_{Asche,0} = m_{Asche,wf,0} \quad (III-47)$$

$$V_{Asche,0} = V_{Asche,wf,0} \quad (III-48)$$

$$m_{H_2O,0} = m_{BrSt,0} \cdot \frac{\xi_{H_2O,0}}{100} \quad (III-49)$$

$$m_{Asche,0} = m_{BrSt,0} \cdot \frac{\xi_{Asche,0}}{100} \quad (III-50)$$

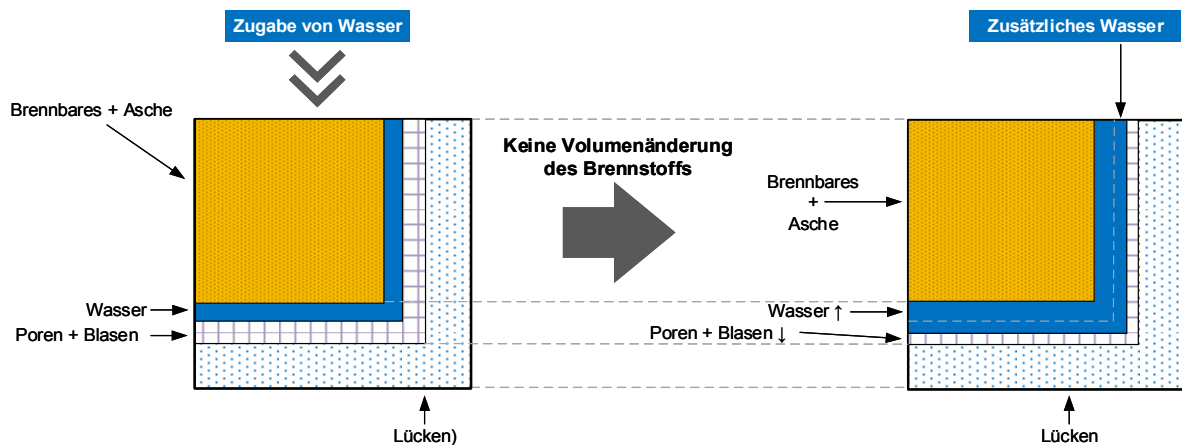


Abb. III-28: Volumetrische Betrachtung der Brennstoffzusammensetzung bei der Zugabe von Wasser

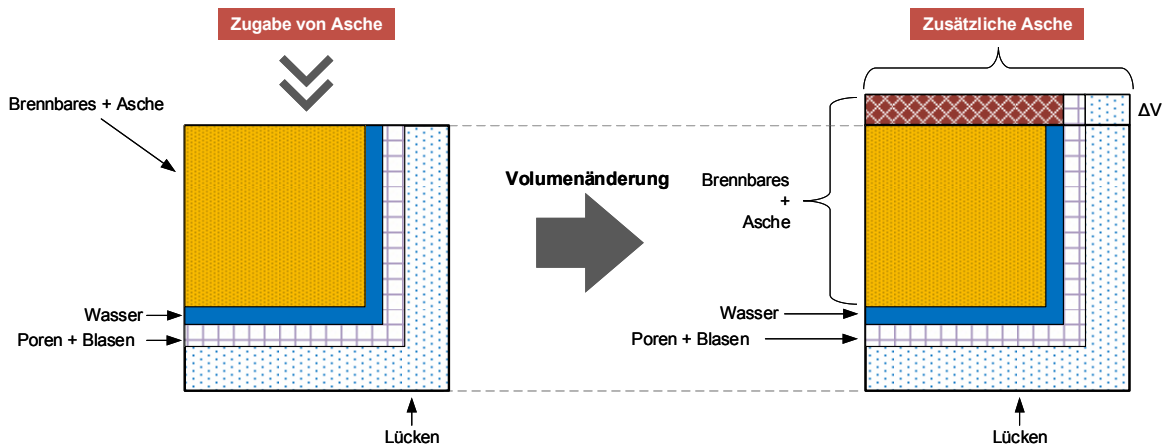


Abb. III-29: Volumetrische Betrachtung der Brennstoffzusammensetzung bei der Zugabe von Asche

Brennstoffmasse wasser- und aschefrei nach Gl. III-51.

$$m_{BrSt,waf,0} = m_{BrSt,0} - m_{H_2O,0} - m_{Asche,0} \quad (\text{ III-51 })$$

Brennstoffvolumen wasser- und aschefrei nach Gl. III-52 bzw. Gl. III-53.

$$V_{BrSt,waf,0} = V_{BrSt,0} - V_{Asche,0} \quad (\text{ III-52 })$$

$$V_{Asche,0} = \frac{m_{Asche,0}}{\rho_{Asche,Schütt,0}} \quad (\text{ III-53 })$$

Die Dichte eines (trockenen) Asche-Schlacke-Gemenges aus einer MVA wurde in [16] und [17] mit $\rho_{Asche,wf} \cong 850 \frac{kg}{m^3}$ empirisch und rechnerisch ermittelt.

Von externen Laboren werden in regelmäßigen Abständen Feststoffanalysen von Schlackeproben aus dem GKS Schweinfurt durchgeführt [15]. Hierbei werden die einzelnen Bestandteile bzw. chemischen Elemente der Schlacke analysiert. Unter der Annahme, dass die einzelnen analysierten Stoffkonzentrationen im Wesentlichen als Oxide vorliegen, kann durch Umrechnen des Massenanteils an Elementen in die gängigen Oxide und der dazugehörigen Oxiddichten die Reindichte der Schlacke berechnet werden. Es ergibt sich aus der Berechnung eine Reindichte von $\rho_{Asche,rein} = 3.650 \text{ kg/m}^3$.

Der „wässrige“ Lückengrad $\varepsilon_{Schütt,L}$ des Schlackegemenges auf dem Ausbrandrost ist am GKS in [17] durch Zugabe von Wasser inkl. Additive empirisch mit 0,6 - 0,8 ermittelt worden. Darauf aufbauend wurde in [16] ein „wässrige“ Lückengrad mit $\varepsilon_{Schütt,L} = 0,7$ festgelegt.

$$\varepsilon_{Schütt,L} = \frac{V_{Schütt} - V_{P,L}}{V_{Schütt}} = 0,7 \quad (\text{ III-54 })$$

Dieser Lückengrad berücksichtigt die Lücken, wie auch die Grob- und Mittelporenvolumina. Nicht berücksichtigt werden die Feinporen und Blasen (s.o.).

Setzt man nun für die „innere“ Porosität der Partikel bei der Lückengradbestimmung mit Wasser $\Phi_{P,L}^i$ einen Wert von rund $\Phi_{P,L}^i = 0,22$ an, so kann eine Schüttdichte der Asche / Schlacke von $850 \frac{kg}{m^3}$ berechnet werden, welche mit der in [16] und [17] ermittelten Dichte¹⁹ übereinstimmt (die äußere Porosität $\Phi_{P,L}^o$ enthält für die Partikel noch die Grob- und Mittelporenvolumina bzw. für die Schüttung zusätzlich noch das Lückenvolumen).

Das Reinvolumen einer Schüttung kann mit Hilfe der vorher genannten Faktoren und Zusammenhänge nun bestimmt werden.

$$(V_{Feinporen} + V_{Blasen}) = \Phi_{P,L}^i \cdot V_{P,L} \quad (\text{ III-55 })$$

$$V_{Rein} = V_{P,L} - (V_{Feinporen} + V_{Blasen}) = V_{P,L} - \Phi_{P,L}^i \cdot V_{P,L} \quad (\text{ III-56 })$$

$$V_{P,L} = V_{Schütt} - V_{Hohlraum,Schütt} = V_{Schütt} - \varepsilon_{Schütt,L} \cdot V_{Schütt} \quad (\text{ III-57 })$$

¹⁹ Beurteilt wurde die lockere Schüttung. Procter-Dichte-Bestimmungen (nach DIN 18127) für verdichtete Schüttungen ist nicht geeignet und wurde demnach nicht angewandt.

$$\begin{aligned} V_{Rein} &= V_{Schütt} - \varepsilon_{Schütt,L} \cdot V_{Schütt} - \Phi_{P,L}^i \cdot (V_{Schütt} - \varepsilon_{Schütt,L} \cdot V_{Schütt}) & (III-58) \\ &= (1 - \varepsilon_{Schütt,L} - \Phi_{P,L}^i + \Phi_{P,L}^i \cdot \varepsilon_{Schütt,L}) \cdot V_{Schütt} \\ &= (1 - \Phi_{P,L}^i) \cdot (1 - \varepsilon_{Schütt,L}) \cdot V_{Schütt} \end{aligned}$$

Bei Einsetzen der oben genannten Zahlenwerte ergibt sich:

$$V_{Rein} = 0,234 \cdot V_{Schütt} \quad (III-59)$$

ein Reinvolumen von 23,4 % des Schüttvolumens bzw. eine Dichte von:

$$\rho_{Asche,wf} =: \rho_{Asche,Schütt,0} = 850 \frac{kg}{m^3} \quad (III-60)$$

$$\rho_{BrSt,waf,0} = \frac{m_{BrSt,waf,0}}{V_{BrSt,waf,0}} \quad (III-61)$$

Die Schüttdichte des Brennstoffs (wasser- und aschefrei) wurde für den "Referenz-Brennstoff" mit $\rho_{BrSt,waf,0} = 136 \frac{kg}{m^3}$ bestimmt. Ausgehend von einer gegebenen und gleichbleibenden Brennstoffmasse kann nun mit den Formeln III-62 bis III-72 die Dichte $\rho_{BrSt,soll}$ bei beliebigen Wasser- bzw. Aschegehalten ($\xi_{H_2O,Soll}$, $\xi_{Asche,Soll}$) des Brennstoffs bestimmt werden. Hier wird zunächst eine beliebige Masse $m_{BrSt,Soll}$ von beispielsweise 1000 kg betrachtet.

Die Wasser- und Aschemengen des Soll-Brennstoffs (Index = Soll) werden durch folgende Zusammenhänge bestimmt:

$$m_{H_2O,Soll} = m_{BrSt,Soll} \cdot \frac{\xi_{H_2O,Soll}}{100} \quad (III-62)$$

$$m_{Asche,Soll} = m_{BrSt,Soll} \cdot \frac{\xi_{Asche,Soll}}{100} \quad (III-63)$$

Die wasser- und aschefreie Soll-Brennstoffmasse wird durch Subtraktion der Wasser und Aschemasse ermittelt:

$$m_{BrSt,waf,Soll} = m_{BrSt,Soll} - m_{H_2O,Soll} - m_{Asche,Soll} \quad (III-64)$$

Aufgrund der Annahme, dass es bis zu einem gewissen Grad bei Wasserzu- bzw. -abnahme zu keiner Volumenänderung (Abb. III-28), aber zu einer Massenänderung kommt, gelten die Gl. III-65 und III-66.

$$m_{BrSt,af,Soll} = m_{BrSt,waf,Soll} + m_{H_2O,Soll} \quad (III-65)$$

$$V_{BrSt,waf,Soll} =: V_{BrSt,af,Soll} = \frac{m_{BrSt,waf,Soll}}{\rho_{BrSt,waf,Soll}} \quad (III-66)$$

Die wasser- und aschefreie Dichte des Brennstoffs wurde in Gleichung III-61 berechnet und bleibt konstant:

$$\rho_{BrSt,waf,Soll} =: \rho_{BrSt,waf,0} \quad (\text{ III-67 })$$

Des Weiteren gilt:

$$V_{Asche,wf,Soll} =: V_{Asche,Soll} = \frac{m_{Asche,Soll}}{\rho_{Asche,wf}} \quad (\text{ III-68 })$$

$$m_{Asche,wf,Soll} =: m_{Asche,Soll} \quad (\text{ III-69 })$$

Entgegen der Darstellung in Abb. III-28, in der sich das Brennstoffvolumen durch die Zugabe von Wasser nicht ändert, wird das Brennstoffvolumen durch die Zugabe von Asche entsprechend vergrößert (siehe dazu Abb. III-29 bzw. Gl. III-70).

$$V_{BrSt,Soll} = V_{BrSt,af,Soll} + V_{Asche,wf,Soll} \quad (\text{ III-70 })$$

$$m_{BrSt,soll} = m_{BrSt,af,Soll} + m_{Asche,wf,Soll} \quad (\text{ III-71 })$$

$$\rho_{BrSt,Soll} = \frac{m_{BrSt,Soll}}{V_{BrSt,Soll}} \quad (\text{ III-72 })$$

Wendet man die Formeln an auf einen Wassergehalt von $\xi_{H_2O,Soll} = 10 \text{ Ma.-%}$ bzw. einen Wassergehalt von $\xi_{H_2O,Soll} = 50 \text{ Ma.-%}$ so erhält man ähnliche Ergebnisse wie in [9]²⁰:

- Bei $\xi_{H_2O} = 10 \text{ Ma.-%}$: $\rho_{BrSt} = 150 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ nach [9] bzw. $\rho_{BrSt,neu} = 175 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ nach Gl. III-62 bis III-72 (bei $\xi_{Asche} = 15 \text{ Ma.-%}$).
- Bei $\xi_{H_2O} = 50 \text{ Ma.-%}$: $\rho_{BrSt} = 350 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ nach bzw. $\rho_{BrSt,neu} = 361 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ nach Gl. III-62 bis III-72 (bei $\xi_{Asche} = 15 \text{ Ma.-%}$).

Beispielhaft ist in Abb. III-30 und Abb. III-31 dargestellt, welche Schüttdichten des Abfalls sich bei unterschiedlichen Verhältnissen von Wasser- zu Aschegehalt einstellen. Vor allem jedoch wird dargestellt, welche Heizwerte sich daraus ergeben. Die Ergebnisse nach III-62 bis III-72 wurden auf Basis des "Einheits-Brennstoffs" ($\rho_{BrSt} = 275 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ bei $\xi_{H_2O} = 28,7 \text{ Ma.-%}$ und $\xi_{Asche} = 25,4 \text{ Ma.-%}$) berechnet.

²⁰ In [9] findet sich bei der Angabe der Schüttdichten in Abhängigkeit des Wassergehalts keine Angabe zum Aschegehalt. Bei den Ergebnissen nach Gl. III-62 bis III-72 wurde der Aschegehalt exemplarisch auf $\xi_{Asche} = 15 \text{ Ma.-%}$ festgesetzt.

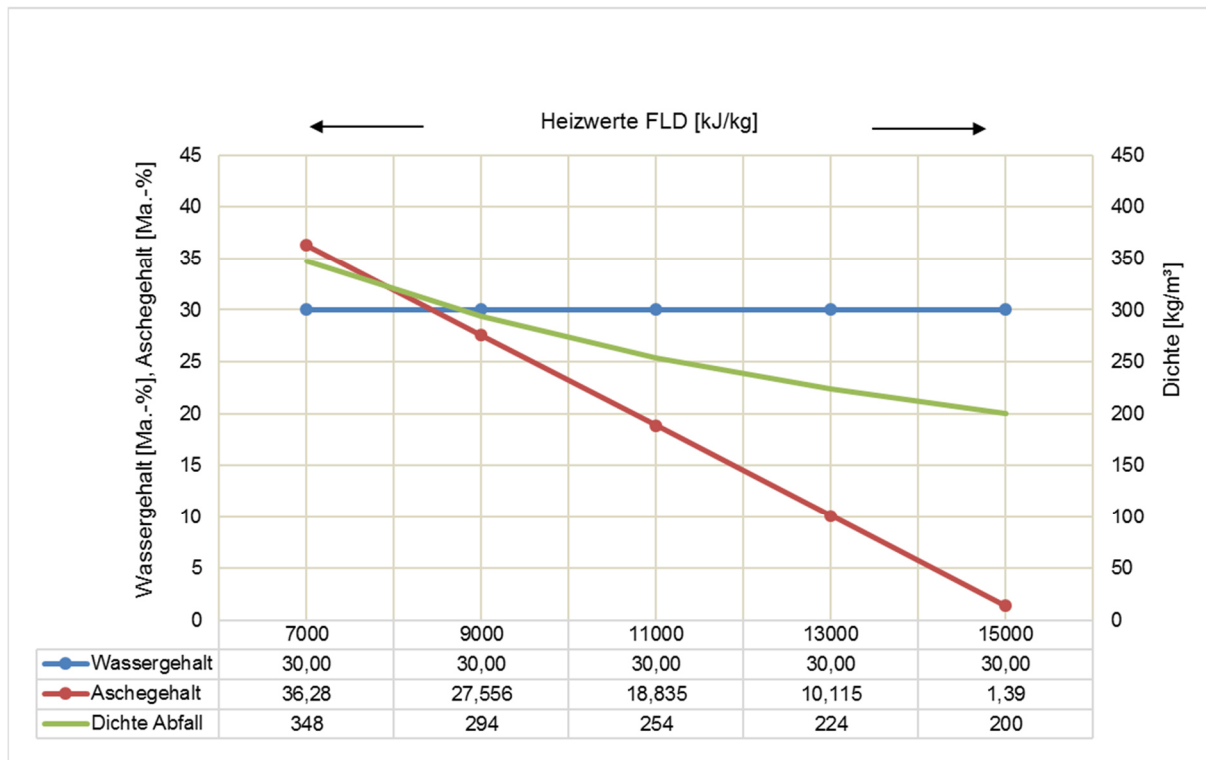


Abb. III-30: Variation der Dichte in Abhängigkeit des Heizwerts (bei konstantem Wassergehalt und variablem Aschegehalt)

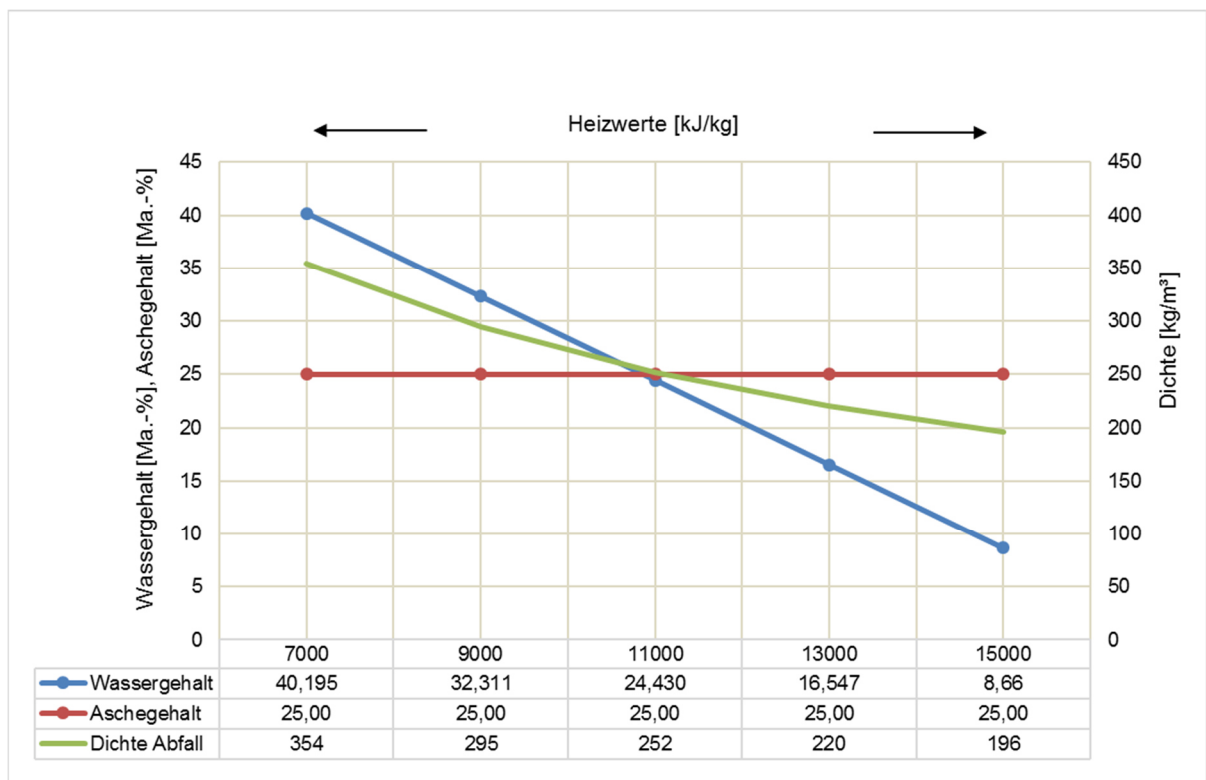


Abb. III-31: Variation der Dichte in Abhängigkeit des Heizwerts (bei konstantem Aschegehalt und variablem Wassergehalt)

Es zeigt sich auf den oben dargestellten Diagrammen, dass in Bezug auf die sich in Abhängigkeit des Heizwerts einstellende Dichte nicht wesentlich ist, ob nun ξ_{H_2O} oder ξ_{Asche} variiert

wird. Der Zusammenhang zwischen Dichte und Heizwert ist in beiden Fällen annähernd identisch. Es kann somit eine Näherungsformel angegeben werden, mit der die Dichte ρ_{BrSt} in Abhängigkeit des vorliegenden Heizwerts (innerhalb der relevanten Grenzen von $7 \text{ MJ/kg} \leq h_u \leq 15 \text{ MJ/kg}$) berechnet werden kann.

$$\rho_{BrSt} = 129,057 + 614,845 \cdot e^{-1,456 \cdot 10^{-4} \cdot h_u} \quad (\text{ III-73 })$$

Für verschiedene Heizwerte gibt die Formel einen Graphen gem. Abb. III-32 aus.

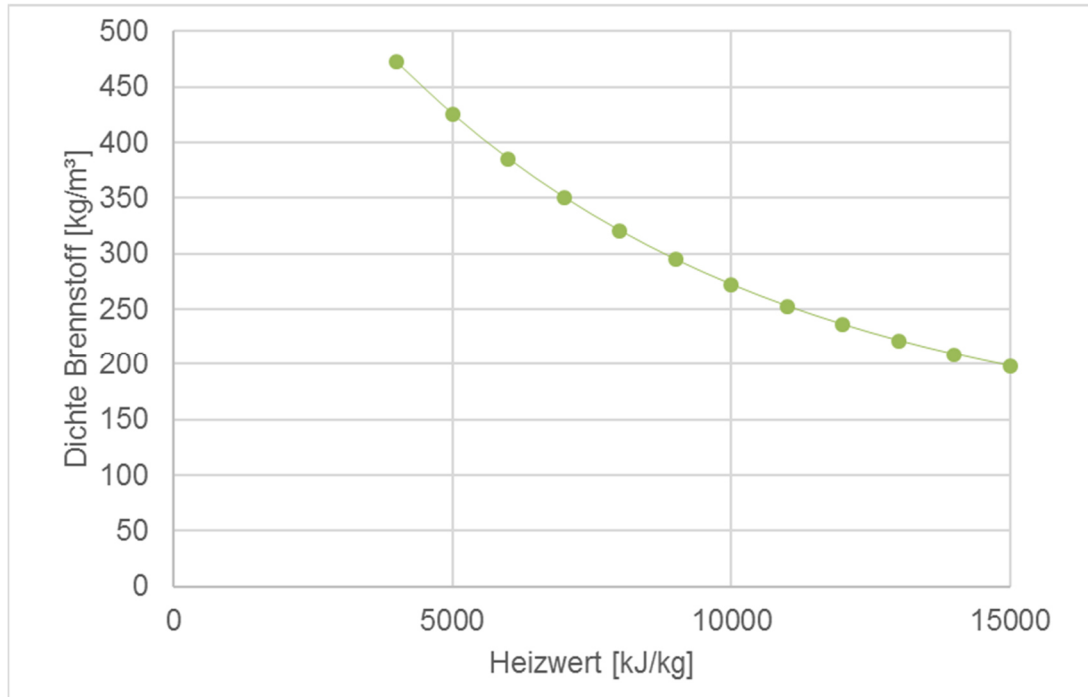


Abb. III-32: Berechnete Dichte (Formel III-73) über Heizwert

Durch diese Untersuchungen zeigt sich eine stärkere Unabhängigkeit der Brennstoffwärmeleistung vom Heizwert als bisher gedacht. Dadurch ergeben sich bisher nicht bekannte Optimierungspotentiale für die Feuerungsleistungsregelung und damit für die Energieeffizienz von Abfallverbrennungsanlagen (Abb. III-33).

$$\dot{H}_{BWL} = \dot{V} \cdot \rho_{BrSt} \cdot h_u \quad (\text{ III-74 })$$

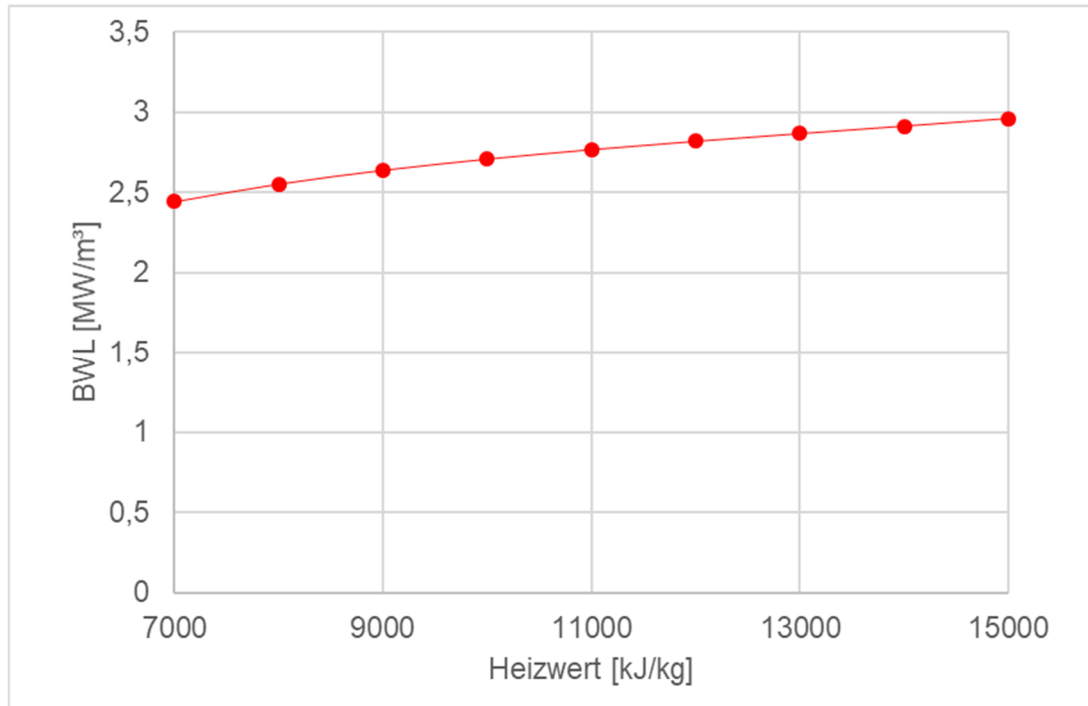


Abb. III-33: Brennstoffwärmeleistung \dot{H}_{BWL} des auf einen Kubikmeter normierten zugeführten Brennstoffs in Abhängigkeit vom Heizwert

Ein anderer Charakterisierungspunkt für heterogene Festbrennstoffe ist die Flüchtigensfreisetzung. Für Freisetzung der Flüchtigen benötigt man nur ausreichend Temperatur, aber keine direkten Luftmengen. Die benötigten Wärmeeinflüsse um die Freisetzungstemperatur der Flüchtigenspezien zu erreichen, wird in erster Linie durch die effektive Strahlung im Gasraum geliefert. Daneben geben die Reaktorwände zusätzlich Wärme an das Brennbett ab. Die Strahlung des Gasraumes kann über die Oberfläche des Brennbetts und die Porosität der Oberfläche in das Brennbett eindringen und zur Temperaturerhöhung führen. Der Wärmeeintrag in das Brennbett könnte einerseits durch die Wärmeleitung des Brennstoffs selbst erklärt werden. Andererseits ist ein möglicher Wärmeeintrag durch heiße nach unten rieselnde Aschepartikel aus einer gerade stattgefundenen Verbrennung denkbar.

Da Müll aus verschiedensten Abfallfraktionen besteht, kann ein allgemeingültiges Freisetzungsdigramm nicht angegeben werden. Das Freisetzungsverhalten der Fraktion Feinmüll kann Abb. III-34 entnommen werden. Das Freisetzungsverhalten eines Abfalls kann aber auch eine Superposition des Freisetzungsverhaltens der enthaltenen Abfallfraktionen ermittelt werden [11].

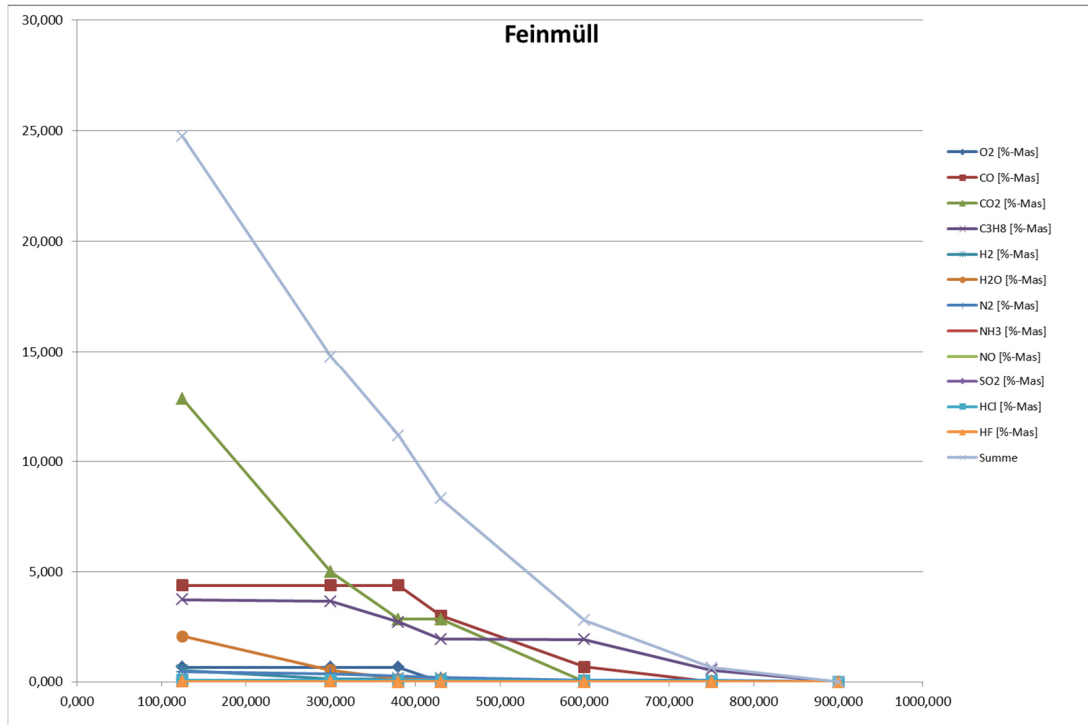


Abb. III-34: Freisetungsverhalten Fraktion Feinmüll [31]

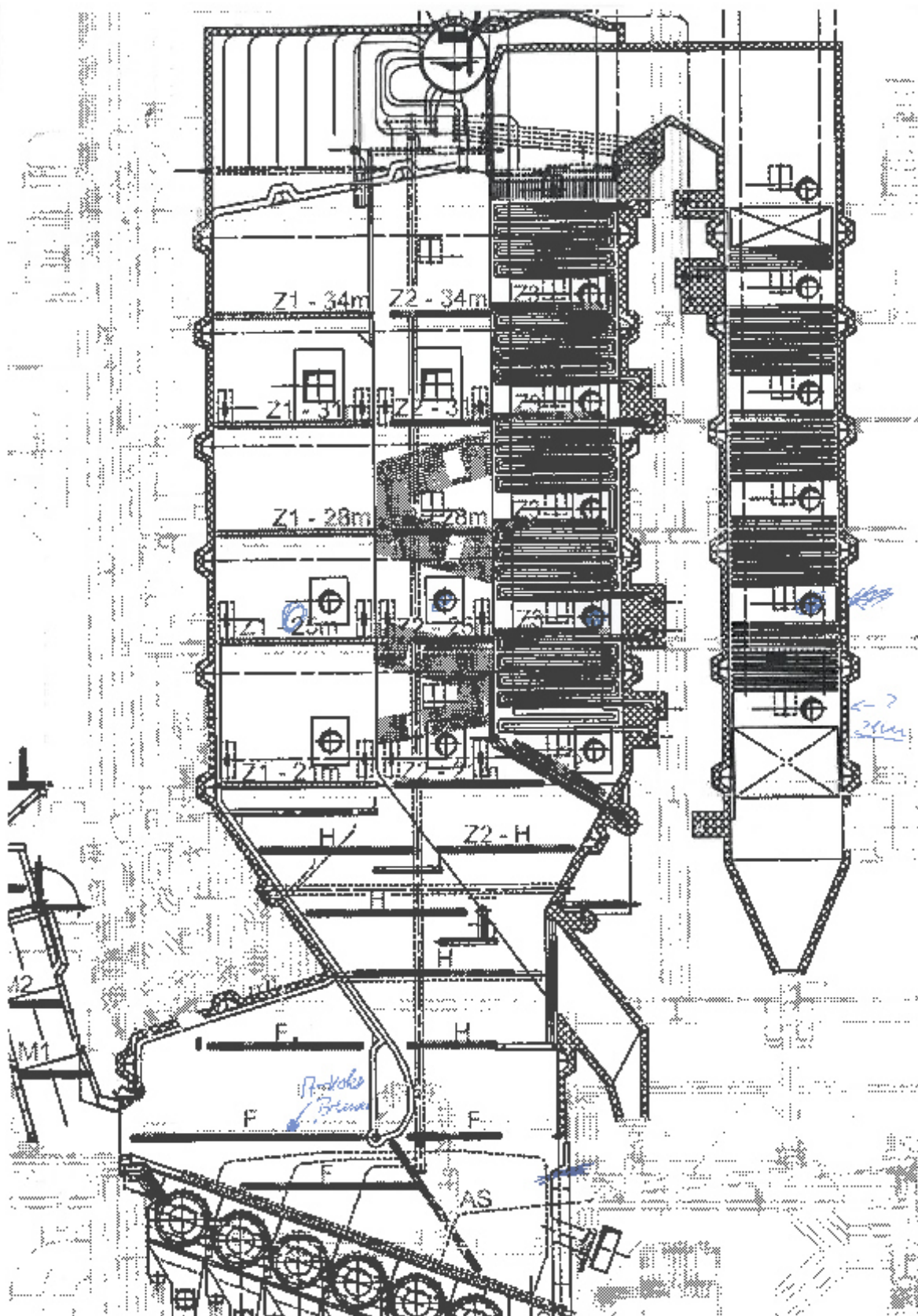


Abb. III-36: Kesselschnitt der Linie 1 der MVA Asdonkshof

Die innerhalb des Projektzeitraumes durchgeführten Messkampagnen können grob in Messung im Feuerraum und Messungen im Kessel unterteilt werden.

Bei den Messungen im Feuerraum wurden zwei Arten von Messungen durchgeführt. Zum einen beschränkte sich der eine Teil auf das Brennbett, der andere Teil beinhaltete Messungen zur Strahlung und Turbulenz im Feuerraum.

III.3.1 Versuchsfahrten an Brennstoffbeschickung

Um den Brennstofftransport an einer kolbenbasierenden Brennstoffdosiereinrichtung verstehen zu können, wurden an zahlreichen großtechnischen Müllverbrennungsanlagen Versuchsfahrten von SAR und GKS durchgeführt.

Grundsätzlich konnte ein Bereich in der Aufgabenschieberbewegung nachgewiesen werden, der nicht mehr wirksam zur Brennstoffförderung beiträgt. Der wirksame wird vom unwirksamen Förderbereich durch die sog. Wirksamkeitsgrenzlinie als gedachte Verlängerung der Schachtrückwand Richtung Aufgabebereich getrennt (Abb. III-37).

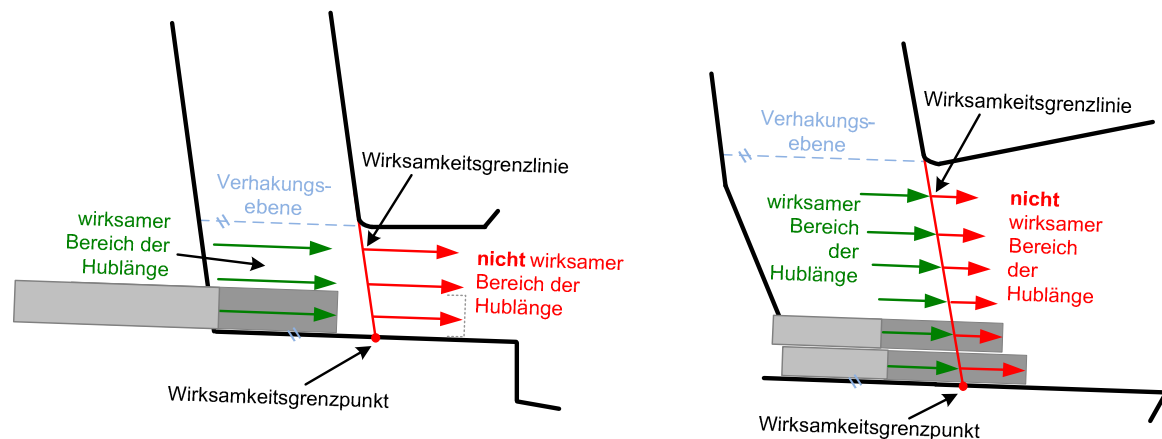


Abb. III-37: Wirksamkeitsgrenzlinie an Einzel- und Doppelkolbenbeschickung [21]

Ein wesentlicher Punkt in den Versuchsfahrten mit Müllaufgabe und Rost ist die Variation der Hublänge und Hubposition. Die Versuche mit veränderter Hublänge und Hubposition wurden an den Anlagen M-DE20VL1-EK und M-UK2VL1-EK durchgeführt, daher sind einige Parameter und Randbedingungen festgelegt worden. Nachstehende Abb. III-38 zeigt ein Schema, welches den Normalbetrieb (Vollhub) von M-UK2VL1-EK zeigt.

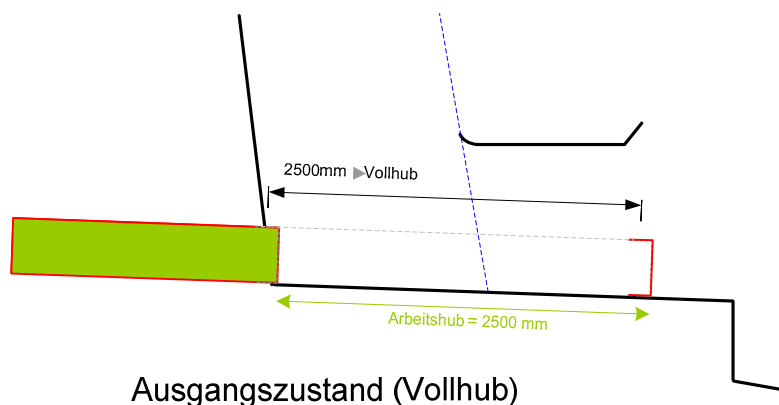


Abb. III-38: Normalhub / Vollhub der Anlage M-UK2VL1-EK [32]

Die Variation der Hubpositionen wurde auf vorne, mittig und hinten festgelegt. Bei der vorderen Hubposition startet der Aufgabeschieber aus der unveränderten vorderen Endlage. Die hintere

Endlage ist mit den eingegebenen Werten in der FLR etwas nach vorne gelegt worden (Abb. III-39).

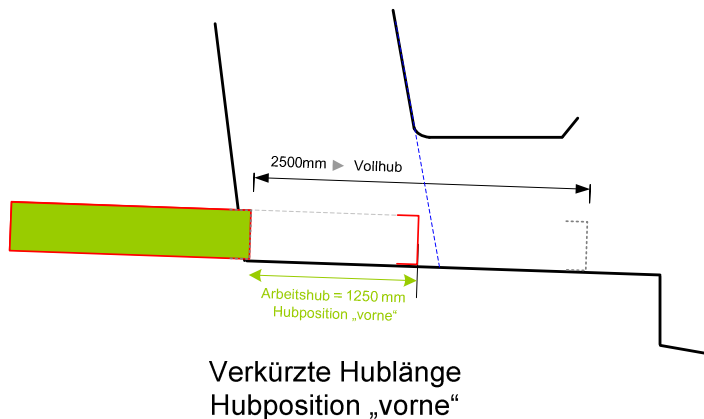


Abb. III-39: Hubposition vorne [32]

Bei der hinteren Hubposition, fährt der Aufgabestößel bis zu seiner hinteren unveränderten Endlage. Die Verkürzung des Hubes wird nur im vorderen Teil vorgenommen.

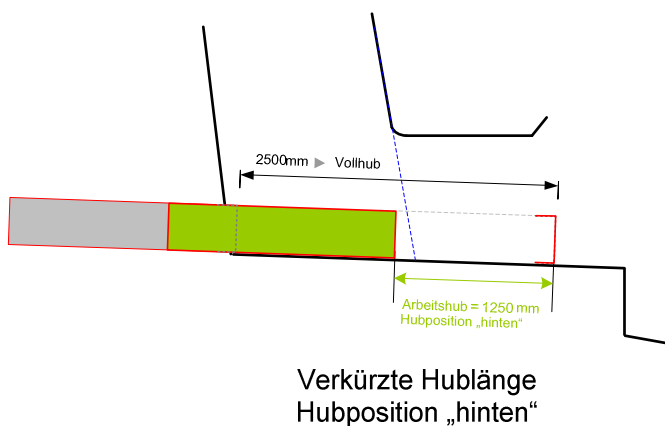


Abb. III-40. Hubposition hinten [32]

Äquivalent dazu ist die Verkürzung des Vorhubs bei der mittleren Hubposition im vorderen und hinteren Teil vorgenommen worden.

Außerdem wurde festgelegt, dass jeweils zu den drei Hubpositionen die Versuche mit 50% und 70% des Vollhubes gefahren werden. Eine Hubposition und Hublänge gilt als fahrbar, sobald der Versuch mind. 2,5 h ohne Einbruch der Dampflast durchgeführt werden konnte. Die Versuche wurden aus dem Vollhub (Ausgangszustand) heraus gestartet. Falls schon ein Versuch vorher gefahren wurde, wurde eine Beruhigungszeit zwischen den beiden Verkürzungsversuchen von mind. 1,5 h mit einer Hublänge = Ausgangszustand eingehalten. Innerhalb dieses Zeitfensters stabilisiert sich der Kessel und es kann davon ausgegangen werden, dass sich die Versuche nicht gegenseitig beeinflussen.

Ein Überblick über ein gesamtes Versuchsprogramm mit allen drei untersuchten Aufgabeschieberpositionen ist in Abb. III-41 zu sehen.

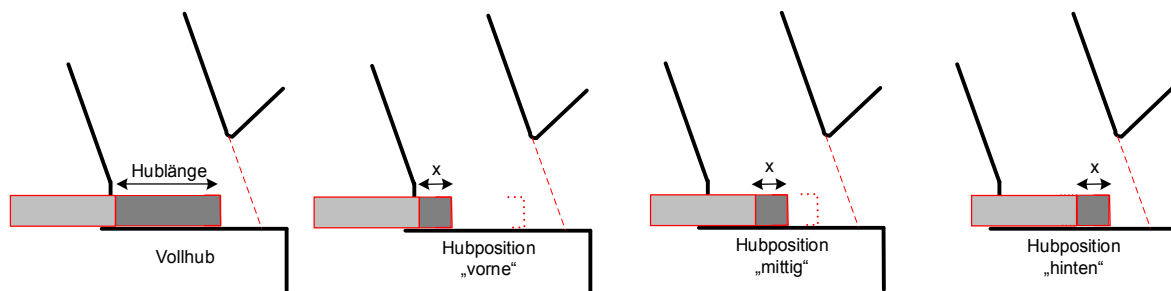


Abb. III-41: Versuchsprogramm zur Variation der Hubposition und Hublänge (symbolisch, auszugsweise) [21]

Um zu einem späteren Zeitpunkt die Versuche untereinander unterscheiden zu können, wurde die folgende Nomenklatur festgelegt (Abb. III-42).

1. Zahl	Hubposition 2. Zahl	Hublänge 3. Zahl	Anzahl der Versuche 4. Zahl
0=Aufgabe	1=vorne (Bunkerseite)	[mm]	
1=Rost 1	2=mittig	[mm]	
2=Rost 2	3=hinten (Entschlackerseite)	[mm]	

Abb. III-42: Nomenklatur zur Benennung der Versuchsfahrten an Aufgabe und Rost

Die einzelnen Zahlen in der Benennung der Versuche werden mit einem „Punkt“ getrennt. Die erste Zahl gibt an, welcher Teil der Anlage in der FLR verstellt wurde. Bei der Verstellung der Aufgabe wird die „0“ angesetzt. Die einzelnen Roste werden mit „1“, „2“ usw. durchnummeriert. Die zweite Zahl gibt die Hubposition wieder, für die vordere Hubposition wird die „1“ festgesetzt. Aus der dritten Zahl kann man die gefahrene Hublänge erkennen. Diese wird einfach in mm geschrieben. Mit der vierten und letzten Zahl wird die Versuchsnummer wiedergegeben. Beispielsweise wurde ein Versuch mit der Aufgabe auf der mittleren Position und einer Hublänge von 713mm zum zweiten Mal durchgeführt, bekommt der Versuch die Nummer „0.2.713.2“.

Die durchgeführten Versuchsfahrten an der Brennstoffaufgabe zeigten, dass nicht nur die Hublänge, sondern auch die Hubposition des Kolbens Einfluss auf den geförderten Brennstoffmassenstrom hat.

Es konnte beobachtet werden, dass bei unterschiedlichen Schieberstartpositionen, aber gleicher Wirklänge, die zur Aufrechterhaltung des Dampfmassenstroms benötigte Doppelhubzahl stark variiert. Die Förderleistungen der Brennstoffbeschickung sind insbesondere bei vergleichsweise kurzen Hügen und proportional erhöhten Doppelhubzahlen sowie bei einer Positionsverlagerung der Hübe teilweise stark nichtlinear abweichend vom Ausgangszustand (Abb. III-43).

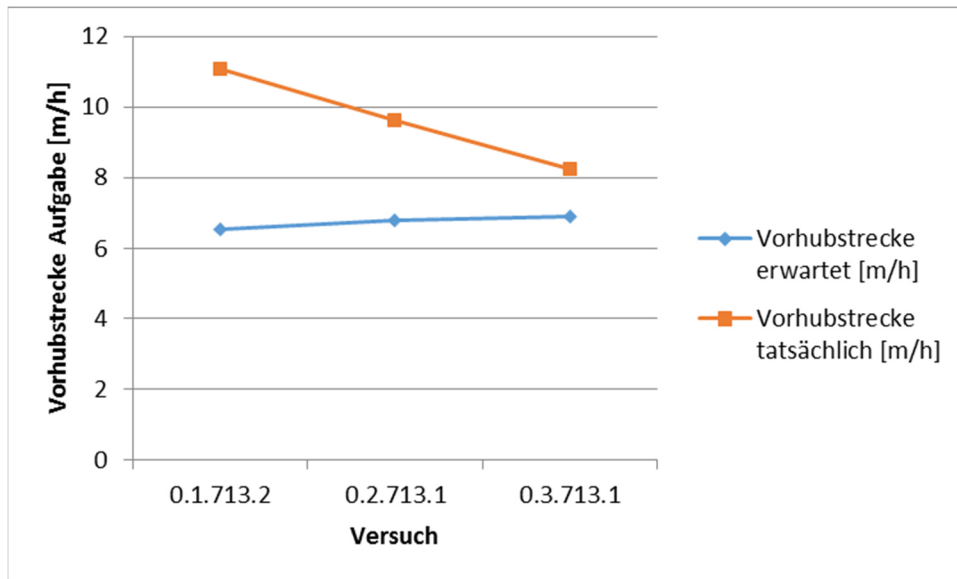


Abb. III-43: Versuchsergebnis M-DE20VL1-EK [32]

In Verbindung mit den durchgeführten Trichterbeobachtungen, bei denen während des Kolbenvor- und -Rückhubes, die Brennstoffschüttung im Trichter beobachtet und vermessen wurde, konnte ein Kompressions- ($l_{Hub,As,Kompr}$) und Brückenhubanteil $l_{Hub,As,Brück}$ des Förderhubes ausfindig gemacht werden. Der Brückenhub ist den physikalischen Bedingungen der Brennstoffeigenschaften und den geometrischen Verhältnissen im Aufgabebereich geschuldet. Es ist leicht vorstellbar, dass sich vor dem Aufgabeschieber eine Brückenbildung des Brennstoffs einstellen wird. Beim Vorfahren des Aufgabeschiebers trägt diese Aufgabeschieberbewegung bis zur Verdichtung der „Brücke“ nicht zum effektiven Brennstofftransport bei. Die Summe aus beiden ineffektiven Hubteilen ist der sog. Leerhub. Graphisch lassen sich die beiden Effekte in Abb. III-44 darstellen.

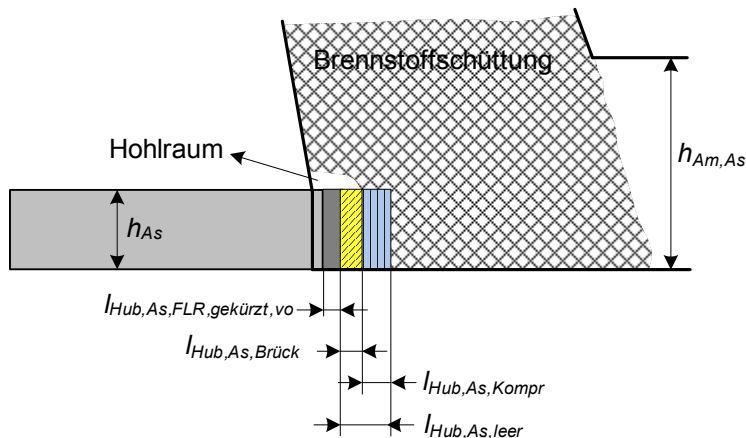


Abb. III-44: Darstellung Leerhub (inkl. Brücken- und Kompressionshub) [21]

Bezüglich der Versuche mit den Vorschubrosten, konnte mit Hilfe von Schichthöhenmessungen und Betriebsdaten ebenfalls ineffektive Anteile des Vorhubes ermittelt werden. Beispielsweise lässt sich bei einer Verkürzung auf 43 % des Normalhubes trotz Erhöhung der Doppelhubzahl nur noch sehr schwer bis gar nicht eine konstante Dampfleistung aufrechterhalten. Es kommt hierbei vermehrt zur Haufenbildung bzw. Überschüttung des Rostes.

III.3.2 Schichthöhen- und Temperaturmessungen im Brennbett

Für die Schichthöhen- und Temperaturmessungen wurden an der Linie 12 des GKS in die rechte Seitenwand 3 Messstutzen eingebracht. GKS konnte in Zusammenarbeit mit bifa weit über 150 Schichthöhenmessungen erfolgreich durchführen. Diese Messungen lieferten valide Daten über die reale Schichthöhe des Brennbetts bei unterschiedlichen Betriebs- und Lastzuständen. Zusätzlich wurden Schichthöhenmessungen mittels Radarmessung von der Kesseldecke des 1. Zuges validierend durchgeführt.

Der Mittelwert der Brennbetthöhe am Stutzen 1 lag bei $0,94 \text{ m} \pm 0,07 \text{ m}$. Am zweiten Messstutzen konnte ein Wert von $0,72 \text{ m} \pm 0,07 \text{ m}$ gemessen werden. Der Höhe des Brennbetts am Stutzen 3 betrug $0,44 \text{ m} \pm 0,08 \text{ m}$.

Die durchschnittliche Brennbetthöhe über der gesamten Rostlänge kann der Abb. III-45 entnommen werden [22].

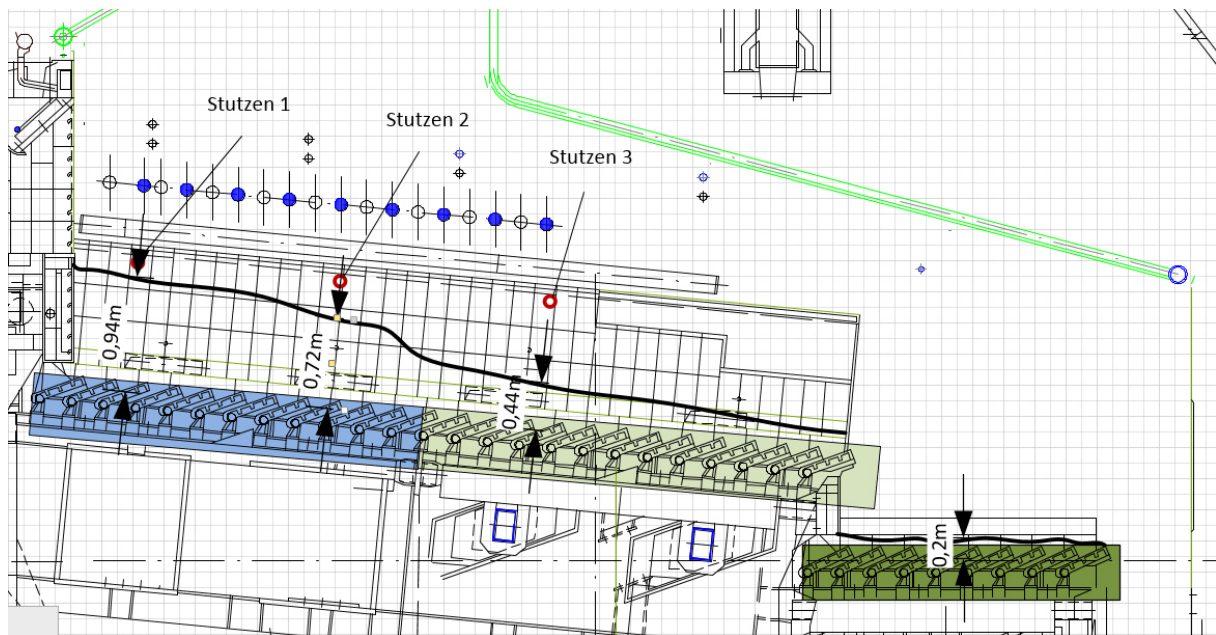


Abb. III-45: Durchschnittliche Brennbetthöhe, GKS Linie 12 [22]

Innerhalb der Temperaturmessungen konnten mit der für dieses Projekt konstruierte wasser-gekühlte Temperaturmesssonde (Abb. III-46), welche 5 NiCrNi-Thermoelementen am Lanzenkopf beinhaltet (Abb. III-47), sehr gute Ergebnisse erzielt werden.



Abb. III-46: Hauptteile der Temperaturmesslanze

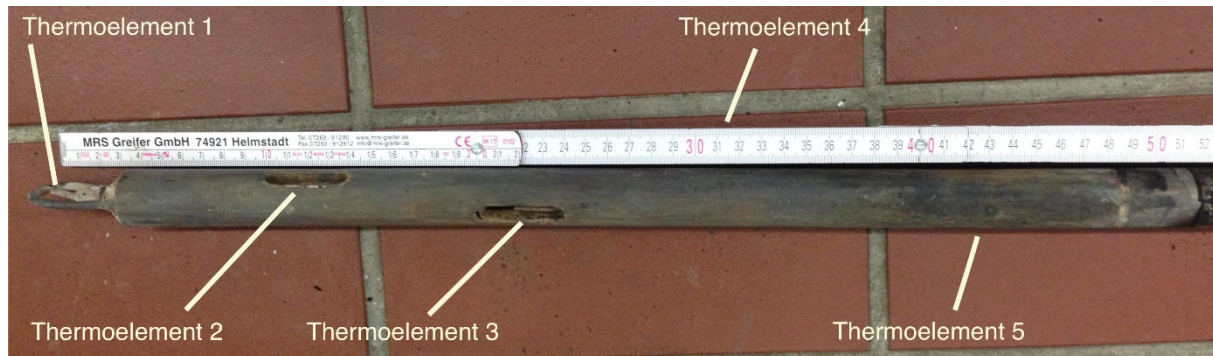


Abb. III-47: Ungekühlter Messkopf der Lanze, Anordnung der Thermoelemente [23]

Die Messlanze wurde in [1] entwickelt und in [23] optimiert. Die Lanze besteht ein inneres und ein äußeres Rohr. An jedem Rohr ist eine Kupplung angebracht, um ein Wasserkühlkreislauf zu erzeugen. Öffnet man den Kühlwasserzulauf (Abb. III-48, Position 5.2), fließt Wasser durch das innere Rohr bis zum Ende und über das äußere Rohr wieder zur Position 4.4 zurück, ohne aber die Temperaturmessungen nennenswert zu beeinflussen.

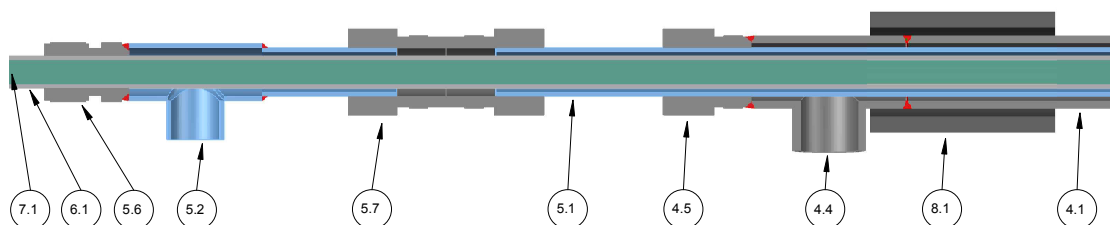


Abb. III-48: Kühlwasseranschlüsse: Hinterer Teil der Temperaturmesslanze mit den Wasseranschlüssen im Schnitt [1]

Die zahlreichen Temperaturmessungen an unterschiedlichen Messstellen lieferten einen belastbaren Eindruck von den Temperaturverhältnissen und damit der Freisetzung der für die Korrosion relevanten Chlor-Spezies. Eine typische Temperaturverteilung im Brennbett zeigt die Abb. III-49, die Position der Stützen kann Abb. III-35 und schematisch Abb. III-45 entnommen werden [23].

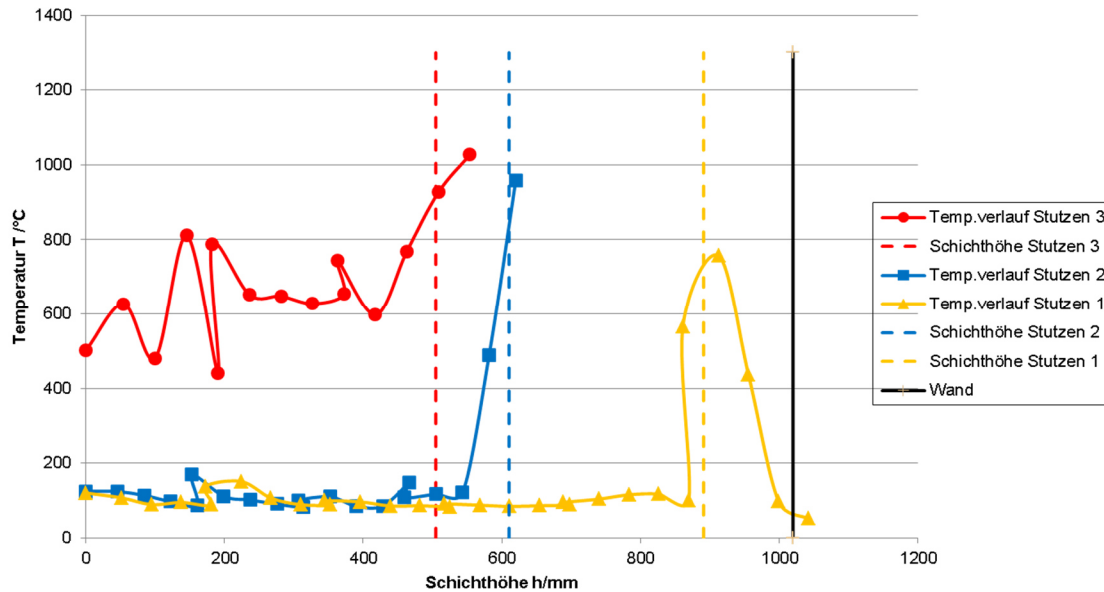


Abb. III-49: Auswertung Temperaturmessung Linie 12 vom 27.08.2015 [23]

Prinzipiell kann davon ausgegangen werden, dass bei Messstutzen 1 das Brennbett bis kurz vor der Oberfläche Temperaturen, selbst ohne Unterwind-Vorwärmung, zwischen 80°C und 100°C hat. Erst ca. 40 mm – 80 mm vor der Brennbettoberfläche ist ein Temperaturanstieg auf bis zu 800°C zu beobachten. Der Temperaturabfall in Wandnähe ist auf die Plattenluft und die eingesaugte Falschluff aus dem Messstutzen zurückzuführen.

Am Messstutzen 2 ist grundlegend die gleiche Temperaturverteilung wie an Position 1 zu finden. Die gesamte Schichthöhe ist aufgrund der bereits stattgefundenen Verbrennung etwa 200 mm – 300 mm niedriger als an Stutzen 1. Der Temperaturanstieg bis ca. 1.000°C beginnt hier bereits schon ab 100 mm vor der Brennbettoberfläche.

Am Stutzen 3, der sich in der Hauptverbrennungszone in der Mitte von Rost 2 liegt ist von einer guten Durchwärmung des Brennbetts hinsichtlich der Temperaturen auszugehen. Die Messung in Abb. III-49 bestätigt das. Es sind im Brennbett durchgehend Temperaturen von über 400 °C zu sehen, die bis zur Oberfläche wieder auf über 1000 °C ansteigen.

Parallel zu den Temperaturmessungen mit der Messlanze wurden in der Rostzone 2 und in der Rostzone 3 an der Roststabunterseite (Unterwind zugewandte Seite) Thermoelemente installiert. An der Rostzone 2 werden Temperaturen zwischen 200°C und 400°C an der Roststabunterseite gemessen, was auf die Hauptverbrennungszone schließen lässt. Diese Ergebnisse decken sich mit den Erkenntnissen aus Temperaturmessungen im Brennbett aus [23]. Wohingegen die installierten Thermoelemente an der 3. Rostzone Temperaturen um die 150°C an der Roststabunterseite messen.

III.3.3 Strahlung- und Geschwindigkeitsmessungen

Im Vorfeld zu den durchgeführten Strahlung- und Geschwindigkeitsmessungen im Feuerraum, welche durch die Universität Bochum abgedeckt wurde, ist von der Uni. Bochum eine LDA-Lanze entwickelt worden und an Hochtemperaturöfen bezüglich der Handhabung und thermischen Belastungen getestet worden. Ein Konzept zur Messung der Wärmestrahlung im Feuerraum und Kessel wurde gemeinsam mit GKS entwickelt. Die Einkopplung der Wärmestrahlung erfolgt senkrecht zur Messlanze durch eine kleine Öffnung. Über einen planaren Spiegel, der gegenüber der Einfallsrichtung um 45° geneigt ist, wird die Strahlung auf den Detektor umgelenkt. Der Einfallswinkel der detektierten Strahlung kann sowohl durch den Öffnungsdurchmesser als auch durch die Tiefe der Öffnung begrenzt werden.

Die Strahlungsmessungen sind am GKS an insgesamt sieben Messports durchgeführt worden, wovon sich vier Messstellen im Feuerraum befanden. Die restlich drei Messöffnungen sind im 1. Zug. Exemplarisch zeigt Abb. III-50 die erfassten Strahlungswärmeflüsse für einen Messport im 1. Kesselzug (12HBK02CT302, oberhalb des Brennbetts) für mehrere Eintauchtiefen des Detektors.

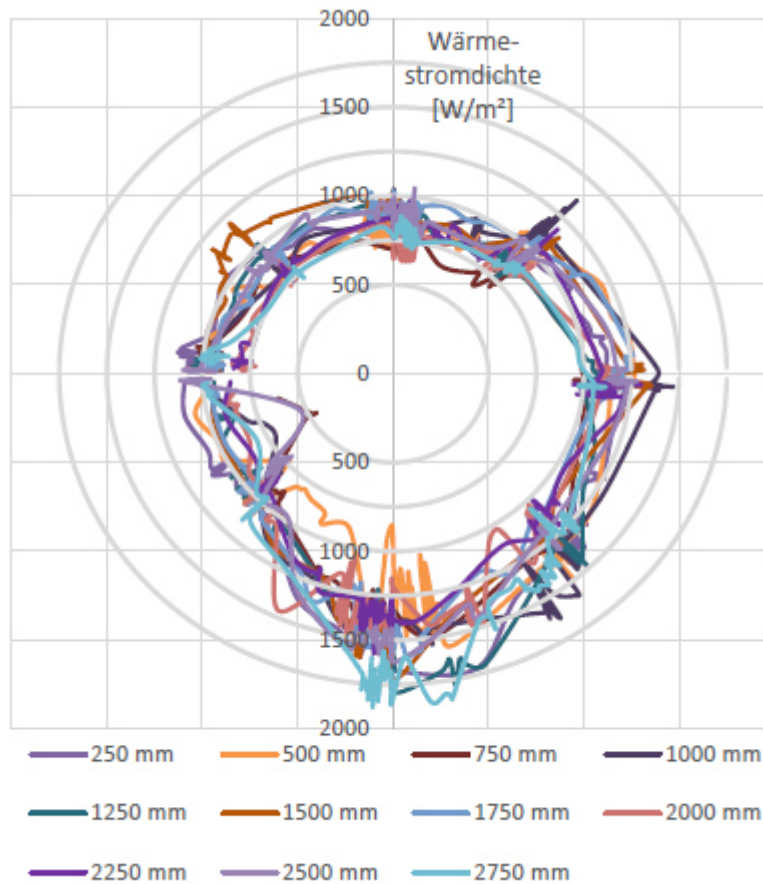


Abb. III-50: Gemessene Strahlungswärmeeinflüsse an Messport 12HBK02CT302 für verschiedene Eintauchtiefen am GKS [34]

Die Darstellung mittels Polarkoordinaten vereinfacht die räumliche Vorstellung der im Feuerraum herrschenden Strahlungsbedingungen, sodass verdeutlicht werden kann, dass die eingekoppelte Strahlung in Abhängigkeit der Raumrichtung deutlich variiert (Abb. III-51).

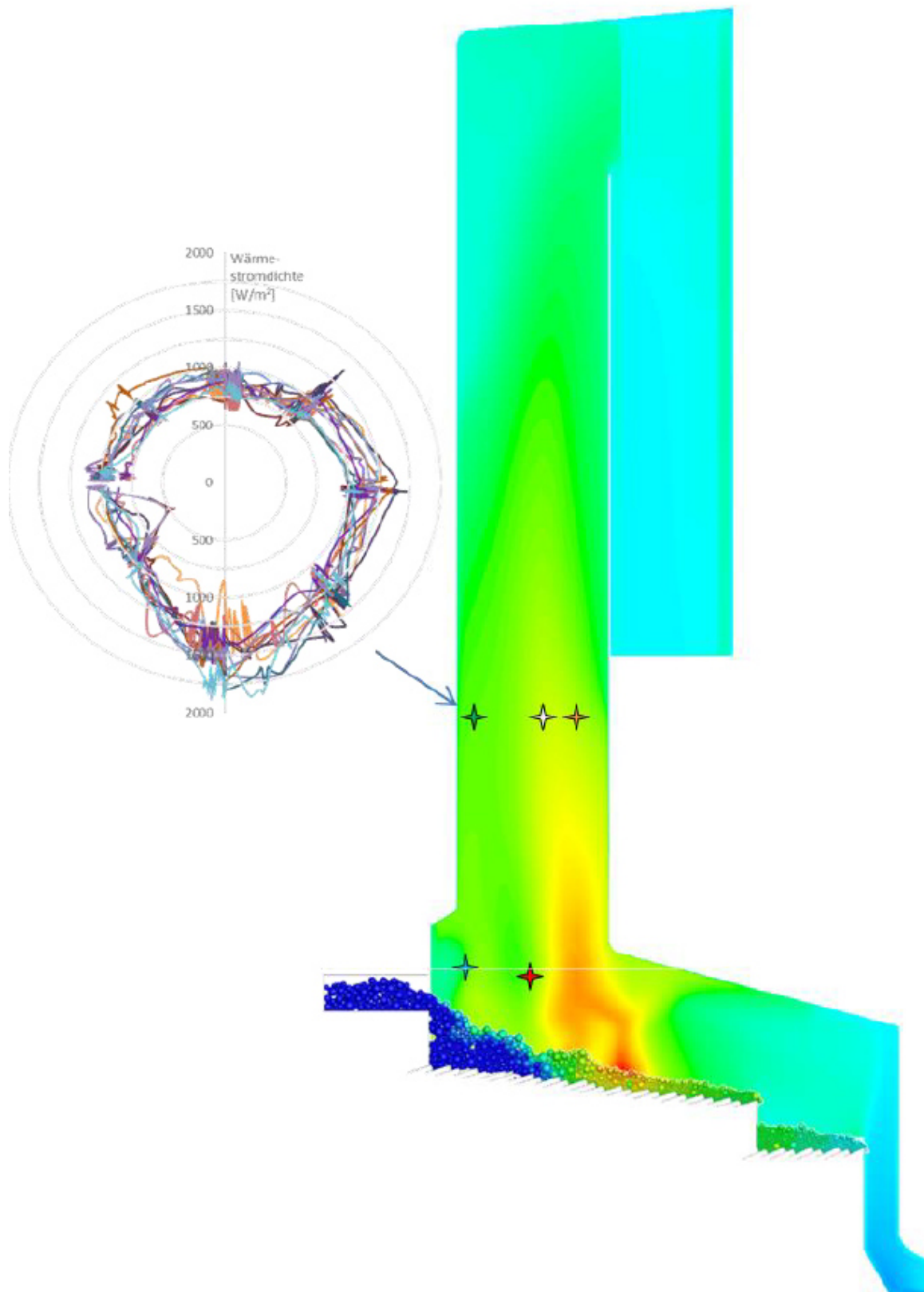


Abb. III-51: Gemessene Strahlungswärmeeinflüsse an Messport 12HBK02CT302 für verschiedene Eintauchtiefen am GKS (vgl. Abb. III-50), mit räumlicher Zuordnung im Kessel [34]

An dieser Messstelle strahlen die größten Wärmeeinflüsse aus Richtung des Brennbetts, die geringsten Strahlungswärmeeinflüsse werden von den Kesselwänden emittiert.

Der Vergleich mit den Simulationen zeigt einen zumindest in der Größenordnung ähnlichen Temperaturbereich wie bei den Messungen.

Hinsichtlich der Turbulenz- / Geschwindigkeitsmessungen wurden am GKS in KW. 49 und KW 50 im Jahr 2015 Messungen durchgeführt. Die Strömungsgeschwindigkeiten des Rauchgases wurden an 4 Messstellen im Feuerraum, an 3 Messstellen im 1. Zug (Leerzug), sowie eine Messstelle jeweils im 2., 3. Und 4. Zug bestimmt. Im Mittel ist an 10 Positionen über die Kesselbreite gemessen worden.

In der Abb. III-52 ist eine mittels CFD simulierte Geschwindigkeitsverteilung des Rauchgases im Feuerraum und im ersten Zug an den Anlagen in Schweinfurt und Asdonkshof zu sehen.

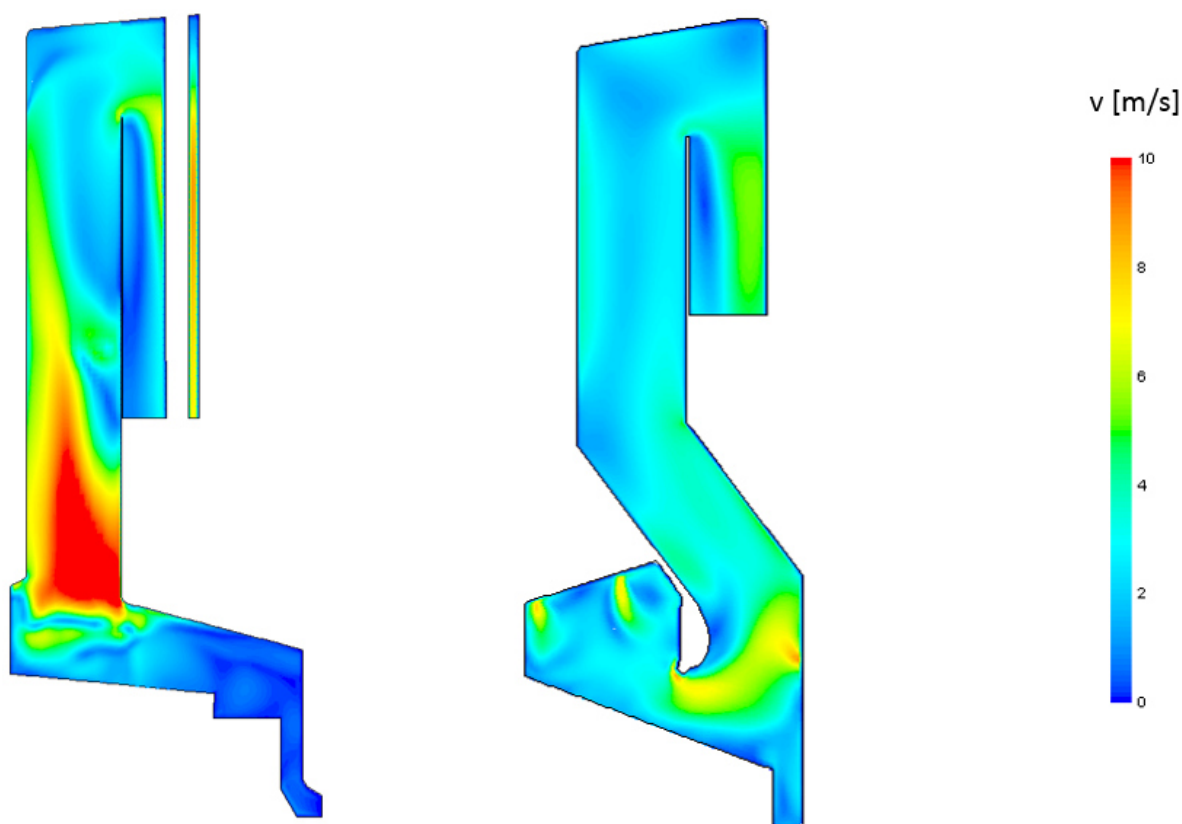


Abb. III-52: Geschwindigkeiten Rauchgas, GKS links, Asdonkshof rechts [34]

Eine Messauswertung von einer Messung am GKS zeigt Abb. III-53.

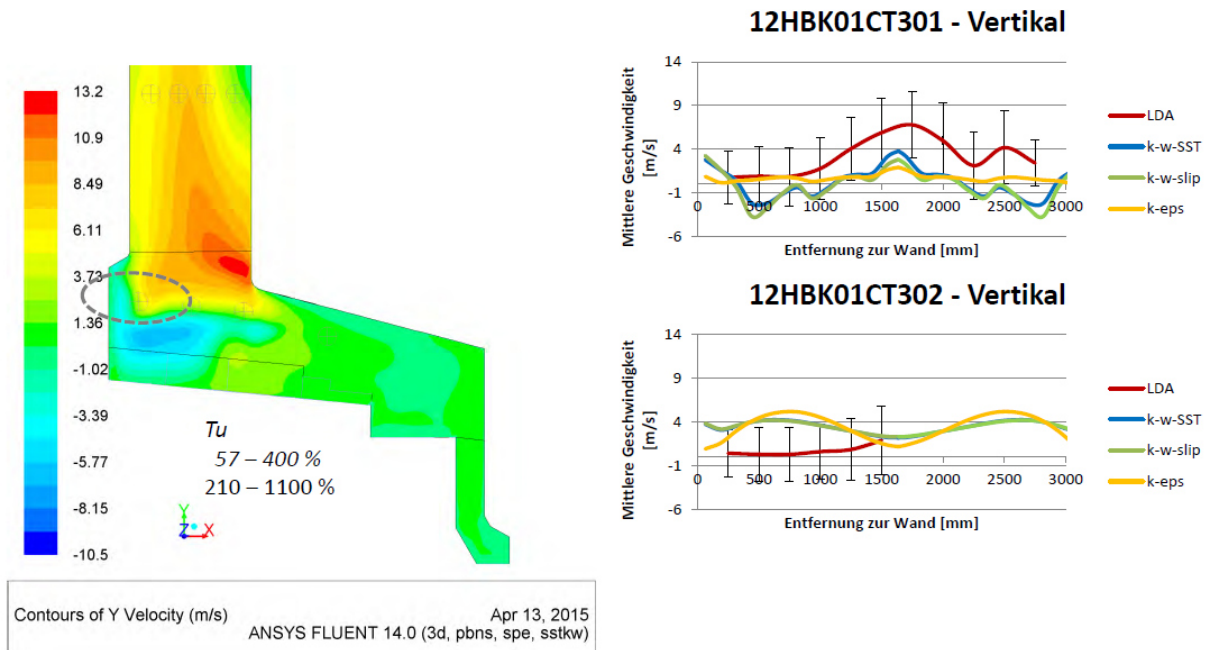


Abb. III-53: Messauswertung von Geschwindigkeits-/Turbulenzmessungen am GKS [34]

Der Nutzen des Turbulenzgrades wurde von der Universität Bochum wie folgt beschrieben [34]. Zur Charakterisierung der Schwankungsbewegung einer Strömung wird häufig der Turbulenzgrad verwendet. Dieser ist definitionsgemäß dem Verhältnis der kinetischen Schwankungsenergie der lokalen Gasgeschwindigkeit zur lokalen mittleren Gasgeschwindigkeit, wobei von einer Rohrströmung ausgegangen wird.

$$Tu = \frac{1}{u_\infty} \cdot \sqrt{\frac{3}{2} \cdot \left(\frac{1}{n-1} \cdot \sum_{i=1}^n (\bar{u}_z - u_i)^2 \right)} \quad (\text{III-75})$$

Dreidimensionale turbulente Strömungen haben in der Regel in allen drei Raumachsen unterschiedliche mittlere Geschwindigkeitskomponenten und auch die Schwankungen sind anisotrop. Bei sehr niedrigen mittleren Geschwindigkeiten hat dies jedoch zur Folge, dass durch sehr kleine Werte dividiert wird und dadurch sehr große Turbulenzgrade resultieren. Zusätzlich muss bei mangelnder Kenntnis des lokalen Strömungsfelds von Isotropie ausgegangen werden (Schwankungsbewegung ist in allen Raumrichtungen gleich), wodurch sich der Faktor drei in oben genannter Formel ergibt. In den MVA-Anlagenmessungen konnten nur die lokalen vertikalen Geschwindigkeiten und die Häufigkeitsverteilungen ihrer Schwankungen an mehreren Positionen im Feuerraum und in den Kesselzügen bestimmt werden. Daher ist es sinnvoller, die turbulente kinetische Energie der Vertikalkomponente heranzuziehen, weil letztlich nur diese gemessen wurde und der unrealistische Effekt kleiner Bezugsgrößen vermieden wird.

$$k = \frac{1}{2} \cdot (\bar{u}_x'^2 + \bar{u}_y'^2 + \bar{u}_z'^2) \quad (\text{III-76})$$

Aus den dargestellten Turbulenzgraden und den lokalen Geschwindigkeiten kann auf die entsprechenden kinetischen Energien zurückgerechnet werden.

Die Messung des Turbulenzgrades kann für die Parameterwahl im Rahmen von CFD-Berechnungen eine Verbesserung der Berechnungen bringen.

III.3.4 Partikelmessungen

Das Gebiet der Partikelmessung wurde innerhalb des Projektzeitraumes von IUTA, bifa und GKS bearbeitet. Das GKS stellte für Messungen die Anlage sowie teilweise Personal zur Sicherstellung der Arbeitssicherheit zur Verfügung. Ebenfalls sind Fachdiskussionen mit den Projektpartnern bezüglich Vorgehen, Messaufbau und Wertung der Ergebnisse geführt worden. IUTA und bifa führten mehrerer Messkampagnen an einer Verbrennungslinie mit einer neu entwickelten bzw. der bereits bekannten Probenahmesonde durch. Nach den ersten Messungen wurden noch einige Optimierungen an der Lanze vorgenommen. Die Sonde wurde wegen den im Einsatzgebiet hohen Temperaturen (bis 1200 °C) aus einem hitzebeständigen Edelstahl (X15CrNiSi25-21) gefertigt. Aufgrund von Berechnungen des bifa Umweltinstitutes, sollte zur Vermeidung der Nukleation und Kondensation von Salzen bei Temperaturen oberhalb 600 °C eine Verdünnung in der Größenordnung $<1:10^7$ zugegeben werden. Allerdings würden hierdurch die Partikelkonzentrationen zu stark verdünnt werden, um noch messbar zu sein. Daraufhin sind neue Konzepte erarbeitet worden, um die Partikel ohne jegliche Verdünnung bereits im Heißgas auf eine Oberfläche abzuschneiden. Ein Querschnitt und ein Bild der Probenahmesonde kann in Abb. III-54 betrachtet werden.

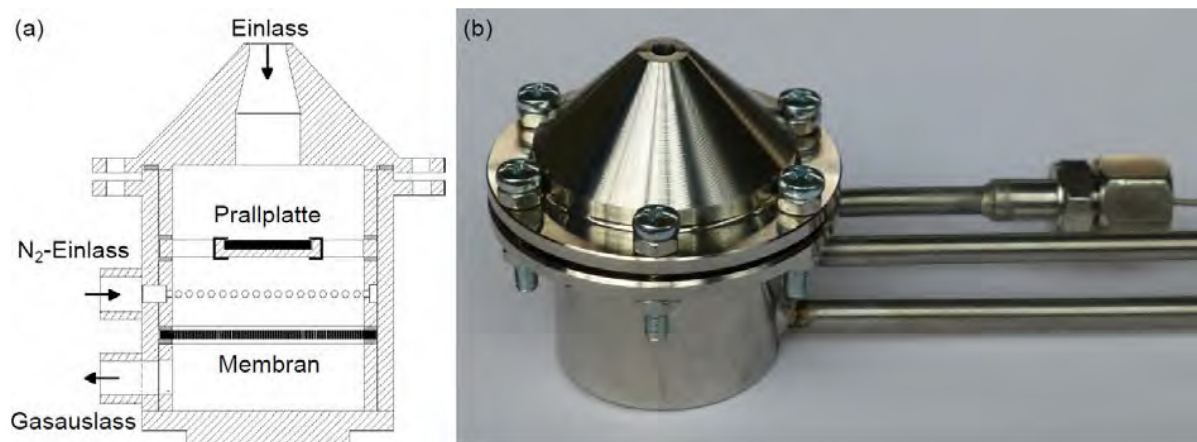


Abb. III-54: (a) Querschnitt der Probenahmesonde. (b) Fotografie der Sonde. Im Hintergrund ein installiertes Thermoelement [36]

Bei den Messungen am GKS wurden in allen vier Zügen pro Messstelle drei Proben genommen. Zusätzlich wurden in den durchgeführten Messkampagnen zwei Messungen im Feuerraum durchgeführt. Wie oben beschrieben, wurden ebenfalls Partikelmessungen an einer Vergleichsanlage in Asdonkshof durchgeführt. Die sechs Messstellen in Feuerraum und Kessel sind in Asdonkshof so gewählt worden, dass die Lage in etwa der am GKS entspricht. Schematische Kesselschnitte der beiden Anlagen zeigt Abb. III-55. Die Messstellen sind als gelbe Punkte markiert.

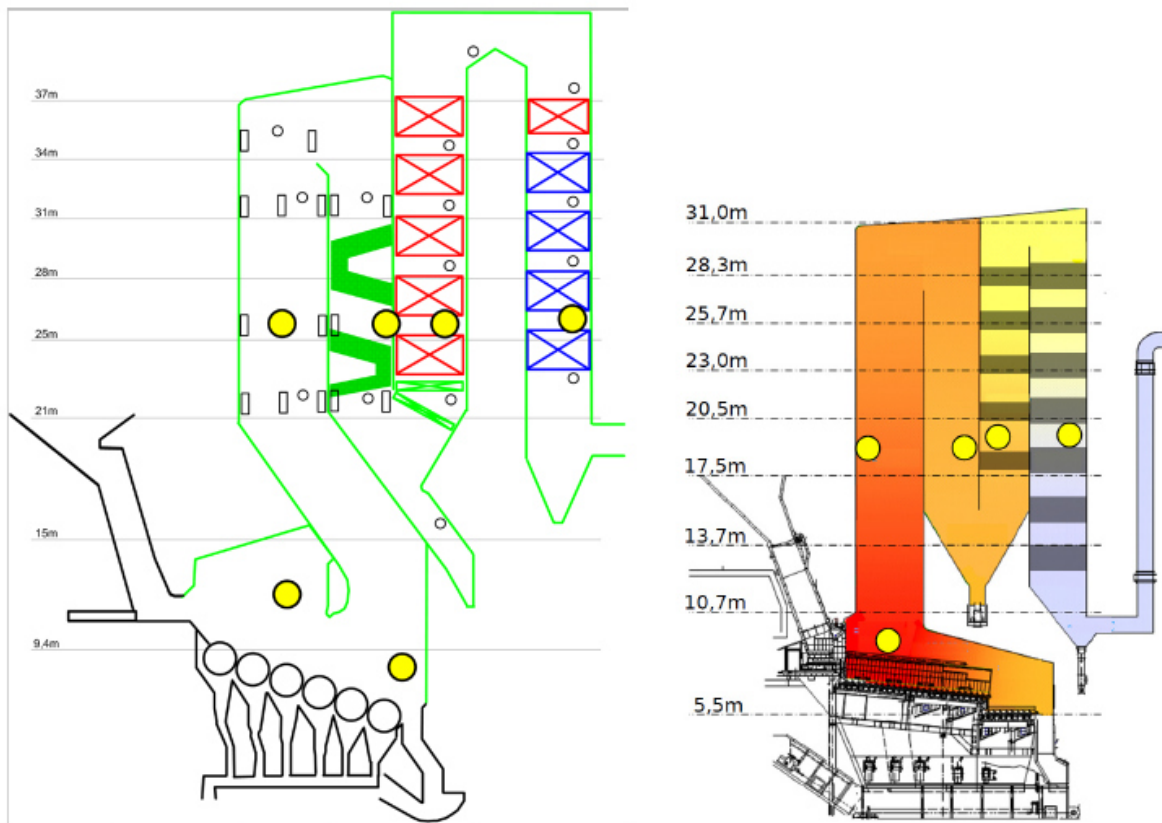


Abb. III-55: Schematischer Kesselschnitt der Vergleichsanlage (links) und des GKS (rechts). Die gelben Punkte markieren die Messstellen [36].

Während den Messkampagnen sind die Temperaturen an den Messstellen mit aufgezeichnet worden. Somit können die beiden Anlagen bezüglich ihres Temperaturverlaufes verglichen werden (Abb. III-56).

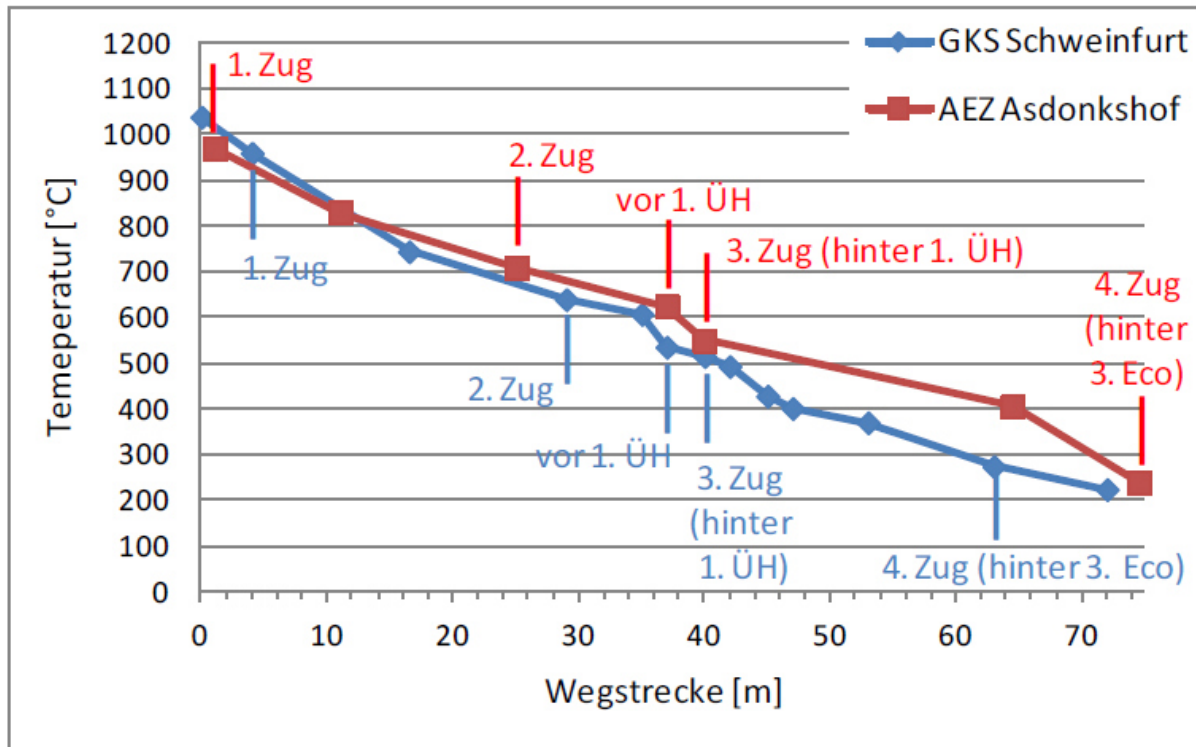


Abb. III-56: Temperaturverlauf im Kessel des GKS (blau) und des AEZ Asdonkshof (rot) [36]

Wie die Abb. III-56 zeigt, ist an der Messstelle im 1. Zug die Temperatur von ca. 1000 °C bei beiden Anlagen ähnlich. Am GKS wird vermutlich durch die Wärmefalle an der Umlenkung vom 2. zum 3. Zug dem Rauchgas viel Wärme entzogen, somit fällt die Temperatur über den 1. Überhitzer nur wenig ab. Im Gegensatz dazu, erreicht das Rauchgas am AEZ Asdonkshof den 1. Überhitzer mit höheren Temperaturen und gibt somit viel Wärme ab. Damit sind die Temperaturen nach dem 2. Überhitzer mit 520 °C – 540 °C wieder vergleichbar. Im Nachfolgenden fällt die Temperatur am AEZ langsamer als am GKS. Dies ist jedoch der Tatsache zuzuschreiben, dass sich der Überhitzer- und Economizerbereich über eine größere Strecke erstreckt. An der Messstelle im 4. Zug, die bei beiden Anlagen hinter dem 3. Economizer liegt, sind die Temperaturen wieder vergleichbar.

Parallel zu den Partikelmessungen wurden Staubmessung durchgeführt. Die Gesamtstaubmengen der beiden Anlagen unterscheiden sich in der Globalsicht jedoch nicht wesentlich (Abb. III-57).

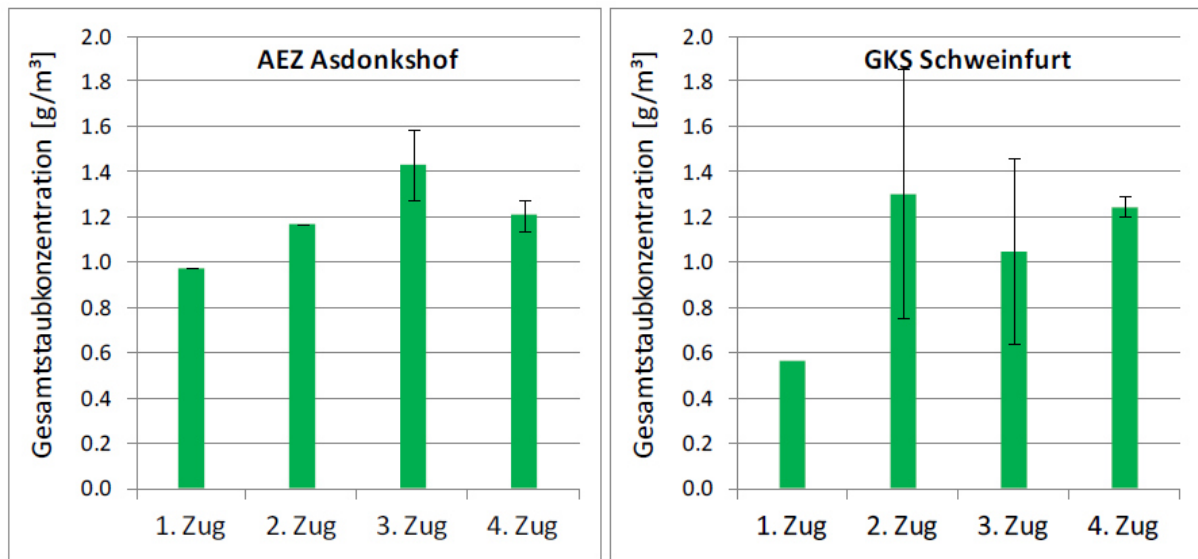


Abb. III-57: Gesamtstaubmessungen, links AEZ Asdonkshof (Messdaten von Mai 2016), rechts GKS (Messdaten von August 2015) [36]

Die Auswertungen bei den Partikelmessungen beinhalten auch die Betrachtung der chemischen Zusammensetzung der Partikel. Um die Partikelmorphologie auswerten zu können, wurden alle Partikel, unabhängig von ihrer Größe, in drei Morphologieklassen einsortiert: (i) kugelförmige Partikel, (ii) kompakte, aber irregulär geformte Partikel und (iii) Agglomerate aus kleineren Partikeln. Aufgrund keiner weiteren gefunden Klassifizierungsmerkmale konnte keine feinere Differenzierung vorgenommen werden. Darüber hinaus würde die Anzahl der Partikel pro Klasse mit steigender Klassenzahl sinken, sodass statistische Schwankungen immer mehr ins Gewicht fallen würden.

Die chemische Zusammensetzung für die drei Morphologieklassen ist kesselverlaufsabhängig. Die Messungen im Februar 2015 (Abb. III-58) und für August 2015 (Abb. III-59), wurden beide am GKS durchgeführt. In beiden Abbildungen ist ein zunehmender Salzanteil im Kesselverlauf aufgrund von Kondensation zu erkennen.

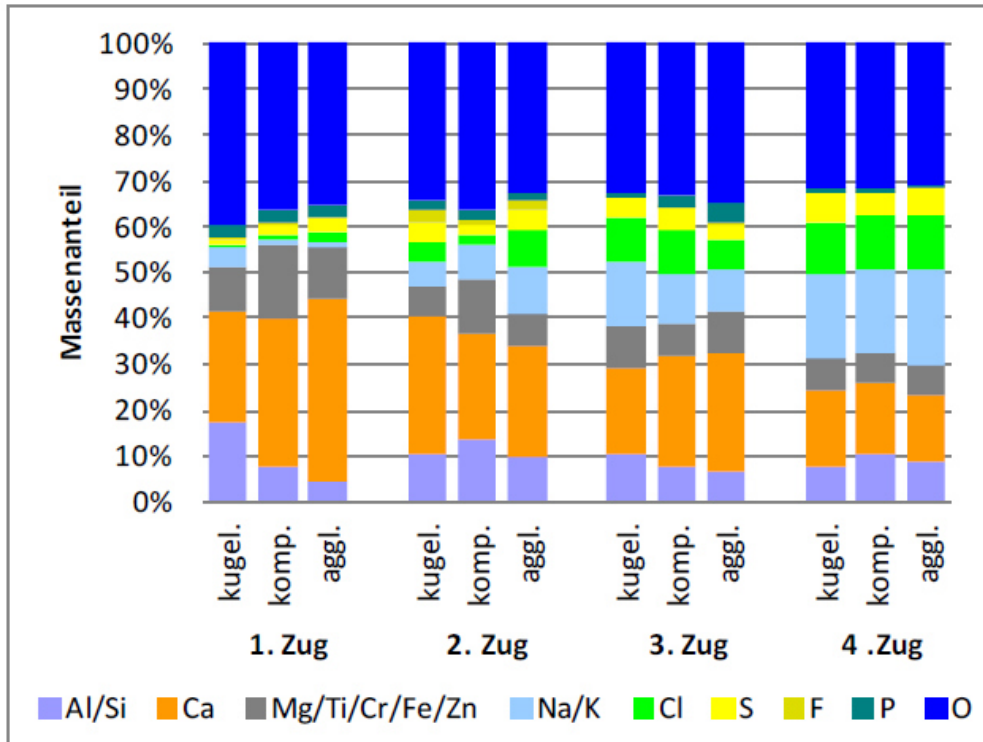


Abb. III-58: Chemische Zusammensetzung der Partikel in vier Zügen am GKS für drei verschiedene Partikelmorphologien im Februar 2015 [36]

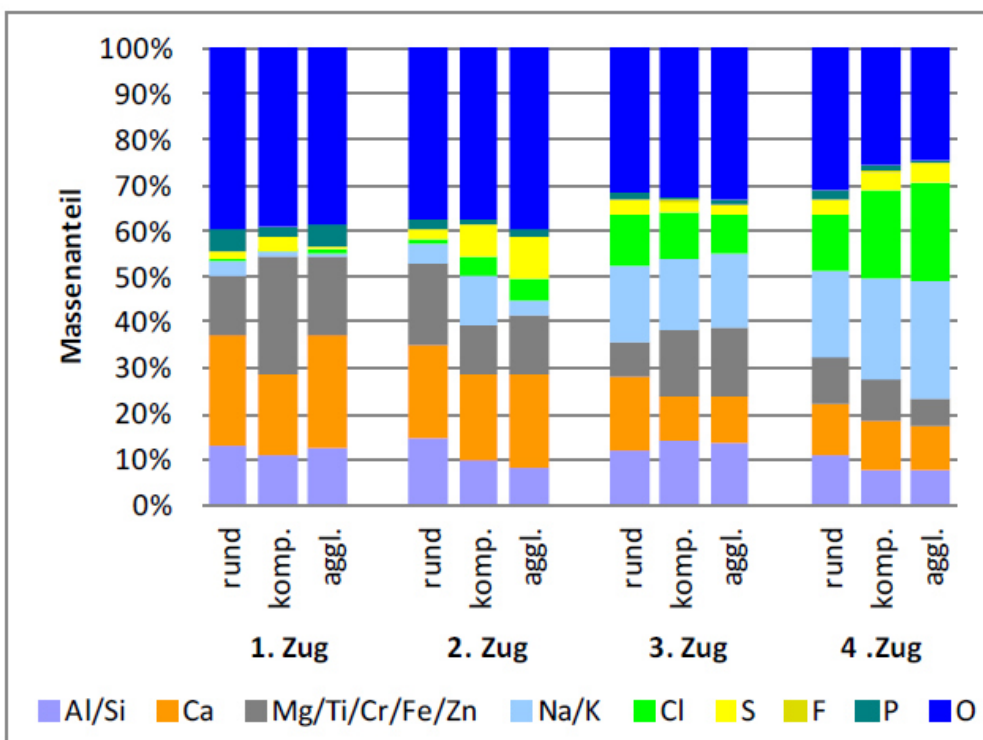


Abb. III-59: Chemische Zusammensetzung der Partikel in vier Zügen am GKS für drei verschiedene Partikelmorphologien im August 2015 [36]

Hinsichtlich der Partikelmorphologie konnten abschließend verschiedene Schlussfolgerungen getroffen werden. Ob ein Partikel, sei es kugelförmig oder unregelmäßig, im 1. Zug aufschmilzt, hängt nicht mit substantielle Unterschieden in seiner chemischen Zusammensetzung

zusammen, sondern vielmehr von der Maximaltemperatur, die das Partikel während seiner Flugzeit erfährt, oder von Feinheiten in der chemischen Zusammensetzung, die bereits starke Änderungen in der Schmelztemperatur bewirken können. Die Tatsache, dass runde und kompakte Partikel sich chemisch kaum von Agglomeraten unterscheiden, zeigt, dass die kleinen Primärpartikel, aus denen die Agglomerate bestehen, offenbar durchschnittlich die gleiche Zusammensetzung haben wie die größeren einzelnen Primärpartikel. Schlussendlich zeigt sich etwa die gleiche Zunahme der Salzkonzentrationen (aller drei Partikelmorphologien) im Kesselverlauf, so dass die Kondensation auf den Partikeln nicht wesentlich von der Morphologie der Partikel abhängt.

Die Untersuchung des Einflusses der elektrostatischen Aufladung zeigte einen vernachlässigbaren Effekt sowohl auf die Bildung als auch auf die Abscheidung der Partikel (Abb. III-60).

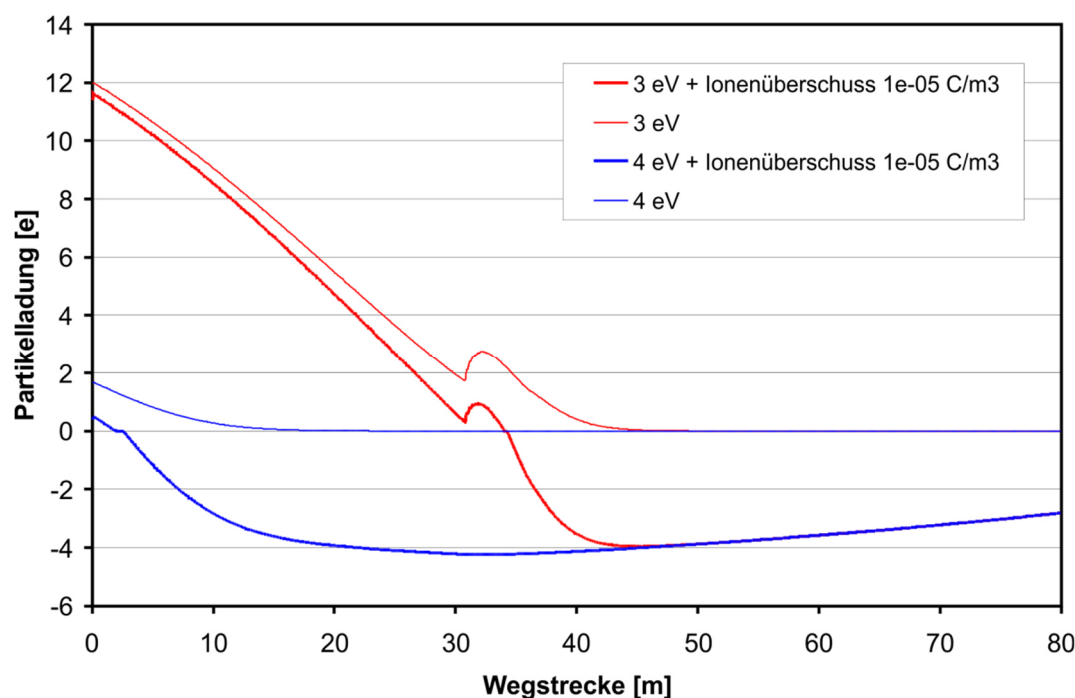


Abb. III-60: Partikelladung entlang der Anlage GKS (Thermoionisation+ Ionenüberschuss)

III.3.5 Messung in der Gasphase

Die Messungen in der Gasphase über den Brennbett wurde von den Projektpartner IUTA und bifa durchgeführt. Wobei maßgeblich an den Messungen und Auswertungen IUTA und bifa beteiligt waren. Fachliche Diskussionen wurden in den Einzelmeetings geführt, während der Gesamtmeetings wurden die Ergebnisse den anderen Projektteilnehmer vorgestellt und diskutiert. Aufgrund der Nachreaktion der Gasphase in der Probenahmelanze konnte keine belastbare Aussage über die Spezies in den Kesselzügen gemacht werden.

III.3.6 Korrosionssonde

Unter verschiedensten Arbeitspaketen wurden Korrosionssondenmessungen an zwei Anlagen durchgeführt. Wie oben bereits erwähnt, stellte GKS die Verbrennungslinie 12 für Messung innerhalb des VOKos-Projektes zur Verfügung. Während einer Revision wurde in der Linie 12 eine Korrosionssonde im dritten Zug auf Höhe 17,5 m installiert.

Das Sondendesign zeigt die Abb. III-61.

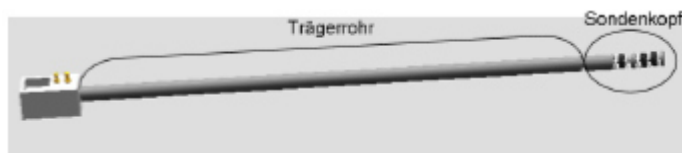


Abb. III-61: Sondendesign der Korrosionssonde [35]

Der Sondenkopf besteht aus vier Hauptbestandteile, diese können der Abb. III-62 entnommen werden.



Abb. III-62: Aufbau des Korrosionssondenkopfes (1 = Arbeitselektrode, 2 = Referenzelektrode, 3 = Gegenelektrode, M = Massenverlustring (zum späteren Kalibrieren der Messung auf tatsächliche Abzehrrate) [35]

Die Korrosionssondenmessung kann mit folgender Methode [35] beschrieben werden. Der durch die Messung bestimmte lineare Polarisationswiderstand setzt sich aus dem Ladungsübertrittswiderstand und dem Elektrolytwiderstand zusammen. Der Ladungsübertrittswiderstand ist umgekehrt proportional zur aktuellen Korrosionsrate, sein Kehrwert, der Korrosionsleitwert (KLW) ist also direkt proportional zur momentanen Korrosionsrate. Bei der LPR-Messung wird der Elektrolytwiderstand vernachlässigt. Bei der Impedanzspektrometrie (PEIS = Potentio Electrochemical Impedance Spectroscopy) kommt eine etwas andere Technik zum Einsatz, es wird ein großer Frequenzbereich (Sinus mit Frequenz 5 mHz bis 7 mHz, Amplitude = 20 mV) durchlaufen. Die Korrosionsfront kann hierbei durch eine elektrische Schaltung (Abb. III-63) dargestellt werden, wobei hohe Frequenzen von der durch die elektrochemische Doppelschicht am korrodierenden Stahl gebildeten Kapazität durchgelassen werden und diese bei tiefen Frequenzen sperrt. Dadurch kann der Elektrolytwiderstand R_E von RCT separiert werden [35].

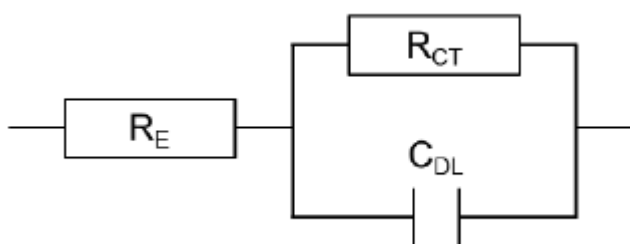


Abb. III-63: R_E = Widerstand Elektrolyt, R_{CT} = Widerstand Charge Transfer, C_{DL} = Grenzfläche Doppelschicht [35].

Kontinuierliche Korrosionssondenmessungen durch Linearen Polarisations Widerstand (kurz LPA) wurden am 29.09.2014 am Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt gestartet. Impedanzmessungen sind ab den 06.11.2014 durchgeführt worden. Somit lieferte die Sonde im Zeitraum von 10/2014 bis 10/2015 der Universität Augsburg ein großes Portfolio an Messdaten.

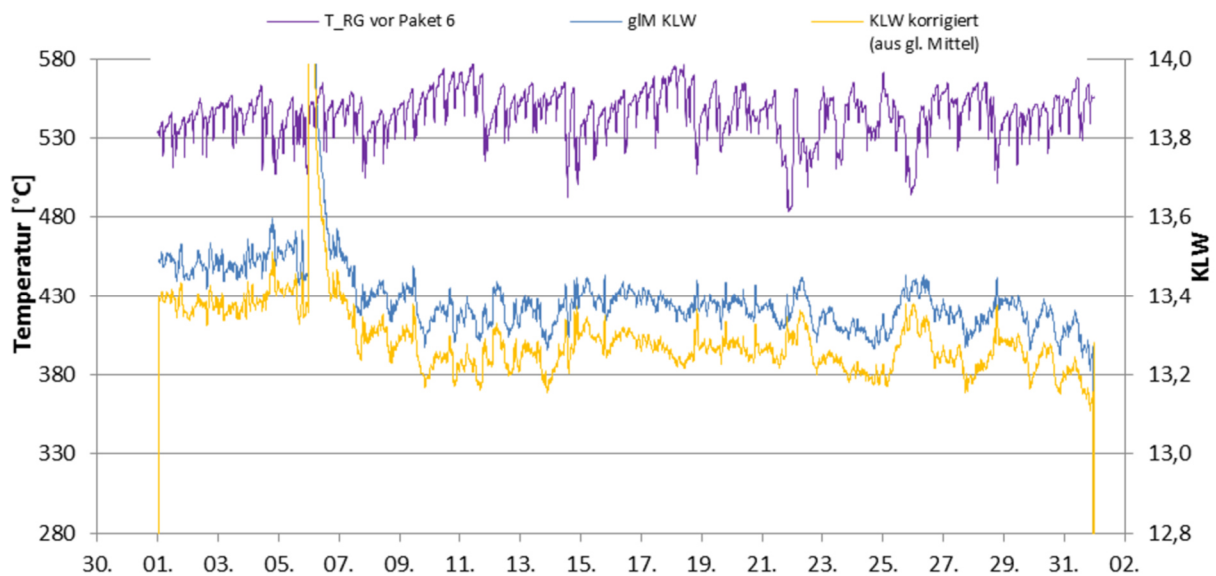


Abb. III-64: Beispiel für die Messung des KLV am GKS

Vor allem zu Beginn wurden regelmäßig Impedanzmessungen durchgeführt. Über den gesamten Zeitraum wurde ebenfalls das Signal des Linearen Polarisationswiderstandes gemessen. Seitens GKS wurden einerseits Versuche mit „künstlichen Störungen“ der Anlage bereitgestellt, um die Abhängigkeit des Signals von Betriebsvariationen auswerten zu können und andererseits sind die Betriebsdaten der Linie 12 über den kompletten Zeitraum zur Verfügung gestellt worden.

Gemeinsam mit bifa, wertete die Universität Augsburg die gesammelten Daten aus und diskutierte die verfahrenstechnischen Zusammenhänge mit GKS, um somit eine sinnvolle Auswertung zu erreichen.

III.3.7 Beläge

In Belägen an Überhitzerrohren in Müllverbrennungsanlagen (Abb. III-66) lassen sich im Allgemeinen 3 Bereiche feststellen [24]:

- Außenbelag mit hoher Festigkeit, chloridisch-sulfatisch (Cl und SO₃ Verhältnisse indifferent)
- Mittenbelag mit sehr unterschiedlichen Strukturen, silikatisch-sulfatisch (Cl typischerweise ca. 0,1 Mas.-%; S als SO₃ typischerweise > 35 Mas.-%)
- Innenbelag mit erhöhten Chloridgehalten (Cl i.Allg. im Bereich > 1 Mas.-%; S als SO₃ um ca. 15 Mas.-%).

„Außen“ bedeutet hier: zur Rauchgasseite hin; „Innen“: zur Rohr- bzw. Wasserseite hin.

Das Vorliegen erhöhter Chloride im Innenbelag wird allgemein mit der Ablagerung von flugfähigen und kondensierbaren Chloriden an der relativ kalten Rohrwand begründet, sowie der an dieser Stelle ablaufenden Chlor-Korrosionsprozessen. Dabei ergeben sich Temperaturunterschiede zwischen Rauchgas und Rohrwand von ca. 100 K (Anfang Reisezeit) bis ca. 250 K (Ende Reisezeit). Da die Kondensation u.a. von Kautz [25] nachgewiesen wurde, ist dies ein eindeutiges Indiz für nicht vollständig umgesetzte Nebenkomponenten in der Flugphase, da bei den geringen RG-Temperaturen (500 bis 650 °C) vor dem Überhitzer nicht die Chlorid- sondern die Sulfatphase stabil sein (Abb. III-65) und somit keine Chloride mehr vorliegen sollten. Gleiches gilt für die Beläge im Economizer(=Eco)-Bereich in denen die Chlorgehalte noch merklich über denen der ÜH liegen [26].

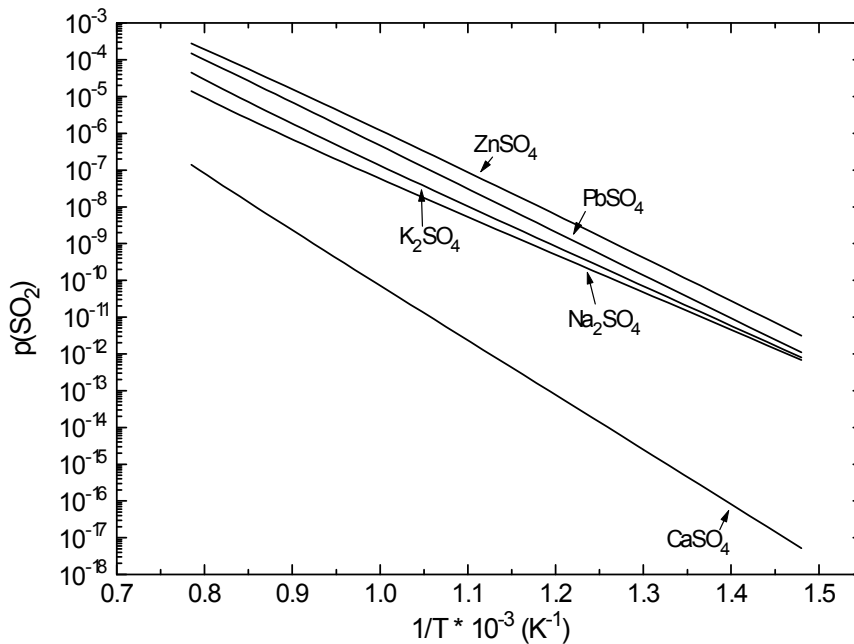


Abb. III-65: Thermodynamische Gleichgewichte von Chlorid und Sulfat von Nebenkomponenten [27]


Der Mittenbelag liegt oftmals deutlich lockerer vor als der Außenbelag. Das kann so weit gehen, dass bei der Probenahme Belag aus dem Mittenbereich „brösel“, während die äußere Struktur des Belages erhalten bleibt. Dies weist auf Nachreaktionen im Mittenbelag hin, da Aerosole beim Auftreffen auf das Rohr bzw. auf den Belag natürlich nicht „bröselig“ sein konnten, da sie sonst nicht gehaftet hätten (vorausgesetzt sind Haftmechanismen auf der Basis flüssiger oder plastisch verformbarer Aerosole bzw. Oberflächen). Somit finden zumindest Umwandlungen im Bereich zwischen dem Außenbelag und dem Innenbelag statt. Ferner wird durch neue Anlagerungen der „Außenbelag“ zum „Mittenbelag“. Kommen nun weitere Chloride am Belag an (s.o.), so müssen diese in Sulfate im Außen- oder Mittenbelag umgewandelt werden, da im Mittenbelag der Chlorid-Anteil sehr gering, aber der Sulfat-Anteil dominant ist (s.o.). Außerdem gelangen gasförmige Chloride in den Belag und können dort kondensieren und sulfatieren.



Abb. III-66: Beläge an Überhitzerpaket 6 im 3. Zug am GKS mit eingebauten Testrohren unterschiedlicher Werkstoffbeschichtungen nach einer Reisezeit von ca. 18 Monaten.


Eine typische Belagsanalyse über die Kesselzüge im GKS zeigt Tabelle III-4.

Tabelle III-4: Belagsanalyse über Kesselzüge GKS

BELAGS-PROBENAHME										
										
GKS Bestellnummer: 2151573										
Anlage:	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS				
Linie:	L 12	L 12	L 12	L 12	L 12	L 12				
Datum PN:	15-10-05	15-10-05	15-10-05	15-10-05	15-10-05	15-10-05				
Probenahmestelle (Beschreibung der PN Stelle; AnS=Anströmseite; AbS=Abströmseite; jeweils für Paket und Rohr angeben)	1. Zug, 17,5 m, RSW Mitte, auf FF	1. Zug, 20 m, RSW Mitte, auf Inconel	2. Zug, 20 m (ca.) (b. Armruken) RSW, ca. 0,8 m v. RW, (von Stegen sonst	3. Zug, 17,5 m, ÜH 6, 1. RR Anströmseite Mitte, ca. 0,8 m v. RW	3. Zug, 17,5 m, ÜH 6, 1. RR Abströmseite Mitte, ca. 0,8 m v. RW	4. Zug, 17,5 m, (Mannloch) Mitte - Mitte zur RW unteres Bündel Anströmseite				
Proben-Nr.:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Verbindung/ Bement	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]
Na2O	5,75	5,99	9,34	6,12	8,43	14,05				
MgO	1,95	1,67	1,17	1,15	1,08	0,54				
Al2O3	4,57	3,67	2,15	1,22	1,78	0,89				
SiO2	15,51	12,36	7,17	3,11	4,71	2,57				
P2O5	0,92	0,76	0,54	0,39	0,54	0,40				
SO3	33,74	33,95	42,40	52,92	50,69	44,89				
K2O	3,42	5,96	9,43	8,82	11,49	19,43				
CaO	25,94	24,57	18,33	20,52	11,67	7,94				
TiO2	1,83	1,59	1,01	0,71	0,79	0,54				
MnO	0,18	0,15	0,12	0,13	0,10	0,12				
Fe2O3	3,46	3,48	2,04	1,34	1,42	1,18				
Cl	0,464	3,296	1,843	0,027	0,014	1,907				
Rb2O	0,00	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00				
SrO	0,05	0,05	0,04	0,04	0,03	0,02				
BaO	0,20	0,24	0,18	0,14	0,10	0,12				
Cr2O3	0,12	0,19	0,09	0,07	0,09	0,07				
NiO	0,02	0,14	0,01	0,01	0,01	0,01				
CuO	0,06	0,14	0,09	0,07	0,11	0,46				
ZnO	2,15	1,99	3,38	2,38	4,03	3,82				
ZrO2	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,01				
CdO	0,01	0,04	0,05	0,03	0,08	0,06				
SnO2	0,05	0,06	0,19	0,12	0,19	0,23				
Sb2O3	0,08	0,07	0,18	0,16	0,25	0,20				
PbO	0,03	0,18	1,09	1,13	3,46	1,55				
Summe	100,5	100,6	100,9	100,6	101,1	101,0	0	0	0	0

Korrespondierend zeigt Tabelle III-5 die Zusammensetzung der Aschen aus dem Kessel, dem Zyklon (Flugasche), dem Sprühtrockner und dem Gewebefilter (GWF). „Schicht“ bedeutet hier die Probenahme im Rahmen der Betriebsschichten der Mannschaft, die die Anlage fährt (die Anlage wird im 3-Schicht-Betrieb gefahren).

Tabelle III-5: Aschenanalyse GKS

ASCHE-PROBENAHEME										
 Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt GmbH GKS Bestellnummer: 2151309										
Anlage:	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS	GKS	
Linie:	L 11	L 11	L 11	L 11	L 11	L 11	L 11	L 11	L 11	
Datum PN:	15-08-06	15-08-06	15-08-06	15-08-06	15-08-06	15-08-06	15-08-06	15-08-06	15-08-06	
Probenahmestelle (Beschreibung der PN Stelle, An-S-Anströmseite, AbS-Anströmseite, jeweils für Paket und Rohr angeben)	2. Schicht GWF	2. Schicht Kesselasche	3. Schicht GWF	3. Schicht Kesselasche	2. Schicht Sprühtrockner	2. Schicht Flugasche	3. Schicht Sprühtrockner	3. Schicht Flugasche		
Proben-Nr.:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Verbindung/Element	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]	[Mas.-%]
Na2O	10,7	4,34	12,97	4	2,6	3,67	2,3	4,67		
MgO	0,56	3,14	0,61	2,57	0,93	2,98	0,83	2,77		
Al2O3	0,61	6,62	0,74	4,97	0,63	7,61	0,63	6,7		
SiO2	4,37	24,22	3,95	17,48	2,73	19,24	2,6	18,14		
P2O5	0,182	1,088	0,205	0,843	0,21	1,208	0,203	1,045		
SO3	12,13	14,06	12,84	24,9	14,32	15,07	22,92	18,3		
H2O	5,32	3,08	6,34	3,69	1,64	2,6	1,68	3,2		
CaO	29,72	30,51	26,32	30,99	39,59	33,88	39,03	31,71		
TiO2	0,133	2,255	0,177	2,138	0,173	2,493	0,21	2,305		
MnO	0,025	0,154	0,03	0,134	0,039	0,169	0,045	0,154		
Fe2O3	0,46	4,59	0,6	3,55	0,32	4,43	0,61	3,75		
Cl	33,676	4,474	31,893	3,041	36,182	5,049	28,243	5,24		
Rb2O	0,04	0,01	0,04	0,01	0,02	0,01	0,02	0,01		
StrO	0,02	0,07	0,02	0,06	0,03	0,08	0,03	0,07		
BaO	0,03	0,24	0,05	0,25	0,02	0,24	0,02	0,25		
Cr2O3	0,01	0,11	0,02	0,10	0,02	0,13	0,02	0,14		
NiO	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,02		
CuO	0,11	0,06	0,14	0,07	0,02	0,07	0,03	0,07		
ZnO	1,70	1,00	2,59	1,25	0,49	1,10	0,53	1,50		
ZrO2	0,00	0,09	0,00	0,06	0,00	0,11	0,00	0,08		
CeO	0,04	0,01	0,07	0,01	0,01	0,01	0,01	0,02		
SrO	0,10	0,05	0,16	0,05	0,03	0,05	0,03	0,07		
SnO2	0,06	0,06	0,11	0,06	0,06	0,07	0,06	0,10		
Sb2O3	0,02	0,10	0,11	0,12	0,09	0,08	0,10	0,15		
PbO	0,42	0,10	0,77	0,12	0,09	0,08	0,10	0,15		
Summe	100,4	100,3	100,6	100,4	100,1	100,4	100,2	100,5	0	0

III.3.8 Korrosion am Rohr

Korrosion kann sich in unterschiedlichen Formen darstellen. Bei ÜH-Korrosion fallen insbesondere die „Anström“-Korrosion und die „Umfang“-Korrosion auf. Die Hochtemperatur-Chlor-Korrosion und deren Materialabtrag wurde in diesem Forschungsprojekt von den Kollegen von Dechema, bifa und der Universität Augsburg beleuchtet. Die „Anström“-Korrosion zeigt sich meist an der Anströmseite der ersten Rohrreihe(n) (auch bei Anlagen ohne sonstige negative Einflüsse wie Rußbläser, siehe Abb. III-67). Die mehr oder weniger ungerichtete Korrosion rund um das Rohr („Umfang“-Korrosion) tritt eher in der Bündelmitte auf.

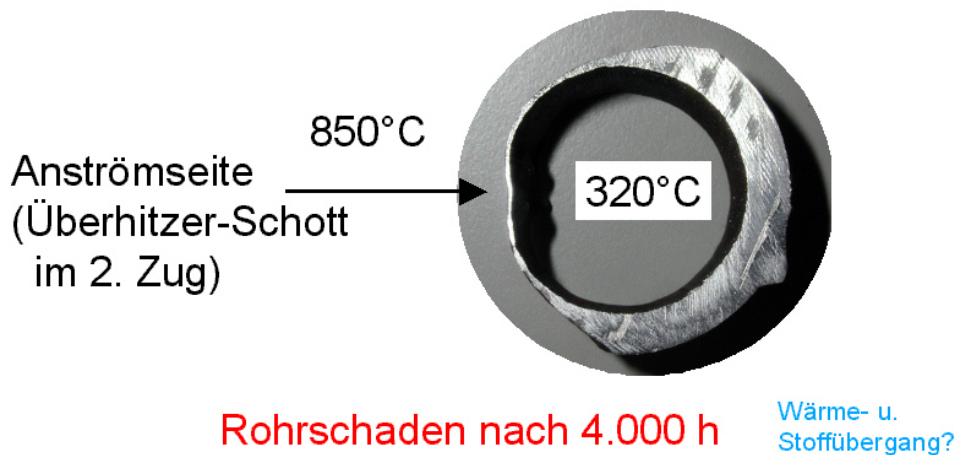


Abb. III-67: Anströmseitige Korrosion der 1. Rohrreihe eines Vor-ÜH-Schotts mit Rauchgastemperaturen von ca. 850 °C und Dampftemperaturen von ca. 320 °C [24]

Die Abzehrung der Überhitzerrohre kann zu Rohrreißern (Abb. III-68) führen, die einen Stillstand der Anlage zur Folge haben.



Abb. III-68: Rohrreißer in einem Überhitzerbündel

Während des Projektzeitraumes wurden in der Verbrennungslinie 11 des GKS Überhitzerrohre mit drei unterschiedlichen Beschichtungen für 1,5 Jahre (Einbau 11/2014, Ausbau 04/2016) verbaut. Dechema und Uni. Augsburg analysierte die Proben vor und nach dem Ein- / bzw. Ausbau.

Scheibe	Anbieter	mittlere Rohrwandstärke [mm]	mittlerer Abtrag [mm]	Beschichtungsdicke [mm]	min [mm]	max [mm]
16Mo3 Ausgangszustand	0	5,9		keine		
S6 16Mo3 Ausgelagert	0	4,6	1,3	keine		
S5-0 Ausgangszustand	1	5,8		1,0	1,0	1,1
S5 Ausgelagert	1	5,8	0,1	1,0	1,0	1,1
S3-0 Ausgangszustand	2	5,7		0,4	0,4	0,4
S3 Ausgelagert	2	5,7	0,0	0,4	0,4	0,4
S4-0* Ausgangszustand	3	7,8		1,9	1,1	4,4
S4* Ausgelagert	3	7,8	-0,1	1,9	0,2	4,8

* inklusive Auftragsschweißung

Abb. III-69: Übersicht Rohreigenschaften / Beschichtungen Auslieferungszustand und nach 1,5 Jahre in der Anlage

Die Temperaturen am Einbauort der Rohrbündel betragen rauchgasseitig 550°C – 600°C, an der Rohrwand lagen ca. 440°C an.

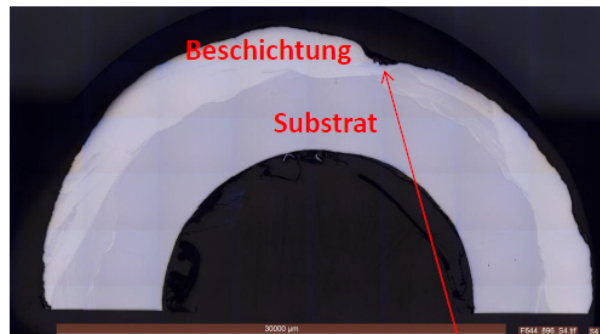
Alle drei untersuchten Beschichtungen zeigten nach 1,5 Jahre im Betrieb keinen Abtrag und somit eine gute Beständigkeit in der korrosiven Atmosphäre einer Müllverbrennungsanlage. Der Abtrag belief sich im Mittel auf $\leq 0,1$ mm. Ohne Beschichtung ist am Überhitzerrohr ein Abtrag von ca. 1,3 mm auf der Anströmseite zu verbuchen.

Der Abtrag der Beschichtung von Anbieter 3 war hierbei schwer zu quantifizieren, da die Dicke der Beschichtung sehr stark variierte. Besonders war dies an den Schweißnähten zu beobachten, weil hier zum Teil weniger Schweißgut aufgetragen wurde als an anderen Stellen (Abb. III-70).

Ausgangszustand



Nach der Auslagerung Anströmseite

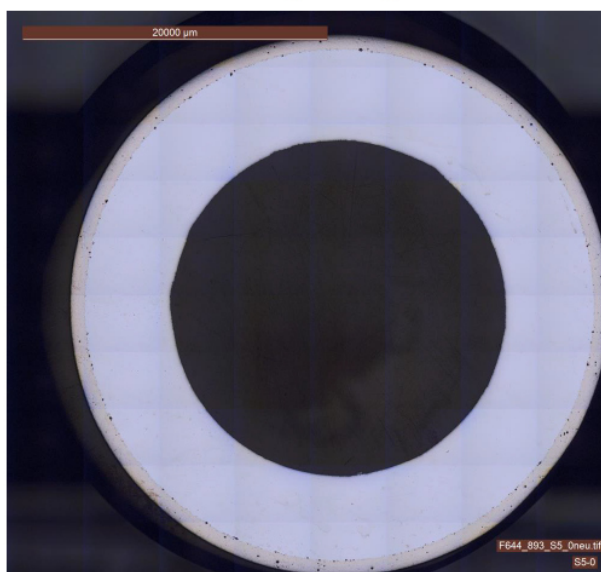


Mulde kommt durch zu wenig
Schweißgut an der Schweißnaht
zustande und nicht durch
einen Korrosionsangriff.

Abb. III-70: Beschichtung von Anbieter 3, Vergleich vorher und nachher

Die Beschichtung von Anbieter 1 zeigte stellenweise einen leichten muldenförmigen Abtrag, der aber maximal 1/3 der Schicht bei einer Beschichtungsdicke von 1 mm betrug (Abb. III-71).

Vor Auslagerung



Nach Auslagerung



Leichter muldenförmiger Angriff der Schicht nach Auslagerung. Maximaler Abtrag beträgt hierbei 1/3 der Beschichtungsdicke. => Es ist anzunehmen, dass bei gleichbleibenden Bedingungen die Schicht im Bereich der „Mulde“ mindestens noch weitere 3 Jahre das Substrat schützen wird.

Abb. III-71: Beschichtung von Anbieter 1, Vergleich vorher und nachher

Die Beschichtungen von Anbieter 1 und Anbieter 3 zeigten keinerlei Durchlässigkeit gegenüber den korrosiven Spezies wie Chlor und Schwefel. Eine Anreicherung von Sauerstoff in den Beschichtungen konnte auch nicht festgestellt werden. Die Zusammensetzung der o.g. Beschichtungen von Anbieter 1 und Anbieter 3 blieben nach der Auslagerung bestehen und bildeten somit keine Verarmungszone.

Bei der Beschichtung von Anbieter 2 konnte man bei den untersuchten Proben ein stellenweises Versagen der TBC-Schicht erkennen, dies lässt sich auf die spröde keramische ZrO_2 -Schicht zurückführen. Die Risse in der ZrO_2 -Schicht gewähren den Zugang zu der darunterliegenden Schicht, welche dann von Chlor angegriffen werden konnte (Abb. III-72).

Nach Ausgelagert (Anströmseite)

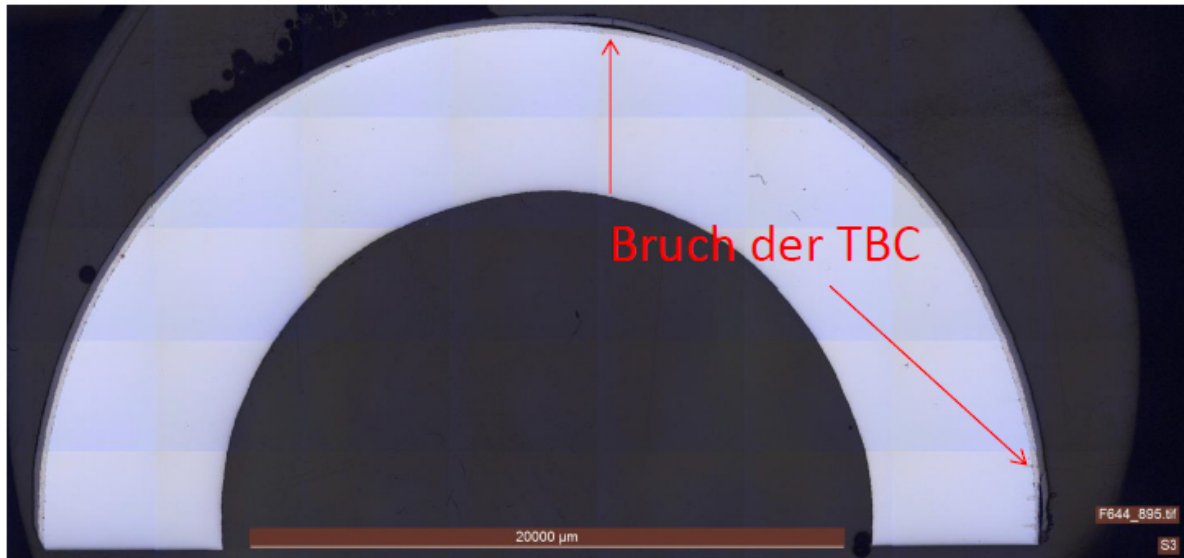


Abb. III-72: Beschichtung von Anbieter 2 nach der Auslagerung, Bruch der TBC-Schicht

Allgemein weist die intakte ZrO_2 -Schicht bereits eine gewisse Durchlässigkeit für Chlor auf. Die Beschichtung von Anbieter 2, weist von allen drei untersuchten Beschichtungen die dünnste Beschichtungsdicke auf.

III.3.8.1 Rohrnaher Belagsaufbau

Untersuchungen mittels ESMA, REM-EDX und XRD Verfahren hat das Forschungsinstitut Dechema den Korrosionsschichtaufbau analysiert (Abb. III-73).

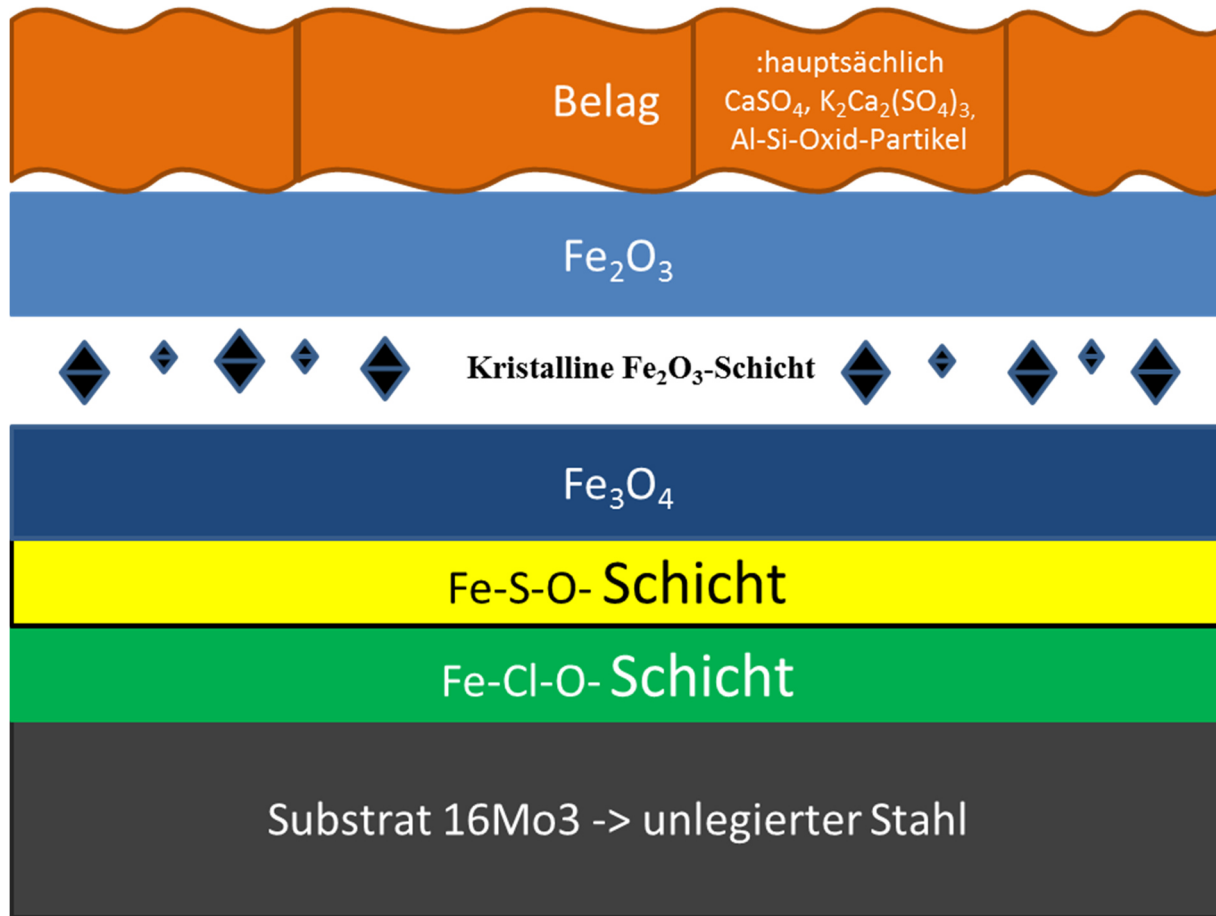


Abb. III-73: Analyse Rohrbelag bis zum Überhitzerrohr von Dechema

Ausgehend vom Überhitzerrohr, das aus einem unlegierten Stahl 16Mo3 besteht, wurde nach außen Richtung Belag, der hauptsächlich aus CaSO_4 , $\text{K}_2\text{Ca}_2(\text{SO}_4)_3$ und Al-Si-Oxid-Partikeln besteht, folgende Schichten beobachtet.

Die nach dem Rohrmaterial ist zuerst eine Fe-Cl-O-Schicht zu finden. Danach wurde mit den oben genanntem Analyseverfahren eine Fe-S-O-Schicht, eine Fe_3O_4 und eine kristalline Fe_2O_3 -Schicht (Abb. III-74) ausgemacht. Die letzte Schicht vor dem eigentlichen Korrosionsprodukt besteht aus Fe_2O_3 . Inwieweit Sauerstoff im Rahmen der Präparation und Lagerung in die Fe-Cl- bzw. Fe-S-Schichten gelangt ist, konnte abschließend nicht eindeutig geklärt werden. Die Proben selbst wurden allerdings im Exsikkator transportiert und aufbewahrt.

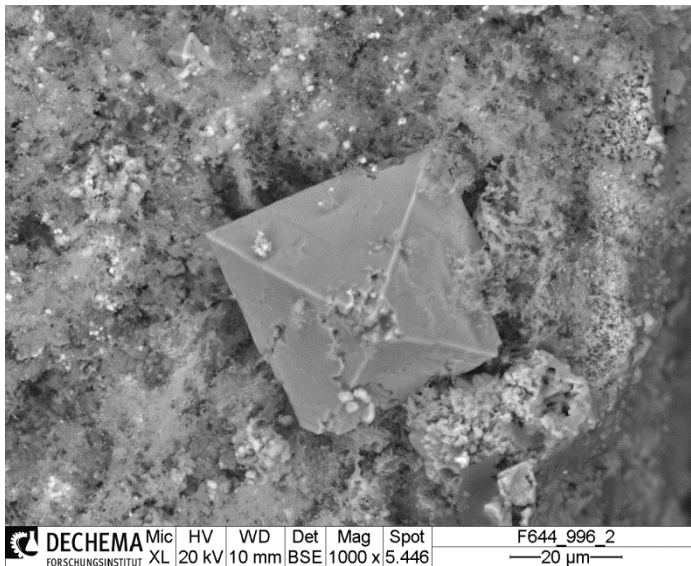


Abb. III-74: Fe₂O₃ Schicht an Überhitzerrohren (interne Aufnahme von Dechema)

III.3.8.2 Laborversuche DFI und Uni. Augsburg

Während des Projektzeitraumes wurden von den Projektpartnern DECHEMA und der Universität Augsburg Laborversuche zum Materialabzehrung und zur Bestimmung der Abzehrrate durchgeführt.

Ein beispielhafter Versuchsaufbau der Universität Augsburg kann Abb. III-75 entnommen werden.

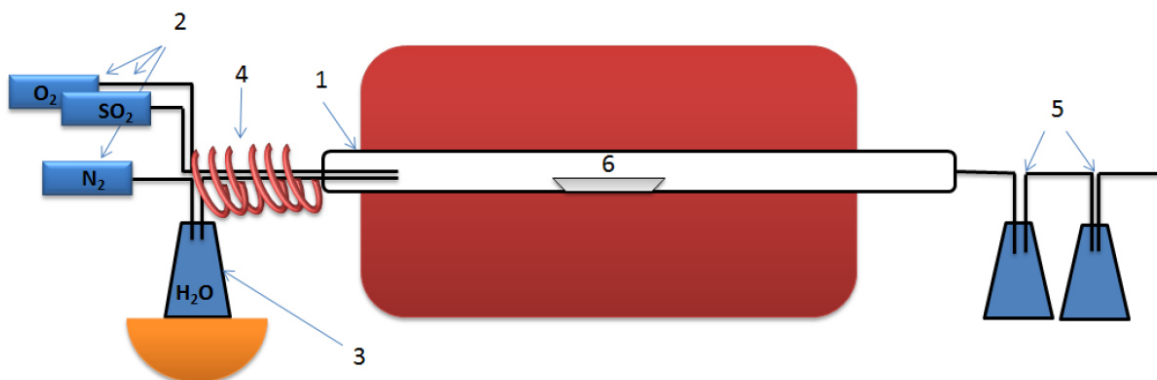


Abb. III-75: Versuchsaufbau zur Untersuchung der Abzehrrate der Universität Augsburg [28]

- 1: Quarzglasrohr
- 2: Reaktionsgase
- 3: Waschflasche vor dem Versuch
- 4: Heizung der Gasleitung
- 5: Waschflaschen
- 6: Schiffchen mit Probe

Aus den Versuchen konnten Reaktionskinetiken bestimmt werden. Dabei wurden die Parameter:

- Zusammensetzung des Belages (Abb. III-77)
- Zusammensetzung der Atmosphäre (Abb. III-76)

Über der Zeit und Temperatur variiert.

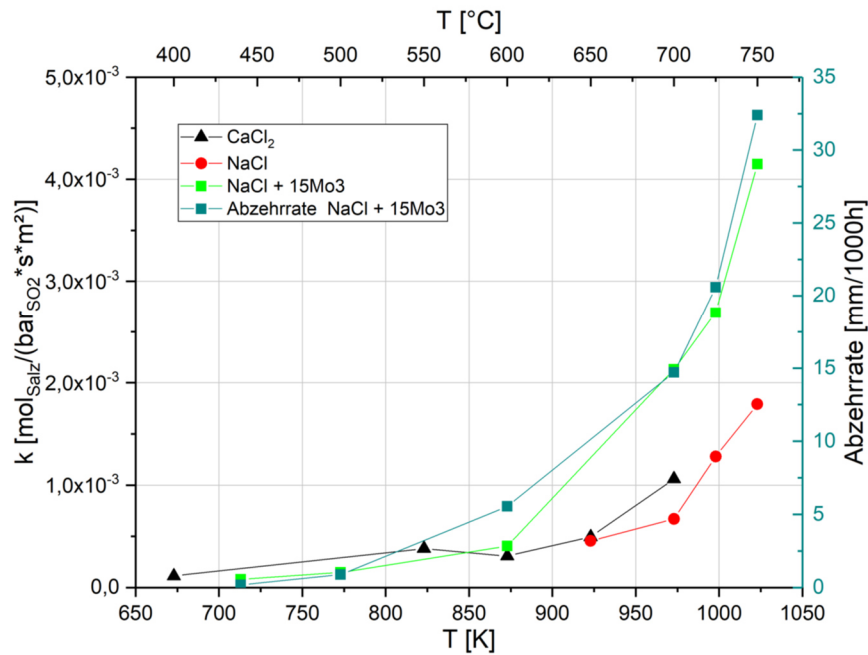


Abb. III-76: Einfluss des Stahls 16Mo3 auf die Umwandlungsrate [29]

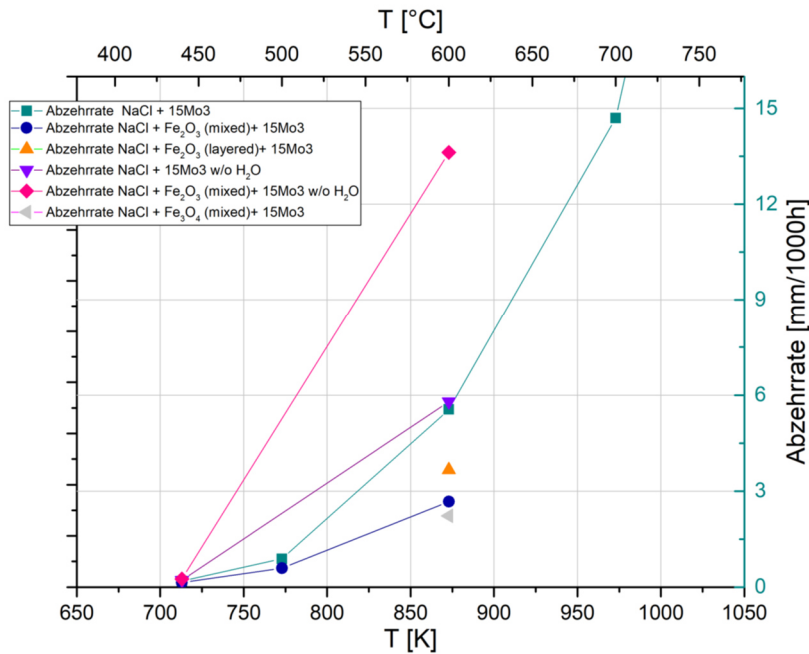


Abb. III-77: Abzehrungsraten unter dem Einfluss der Beigabe verschiedener Eisenoxide [29]

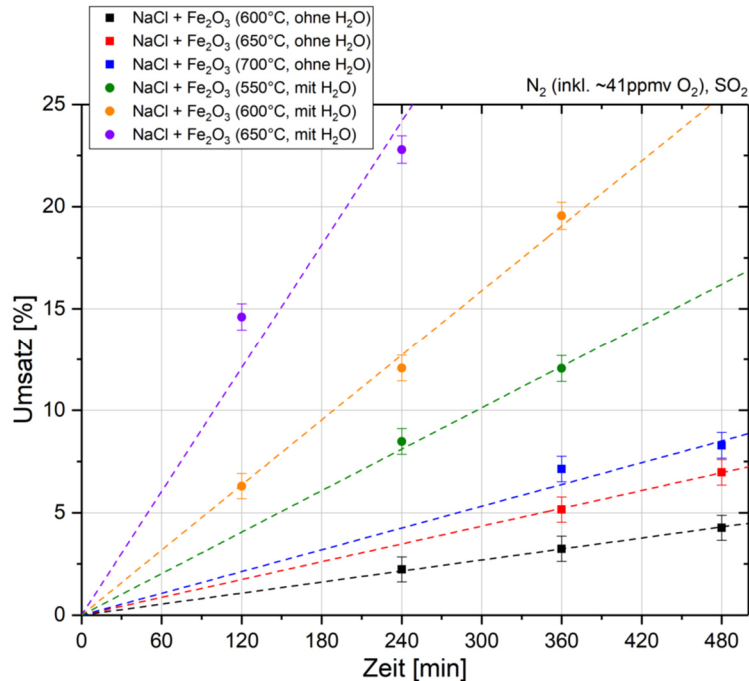


Abb. III-78: Umsatz der Sulfatierung von NaCl (vermischt mit Fe₂O₃) bei sauerstoffarmer und trockener Atmosphäre [29]

DFI untersuchte ebenfalls verschiedenste Parametervariationen (Tabelle III-6). Insbesondere konnte hierbei der Einfluss sehr geringer Sauerstoffkonzentrationen sowie Belagskonstruktionen auf die Korrosionsgeschwindigkeit gezeigt werden.

Tabelle III-6: Parametervariationen von DFI

Nr.	Auslagerungs- dauer [h]	Temperatur [°C]	Atmosphäre [Vol.-%]
1	300, 600, 900	350-500 in 30 °C- Schritten	0,1HCl + 0,01SO ₂ + 8O ₂ + 10CO ₂ + 17H ₂ O Rest N ₂ (volle WTE-Atmosphäre)
2	100, 300	350-500 in 30 °C- Schritten	0,1HCl + 8O ₂ + 10CO ₂ + 17H ₂ O Rest N ₂
3	300, 900	440	synthetische Luft
4	300, 600, 900	350-500 in 30 °C- Schritten	0,1HCl + 15 ppm O ₂ + 0,01SO ₂ + Rest N ₂
5	300, 600, 900	350-500 in 30 °C- Schritten	0,1HCl + 15 ppm O ₂ + Rest N ₂
6	100, 300	350-500 in 30 °C- Schritten	0,1HCl + 450 ppm O ₂ + Rest N ₂

III.4 Berechnungen und Diskussion

Einer Hauptbestandteile des Projektes war es unter anderem, die gewonnenen Erkenntnisse auf reale großtechnische Verbrennungsanlagen zu übertragen bzw. Entwicklungen und Ergebnisse zu validieren. In diesem Teil des VOKos Projektes waren alle Projektteilnehmer beteiligt. In Einzelmeeting und Telefonkonferenzen wurde die Vorgehensweise bzw. die Umsetzung besprochen. An den Gesamtmeetings sind die Ergebnisse vorgestellt und weitere Ideen eingebracht worden.

III.4.1 Berechnungen der Bewegungen in der Brennstoffaufgabe

Die Berechnungen der Bewegung in der Brennstoffaufgabe enthalten Betrachtungen vom Greiferabwurf in den Trichter bis einschließlich des Förderhubes vom Aufgabeschieber auf den Rost. Die Projektpartner der Universität Bochum, von SAR und das GKS bearbeiteten diesen Projektteil.

Mit den in Abschnitt III.2 gewonnen Erkenntnisse konnte eine Formel (III-77) entwickelt werden, die unter Verwendung konstruktiver und verfahrenstechnischer Daten, den Massenstrom an einer Kolbenbeschickung berechnen kann (verfahrenstechnisch-konstruktiver Ansatz). Da es auch Aufgabesysteme in realen Anlagen gibt, die mehrere Aufgabeschieber nebeneinander (Index i) haben und/oder übereinander (Abb. III-79) (Index j – Oberschieber = 1; Unterschieber = 2) haben ist die Formel III-77 als doppelte Summenformel ausgeführt.

$$\dot{m}_{BrSt,Aufgabe} = \sum_{i=1}^I \sum_{j=1}^J n_{Dh,i,j} \cdot (b_{As,i,j} \cdot l_{Hub,i,j} \cdot h_{Am,i,j}) \cdot \rho_{BrSt,i,j} \quad (\text{ III-77 })$$

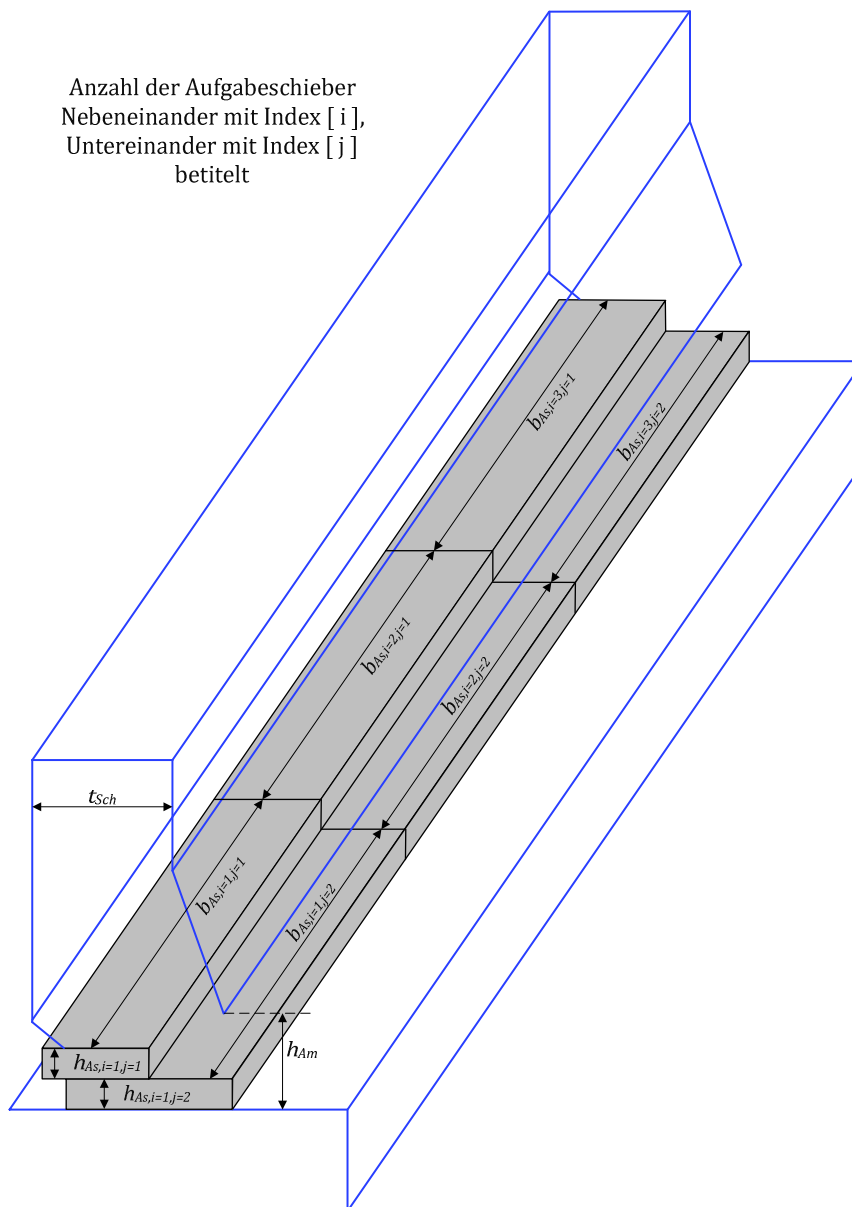


Abb. III-79: Benennungssystem von mehrbahnigen Beschicksystemen

Insgesamt wurde die entwickelte Formel an mehr als 50 Verbrennungslinien validiert. Die Abweichungen des berechneten Massenstroms zu den realen Anlagenwerten bewegten sich in einem Bereich von $\pm 10\%$, meist sogar im Bereich $< \pm 5\%$ (Abb. III-80). Das genauere Vorgehen und die Herleitung der Massenstromformel für Einzel- und Doppelkolbenbeschickungen können zum besseren Verständnis [21] entnommen werden.

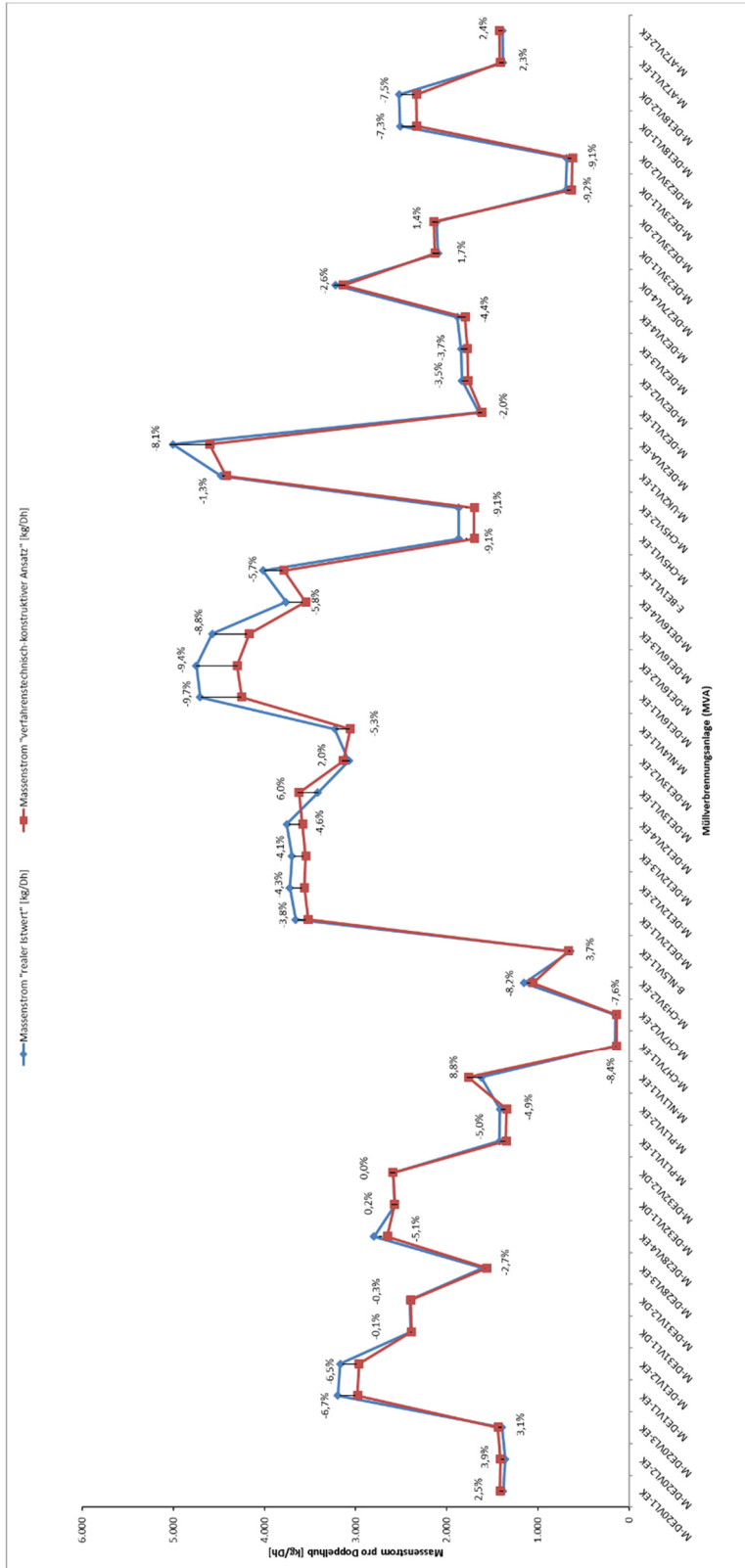


Abb. III-80: Ergebnisse geometrisch-physikalischer Ansatz (Auszug) [21]

Die betrachteten Anlagen enthalten sowohl Einzelkolbenbeschickungen als auch Doppelkolbenbeschickungen mit unterschiedlichen Fahrzyklen. Wie aus Abb. III-81 ersichtlich, können auf Basis der untersuchten Anlagen drei Fahrzyklen von Doppelkolbenanlagen unterschieden werden. Erfahrungsgemäß spiegeln die in Abb. III-81 dargestellten drei Fahrweisen alle Doppelschieberbeschickungen wieder, wobei der synchrone Zyklus den am häufigsten verwendeten darstellt.

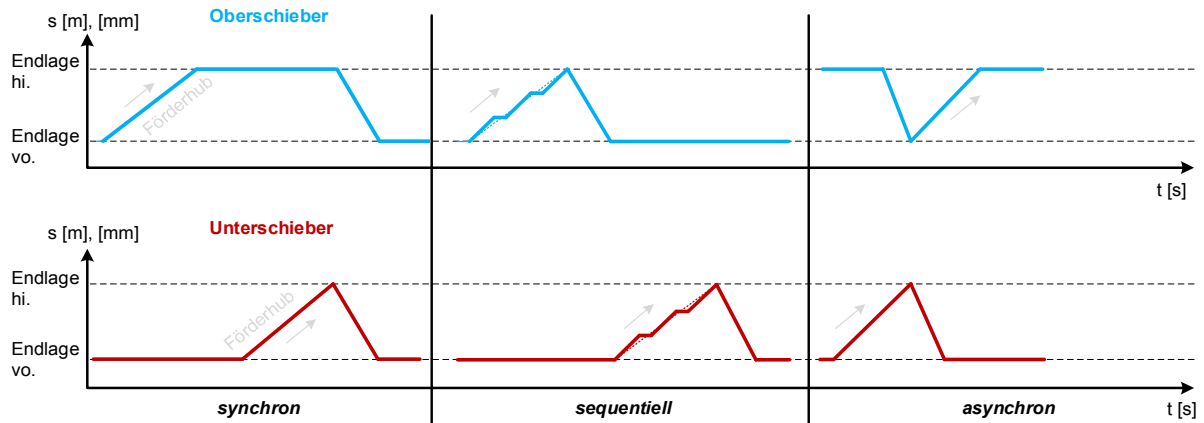


Abb. III-81. Fahrzyklen Doppelkolbenbeschickung (qualitativ)

Die visuelle Darstellung einer "Gesamtgleichung" für die Berechnung des Massenstroms ist aus Gründen der Übersichtlichkeit schwierig. Abb. III-82 gibt in Form eines vereinfachten Blockschaltbildes den Aufbau und die Ein- und Ausgangsparameter wieder.

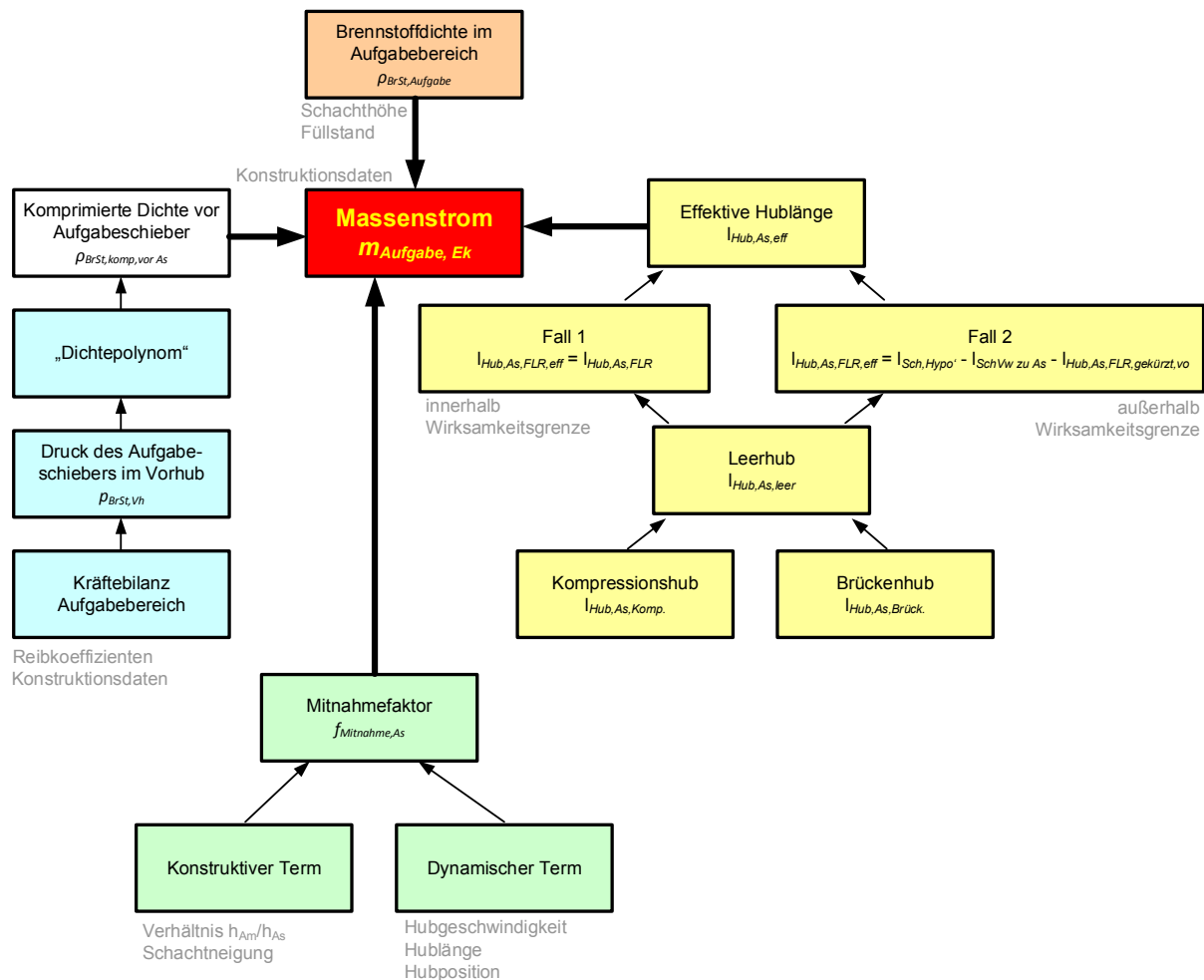


Abb. III-82: Blockschalbild der Massenstromformel für Einzelkolbenbeschickungen

Am GKS und an zwei weitere Anlagen wurde mit Hilfe der Massenstromformel Versuchsfahrten ausgelegt und anschließend an den Anlagen unter Realbedingungen nachgefahren. Die gewonnenen Betriebsparameter, wie beispielsweise die gefahrenen Doppelhubzahlen wurden mit den Auslegungsdoppelhubzahlen der Massenstromformel verglichen und interpretiert.

Als Kriterium für das Gelingen eines Versuches wurde eine – immer im Vergleich zur Ausgangssituation – annähernd identische Brennstoffwärmeleistung (in Form des kontinuierlich gemessenen Dampfmassenstroms) gewertet. Durch manuell ausgewählte und visuell begutachtete Brennstoffchargen kann auch von einem annähernd konstanten Heizwert während den Versuchsfahrten ausgegangen werden. Beispielhaft ist in Abb. III-83 die Umstellung von einer Hublänge bzw. –position (500 mm – 2000 mm) auf eine Andere (100 mm – 2400 mm) dargestellt. Deutlich erkennbar sind die höheren Doppelhubzahlen bei der kürzeren Hublänge sowie ein konstanter Dampfmassenstrom – über beide Hub-Einstellungen hinweg. Dieser Versuch kann in jedem Fall als gelungen gewertet werden.

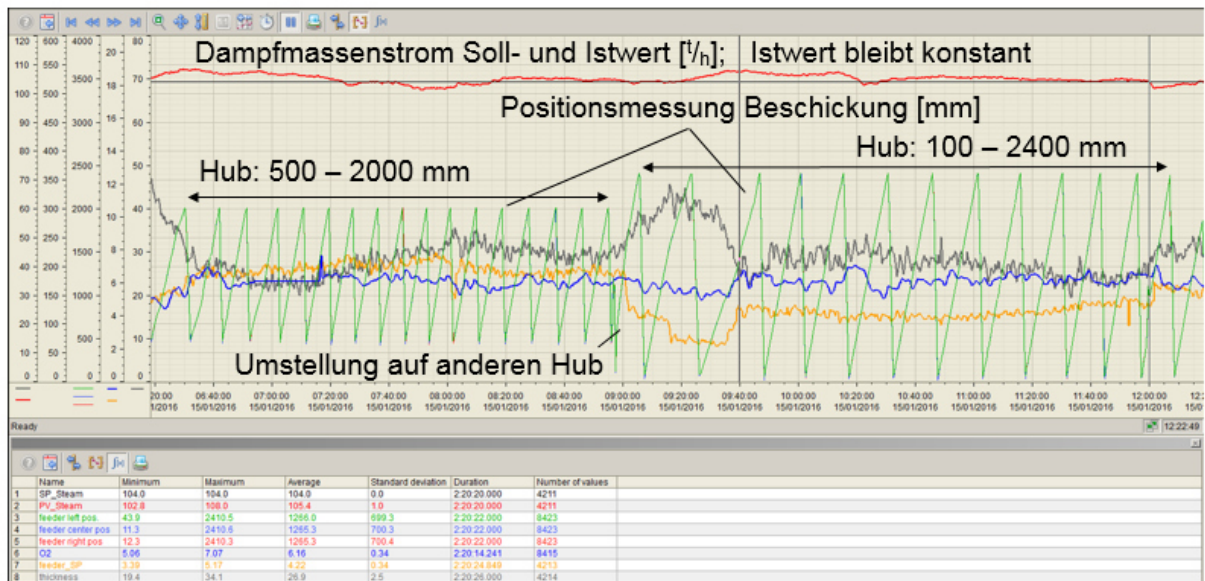


Abb. III-83: Trend-Darstellung einer Umstellung von Hublänge und -position an M-UK2VL1-EK (6 h-Trend) [37]

In Abb. III-84 ist ein Beispiel für einen nicht gelungenen Versuch dargestellt. Hier wurde an einer Anlage mit Doppelkolbenbeschickung versucht, vom Doppelkolben-Betrieb auf einen Einzelkolben-Betrieb umzustellen. Konkret wurde der Oberkolben abgeschaltet und in seiner vorderen Endlage belassen. Deutlich zu erkennen ist, wie von der FLR bzw. manuell unterstützt, versucht wird, mittels erhöhter Hubfrequenz des Unterkolbens, den Brennstoffmassenstrom und somit die Dampfleistung aufrecht zu erhalten. Dies gelingt jedoch in keinsten Weise und ein massiver Dampfleistungseinbruch der in einem Einsatz der Stützbrenner gipfelt, ist die Folge. Das "Leerwerden" des Rostes ist sowohl an der Schichtdickenmessung²¹ als auch visuell durch Beurteilung des Flammenbildes zu erkennen gewesen.

²¹ Indirekte Schichtdickenmessung durch Bestimmung des Differenzdruckes der Primärluft über das Brennbett.

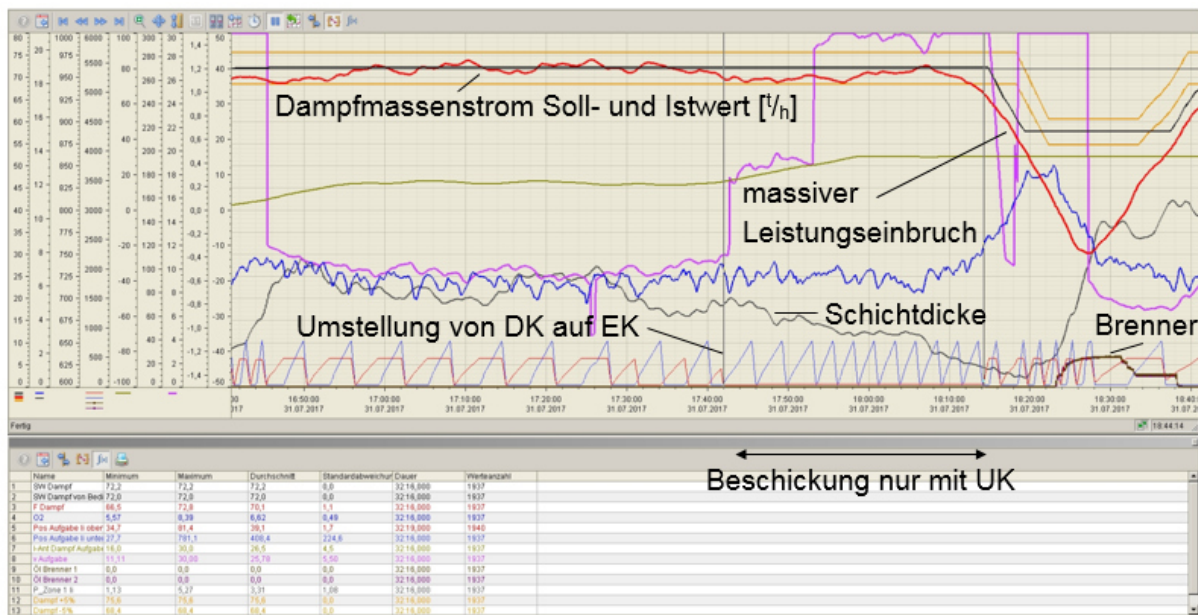


Abb. III-84: Trend-Darstellung einer Umstellung von DK auf EK an M-DE31VL2-DK (2 h-Trend) [37]

Da grundsätzlich davon ausgegangen werden kann, dass es bei einer Reduktion der Hublänge (innerhalb des wirksamen Bereiches) zwangsläufig zu einer Erhöhung der Doppelhubanzahl kommen muss, um den Brennstoffmassenstrom (annähernd) konstant zu halten, wird als Hilfsgröße die Vorhubstrecke eingeführt. Die Vorhubstrecke in [m] ist das Produkt aus Doppelhubzahl [Dh/h] und Hublänge [mm]. Wären die in den vorangegangenen Abschnitten diskutierten Effekte wie die Wirksamkeitsgrenze, der Leerhub im Brennstoff sowie die Variation des Mitnahmefaktors in Abhängigkeit von Hublänge, Hubposition und Hubgeschwindigkeit nicht vorhanden, so müsste die Vorhubstrecke bei jedem gefahrenen Versuch identisch sein. Die Ergebnisse in Abb. III-85, Abb. III-87 und Abb. III-90 zeigen jedoch ein stark abweichendes Verhalten von der theoretischen Vorstellung.

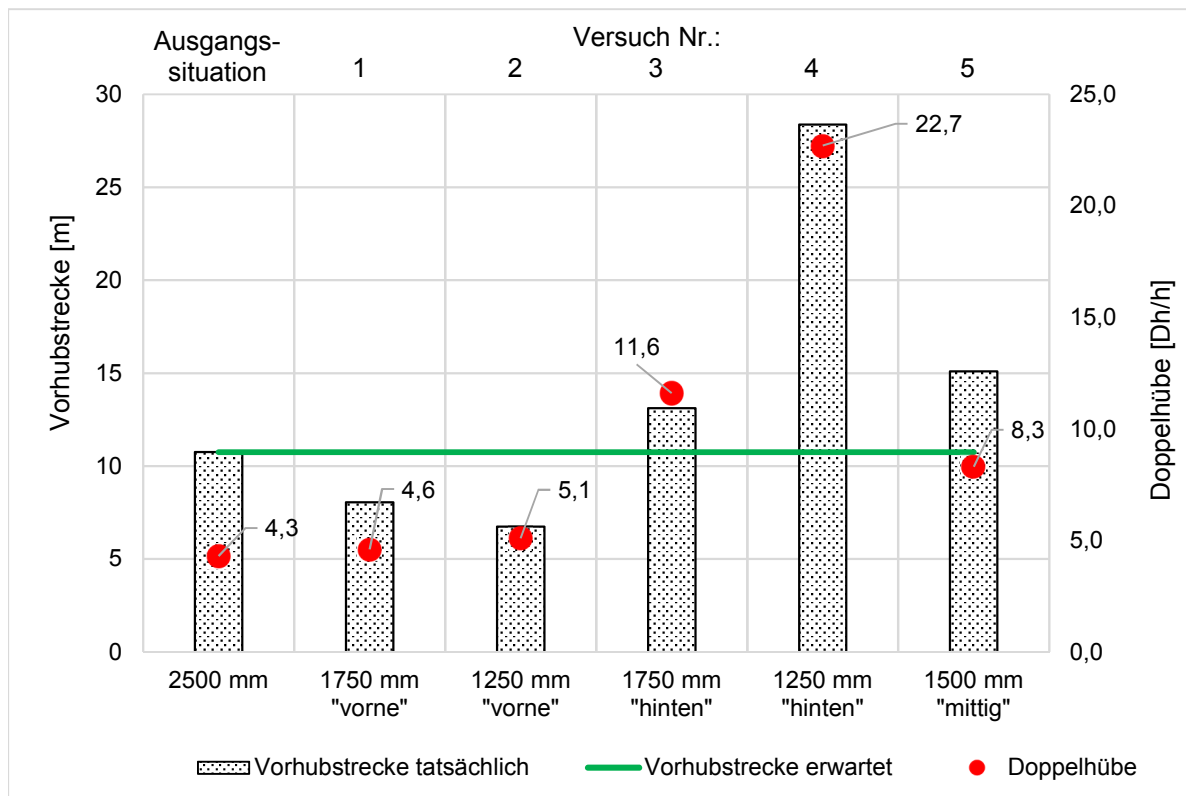


Abb. III-85: Ergebnisse des Versuchsprogramms mit der Brennstoffbeschickung an M-UK2VL1-EK [37]

Bei Versuch Nr. 1 an M-UK20VL1-EK wurde die Hublänge um 30 % (ausgehend von der hinteren Endlage) auf 1750 mm verkürzt. Die Hubposition war mit „vorne“ identisch zur Ausgangssituation. Es zeigt sich gegenüber der Ausgangssituation eine deutliche Reduktion der Vorhubstrecke um ca. 25 %, jedoch keine signifikant unterschiedliche Doppelhubzahl. Dies kann damit erklärt werden, dass die Hublänge um die verkürzt wurde, ausschließlich im nicht wirksamen Bereich lag.

Bei Versuch Nr. 2 wurde die Hublänge weiter verkürzt auf 1250 mm. Dies entspricht nur noch 50 % der Hublänge der Ausgangssituation. Erwartungsgemäß zeigt sich eine weitere Reduktion der Vorhubstrecke sowie ein geringfügiger Anstieg der Doppelhubzahl. Diese Hublänge liegt nun vollständig innerhalb der Wirksamkeitsgrenze bzw. ist sogar kürzer als die effektivste Hublänge, was den Anstieg der Hubzahl erklärt.

Versuch Nr. 3 fährt eine verkürzte Hublänge identisch wie in Versuch Nr. 1 (1750 mm), allerdings auf der hinteren Hubposition, d. h. die Hublänge wurde ausgehend von der vorderen Endlage eingekürzt. Im Vergleich zur Ausgangssituation zeigt sich ein signifikanter Anstieg der Vorhubstrecke um über 20 %, sowie eine um den Faktor 3 größere Doppelhubzahl. Erklärt werden kann dies dadurch, dass sich nun auch wieder in etwa die Hälfte der gefahrenen Hublänge außerhalb des Wirksamkeitsbereiches befindet und demnach zur Brennstoffförderung keinen relevanten Beitrag leistet. Da sich dadurch die wirksame Hublänge stark verkürzt, spielt der Leerhub nun eine nicht vernachlässigbare Rolle. Der Leerhub ist wesentlich abhängig von der „Länge“ des Brennstoffs, die vor dem Aufgabeschieber liegt. Da diese „Länge“ gleichbleibt, auch wenn sich die Hublänge verkürzt, wird der prozentuale Anteil des Leerhubes am gesamten Hub umso größer, je kürzer die gefahrene Hublänge ist. Hinzu kommt auch noch, dass sich der Mitnahmefaktor durch die Hubposition entsprechend verringert.

Besonders deutlich wird dieses Verhalten bei Versuch Nr. 4. Die Hublänge wird verkürzt auf 1250 mm in der hinteren Hubposition. Gefahren wird eine verkürzte Hublänge von 1250 mm.

Es zeigt sich im Vergleich zur Ausgangssituation eine um über 250 % erhöhte Vorhubstrecke, bedingt durch die sehr hohe Doppelhubzahl. Als wesentlicher Effekt kommt hier zum Tragen, dass, bedingt durch die Hubposition, die Hublänge sich zu einem sehr großen Teil außerhalb des Wirksamkeitsbereiches befindet. Zusätzlich führen der Leerhub und der – ebenfalls bedingt durch die Hubposition – reduzierte Mitnahmefaktor zu einem weiteren Anstieg der Doppelhubzahl. Eine zuverlässige und effiziente Betriebsweise der Anlage, auch über einen längeren Zeitraum hinweg, kann mit dieser Einstellung nicht sichergestellt werden. Es ist davon auszugehen, dass bereits geringste brennstoffbedingte Störeinflüsse zu einem vollständigen Versagen der Brennstoffbeschickung führen würden.

Versuch Nr. 5 fährt eine auf 1500 mm verkürzte Hublänge, allerdings in der mittleren Hubposition, d. h. es wurde sowohl ausgehend von der vorderen als auch von der hinteren Endlage die Hublänge eingekürzt. Gegenüber der Ausgangssituation wird eine etwa doppelt so hohe Doppelhubzahl benötigt, um den Brennstoffmassenstrom aufrecht zu erhalten. Der Hub von Versuch Nr. 5 ist grundsätzlich ähnlich positioniert wie bei Versuch Nr. 3. Auch hier spielen sowohl die eingeschränkte Fördereffektivität aufgrund einer Hublänge außerhalb des Wirksamkeitsbereiches als auch der Leerhub und ein verminderter Mitnahmefaktor aufgrund der Hubposition eine Rolle. Die wirksame Hublänge innerhalb des Wirksamkeitsbereiches ist jedoch bei Versuch Nr. 5 um 150 mm länger, was die – im Vergleich zu Versuch Nr. 3 – weniger Doppelhübe erklärt. Der Leerhub wird geringfügig größer, jedoch durch den deutlich höheren Mitnahmefaktor (aufgrund der Hubposition) überkompensiert.

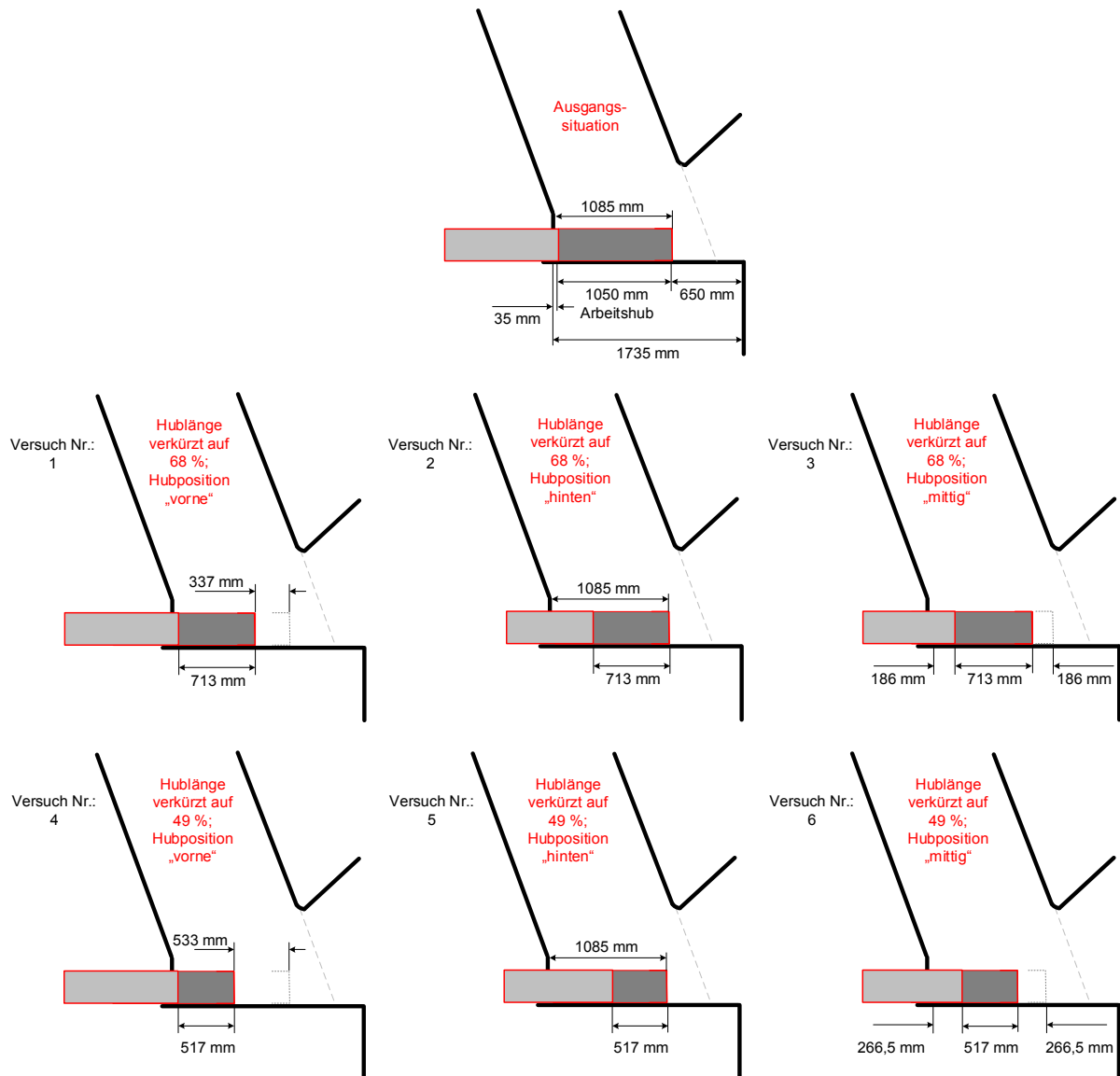


Abb. III-86: Versuchsprogramm mit der Brennstoffbeschickung an M-DE20VL1-EK [37]

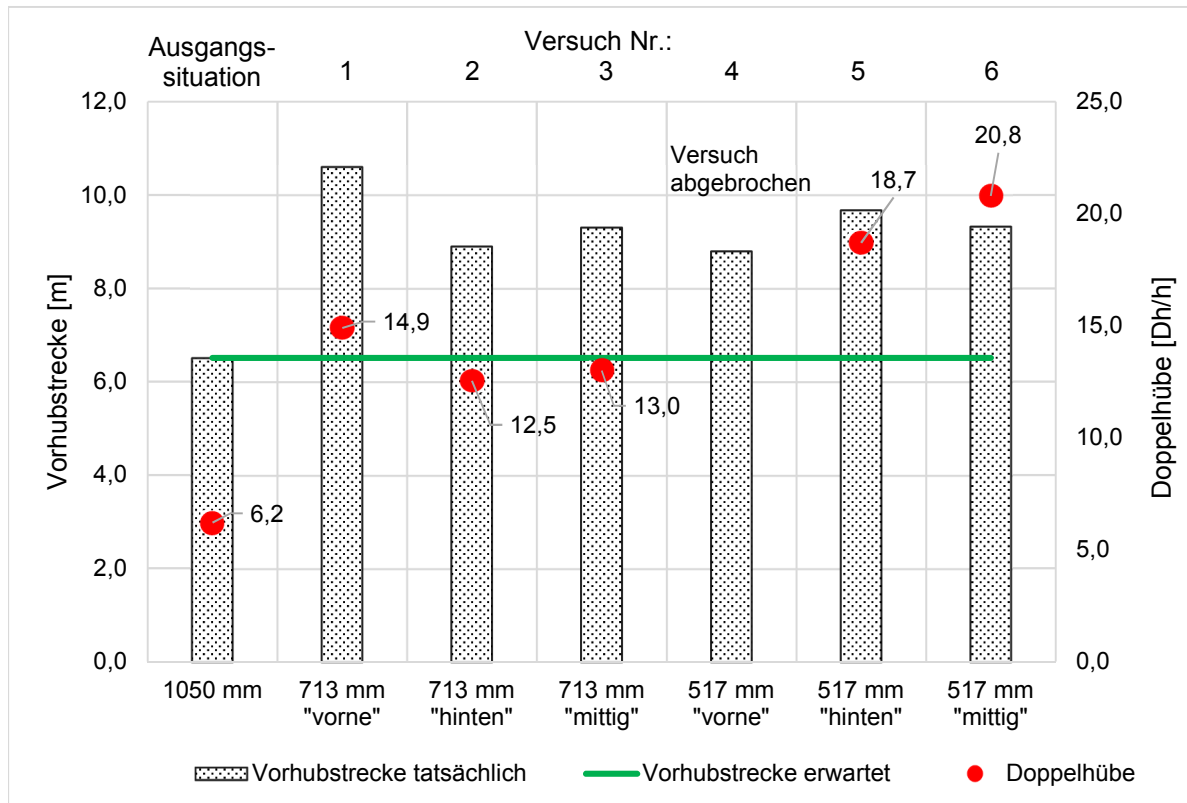


Abb. III-87: Ergebnisse des Versuchsprogramms mit der Brennstoffbeschickung an M-DE20VL1-EK [37]

Betrachtet man das Versuchsprogramm zu den Versuchsfahrten an M-DE20VL1-EK (Abb. III-86), so wird deutlich, dass ein Verlassen des Wirksamkeitsbereiches über den Wirksamkeitsgrenzpunkt hinaus, an dieser Anlage keine Rolle spielen kann. Die Anlage M-DE20VL1-EK ist konstruktiv so gestaltet, dass es mechanisch nicht möglich ist, Beschickhöhe durchzuführen, welche außerhalb des Wirksamkeitsbereiches liegen. Die über die Versuche Nr. 1 – 6 variierenden Vorhubstrecken können nur durch unterschiedliche Leerhöhe und Mitnahmefaktoren erklärt werden.

Die Versuche Nr. 1 – 3 wurden allesamt mit einer – gegenüber der Ausgangssituation – um ca. 1/3 verkürzten Hublänge (713 mm) gefahren.

Versuch Nr. 1 zeigt gegenüber der Ausgangssituation eine signifikante Erhöhung der Vorhubstrecke, die Hubzahl musste mehr als verdoppelt werden. Erklärt werden kann dies damit, dass wirksame Hublänge im hinteren Bereich des Hubes eingekürzt wurde, der Leerhubanteil jedoch ausschließlich im vorderen Bereich des Hubes stattfindet. Zusätzlich wird der Mitnahmefaktor verkleinert durch die geringere Hublänge und die – daraus resultierende – hohe Doppelhubzahl.

Versuch Nr. 2 wurde mit der identischen Hublänge wie Versuch Nr. 1 gefahren, allerdings in der hinteren Hubposition. Es wird zwar auch hier wirksame Hublänge (im vorderen Bereich des Hubes) eingekürzt, jedoch fällt der Leerhub- bzw. der Kompressionshubanteil geringer aus, weil weniger Brennstoff vor dem Aufgabeschieber liegt. Damit kann erklärt werden, warum Versuch Nr. 2 weniger Doppelhöhe benötigt als Versuch Nr. 1.

Versuch Nr. 3 fährt wiederum mit identischer Hublänge wie Versuch Nr. 1 und Nr. 2, allerdings in der mittigen Position, d. h. es wurde wirksame Hublänge im vorderen als auch im hinteren Bereich des Hubes eingekürzt. In Summe handelt es sich um die identische eingekürzte wirksame Hublänge wie bspw. in Versuch Nr. 1, jedoch mit einem geringeren Kompressionshubanteil, was die geringeren Doppelhubzahlen als bei Versuch Nr. 1 erklärt. Dass

ggü. Versuch Nr. 2 eine nur geringfügig höhere Hubzahl und Vorhubstrecke benötigt wurden, liegt daran, dass sich die Kompressionshubanteile der Versuche Nr. 2 und Nr. 3 nicht wesentlich unterscheiden. Auch bei den Mitnahmefaktoren der Versuche Nr. 1 – Nr. 3 gibt es – erwartungsgemäß aufgrund der identischen Hublänge innerhalb des Wirksamkeitsbereiches – keine wesentlichen Unterschiede.

Für die Versuche Nr. 4 – Nr. 6 wurde die Hublänge weiter verkürzt auf 517 mm, was etwa der Hälfte der Hublänge der Ausgangssituation entspricht. Der Ablauf der Versuche Nr. 4 – Nr. 6 ist identisch zum Ablauf der Versuche Nr. 1 – Nr. 3.

Versuch Nr. 4 musste mehrfach trotz Verdreifachung der Doppelhubzahl abgebrochen werden. Deutlich wurde ersichtlich, dass nicht genug Brennstoff in den Feuerraum gefördert wurde. Dies konnte zuerst durch die stark abfallende Dampfleistung und in weiterer Folge auch visuell durch den Blick in den Feuerraum beobachtet werden. Der Kompressionshubanteil ist offensichtlich bei dieser kurzen Hublänge in Kombination mit der vorderen Hubposition bereits so groß, dass ein effektiver und reproduzierbarer Brennstofftransport nicht mehr stattfindet. Ebenso spielt bei den kurzen Hübten die Dekomprimierung bzw. Expansion des Brennstoffs eine Rolle. Die Ergebnisse aus dem Abschnitt III.3.1 können entsprechend übertragen werden. Aus der Dampfleistung ist ersichtlich, dass bei dieser kurzen Hublänge deutlich zu wenig Brennstoff gefördert wird. Demnach dient ein Großteil des Vorhubes nur zur Kompression der vor dem Schieber liegenden Schüttung und nicht zum Transport. Während des Rückhubes findet eine Expansion der (während des Vorhubs komprimierten) Brennstoffsäule statt, bevor Brennstoff nachrutschen kann. Wäre dies nicht der Fall, so müsste die Dichte der vor dem Schieber liegenden Schüttung nach einigen Hübten so hoch werden, dass der geförderte Massenstrom zur Aufrechterhaltung der Dampfleistung reichen müsste. Dies ist nachweislich nicht der Fall.

Im Gegensatz zu den Anlagen M-UK2VL1-EK bzw. M-DE20VL1-EK handelt es sich bei der Anlage M-DE31VL2-DK (Abb. III-88) um eine Anlage mit einer Doppelkolbenbeschickung. Zuerst wurde an M-DE31VL2-DK der grundsätzliche Einfluss von Ober- und Unterschieber auf den gesamten Beschickvorgang untersucht. Dazu wurden die Versuche Nr. a und Nr. b durchgeführt. Die Fahrweise (synchron, sequentiell, asynchron; vgl. Abb. III-81) ist hierfür nicht relevant, da sich jeweils nur einer der beiden Schieber aktiv im Eingriff befindet.

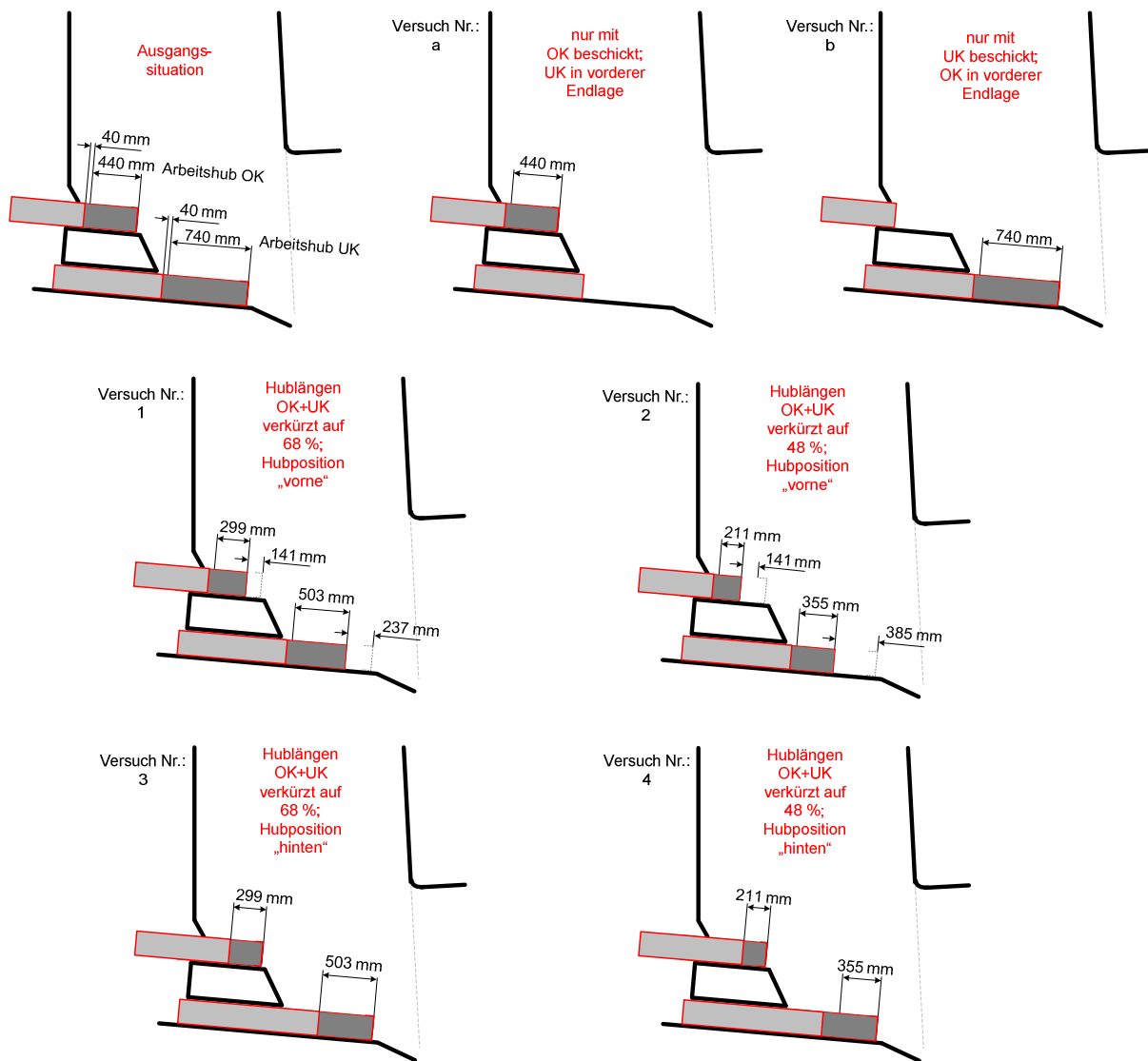


Abb. III-88: Versuchsprogramm mit der Brennstoffbeschickung an M-DE31VL2-DK [37]

Für Versuch Nr. a wurde nur mit dem Oberschieber beschickt, während der Unterschieber in seiner vorderen Endlage stehen blieb. Die Hublänge blieb im Vergleich zur Ausgangssituation unverändert. Aus Abb. III-90 ist ersichtlich, dass für diesen Versuch die Doppelhubzahl des Oberschiebers in etwa verdoppelt werden musste um den Brennstoffmassenstrom aufrecht zu erhalten. Die vom Oberschieber zurückgelegte Vorhubstrecke verdoppelt sich dabei ebenso. Bei der visuellen Beurteilung des Brennbettes konnte jedoch verstärkte „Haufenbildung“ auf dem Rost sowie eine zunehmende Feuerlänge erkannt werden. Dies lässt auf eine unregelmäßige Brennstoffbeschickung (sowohl zeitlich als auch mengenmäßig) sowie auf eine erhöhte Kompaktierung des Brennstoffs schließen. Mit anderen Worten, es kommen in unregelmäßigen Abständen größere u. v. a. erhöht komprimierte Brennstoffkonglomerate auf den Rost, was visuell als „Haufenbildung“ wahrgenommen wird. Bis diese Brennstoffkonglomerate aufbrechen und durchzünden können, ist eine längere Verweilzeit auf dem Rost notwendig, was die zunehmende Feuerlänge erklärt. Dennoch kann festgestellt werden, dass sich ein Feuerungsbetrieb mit ausschließlichm Oberschieber-Betrieb aufrechterhalten lässt, wengleich die Dampfmengenschwankungen aufgrund der unregelmäßigen Brennstoffbeschickung deutlich zunehmen.

Bei Versuch Nr. b blieb anstatt des Unterschiebers nun der Oberschieber in seiner vorderen Endlage stehen. Der Unterschieber wurde mit seiner regulären Betriebshublänge von 740 mm gefahren. Dabei mussten die Versuche – auch nach mehrmaliger Wiederholung – jedes Mal aufgrund eines reproduzierbar nach ca. 20 Minuten nach Umstellung auftretenden massiven Einbruchs in der Dampfleistung mit darauffolgendem Einsatz der Stützbrenner abgebrochen werden (vgl. Abb. III-84). Dieses Verhalten lässt auf eine fast vollständig zum Erliegen gekommene Brennstoffförderung schließen, was auch optisch beim Blick in die Feuerung bestätigt werden konnte²². Die unzureichende Brennstoffförderung, welche für den massiven Abfall des Dampfmassenstromes verantwortlich ist, kann über eine Brückenbildung im Brennstoffschacht erklärt werden. Die im Müllschacht stehende Brennstoffsäule „stützt“ sich im Wesentlichen oberhalb des Unterschiebers auf der Zwischenkonstruktion und den Schachtwänden ab. Somit gelangt deutlich zu wenig Brennstoff in den Einflussbereich des Unterschiebers. Abb. III-89 soll die gemachte Beobachtung visualisieren.

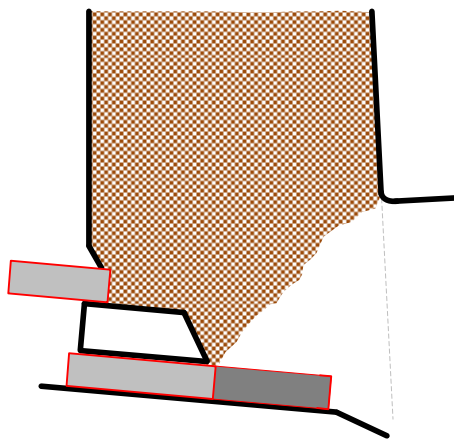


Abb. III-89: "Abstützen" der Müllsäule auf dem Zwischentisch einer Doppelkolbenbeschickung bei ausschließlichem Unterschieber-Betrieb [37]

Die Versuche Nr. a und Nr. b kurz zusammengefasst, kann postuliert werden, dass bei einer Doppelkolbenbeschickung ein reiner Oberschieber-Betrieb grundsätzlich möglich ist. Aufgrund der starken betrieblichen Einschränkungen ist diese Fahrweise jedoch nicht empfehlenswert. Ein ausschließlicher Unterschieber-Betrieb ist nicht möglich, die Brennstoffförderung kommt aufgrund einer reproduzierbar auftretenden Brückenbildung im Schacht fast vollständig zum Erliegen.

In den Versuchen Nr. 1 bis Nr. 4 wurde der Einfluss der Fahrweise einer Doppelkolbenbeschickung auf das Förderverhalten untersucht. Hierbei ist die synchrone („sync“) und sequentielle Fahrweise („sequ“) untersucht worden (Abb. III-81), da diese die am häufigsten angewendeten Fahrweisen darstellen. Die Hublängen entsprachen dabei den unverkürzten Betriebshublängen (Hublänge Oberschieber = 440 mm, Hublänge Unterschieber = 740 mm). Vergleicht man nun die Versuchsergebnisse der beiden Fahrweisen in Abb. III-90 („Ausgangssituation sync“ und „Ausgangssituation sequ“), so ist die unterschiedliche benötigte Doppelhubzahl auffällig. Bei der sequentiellen Fahrweise werden 5,9 Dh/h und bei der synchronen Fahrweise werden 8,3 Dh/h benötigt, um die vorgegebene Dampfleistung aufrecht zu erhalten. Der Unterschied von etwa 2 Dh/h zwischen den beiden Betriebsweisen, ist auf

²² Bei solch massiven Dampfleistungseinbrüchen ist in der Regel die geschlossene Flammenfront, die normalerweise den Blick von hinten auf die Brennstoffbeschickung versperrt, zusammengebrochen. Deshalb kann in diesen Fällen die Quantität und Qualität der Brennstoffförderung durch den Blick in das an der Ofenrückwand eingebaute Schauglas gut beurteilt werden.

die Kompression des Brennstoffs während des Vorhubs des Oberschiebers zurückzuführen. Bei der synchronen Fahrweise fährt zuerst der Oberschieber von seiner vorderen Endlage in die Hintere und verdichtet somit zwangsläufig den Brennstoffschüttung im Aufgabebereich. Auch der Brennstoff vor dem Zwischentisch und vor dem Unterschieber wird dabei zu einem gewissen Anteil mitkomprimiert bzw. vom Unterschieber wegbewegt. Dadurch entsteht ein Hohlraum vor dem Unterschieber. Während der Oberschieber in seiner hinteren Endlage verharret, startet der Unterschieber seinen Vorhub. Dieser hat nun zusätzlich zu dem „normalen“ Leerhub noch die Länge des Hohlraums, die durch die bereits geleistete Kompressionsarbeit des Oberschiebers entstanden ist, zu durchfahren. Somit verringert sich bei der synchronen Fahrweise die wirksame Förderhublänge des Unterschiebers signifikant. Eine Zunahme der Doppelhubzahl bei der synchronen Fahrweise (gegenüber der asynchronen Fahrweise) muss die Vergrößerung des Leerhubs des Unterschiebers kompensieren.

Analog zu den Versuchen an den Einzelkolbenbeschickungen wurden auch an den Doppelkolbenbeschickungen die Auswirkungen auf das Förderverhalten bei einer Einkürzung der Hublänge von Ober- und Unterschieber sowie bei einer Verlagerung der Hubposition für die genannten Fahrweisen (synchron und sequentiell) untersucht.

Bei Versuch Nr. 1 wurde für beide Fahrweisen der Hub von Ober- und Unterschieber auf 68 % der Betriebslängen verkürzt, der Hub startet von der vorderen Endlage. Die im Normalbetrieb angefahrte hintere Endlage wird nicht erreicht, somit findet der Beschickhub auf der vorderen Position statt. Vergleicht man nun die synchrone und sequentielle Fahrweise (Versuch Nr. 1sync und Nr. 1sequ) würde man im ersten Augenblick vermuten, dass die synchrone Fahrweise aufgrund der durch die Fahrweise bedingte Vergrößerung des Leerhubs vom Unterschieber mehr Hübe benötigt als die sequentielle Fahrweise. Tatsächlich jedoch unterscheiden sich die beiden Fahrweisen auch durch unterschiedliche Dichteverhältnisse im Aufgabebereich. Darum wird in der synchronen Fahrweise mehr Brennstoffmasse pro Hub auf den Rost gefördert als beim sequentiellen Fahrzyklus.

Verkürzt man allerdings den Hub ausgehend von der hinteren Endlage auf 48 % des Betriebshubs (Versuch Nr. 2), bleibt die Länge des Leerhubes gleich, jedoch verkürzt sich der effektive Förderhub zusätzlich, was die stark ansteigenden Doppelhubzahlen im Vergleich zu Versuch Nr. 1 erklärt. Die sequentielle Fahrweise ist, als „zweifache Einzelkolbenbeschickung“ anzusehen und fördert trotz verkürzten Hub auf 48 % mit 40 Dh/h genügend Brennstoff, um den vorgegebenen Dampfmassenstrom aufrecht zu erhalten. Wohingegen bei der synchronen Betriebsweise, der Versuch aufgrund mangelnder Brennstoffförderung abgebrochen werden musste. Der Leerhubanteil des Unterschiebers war anteilmäßig zu groß.

Im Anschluss an die Versuche auf der vorderen Hubposition, wurden die Versuche Nr. 3 und Nr. 4 für die synchrone und sequentielle Fahrweise durchgeführt. Diese unterscheiden sich zu den Versuchen Nr. 1 und Nr. 2 für beide Fahrweisen lediglich in der Hubposition. Analog zu den Versuchen an den Einzelkolbenbeschickungen, wird im Gegensatz zur vorderen Hubposition bei der hinteren Position die Hublänge von der vorderen Endlage ausgehend eingekürzt. Somit endet der Hub immer in seiner hinteren Endlage.

Bei der Verkürzung der Hublängen auf 68 % (Versuch Nr. 3) benötigt die synchrone Fahrweise 14,3 Dh/h und die sequentielle Fahrweise 13,2 Dh/h um den vorgegebenen Dampfmassestrom zu halten. Obwohl die Kompressionsanteile des Vorhubes bei beiden Fahrweisen gleich sind, kommt es zu unterschiedlichen Doppelhubzahlen. Die synchrone Fahrweise benötigt gegenüber der sequentiellen um 0,9 Dh/h mehr. Dies lässt sich durch den gleichzeitig stattfindenden Rückhub in der synchronen Fahrweise erklären. Wie beschrieben, bleibt der Oberkolben nach seinem Vorhub in der hinteren Endlage stehen und hält die Kompression vor dem Unterschieber und den dort entstandenen zusätzlichen Leerraum aufrecht. Dadurch verringert sich der effektive Förderhub des Unterschiebers.

Bei der Verkürzung der Hublängen auf 48 % (Versuch Nr. 4) überwiegt jedoch der Einfluss der unterschiedlichen Dichteverhältnisse im Aufgabebereich und kompensiert so den Effekt

der Vergrößerung des Leerhubes bei der synchronen Fahrweise. Somit braucht die syn-
chrone Fahrweise mit 21,5 Dh/h um 4,3 Dh/h weniger als die sequentielle Fahrweise mit 25,8
Dh/h.

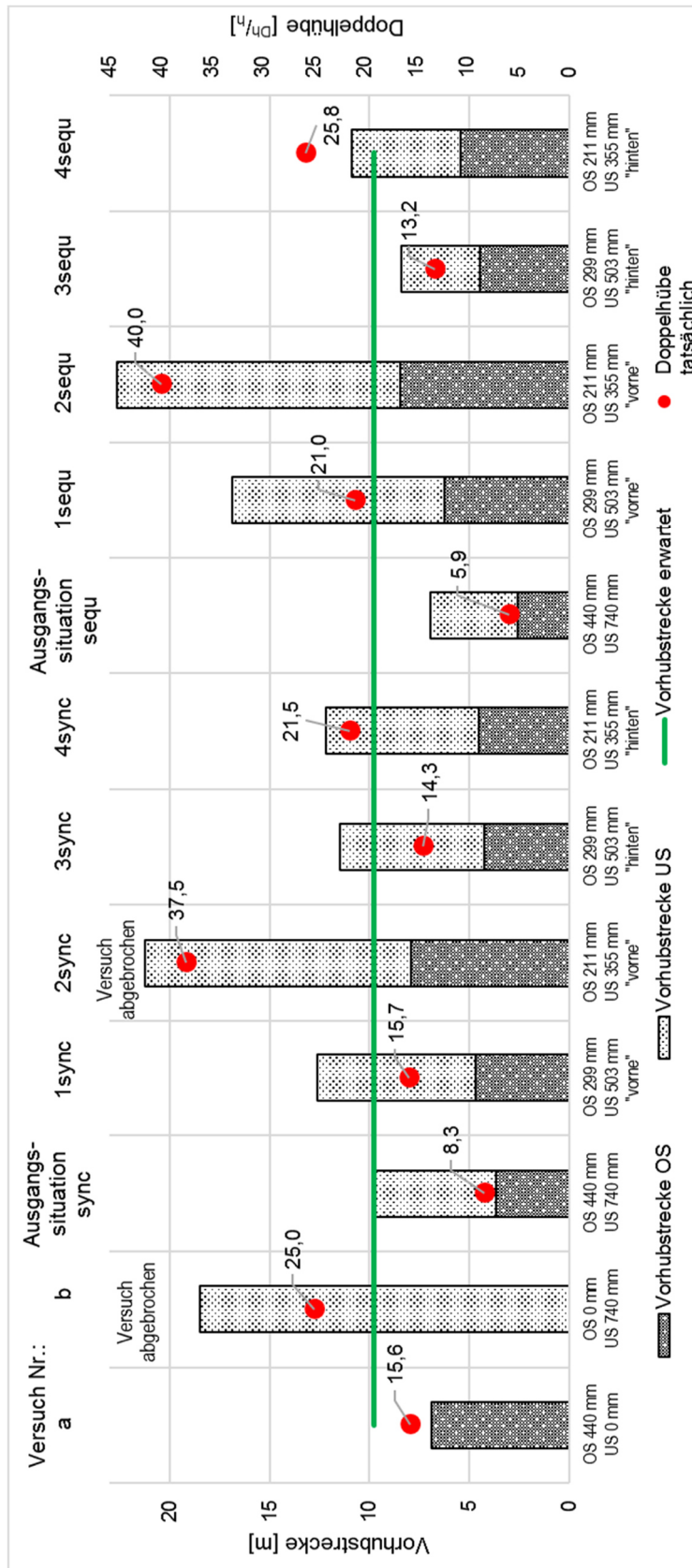


Abb. III-90: Ergebnisse des Versuchsprogramms mit der Brennstoffbeschickung an M-DE31VL2-DK [37]

Neben dem Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt und SAR beschäftigte sich auch, wie oben bereits erwähnt, die Universität Bochum mit dem Thema Aufgabebereich. Die Kollegen aus Bochum berechneten mittels CFD das Förderverhalten und die sich einstellenden Dichten im Aufgabebereich. Zeitgleich wurde der Aufgabebereich vor und über dem Schieber während des Vor- und Rückhubes betrachtet. In Abhängigkeit des hydrostatischen Drucks und einer fraktionsabhängigen Dissipationsrate lassen sich die Kompressions- und Expansionsvorgänge von einer Schüttung beschreiben. Die von seitens GKS durchgeführten Trichterberechnungen und durchgeführten Kompressionsversuche haben gezeigt, dass der reale Dichteverlauf in Abhängigkeit des hydrostatischen Drucks nicht korrekt abgebildet werden kann. Eine endgültige Parametrierung steht bis dato allerdings noch aus.

Ergebnisse der Schachtsimulation, die seitens der Universität Bochum im Projektzeitraum hinsichtlich der Schachtsimulation gewonnen wurden, sind in Abb. III-91 dargestellt.

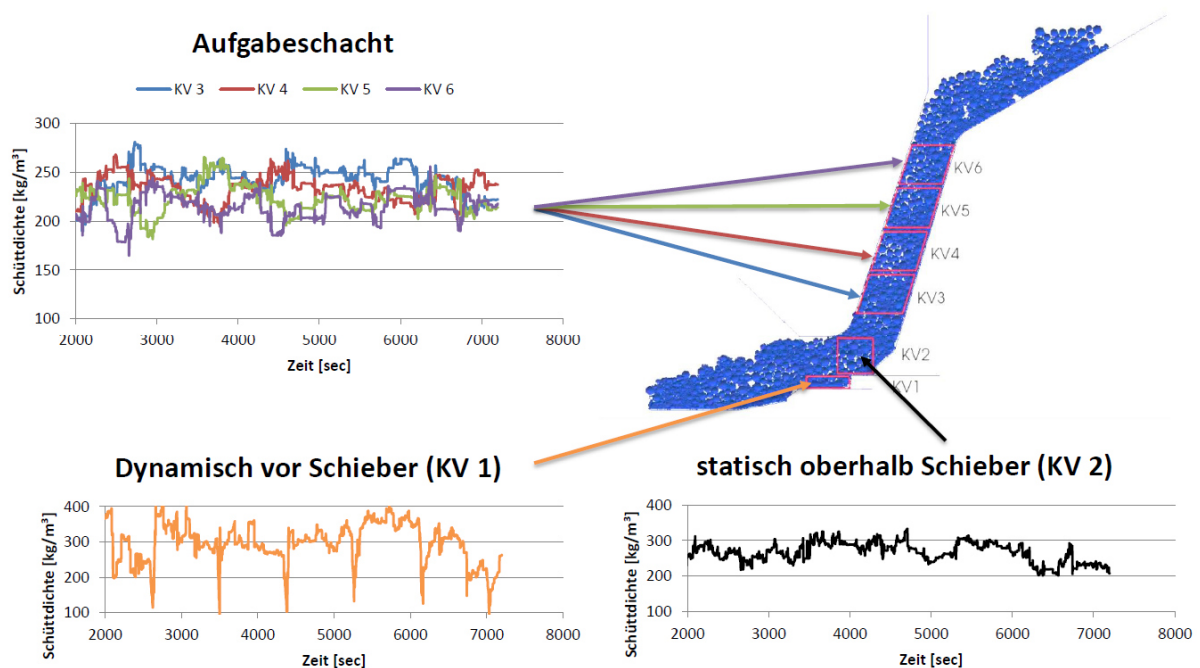


Abb. III-91: Ergebnisse der Modellierung des Aufgabebereichs Universität Bochum

Den abgebildeten Aufgabeschacht, bzw. den Aufgabebereich entspricht der Anlage in Schweinfurt. Insgesamt werden die Dichten im Aufgabeschacht (Kontrollvolumen (KV) 3 bis KV 6) berechnet und über einen Zeitbereich ca. 7200 s dargestellt. Im Bereich KV 2, der sich über den Aufgabeschieber befindet, gibt die DEM-Simulation der Universität Bochum eine zwischen ca. 220 kg/m³ und 320 kg/m³ aus. Aufgrund der Trichterbeobachtungen am GKS, kann davon ausgegangen werden, dass im Aufgabebereich eine Brennstoffdichte von mindestens 460 kg/m³ vorliegt bzw. mit einem Verdichtungsfaktor über der Schachtlänge von 1,663 gerechnet werden kann (s.o.). Für den Bereich KV 1 gibt die Simulation eine dynamische Dichte vor dem Aufgabeschieber aus. Lokal werden hier maximale Dichten von ca. 400 kg/m³ berechnet. Untersuchungen am Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt haben gezeigt, dass bei einem Durchschnittsbrennstoff, der im Schacht durch verschiedenste physikalischen Effekte schon vorverdichtet (ca. 460 kg/m³ s.o.) wird, sich während des Vorhubs eine maximale Dichte von 535 kg/m³ vor dem Aufgabeschieber einstellen wird.

III.4.2 Brennbettmodellierung DEM / CombAte

Die Brennbettmodellierung inklusive dem Feststofftransport, Wärmeübertragung und Partikelfreisetzung wurde einerseits mit DEM Simulationen vom Projektpartnern der Universität Bochum und andererseits mit einem vom GKS und der Firma Weghaus entwickelten Berechnungsprogramm namens CombAte realisiert.

CombAte ist ein Simulationsprogramm, welches die Verbrennung und Transportbewegung auf dem Verbrennungsrost darstellt. Das physikalisch-chemische Modell, das hinter CombAte steckt, kann die Simulation schneller als Echtzeit berechnen. CombAte beruht auf der Finiten-Differenzen-Methode (FDM), die mit dem numerischen Verfahren grundlegende Differentialgleichungen in lösbar algebraische Gleichungen transformiert. Der Feuerraum und Verbrennungsrost werden dazu in eine endliche Zahl von Zellen unterteilt. Es werden zuerst alle Rechenoperationen einer Zelle durchgeführt und anschließend die nächste Zelle berechnet. Unter Java wurde eine Benutzeroberfläche programmiert, in die alle Teilmodelle eingepflegt wurden. Zu den Teilmodellen in CombAte zählen beispielsweise Vorgänge der Wärmeübertragung, Wärmestrahlung, Brennstoffzusammensetzung, Feststofftransport, Partikelfreisetzung, usw., die mit der Finite-Differenzen-Methode berechnet werden. Die Abb. III-92 zeigt ein Organigramm, in dem die wichtigsten Teilmodelle von CombAte enthalten sind.

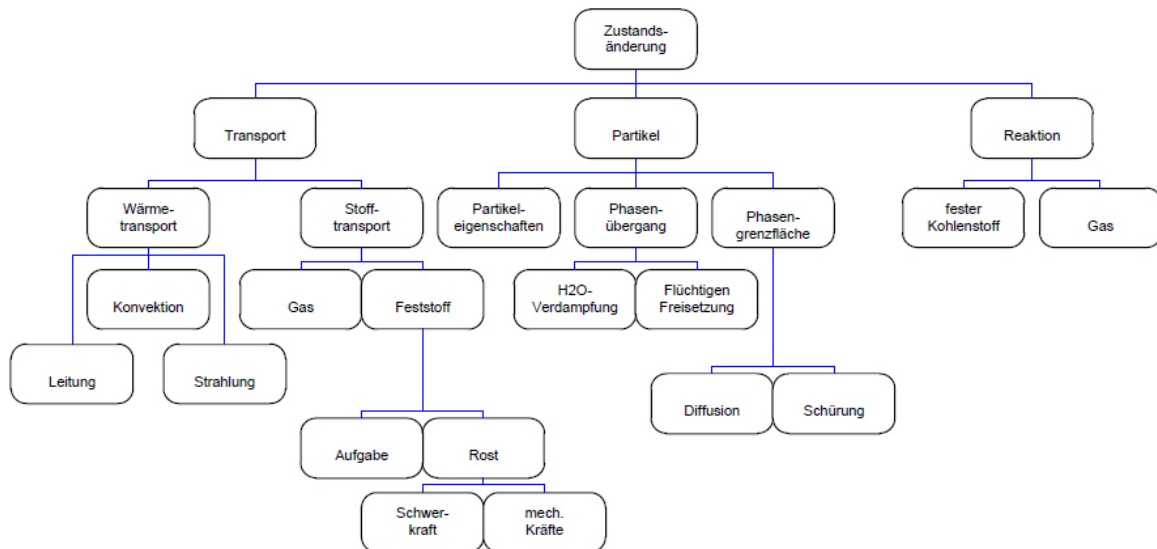


Abb. III-92: Organigramm, Teilmodelle in CombAte

Innerhalb des Projektzeitraumes bestand die Aufgabe der Firma Weghaus darin, die gewonnenen Erkenntnisse, Formeln und Ansätze, bzw. auch die Optimierungsansätze der einzelnen Teilmodelle in CombAte zu implementieren. Bis dato wurde der größte Teil der Optimierungsansätze in CombAte eingefügt. Die Anbindung von CombAte an die Feuer-Leistungs-Regelung wurde mittels einer OPC-Anbindung realisiert. Somit werden reale Betriebsdaten der Anlage an das CombAte übermittelt. Damit ist es möglich, die gekoppelte Verbrennungslinie parallel zum Betrieb „mitzurechnen“ bzw. die Vorgänge zu simulieren und zu visualisieren.

CombAte ist in der Lage, die Brennbethöhen (Abb. III-93) und die Brennstoffdichten auf den Rosten inklusive den Wärmeeintrag in das Brennbett bzw. die Temperaturverteilung (Abb. III-94) zu rechnen.

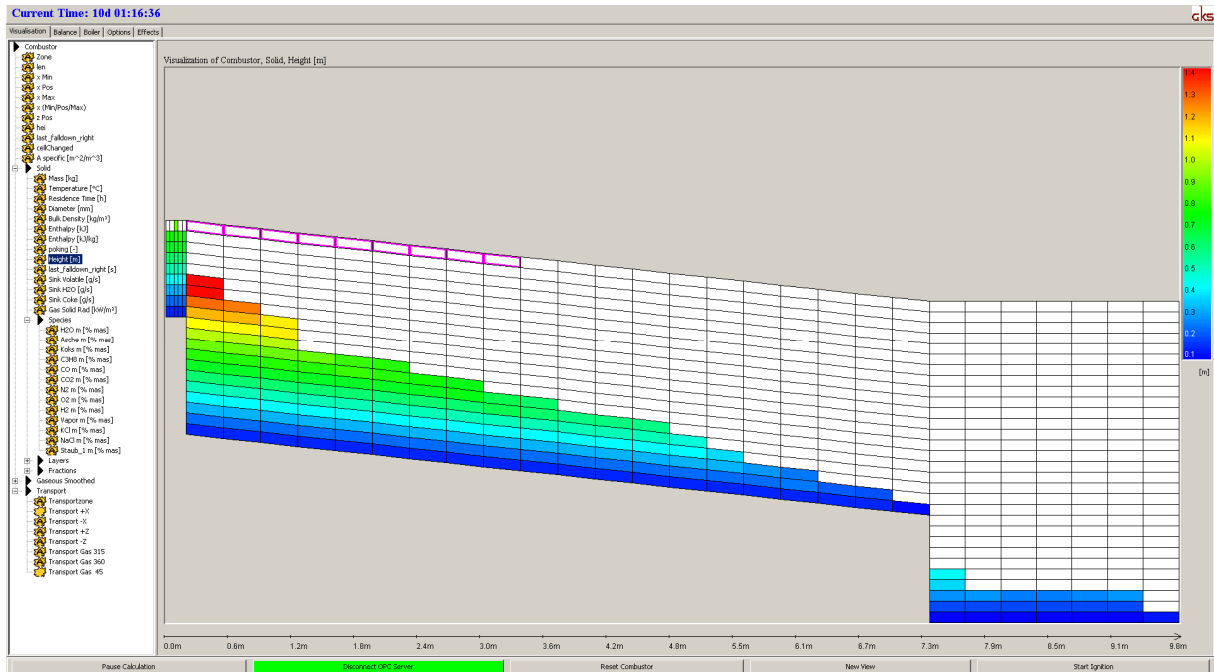


Abb. III-93: Schichthöhen Brennbett, CombAte

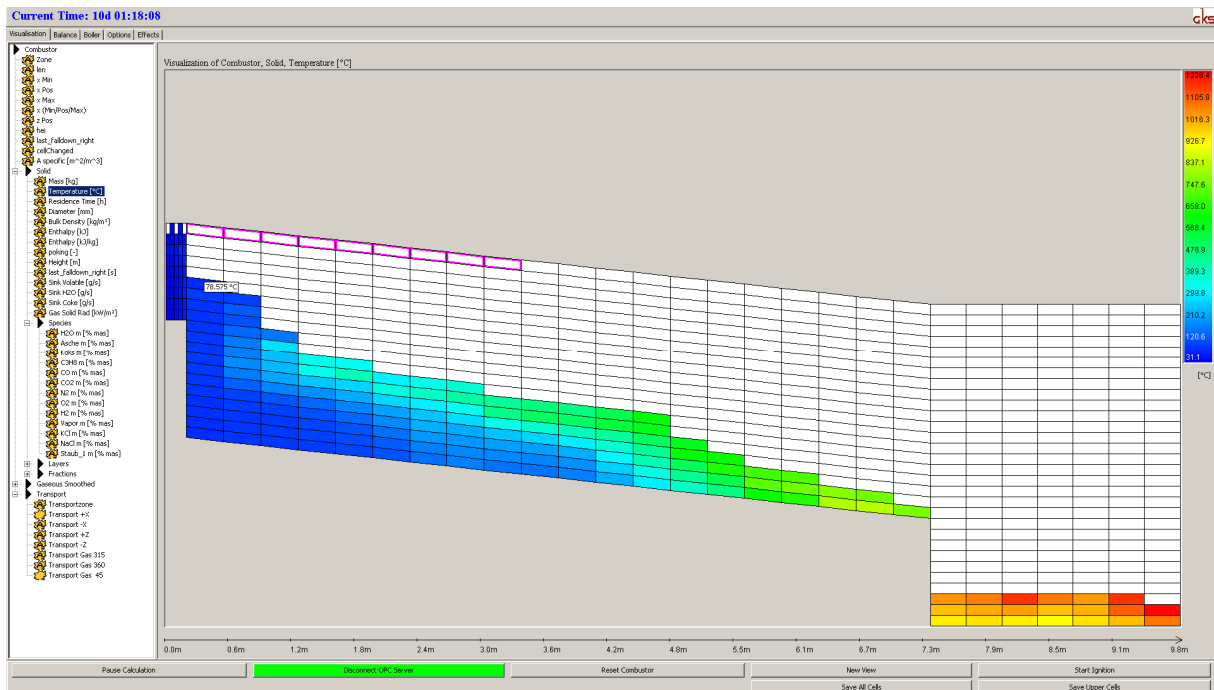


Abb. III-94: Temperaturverteilung im Brennbett, CombAte

Hinsichtlich der Temperaturverteilung im Brennbett nach CombAte, liegt in der Realität auf Rost 3 eine etwas niedriger Temperatur vor, als CombAte in der Abb. III-94 ausgibt. Neben den oben genannten Berechnungsmöglichkeiten CombAtes, kann auch der Staubaustrag aus dem Brennbett simuliert werden (Abb. III-95).

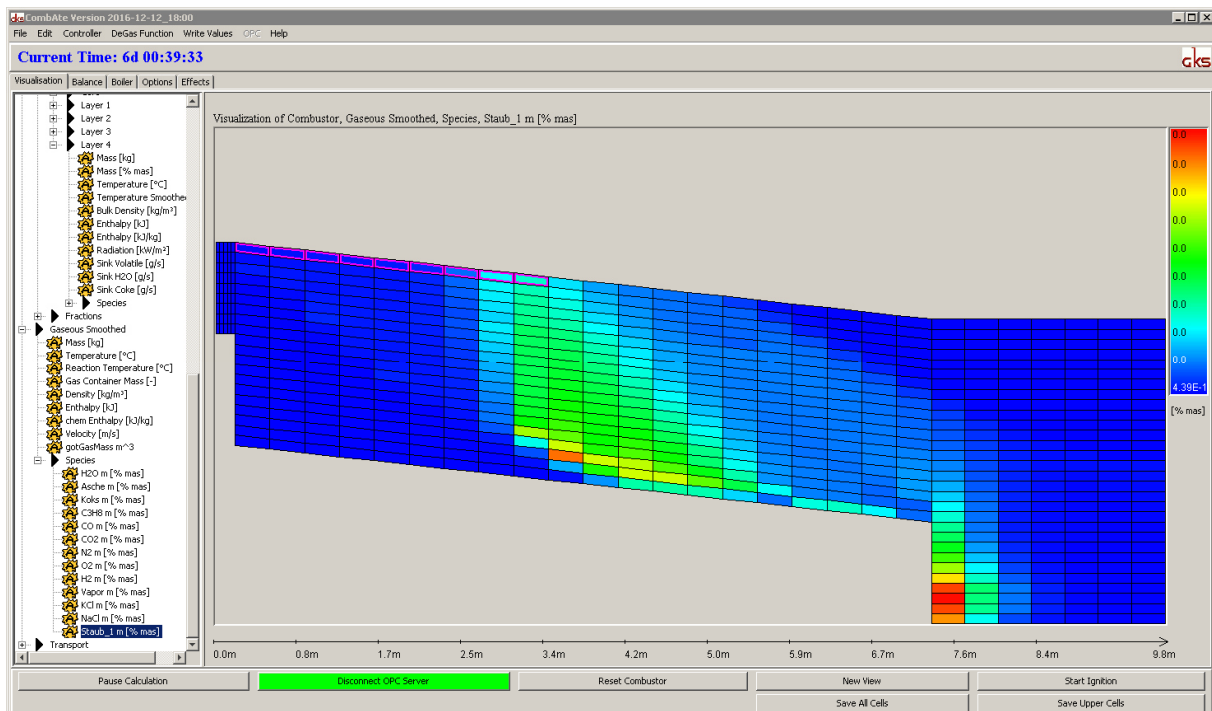


Abb. III-95: Staubaustrag aus dem Brennbett, CombAte

Staub, der sich aus der an der Brennstoffoberfläche anhaftende Asche zusammensetzt, wird durch die vorbeiströmenden Gase mitgenommen. Staub kann nur aus dem Brennbett ausge-
tragen werden, wenn die Oberfläche getrocknet ist und eine Zeit lang in diesem Zustand „ge-
schrubbelt“ wurde. Über die Stokessche Bedingung wird entschieden, ob staubförmige Partikel
an der Brennstoffoberfläche hängen bleiben oder ausge-
tragen werden. In der Abb. III-95
ist u.a. der Einfluss des Sturzes von Rost 2 auf Rost 3 zu sehen.

In der Abb. III-96 ist der NaCl Austrag nach der Trocknung aus dem Müllbrennbett zusehen.
Beim Sturz von Rost 2 auf Rost 3 ist eine höhere NaCl Konzentration zu erkennen. Dieses
Phänomen ist im Wesentlichen auf das Aufbrechen des Brennstoffs beim Sturz von Rost 2 auf
Rost 3 zurückzuführen. Die hier erzeugten neuen Oberflächen können vermehrt nicht entgaste
Spezies freisetzen. Die Berechnungen mittels der DEM-Untersuchungen der Universität Bo-
chum zeigen ein grundsätzlich ähnliches Verhalten, weichen allerdings in Bezug auf den Frei-
setzungsort teilweise von den CombAte-Ergebnissen ab. Eine abschließende Validierung
konnte in Ermangelung von Messmöglichkeiten der KCl- und NaCl-Spezies nicht umgesetzt
werden.

Ähnlich verhält sich die Freisetzung von KCl (Abb. III-97).

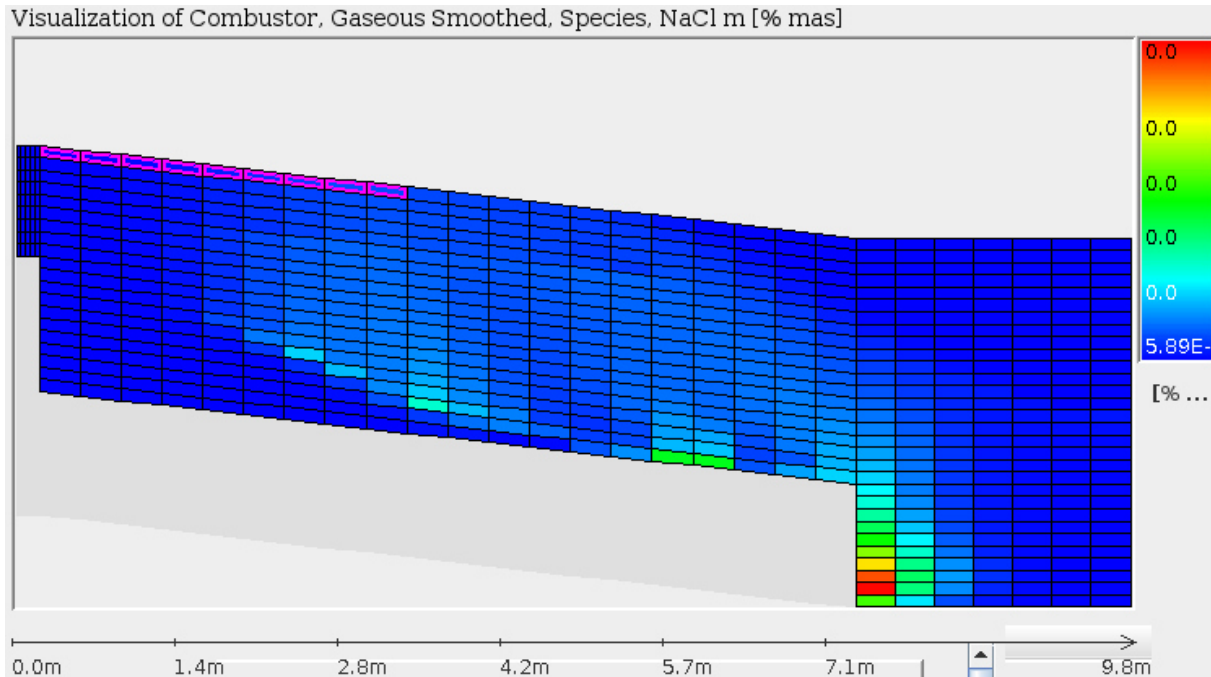


Abb. III-96: Freisetzung / Austrag von NaCl aus dem Müllbrennbett, CombAte

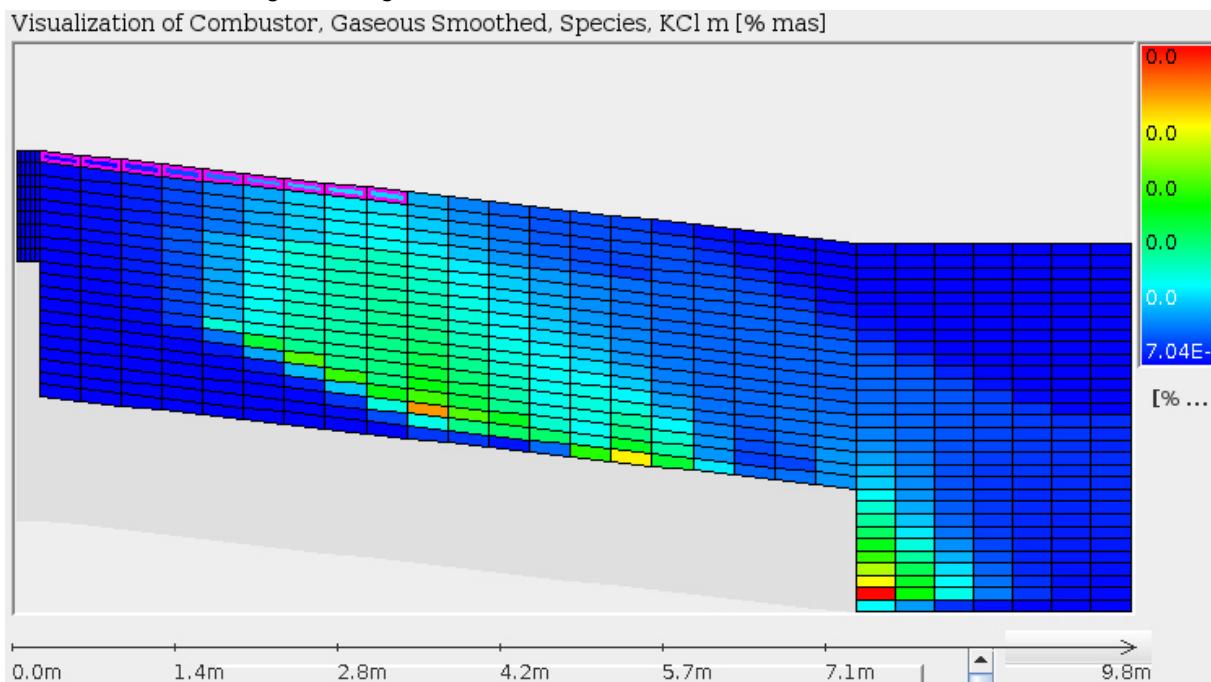


Abb. III-97: Freisetzung / Austrag KCl-Austrag aus dem Müllbrennbett, CombAte

Zusätzlich zu der Anbindung von CombAte an die Anlage wurde des Weiteren ein Signalaus-
tausch zwischen CombAte und den Simulationsprogramm BoilerDesigner geschaffen (Abb.
III-98 und Abb. III-99). Damit kann nicht nur die Feuerung, sondern nun auch der Kessel online
gerechnet werden. Um eine Online-Simulation des Kessels mit Hilfe von Boiler-Designer
durchführen zu können, müssen zwangsläufig Inputgrößen der FLR übergeben werden. In die-
sem Teilprojekt wurde auf dem Projektpartner SAR zurückgegriffen. Input-Größen sind bei-
spielsweise der Brennstoffmassenstrom, die Lufttemperaturen und Mengen sowie die Para-
meter der Reinigungssysteme, des Rezirkulationsgases und des Wasser-Dampf-Kreislaufes.
Damit ist BoilerDesigner in der Lage den Verschmutzungsgrad an den Überhitzerpaketen zu

rechnen und gibt als Output-Größen die Belagsdicken an den verschiedenen Überhitzerpaketen und Economiser aus.

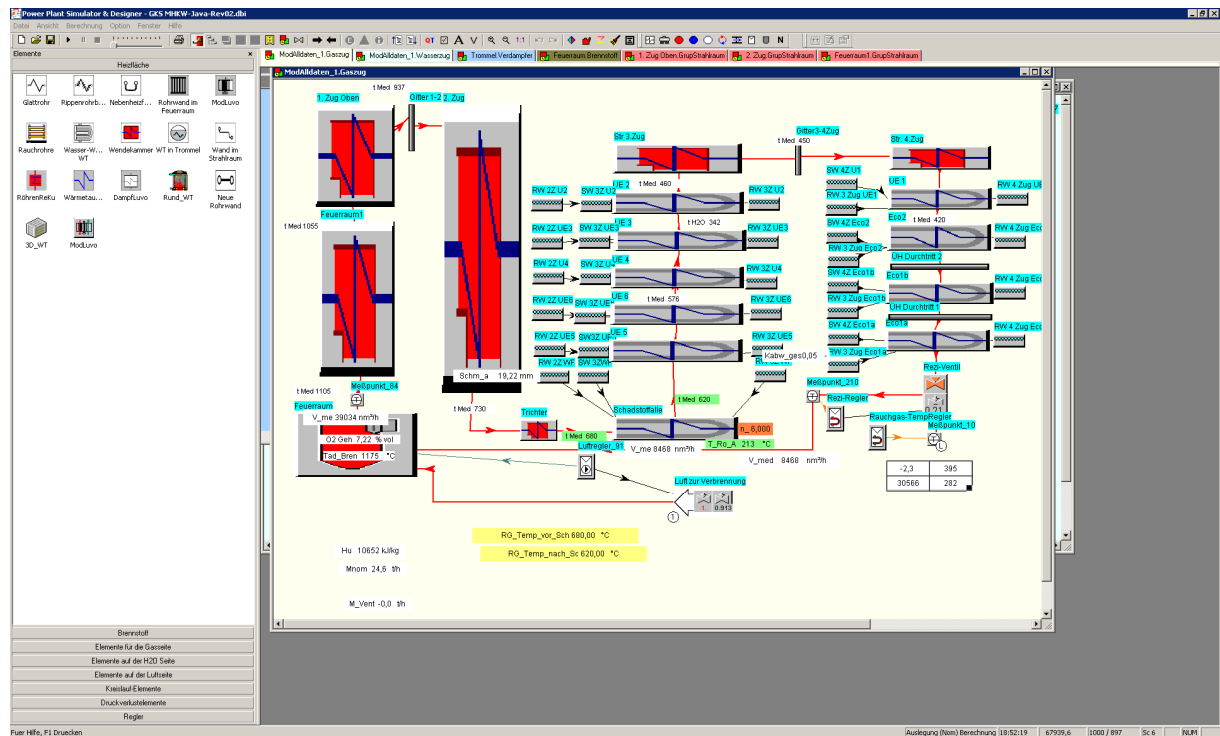


Abb. III-98: Anbindung BoilerDesigner an GKS Linie 11

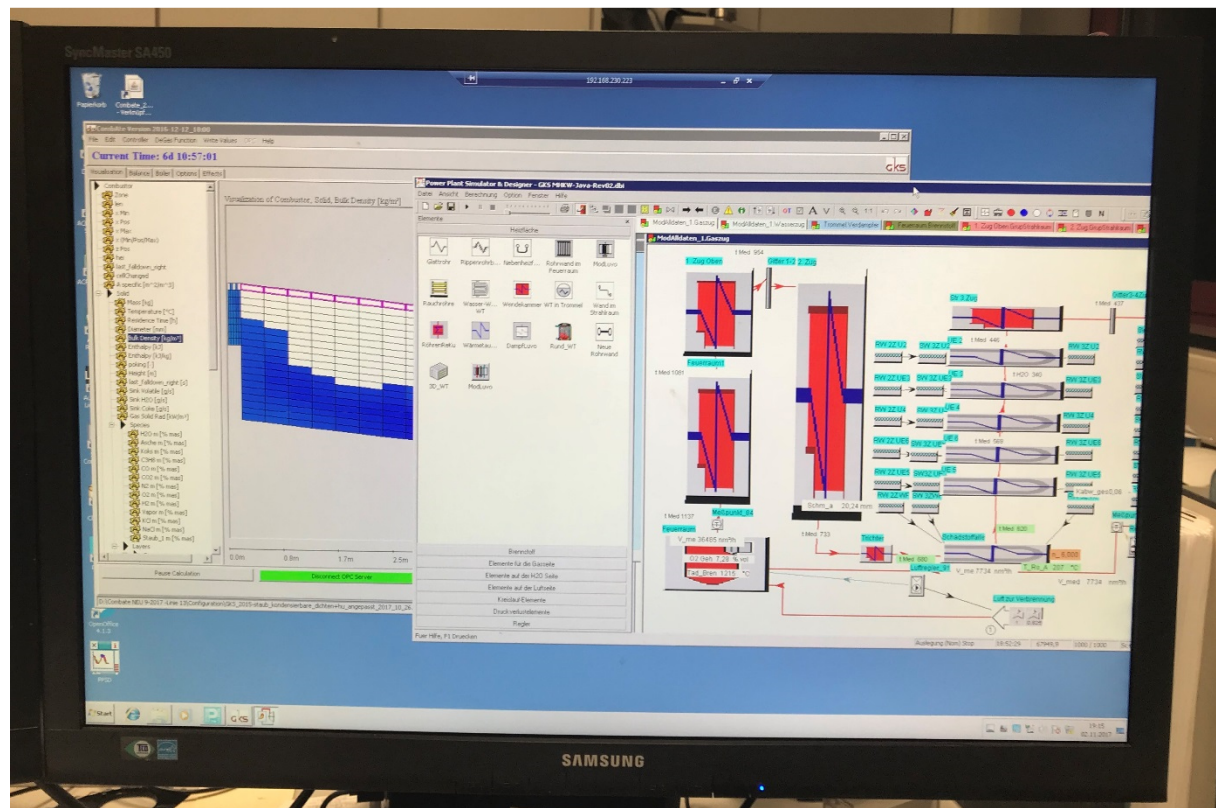


Abb. III-99: Signalaustausch CombAte und BoilerDesigner an der realen Anlage GKS Linie 11

Seitens der Universität Bochum wurden parallel zu den Berechnungen mit CombAte DEM-Simulationen vom Verbrennungsrost durchgeführt. Um Einflüsse der Rostfahrweise auf mechanische Brennbettbewegungen näher zu analysieren, sind verschiedenen Variationen der Rostfahrweisen hinsichtlich lokaler Brennbett- / Schichthöhen numerisch untersucht worden. Die Abb. III-101 zeigt die Simulations-Ergebnisse hinsichtlich der Schichthöhen für den Normalbetrieb der Verbrennungsroste am GKS. Normalbetrieb mit 348 mm Hublänge bedeutet, dass die FLR an der vorderen und hinteren Endlage jeweils 3 % Hub einkürzt (Abb. III-100)

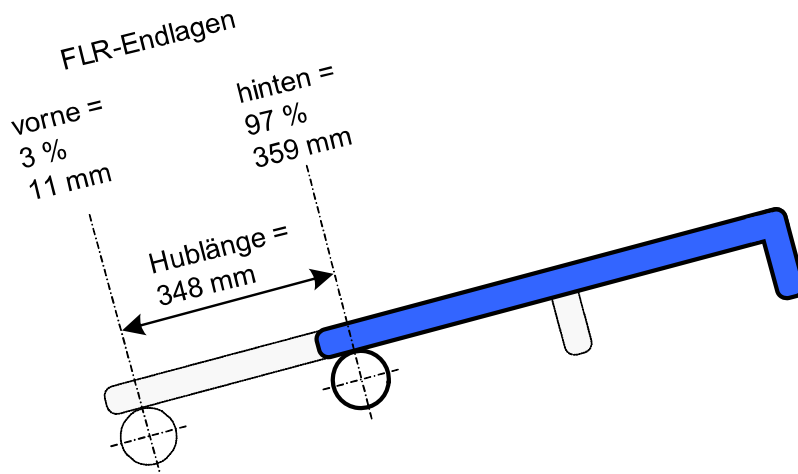


Abb. III-100: Hublänge Roststab Normalbetrieb GKS

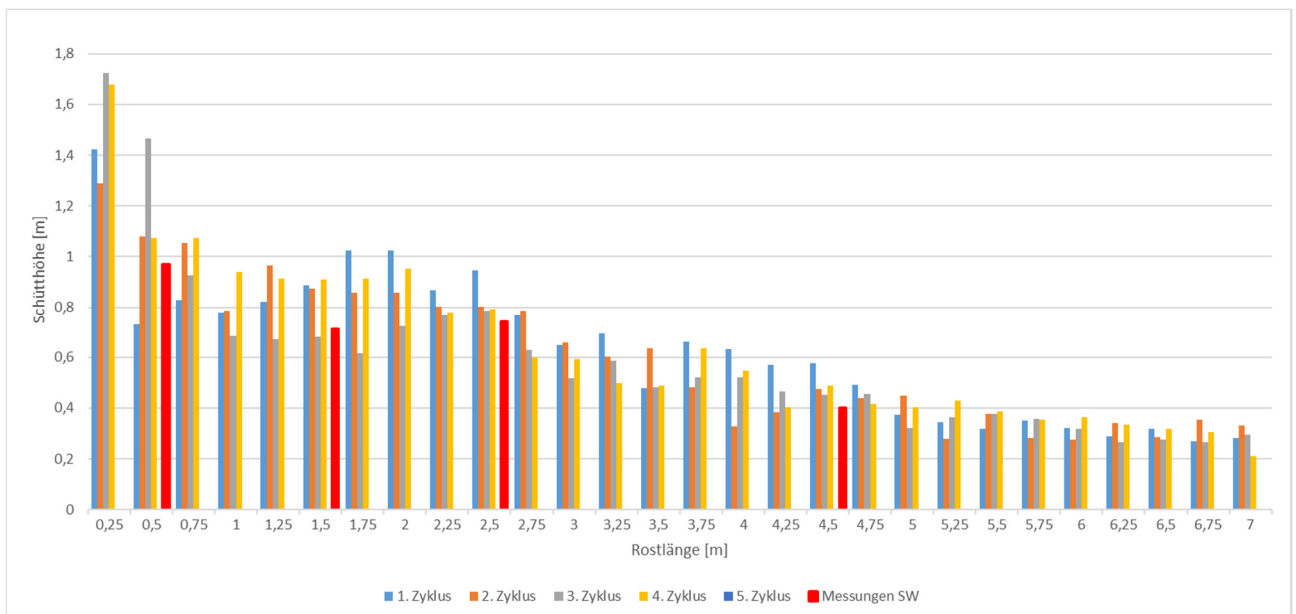
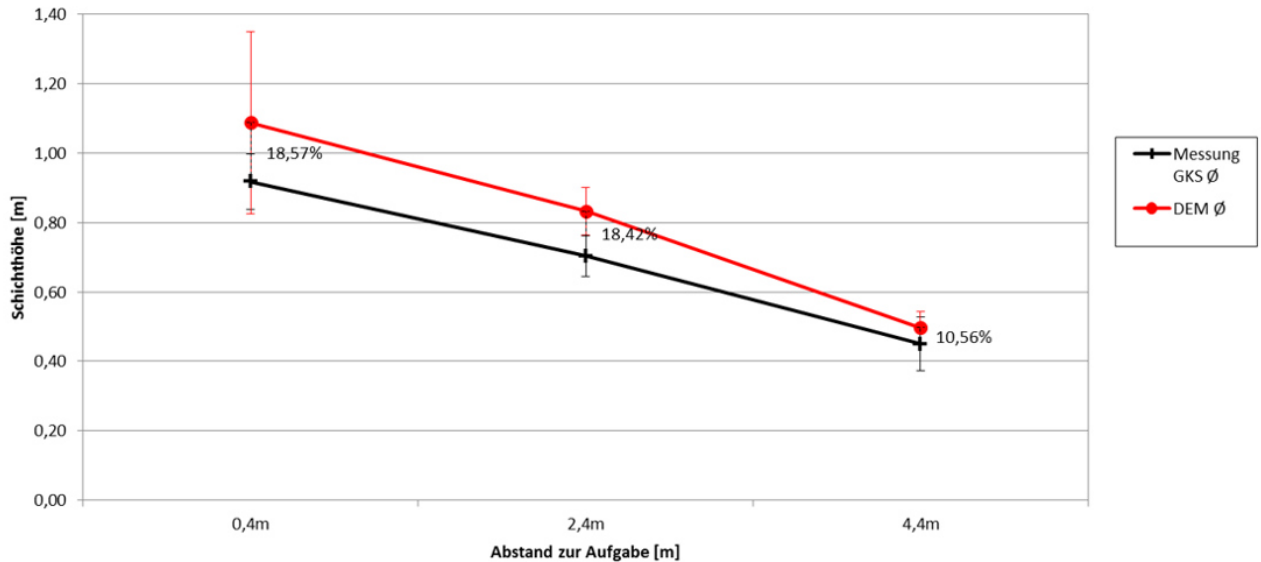


Abb. III-101: DEM-Simulation GKS-Rost (Normalbetrieb 348 mm Hub) [34]

Wie oben bereits erwähnt zeigt Abb. III-101 die von der Universität Bochum durchgeführten DEM-Simulations-Ergebnisse der Verbrennungsroste des GKS. Zum Vergleich zeigen die roten eingezeichneten Balken die durchschnittlichen Messergebnisse der Schichthöhenmessungen am GKS (vgl. Kap.III.3.1). Es konnte tendenziell eine größenordnungsmäßig ähnliche Schichthöhenverteilung gefunden werden.

Vollhub 348mm Vgl. Messung GKS zu DEM



Position	Standardabweichung GKS	Standardabweichung DEM	Abweichung zwischen \varnothing DEM / \varnothing GKS
0,4m	0,92m \pm 0,08m	1,09m \pm 0,26m	18,57%
2,4m	0,70m \pm 0,06m	0,83m \pm 0,07m	18,42%
4,4m	0,45m \pm 0,08m	0,50m \pm 0,04m	10,56%

Abb. III-102: Vergleich Durchschnittswerte DEM mit GKS-Schichthöhenmessungen

Mit der Abb. III-102 wurden die Durchschnittswerte der Abb. III-101 mit den GKS-Schichthöhenmessungen an den Messstellen der Verbrennungslinie 12 verglichen. Die Standard- und prozentuale Abweichungen können der Abb. III-102 entnommen werden. Prinzipiell gibt die DEM-Simulation etwas höhere Schichthöhen aus, als in der Realität auf den Rosten vorliegen. Am Messstutzen 1, der 0,4 m von der Brennstoffaufgabe entfernt ist, und an Messstutzen 2 (Entfernung zur Aufgabe 2,4 m) beträgt die prozentuale Abweichung zu den GKS-Messungen ca. 18,5 %. Ab der dritten Messstelle nähert sich die DEM-Berechnungen den realen Schichthöhen mit 10,5 % Abweichung an. Richtung Ausbrandrost (Rost 3) werden die Abweichungen zwischen der Realität und Simulation kleiner. Die Abweichungen können schon durch geringe Unterschiede bezüglich der Brennstoffdichte erklärt werden. Darüber hinaus hat sich gezeigt, dass der Beschickungsvorgang in der DEM-Simulation (siehe Kap. III.4.1 und Abb. III-91) einen bedeutenden Einfluss auf die Schichthöhensimulation hat. Eine zuvor angenommene kontinuierliche ununterbrochene Brennstoffzufuhr der Brennstoffaufgabe ist in der Simulation nicht zulässig.

III.4.3 Korrosionssondendaten

Die in Kap. III.3.6 beschriebene Korrosionssonde verweilte im Zeitraum vom 10/2014 bis 10/2015 in der Verbrennungslinie 12 des Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt. Diese wurde im dritten Zug auf der Höhe 17,5 m während einer Revision verbaut. Wie oben bereits beschrieben, wurden vor allem zu Beginn regelmäßig Impedanzmessungen durchgeführt. Über den gesamten Zeitraum wurde ebenfalls das Signal des Linearen Polarisationswiderstandes gemessen. Die Sondentemperatur wurde hierbei auf 430 °C gehalten.

Die Abb. III-103 zeigt die Korrosionssonde nach ca. einem Jahr in der Anlage.



Abb. III-103: Korrosionssonde nach einem Betriebsjahr [35]

Das Bild zeigt links den Sondenkopf mit Temperatursensor für das Rauchgas. Unter dem Belag sind die Korrosionsringe. Das Abb. III-103 zeigt allerdings die Sonde um 180° gedreht, die Anströmseite (Bärte) ist im eingebauten Zustand unten

Das GKS stellte für den o.g. Zeitraum von einem Jahr die gesamten Betriebsdaten, wie Temperaturen, Gaszusammensetzungen, Dampfmengen usw., insgesamt ca. 90 verschiedenen Parameter zur Verfügung und ermöglichte somit eine Auswertung der Korrosionssondendaten. Die Auswertung der Mess- und Betriebsdaten wurde von der Universität Augsburg und Herrn Nordsieck vom Forschungsinstitut bifa durchgeführt. Im ersten Schritt sind die Betriebsdaten auf vierminütigen Mittelwerte gebracht worden, denn die Aufnahme des Korrosionsleitwerts erfolgte innerhalb des Messzeitraumes in 4-Minuten-Schritten. Anschließend ist die Zeitmarke der Sondendaten mit den Betriebsdaten synchronisiert worden. Hierbei wurden ein Vergleich zwischen Temperaturmessungen in der Anlage und der am Sondenkopf herangezogen. Da Temperaturänderungen, etwa durch stattfindende Onlineabreinigungen (z.B. Rußblasen), die deutlichste Variation des Korrosionssignals (KWL = Korrosions-Leit-Wert) ergeben hat, wurde von Universität Augsburg für die weitere Korrelation der Daten mit anderen Parametern, wie zum Beispiel der Gaszusammensetzung, ein temperaturkorrigiertes Signal (KWL_{kor}) (siehe Abb. III-104) bestimmt. Hierbei beschreibt T_w die gemessene Temperatur, T_w^0 die Referenztemperatur und ΔG die Aktivierungsenergie der Korrosion.

$$KLW_{korrr} = KLW * \exp \left[\Delta G * \left(\frac{1}{R * T_W} - \frac{1}{R * T_W^0} \right) \right] \text{ mit } R = 8,314 \frac{J}{K * mol}$$

Abb. III-104: Temperaturkorrigiertes Signal (KWL_{korrr}) [33]

Die bereits beschriebene Temperaturkorrektur erfolgte seitens der Universität Augsburg mittels einer Abschätzung der Temperatur an der Rohraußenseite. Ein konstanter Temperaturgradient zwischen dem Rauchgas / Belagsaußenseite und der Rohrwand wurde dabei angenommen. Die Abb. III-105 stellt eine Korrektur des KLW mit einer Aktivierungsenergie von 10 kJ/mol für den Zeitraum des 14. – 24.08.2015 dar. Eine Überkorrektur ist dem Diagramm zu erkennen (vergleiche KLW und KLW korrigiert)

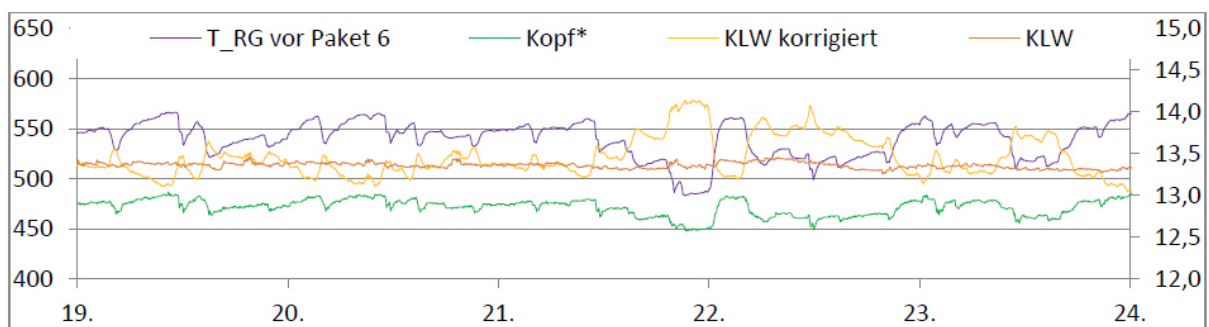
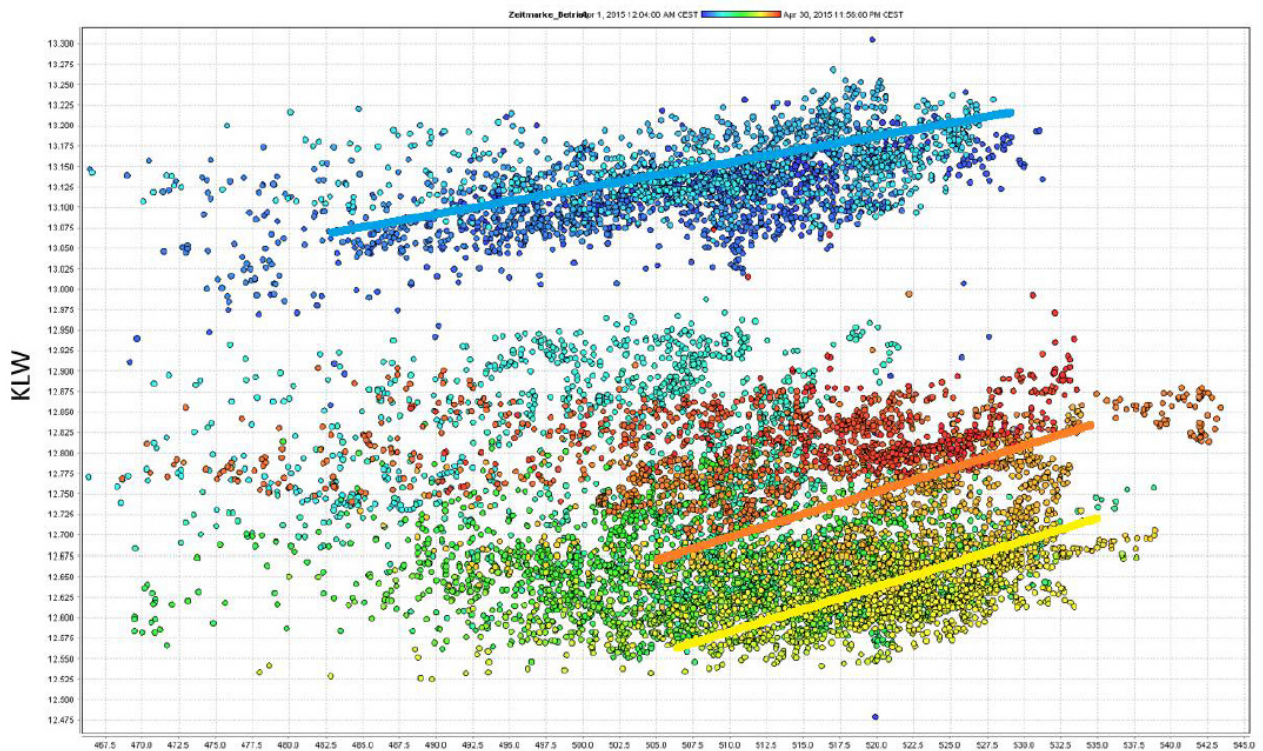


Abb. III-105: Korrektur des KLW mit Aktivierungsenergie von 10 kJ/mol [35]

Unter Verwendung des Softwarepaketes für statistische Datenanalyse „Rapidminer Studio“ der Firma Rapidminer wurde die Datenauswertung durchgeführt. Das Programm kann schnell Korrelationen berechnen und verschiedene Darstellungen ausgeben. Als Farbskala wurde bei allen folgenden Korrelationsdarstellungen immer die Zeit, meistens ein Zeitraum von 1 Monat von blau über grün nach rot dargestellt. Vergleicht man den KLW mit der Temperatur am Einbauort der Sonde (vor Überhitzer 6), so ist über den kompletten Monat April 2015 eher wenig Korrelation zu erkennen. Stellt man allerdings lediglich einzelne kürzere Zeiträume (farblich markiert) gegenüber, so ist eine Korrelation zu erkennen (siehe Abb. III-106)



Temperatur Rauchgas vor ÜH 6

Abb. III-106: Vergleich zwischen KWL und Temperatur vor Überhitzer 6, GKS April 2015 [35]

Neben der Korrelation zwischen dem KWL und der Temperatur vor dem sechsten Überhitzer konnte eine Abhängigkeit zwischen dem SO_2 und HCl Messwert (Abb. III-107) beobachtet werden. Ein Anstieg des SO_2 Wertes im Rauchgas ist mit einem Anstieg des HCl Wertes verbunden. Unabhängig davon sind allerdings betriebsbedingte HCl Spitzen möglich. Diese sind aber auf die Brennstoffzusammensetzung zurückzuführen.

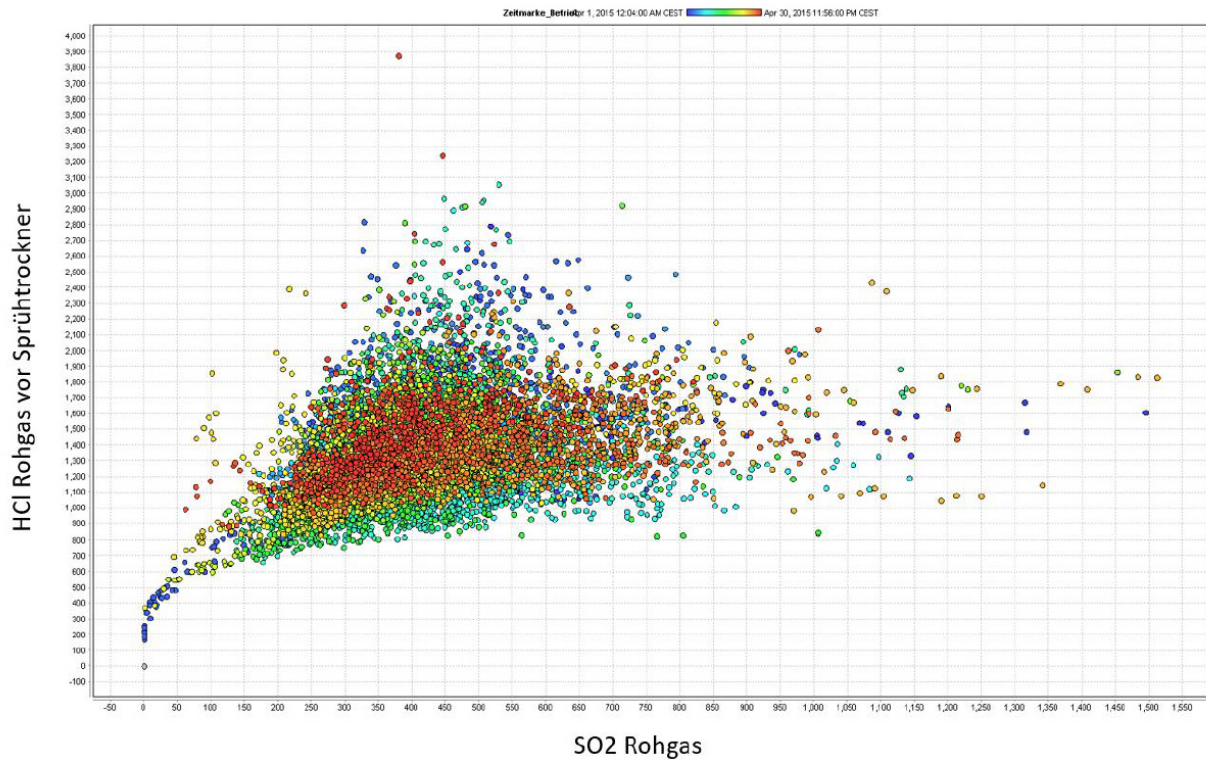


Abb. III-107: Vergleich zwischen SO₂ und HCl, GKS April 2015 [35]

Währenddessen beim Abgleich des K LW mit dem HCl Wert des Rauchgases keine Korrelation zu erkennen ist (siehe Abb. III-108).

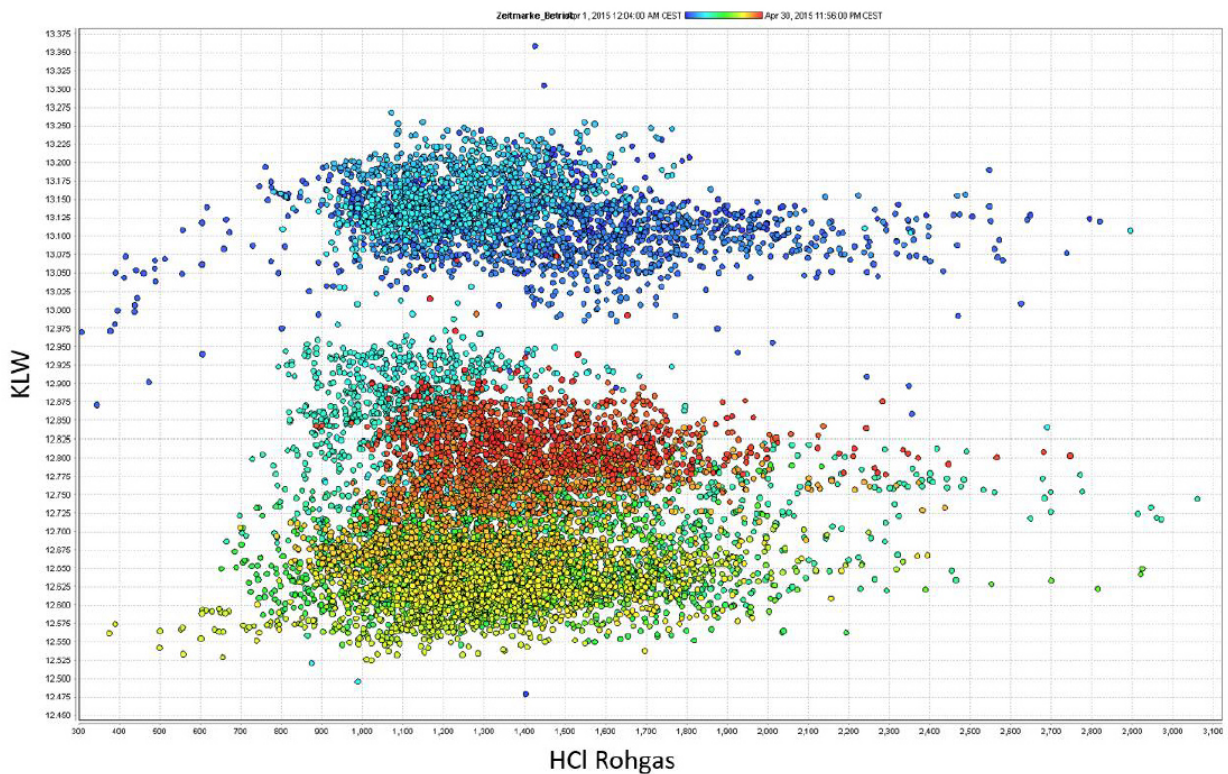


Abb. III-108: Abgleich des K LW mit HCl Rauchgaswert [35]

Die Abb. III-109 zeigt graphisch die SO₂ Spitze vom 27.02.2015. Mit einem Wert von 3200 mg/m³ f.N. SO₂ führte dieser Peak zu einem Anstieg des KWL. Weitere SO₂ Spitzen innerhalb der nächsten 24 Stunden hatten nur geringere Variationen des KWL zur Folge. Möglicherweise wurde dies dadurch beeinflusst, dass vorhandene Chloride im Belag während der ersten SO₂ Spitze bereits sulfatiert wurden und somit wenig Chlorid für die Chlor-Freisetzung vorgelegen war.

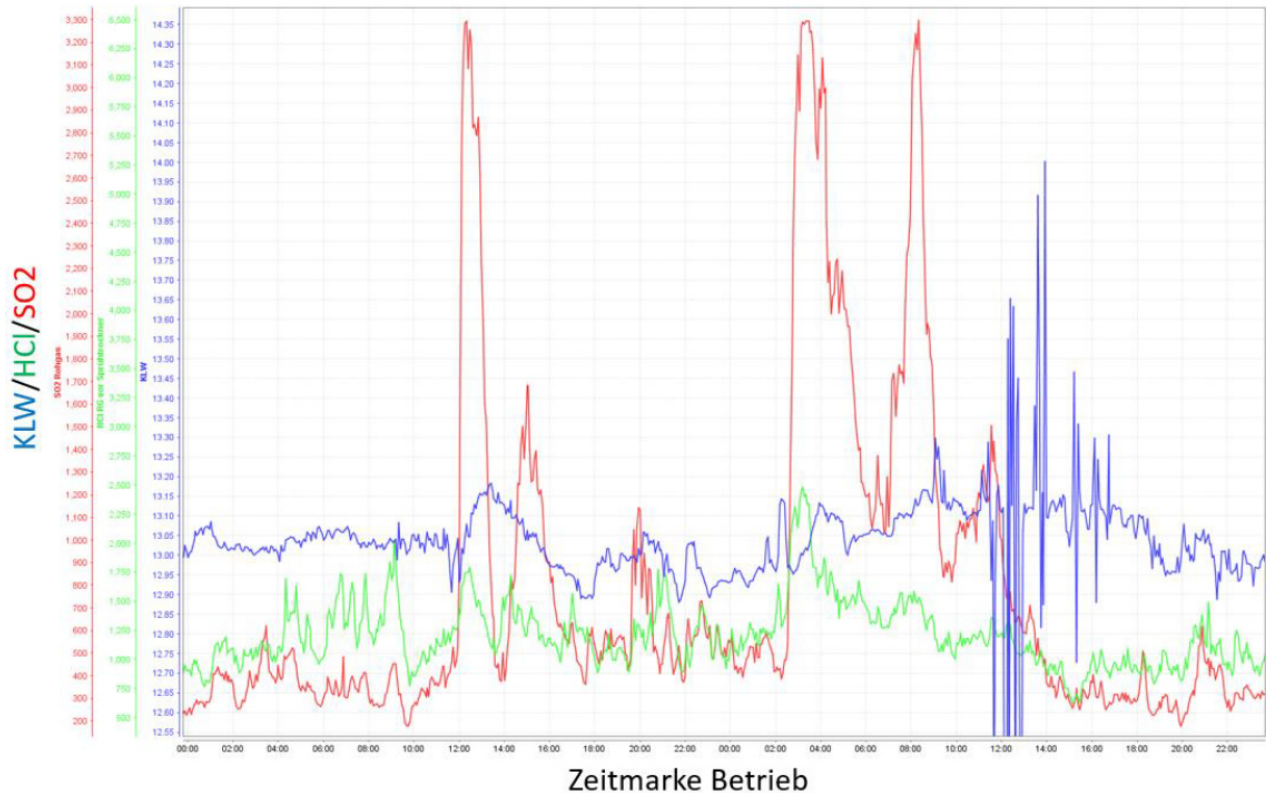


Abb. III-109: KWL, HCl und SO₂ über Zeit aufgetragen, GKS 27. und 28.02.2015 [35]

Im Gegensatz zu Abb. III-109, ist in Abb. III-110 ein starker Abfall des KWL zu sehen. Dieser wurde in der Nacht vom 13.02.2015 um 02:00 Uhr detektiert. Parallel zum Abfall des KWL konnte ein starker Anstieg des CO-Gehaltes im Rauchgas verbucht werden. Bei genauerer Betrachtung der Temperaturen im Feuerraum konnte dieses Ereignis auf eine Überschüttung der Roste zugeordnet werden. CO Spitzen in den darauffolgenden Stunden führten jedoch zu keiner Reaktion des KWL.

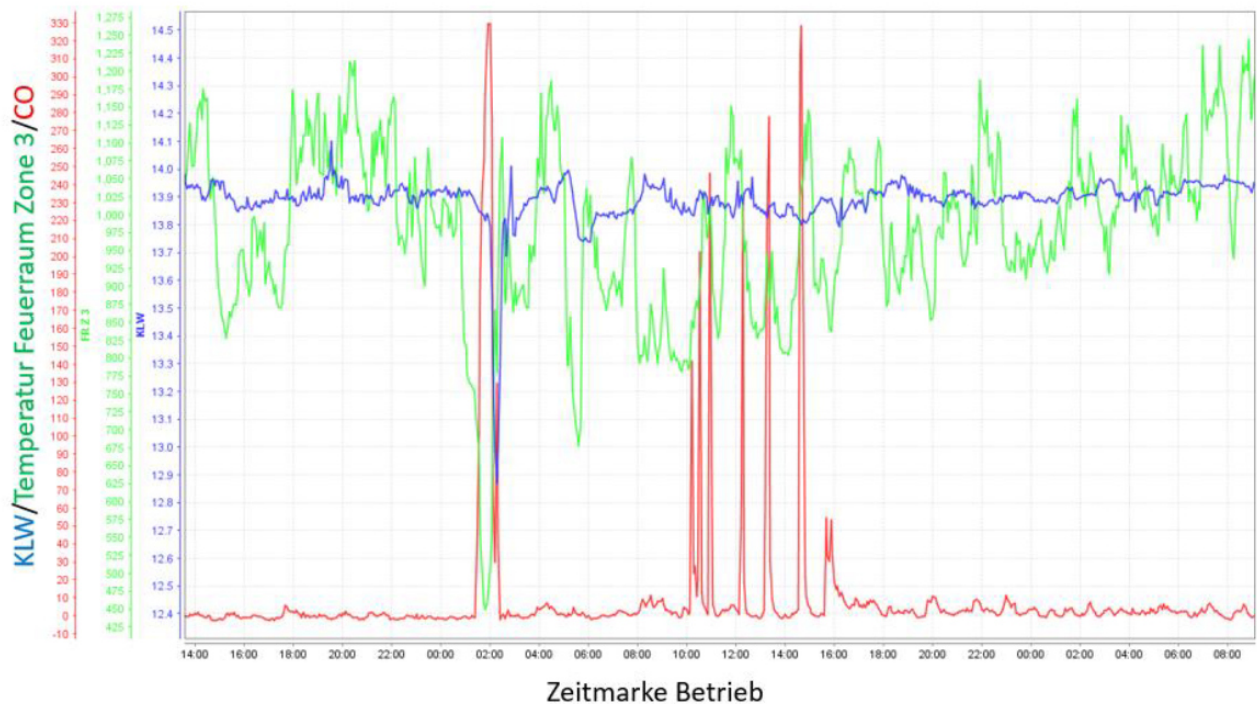


Abb. III-110: KWL und Feuerraumtemperatur Zone 3 über der Zeit, GKS 13. und 14.02.2015 [35]

Insgesamt konnten weitere Ergebnisse der Auswertung des Korrosionsleitwertes keine klaren Abhängigkeiten zu weiteren Anlagenparametern zeigen. Eine Korrelation zu den Abreinigung der Züge und der damit verbundenen Wasser- bzw. Temperaturschwankungen wurde oben gezeigt. Die Korrelation zwischen den HCl und/oder SO₂ Messwerten und dem KLW kann an einigen wenigen Ereignissen festgestellt werden, jedoch kann man diesen Effekt zu anderen Zeitpunkten nicht beobachten.

III.4.4 Direkt physikalische Modellierung des Partikelverhaltens

Benker hat in seinen Untersuchungen eine „vereinfachte“ Berechnung des Partikelverhaltens hergeleitet. Dabei wurde über die Momentenmethode insbesondere der wachsende Gehalt an Chlor in den verschiedenen Partikeln sowie deren Abscheidewahrscheinlichkeit an den Rohren untersucht. Es zeigte sich eine besonders hohe Korrelation der Partikelfracht mit Auftreffen auf das Rohr über größere allerdings mit Kondensaten bzw. Agglomeraten benetzten Partikeln (Abb. III-111). Insgesamt können grundlegende Aussagen über die Korrosionsgefahr durch bestimmte Partikelklassen durch diese Berechnungen gewonnen werden.

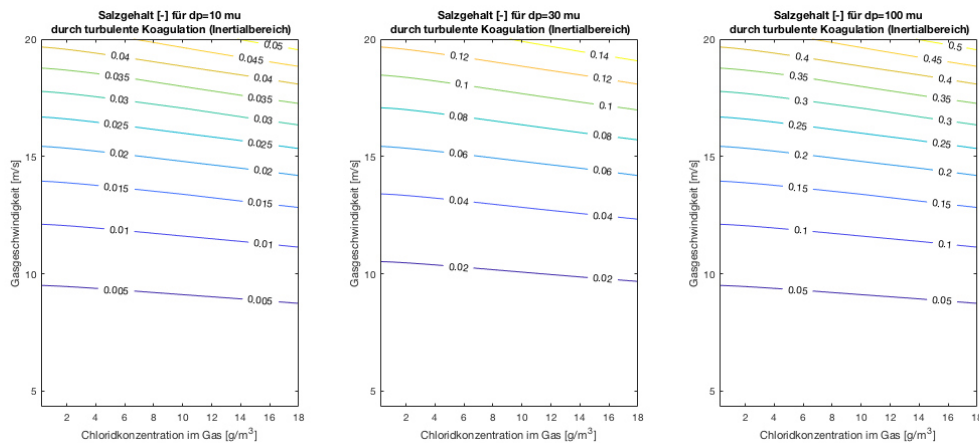


Abb. III-111: Salzgehalt der groben Partikel durch turbulente Koagulation als Folge der Partikelträchtigkeit (Saffman-Mechanismus 2)

III.4.5 Modellierung der Partikelabscheidung an den Überhitzerrohren

Neben den oben genannten Optimierungen von CombAte, wurde durch Weghaus die Partikelablagerung am Überhitzerrohr und somit der Belagsaufbau simuliert. Aufgrund der hohen Komplexität der Simulation wählte man ein Modell, welches auf 6 Rohrreihen hintereinander mit periodischen Randbedingungen und als 2D reduziert wurde.

Die Simulation wurde transient mit einem Zeitschritt von 1/1000 s durchgeführt. Dadurch wurde die Auflösung von lokalen Wirbeln oder den Karman-Effekten ermöglicht. Insbesondere im „Windschatten“ der Rohre ist die Abscheidung durch thermophoretische Effekte zu erklären, diese sind in den Berechnungen berücksichtigt.

Der Partikelflug selbst ist wieder mit Lagrange'schem Ansatz implementiert worden. Als Randbedingungen lagen hier die Auswertungen der Partikelfraktionen von bifa (auf der Basis der eigenen Messungen und der Messungen von IUTA) zu Grunde.

Die Abb. III-112 zeigt die einzelnen Schritte des Belagsaufbaus. Qualitativ sind die temporär abhängigen Wirkbereiche der eintreffenden Partikel abgebildet. Der aus der Praxis bekannte zentrale Bart am ersten Rohr eines Rohrbündels (Anströmung von unten) und die seitlichen Bärte der nachfolgenden Rohrreihen ist zu gut erkennen. Der Belagsaufbau auf der Schatten-seite erfolgt größten Teils aufgrund von Thermophorese für die kleineren Partikel oder „eingeschleuderten“ Partikel, die anschließend absinken.

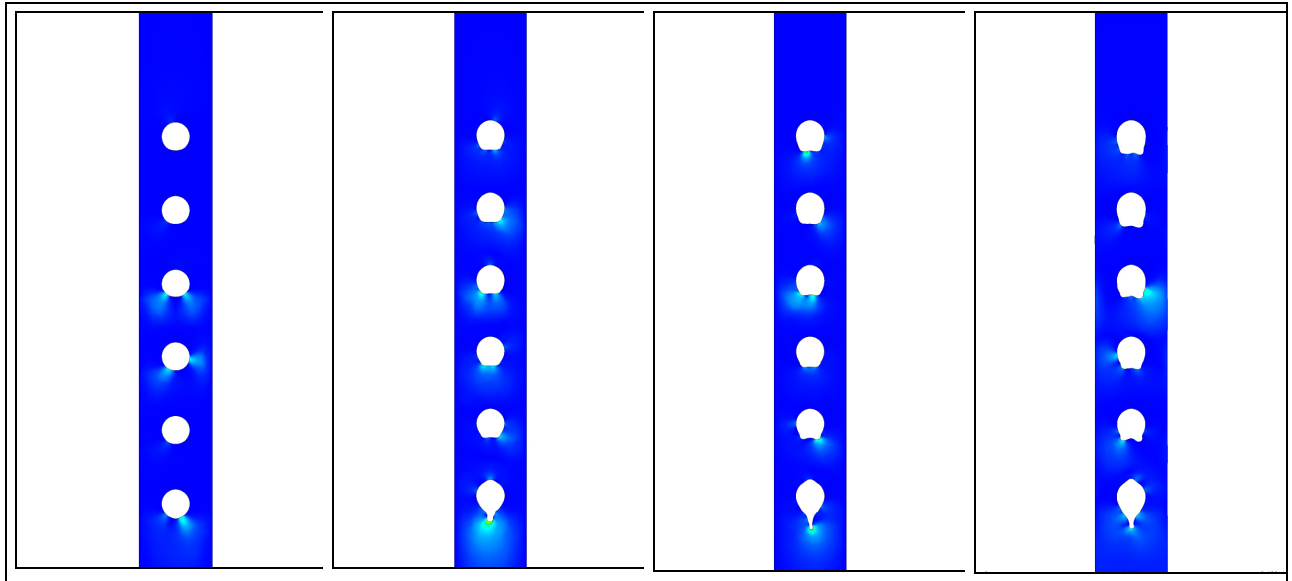


Abb. III-112: Entwicklung des Belagsaufbaus mit lokalen Wirkungsbereichen, Weghaus

III.4.6 Berechnungen zum Stofftransport in der Korrosionsschicht

Die Berechnungen zum Stofftransport innerhalb der Korrosionsschicht wurde hauptsächlich von der Universität Augsburg und dem Forschungsinstitut DECHEMA bearbeitet. Die Universität Augsburg wählte ein Reaktions-Diffusionsmodell und eine implementierte numerische Lösung als Ansatz, um den Transport gasförmiger Spezies und die Reaktionen der Chloridpartikel im Belag sowie die damit verbundene Freisetzung von HCl nachzubilden.

Für den Ansatz sind erstmal folgenden Annahmen getroffen worden:

- Der Transport der gasförmigen Komponenten erfolgt rein diffusiv.
- Die Poren im Belag sind hinreichend groß (verglichen mit der freien Weglänge der Gasdiffusion), sodass keine Knudsendiffusion stattfindet (dies wäre erst für Porengrößen weit unter einem Mikrometer oder einem Gasdruck weit unter Normaldruck der Fall).
- Zwischen Chloridpartikeln einheitlicher Größe und der lokalen Gasatmosphäre finden Reaktionen satt.
- An der Außenseite des Belags besteht eine konstante Gasatmosphäre.

Der Diffusionskoeffizient der Gase wird durch folgende Gleichung (III-78) beschrieben:

$$D_i = \frac{1,43 \cdot 10^{-7} \cdot T^{1,75}}{p \cdot M_{12}^2 \cdot \left(v_x^{1/3} + v_{atm}^{1/3} \right)^2} \quad (\text{ III-78 })$$

Hierbei ist T die absolute Temperatur, p der Druck, M_{12} eine gemittelte Masse, und v_i das Diffusionsvolumen der Spezies i .

Die Temperaturabhängigkeit der Diffusionskoeffizienten bewirken, dass ein Transport von der heißen zur kalten Seite stattfindet. Somit kann die Diffusionsgleichung wie folgt angegeben werden (vgl. Formel III-79 und III-80):

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = D_i \frac{\partial^2 c_i}{\partial x^2} + \frac{\partial D_i}{\partial x} \cdot \frac{\partial c_i}{\partial x} \quad (\text{ III-79 })$$

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = D_i \frac{\partial^2 c_i}{\partial x^2} + 1,75 \cdot \frac{D_i}{T} \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \cdot \frac{\partial c_i}{\partial x} \quad (\text{ III-80 })$$

Die Abb. III-113 zeigt die Eindiffusion von SO₂ ohne Reaktionen bei einer Temperatur von x₀ = 600 °C bis x₂₀ = 400 °C und mit Zeitschritten von 2 s.

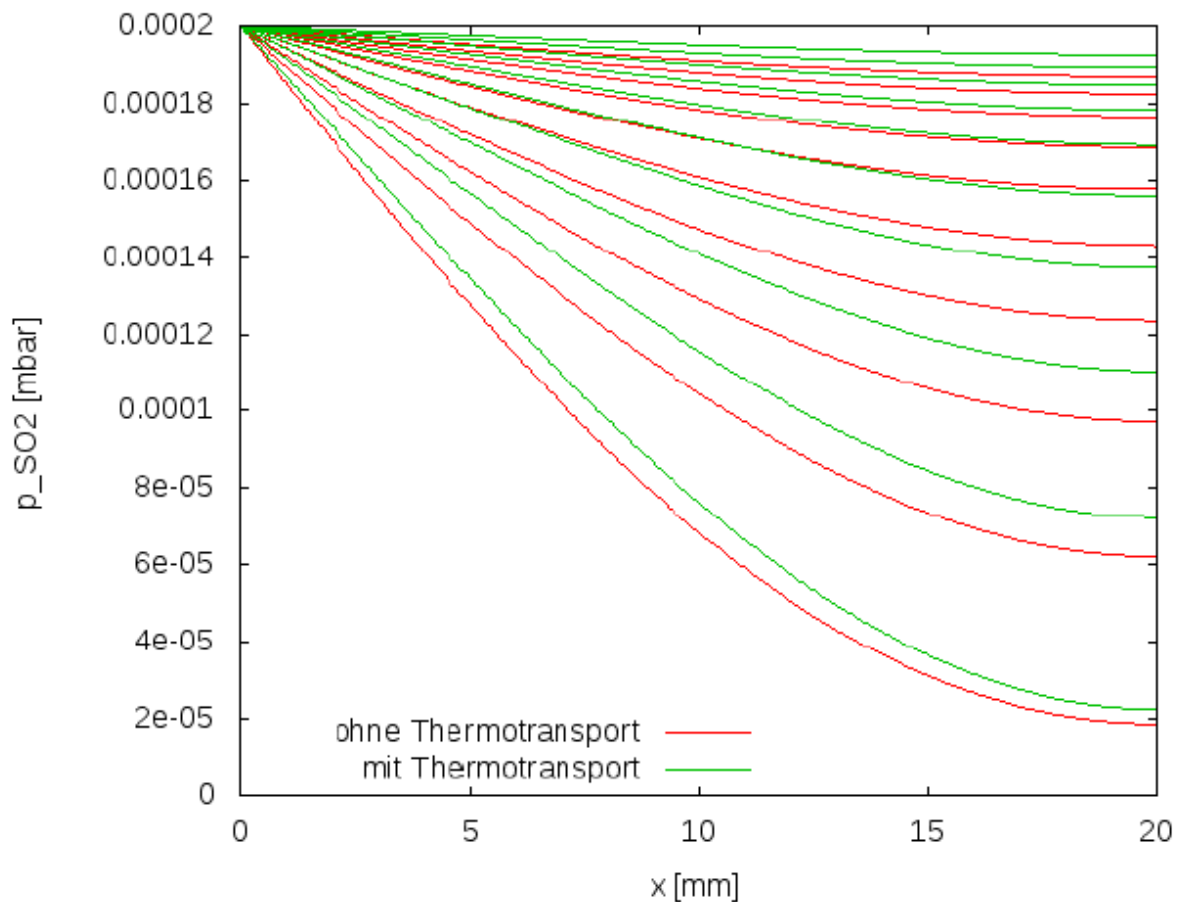


Abb. III-113: Eindiffusion von SO₂ (ohne Reaktion) [35]

Werden beispielsweise Reaktionen für die Sulfatierung von NaCl mit einbezogen, dann ergibt sich folgenden Gleichungen (Formeln III-81 - III-83):



$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = D_i \frac{\partial^2 c_i}{\partial x^2} + 1,75 \cdot \frac{D_i}{T} \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \cdot \frac{\partial c_i}{\partial x} \pm \alpha \cdot c_{SO_2} \cdot v_{NaCl} \quad (\text{ III-82 })$$

$$\frac{\partial v_{Na_2SO_4}}{\partial t} = +\alpha \cdot c_{SO_2} \cdot v_{NaCl} \quad (\text{ III-83 })$$

Die Projektpartner der Universität Augsburg haben für die eindimensionale Lösung dieses Modells ein Fortran-Code generiert, der die Bibliotheksroutine *pdecolp* zur Lösung gekoppelter partieller Differentialgleichungen verwendet. Insgesamt werden sechs Gasspezies (SO_2 , O_2 , N_2 , Cl_2 , HCl , H_2O) und als Feststoffe NaCl und Na_2SO_4 mit einbezogen. Für den Belag wurde eine Porosität von 40% angenommen, d.h. die Diffusionskoeffizienten sind nur 40% des freien Wertes. Die Belagsdicke betrug 20 mm und die Außenatmosphäre hatte nachfolgende Zusammensetzung:

SO_2	=	200 ppm
O_2	=	8 %
N_2	=	80 %
Cl_2	=	1500 ppm
HCl	=	1500 ppm
H_2O	=	10 %

In Abb. III-114 ist zusehen, dass die Rechnung unter den hier gewählten Bedingungen keine nennenswerte Erhöhung der HCl -Konzentration an der Rohrwand erfolgt, da die Freisetzung durch die Anlieferung von SO_2 limitiert ist.

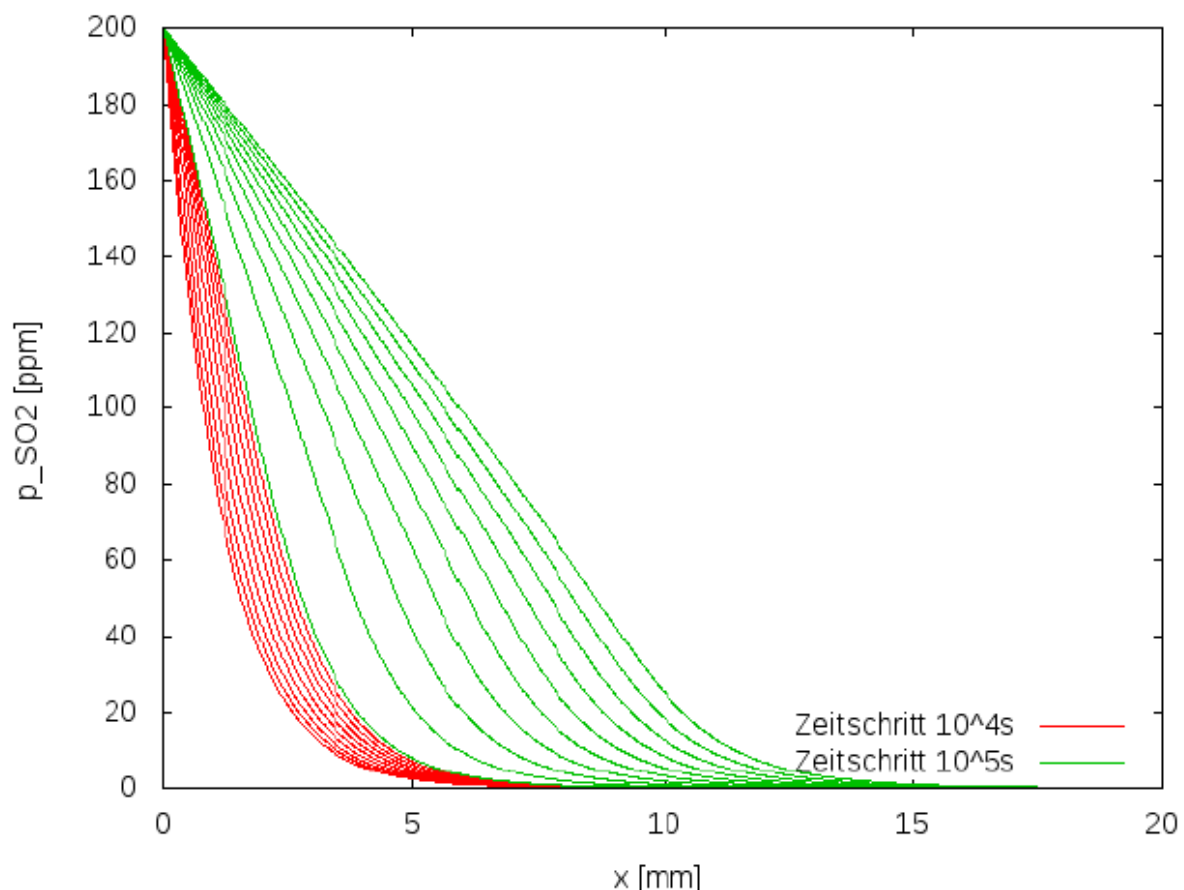


Abb. III-114: Konzentration von SO_2 mit Diffusion und Reaktion, Temperaturen blieben unverändert [35]

Erkenntnisse der Laborversuch und den Untersuchungen zur der Hochtemperatur-Chlor-Korrosion der Universität Augsburg wurden in [29] veröffentlicht. Nachfolgende Punkte wurden aus diesem Dokument entnommen:

- Die Korrosionsrate in der Müllverbrennung ist nicht abhängig von der HCl-Konzentration im Rauchgas.
- In Partikeln wird mehr Chlor gefunden als im Belag, die Chlorfreisetzung erfolgt im Belag.
- Die Sulfatierungskinetik ist ausreichend schnell in Anwesenheit von Eisenoxiden (oder eines anderen Katalysators zur Umwandlung des SO_2 zu SO_3), um das Chlor innerhalb der Abreinigungszyklen im Belag freizusetzen. Die Freisetzung des Chlors verläuft nicht zeitlich konstant, sondern ist anfangs sehr hoch und flacht mit zunehmender Dauer ab.
- Die Abzehrung der Rohre zeigt eindeutig eine Abhängigkeit von der Anströmung, somit auch vom Antransport an Chloriden.
- Das lokal am Stahl freigesetzten Chlor hat eine vielfach korrosive Wirkung.
- Sind genug Sauerstoff und Schwefeldioxyde für eine stöchiometrische Sulfatierungsreaktion anwesend, so spielt die Konzentration der anderen anwesenden Gase eine nebensächliche Rolle.
- Zu viel Eisenoxid im Belag wirkt sich positiv auf die Abzehrung aus, hohe Abzehrungsrate in Anwesenheit von HCl werden verhindert.
- Cl_2 besitzt ein vielfach höheres Korrosionspotential als HCl. Die Korrosionsreaktion ist stark beschleunigt. Eine Mischung aus HCl – und Cl_2 – Angriff erklärt die in der Anlage beobachteten Korrosionsraten.
- Die Reaktion von FeCl_2 mit Sauerstoff ist nicht geschwindigkeitslimitierend. Das Abdampfen von FeCl_3 in eine äußere Korrosionsschicht ist realistisch, das dort freierwerdende Chlor besitzt wieder ein gewisses Korrosionspotential.
- Der Schichtaufbau der Korrosionsschichten im Labor vergleichbar zur Anlage gelang nur bei trockener Atmosphäre und ist entscheidend für die sehr hohen Korrosionsraten.

Die oben genannten Punkte sind laut [29], die ausschlaggebendsten Beobachtungen, welche die immense Wirkung der Korrosion durch Chlor in MVAs beschreiben. Viele sind nur sehr schwer oder gar nicht durch Anlagenparameter zu beeinflussen. Als allgemeine Erkenntnis ist zu bestätigen, dass von der partikulären Chlorfrachten die höchste Gefahr ausgeht [29].

Einen groben Mechanismus der Abläufe zeigt eine Darstellung der Universität Augsburg in Abb. III-115.

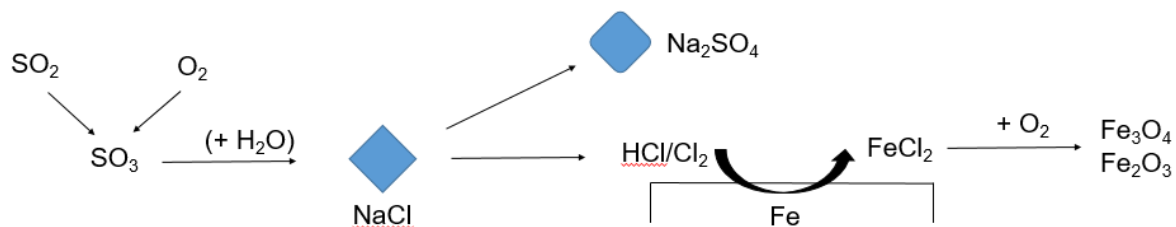


Abb. III-115: Sulfatierungsreaktion eines Alkalichlorids und Chlorangriff am Stahl – Univ. Augsburg

III.5 Zusammenfassendes Korrosionsmodell und Ausblick

Die Hochtemperatur-Chlor-Korrosion (HT-Cl-Korrosion) ist einer der wesentlichen Faktoren für die Auslegung und den Betrieb von Verbrennungsanlagen mit heterogenen Brennstoffen. Hohe Frischdampf-Temperaturen und –Drücke führen bei thermischen Anlagen zu hohen elektrischen Wirkungsgraden, so dass wegen der deutliche Temperaturabhängigkeit der HT-Cl-Korrosion schon bei der Auslegung derartige Anlagen verminderte Frischdampfparametern (im Wesentlichen Druck und Temperatur) eingeplant werden müssen, wodurch die elektrischen Wirkungsgrade der Anlagen signifikant reduziert werden. Trotzdem werden die Anlagen an das maximal mögliche an Frischdampfparametern herankonstruiert, wobei sich dann oftmals Einbußen bei der Verfügbarkeit ergeben. Könnte man Maßnahmen ergreifen, um die HT-Cl-Korrosion durch konstruktive oder verfahrenstechnische Maßnahmen zu reduzieren, so würden sich Verbesserungen im Wirkungsgrad und in der Verfügbarkeit ergeben, die die Wirtschaftlichkeit solcher Anlagen verbessern würden. Das durchgeführte Projekt soll das Verständnis für die Zusammenhänge bei der HT-Cl-Korrosion verbessern, um mögliche Potentiale zur Effizienz- und Ressourcensteigerung zu heben.

Anlagen zur Verbrennung heterogener Brennstoffe könnten prinzipiell vermeiden, chlorhaltige Brennstoffe einzusetzen. Allerdings ist der wirtschaftliche Druck in diesen Anlagen (hier soll im Folgenden die Müllverbrennung als Beispiel dienen, obwohl die Aussagen auch für Biomasseverbrennungsanlagen, Ersatzbrennstofffeuerungen etc. in gleicher Weise gelten) so groß, dass eine Auswahl von Brennstoffen nicht möglich ist. Kurzfristig wäre dies zwar gelegentlich möglich, jedoch muss über die Lebensdauer solcher Anlagen mit jeder Art Brennstoff gerechnet werden. Unter dieser Voraussetzung beginnt die Betrachtung der Maßnahmen bei der Beschickung dieser Anlagen und nicht bei der Brennstoffauswahl.

Beschickung: Die Beschickung wird bisher aus Erfahrungswerten ausgelegt und es gab bisher keine mathematisch-verfahrenstechnischen Auslegungsgrundlagen. In dieser Arbeit wurde erstmalig eine Berechnungsmethode entwickelt, mit der die Beschickung ausgelegt und soweit optimiert werden kann, dass prinzipiell stark instationäre Zustände, die die Verbrennung hinsichtlich der Korrosion stark negativ beeinflussen, vermieden werden können. Die Untersuchungen zur Beschickung konnten im Rahmen des Projektes weitgehend erschöpfend bearbeitet werden.

Feuerung: Darüber hinaus wurden die Modelle zur Simulation der Verbrennung sowohl im CombAte- wie auch im DEM-Modell verbessert. Es konnte erstmalig eine direkte Koppelung eines Feuerungsmodells (CombAte) und eines Kesselmodells (Boiler-Designer) mit der realen Anlage realisiert werden. Dadurch konnte ein erweitertes Verständnis der Prozesse in der Feuerung gewonnen werden. Zusätzlich wurde in den Modellen erstmalig die Freisetzung der korrosiven Partikelspezies simuliert. In CombAte konnte sogar die Staubfreisetzung nachgerechnet werden. Allerdings konnte eine abschließende Validierung noch nicht geleistet werden. Durch die Messungen der Univ. Bochum konnten validierende Wärmeströme und Turbulenzgrade im Feuerraum und im Kesseleintritt bestimmt werden, die Grundlage für CFD-Simulationen zur Beschreibung des Verhaltens der korrosiven Partikel sind.

Kessel: Die Messungen der korrosiven Partikelphase konnte durch die Kombination von bewährter Messtechnik (Verdünnungssonde) und einer neuen Messtechnik (Membransonde) in ihrer Qualität durch bifa und IUTA signifikant verbessert werden. Durch die vergleichenden Messungen an einem stärker-korrodierenden Kessel und einem weniger-korrodierenden Kessel konnten nun die Unterschiede bezüglich der korrosiven Partikel deutlicher herausgearbeitet werden. Es konnte in dem stärker-korrodierenden Kessel ein höherer Anteil an partikulären Chloriden nachgewiesen werden, obwohl der Gesamtchlorgehalt bei beiden Kesseln etwa

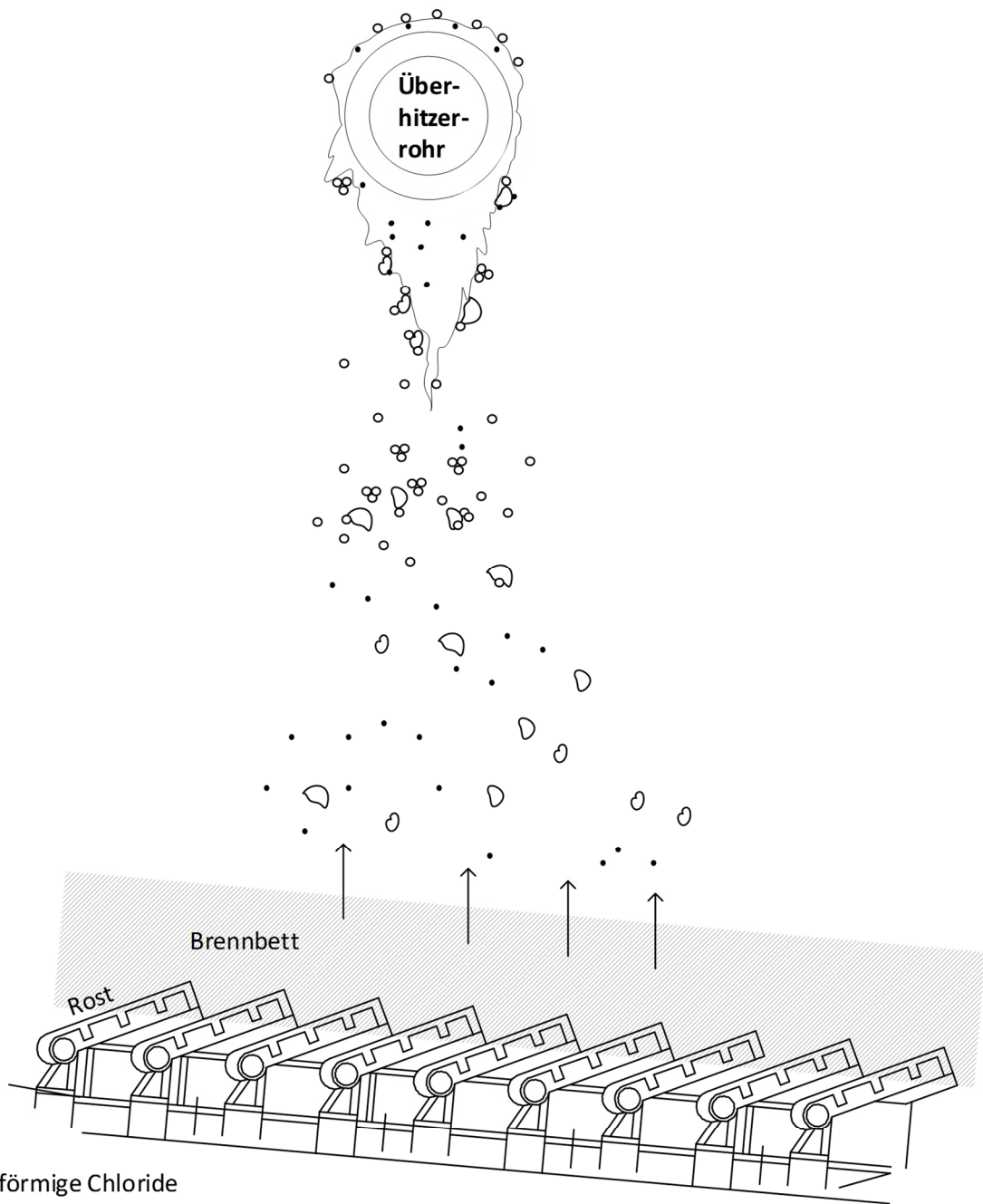
gleich hoch ist, bedingt durch höhere HCl-Gehalte im Rauchgas des weniger-korrodierten Kessels. Offensichtlich wird ein stärkerer Anteil der brennstoffseitigen Chloride bei dem stärker-korrodierten Kessel nicht in HCl umgewandelt, sondern in partikuläre Chloride. Wie allerdings diese Umwandlung unterstützt werden kann, konnte in diesem Projekt noch nicht ermittelt werden.

Es konnte bezüglich des Verhaltens der Aerosole/Partikel im Rauchgasweg eine vereinfachte mathematische Beschreibung erstellt werden. Die Simulationen unterschiedlicher CFD-Codes konnten zu annähernd gleichen Ergebnisse geführt werden. Es wurde erstmalig gezeigt, dass die elektrostatischen Aufladungen in der Flugphase der Partikel wohl eher keine Rolle in Bezug auf die Partikelumwandlung und damit die Korrosion haben.

Überhitzer: Die Abscheidung der Partikel am Korrosionsort konnte von Weghaus simuliert werden. Erstmalig konnte auch die chemische Belagsbildung um das Rohr so simuliert und mit gemessenen Belägen erfolgreich validiert werden. Die Umsetzung in den Belägen wurden von der Universität Augsburg eingehend untersucht. Hierzu konnten erstmalig kinetische Daten für die Sulfatierung der Chloride zuverlässig bestimmt werden und, zusammen mit DFI, Abhängigkeiten von der Rauchgaszusammensetzung aber auch der Belagszusammensetzung abgeleitet werden. DFI und Universität Augsburg zeigten deutlich die erhöhte Korrosion insbesondere in Atmosphären mit geringen Sauerstoff- bzw. Wassergehalten, was bisher nur durch theoretische Überlegungen angenommen worden war.

Überhitzer-Beschichtungen: Der Einsatz von drei unterschiedlichen Beschichtungen zeigte nur einen mäßigen Erfolg. Obwohl die Beschichtungen nach 1,5 Jahren noch intakt waren, zeigten sich aber schon Angriffsstellen durch Korrosion bzw. mechanische Beanspruchung.

Modellhaft können die Vorgänge von der Feuerung bis zum Überhitzerrohr entsprechend Abb. III-116 beschrieben werden. Dabei werden zunächst gasförmige Spezies und feste Primärpartikel aus dem Brennbett ausgetragen. Die Partikelmessungen haben gezeigt, dass sich auf dem Weg zum Überhitzerrohr die Partikelmasse erhöht und die Berechnungen zeigen, dass dies durch Nukleation, Kondensation und Agglomeration gut erklärt werden kann.



- Gasförmige Chloride
(KCl, NaCl, PbCl₂, ZnCl₂)
- Feste, flüssige Sekundärpartikel
(KCl, NaCl)
- Feste Primärpartikel
(CaX, SiX, AlX,...)

Abb. III-116: Schematische Darstellung der Partikelfreisetzung und -veränderung auf dem Weg vom Brennbett zum Überhitzerrohr

Nach dem Anhaften am Rohr bzw. Belag erfolgt die Freisetzung der korrosiven Spezies durch Sulfatierung, wie sie in Abb. III-117 dargestellt wird. Dabei konnten die Kinetiken zwar recht

gut bestimmt werden, allerdings sind die diffusiven Prozesse, die die Verluste an Chlor-haltigen Spezies berücksichtigen müssen noch nicht quantifizierbar, wengleich die Steigerung der Korrosionsrate über die erhöhte Kinetik bei höheren Temperaturen gut erklärbar ist.

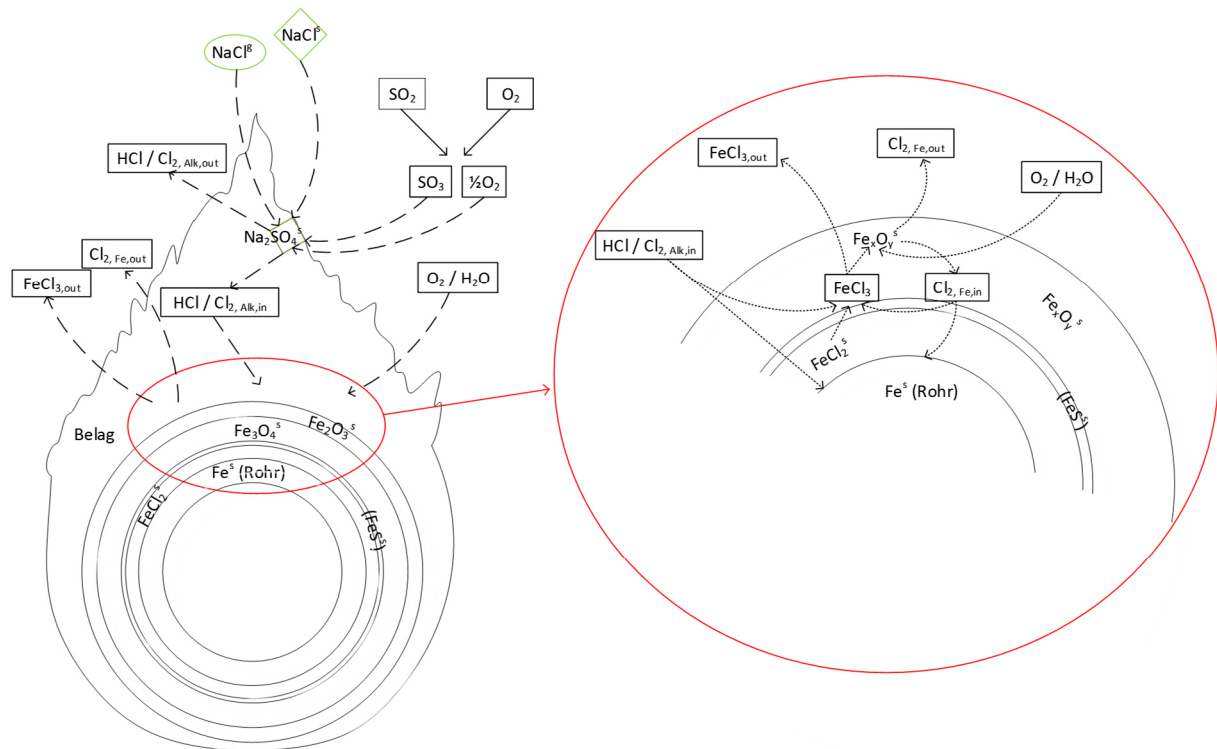


Abb. III-117: Schematische Darstellung der Reaktionen und des Transports im Belag und zur Korrosionsfront

Um zu quantifizierbaren Aussagen zu gelangen wurden insbesondere die Temperaturabhängigkeiten und die Gehalte an Chloriden in einem Diagramm dargestellt (Abb. III-118). Insgesamt kann daraus eine quantitative Strategie zur Vermeidung der HT-Cl-Korrosion abgeleitet werden, die einerseits auf phänomenologischen Beobachtungen basiert, die aber andererseits auf der Basis der im VOKos-Projekt gewonnenen Daten unterstützt und erklärt wird.

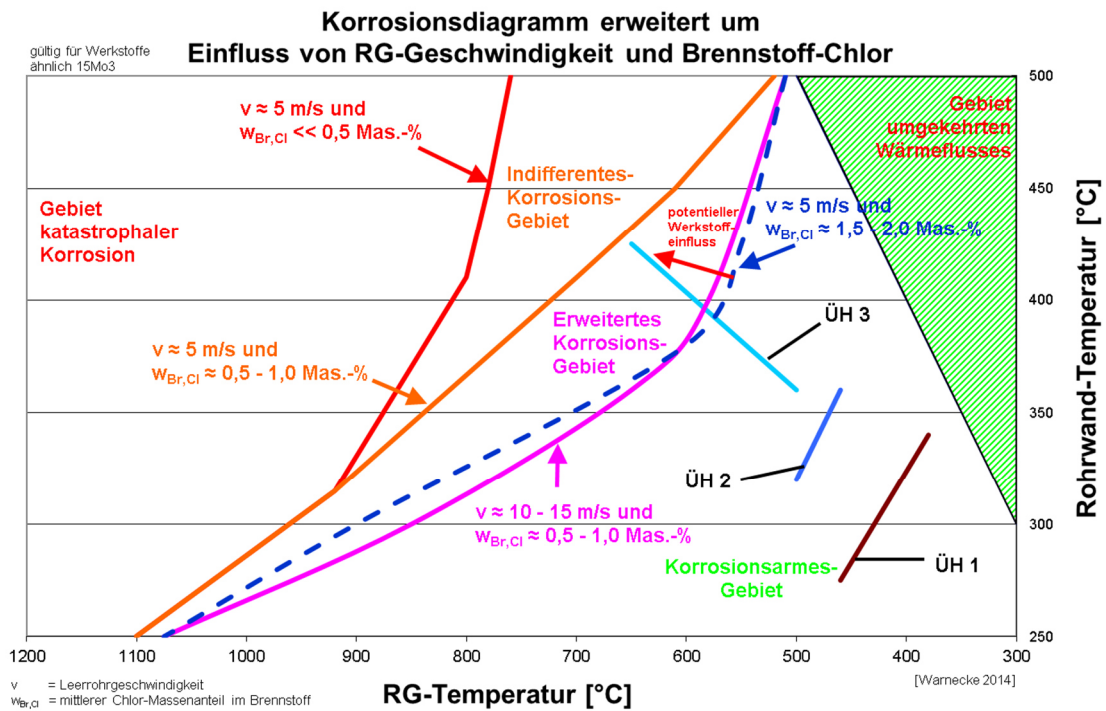


Abb. III-118: Schweinfurter-Korrosionsdiagramm zur Darstellung der Abhängigkeit der Korrosion von Temperatur, Chloridfrachten und Werkstoffen [7]

Insgesamt konnten in diesem Projekt viele Erkenntnisse gewonnen werden und Sachverhalte erstmals entwickelt bzw. nachgewiesen werden, die zur Reduzierung der HT-Cl-Korrosion genutzt werden können. Trotz sehr guter Teilergebnisse sind allerdings noch Fragen offengeblieben. Diese drei wesentlichen noch zu klärenden Fragestellungen sind:

- Bildung und Umwandlung der Chloridfrachten direkt oberhalb des Brennbettes bei extremen Temperaturen
- Gasphasenumwandlung von sehr speziellen Spezies (z. B. SO₂ und SO₃)
- Quantifizierung des Stofftransports von gasförmigem Chlor im Belag.

Nichtsdestotrotz konnte das Projekt erfolgreich bearbeitet werden und dabei ein erheblicher Erkenntnisgewinn verzeichnet werden, der hilft, zukünftig Anlagen besser auszulegen und zu betreiben.

IV Literatur

- [1] Langer, S.: Konzept zur Umstellung von wanderrostgefeuerten Kohlekesselanlagen auf den Einsatz von Kraftwerkskohle. Diplomarbeit an der Hochschule für angewandte Wissenschaften Fachhochschule Würzburg-Schweinfurt, Abteilung Schweinfurt, Fakultät Maschinenbau, 2010.
- [2] Warnecke, R.: Feuerungs- und Kesselbuch. Nichtveröffentlichtes Schrifttum, 2011.
- [3] Thomé-Kozmiensky, K.: Thermische Abfallbehandlung. Berlin: EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH, 1994.
- [4] Hämmerli, H.: Grundlagen zur Berechnung von Müllfeuerungen. In: Schweizer Ingenieur und Architekt, Band (Jahr): 101(1983), Heft 19
- [5] Fuchs, W.: Die Chemie der Kohle. Springer Verlag; Auflage: 1931 – Springer Book Archives: 2007, ISBN-10 3642897258, ISBN-13 978-3642897252
- [6] Strauss, K.: Kraftwerkstechnik zur Nutzung fossiler, nuklearer und regenerativer Energiequellen (VDI-Buch). Springer Vieweg Verlag; 7. Auflage (2016), ISBN-10 3662530295, ISBN-13 978-3662530290
- [7] Günther, R.: Verbrennung und Feuerungen. Springer-Verlag Berlin-Heidelberg, 1. Auflage (1974), ISBN 978-3-540-13256-1
- [8] Schulze, D.: Pulver und Schüttgüter - Fließeigenschaften und Handhabung, 3. Auflage, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2014, ISBN 978-3-542-53884-1
- [9] Scholz, R., Beckmann, M., Schulenburg, F.: Abfallbehandlung in thermischen Verfahren. Hrsg.: Bahadir, M., Collins, H.-J., Hock, B. Verlag B. G. Teubner-Reihe UMWELT, 1. Auflage, 2001, ISBN 3-519-00402-X
- [10] Tanner, R.: Die Entwicklung der Von Roll-Müllverbrennungsanlagen. In: Schweizerische Bauzeitung, Band (Jahr): 83 (1965), Heft 16
- [11] Danz, Ph., Mrotzek, A., Marzi, Th.: Beprobung großer Siedlungsabfallmengen unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten zur Bestimmung der Feuchte und des Heizwerts. In: Müll und Abfall, Ausgabe 02/2008, ISSN 0027-2957, Seiten 87 – 94
- [12] Gemeinschaftskraft Schweinfurt, Hafenstraße 30, D-97424 Schweinfurt: Brennstoffdatenbank auf <http://www.gks-sw.de/images/brennstoff-daten/starter.html>; Zugriff am 11.01.2017
- [13] Beckmann, M., Pohl, M., Ncube, S., Gebauer, K.: Charakterisierung von Ersatzbrennstoffen. In: VGB-PowerTech, 2009, Nr. 1/2, ISSN 1435-3199, Seiten 76 – 80

[14] Gemeinschaftskraftwerk Schweinfurt, internes chemisches Laboratorium, Hafenstraße 30, D-97424 Scheinfurt: Schlackeanalysen für den Zeitraum September 2009 bis Juni 2014 (vertraulich).

[15] CLG Chemisches Labor Dr. Graser KG, Goldellern 5, D-97453 Schonungen: Schlackeanalysen von MVA Schlacke, GKS Schweinfurt VL11, VL12, VL13; Bestellung 2162037; Datum der Probenahme: 19.12.2016; Probeneingang: 22.12.2016; Untersuchungszeitraum: 22.12.2016 – 18.01.2017; Prüfberichte 16/12/1640719, 16/12/1640720, 16/12/1640721 vom 19.01.2017 (vertraulich).

[16] Warnecke, R., Müller, V., Danz, P., Weghaus, M., Zwiellehner, M.: Optimierung der Feuerungsbedingungen durch Prozessmodellierung; SIDAF-Abfallkolloquium, 20.10. – 21.10.2011, D - Freiberg.

[17] Häring, D.: Feststofftransport und Auswirkung auf den Stoffumsatz bei Rostfeuerungen – Feststofftransport bei Rostfeuerungen. Diplomarbeit an der Hochschule für angewandte Wissenschaften Fachhochschule Würzburg-Scheinfurt, Abteilung Schweinfurt, Fakultät Maschinenbau, SS 2012.

[18] Fa. NEO Monitors A.S., P.O. Box 384, N-1471 Lorenskog; Produktdatenblatt zur Sonde "LaserGas II HCl 13079"; Seriennummer der verbauten Messung an der VL11 des GKS Schweinfurt: 4290

[19] Sonntag, D., Heinze, D.: Sättigungsdampfdruck- und Sättigungsdampfdichtetafeln für Wasser und Eis (1. Auflage), VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, 1982

[20] Guildner, L.A., et. al.: Vapor pressure of Water at Its Triple Point. J. Res. NBS – A, Vol. 80A, No. 3, p. 505 – 521, 1976

[21] Warnecke, R., Zwiellehner, M. H., Grafmans, F., Müller, V.: Beschreibung des Transports in der Brennstoffaufgabe Teil 1 und Teil 2. In: VDI-Wissensforum: Seminar „Beläge und Korrosion, Verfahrenstechnik und Konstruktion in Großfeuerungsanlagen“, Hamburg, 30.05. - 31.05.2017.

[22] Gorbatenko, D.: Ermittlung und Analyse von Brennbettbewegungen und 3D Brennbettausbreitung bei Rostsystemen von Müllverbrennungsanlagen. Diplomarbeit an der Hochschule für angewandte Wissenschaften Fachhochschule Würzburg-Scheinfurt, Abteilung Schweinfurt, Fakultät Maschinenbau, SS 2015.

[23] Grafmans, F.: Analyse von Temperaturverläufen und 3D Wärmeübergängen bei Rostsystemen. Diplomarbeit an der Hochschule für angewandte Wissenschaften Fachhochschule Würzburg-Scheinfurt, Abteilung Schweinfurt, Fakultät Maschinenbau, SS 2015.

[24] Warnecke, R.: Einfluss von Strömung und chemischen Reaktionen im rauchgasseitigen Belag auf Korrosion an Überhitzer-Rohren in Müllverbrennungsanlagen. In: VGB PowerTec, 9/2004.

- [25] Kautz, K.: Kristallchemische Untersuchungen zu den Ursachen der Korrosionen an Wärmetauscherrohren in Hausmüllverbrennungsanlagen. Habilitation, TU Clausthal, 1974
- [26] Harpeng, J.; Warnecke, R.: Aussagekraft der Analysen von Belagproben aus MVA-Kesseln. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen beim Einsatz Heizwert- und Schadstoffreicher Fraktionen – Seminar am 23.-24. Juni 2003 in Göttingen. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2003
- [27] Spiegel, M.: Korrosionsarbeiten und Korrosionsmechanismen in Müllverbrennungsanlagen, Max-Planck-Institut für Eisenforschung GmbH, Düsseldorf (1998)
- [28] Behr, O.: Einfluss von CaO auf die Sulfatierungsreaktion von NaCl. Bachelorarbeit an der Universität Augsburg, 2015.
- [29] Haider, F.; Ott, D.: VOKos, Effizienzsteigerung durch verfahrenstechnisch optimierende Korrosionsschutzkonzepte in Verbrennungsanlagen mit heterogenen Festbrennstoffen. Schlussbericht der Universität Augsburg, Lehrstuhl für Experimentalphysik I, 2017.
- [30] Nordsieck, H.: Abgasreinigung im GKS: SO₂-Abscheidung im Wäscher. Ergebnispräsentation des bifa Umweltinstitutes, 2017.
- [31] Warnecke, R.: Brennstoffe für Rostfeuerungen. In: VDI-Wissensforum: Seminar „Rostfeuerung und Naturumlaufkessel“, Köln, 10.11. – 11.11.2017.
- [32] Zwiellehner, M. H., Warnecke, R., Grafmans, F., Müller, V.: Beschreibung des Brennstofftransports mit „einfachen“ Gleichungen. In: VDI-Wissensforum: Seminar „Beläge und Korrosion, Verfahrenstechnik und Konstruktion in Großfeuerungsanlagen“, Berlin, 14.06. - 15.06.2016.
- [33] Haider, F., Ziegler, M., Maisch, S., Waldmann, B., Buchschuster, A., Warnecke, R.: Elektrochemische Sondenmessungen zur Hochtemperaturkorrosion – neue Ergebnisse und Dateninterpretation. In: VDI-Wissensforum: Seminar „Beläge und Korrosion, Verfahrenstechnik und Konstruktion in Großfeuerungsanlagen“, Kassel, 07.06. – 08.06.2011.
- [34] Wirtz, S., Wissing, F., Scherer, V., Gorbatenko, D., Grafmans, F., Warnecke, R., Zwiellehner, M.: Auswirkungen von Beschickung und Rostbewegung auf den Brennstofftransport in MVA's. In: VDI-Wissensforum: Seminar „Beläge und Korrosion, Verfahrenstechnik und Konstruktion in Großfeuerungsanlagen“, Berlin, 14.06. – 15.06.2016.
- [35] Ott, D., Haider, F.: Zwischenbericht 02/2016. In: Forschungsprojekt: VOKos: Effizienzsteigerung durch verfahrenstechnische optimierende Korrosionsschutzkonzepte in Verbrennungsanlagen mit heterogenen Festbrennstoffen, Augsburg, 04.08.2016.
- [36] Schumann, S., Lindermann, J., Asbach, C., van der Zwaag, T., Benker, B., Weghaus, M.: 4. Zwischenbericht. In: Forschungsprojekt VOKos: Effizienzsteigerung durch verfahrenstechnische optimierende Korrosionsschutzkonzepte in Verbrennungsanlagen mit heterogenen Festbrennstoffen, Duisburg, 14.08.2015.

-
- [37] Zwiellehner, M.: nicht veröffentlichtes Schrifttum, Dingolfing, 01.10.2017.
- [38] Huch, R.: Chlorwasserstoffkorrosionen in Müllverbrennungsanlagen. Brennstoff – Wärme – Kraft 18, S. 76 – 79 (1966)
- [39] Spiegel, M., 1999, "Salt melt induced corrosion of metallic materials in waste incineration plants" Materials and Corrosion 50, 373-393
- [40] Deuerling, Chr.; Maguhn, J.; Nordsieck, H.; Zimmermann, R.; Warnecke, R.: Gas- und Aerosol-Dynamik in Leerzügen von MVA. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen beim Einsatz Heizwert- und Schadstoffreicher Fraktionen –Seminar am 14.-15. Juni 2005 in Hannover. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2005
- [41] T. Brunner, J. Fluch, I. Obernberger, R. Warnecke, Investigations of aerosol formation pathways during MSW combustion based on high-temperature impactor measurements, Fuel Process. Technol. 105 (2013) 154-160.
- [42] C. Thiel, M. Pohl, S. Grahl, M. Beckmann, Characterization of mineral matter particles in gasification and combustion processes, Fuel 152 (2015) 88-95.
- [43] Kautz, K.: Kristallchemische Untersuchungen zu den Ursachen der Korrosionen an Wärmetauscherrohren in Hausmüllverbrennungsanlagen. Habilitation. TU Clausthal, 1974
- [44] Bryers, R.W.; Kerekes, Z.: Survey of ash deposits and corrosion in refuse fired boilers. VGB-Sonderheft "Korrosionen in Müll- und Abfallverbrennungsanlagen"; Düsseldorf (1970) S. 34 – 41
- [45] Born, M.; Seifert, P.: Thermodynamische Berechnungen aus Chlorinduzierten Korrosion an Heizflächen von Feuerungsanlagen. VGB-Techn. Wissensch. Berichte „WärmeKraftwerke“, VGB-TW, 214 (1997)
- [46] Fäßler, K.; Leib, H.; Spähn, H.: Korrosion an Müllverbrennungskesseln. Mitteilungen der VGB 48, S. 126 – 138, (1968)
- [47] Rahmel, A.: Einige physikalisch-chemische Gesichtspunkte der Korrosion durch Salzschnmelzen. VGB-Sonderheft „Korrosionen in Müll- und Abfallverbrennungsanlagen“, Düsseldorf, (1970) S. 42 - 48
- [48] Spiegel, M.: Reaktionen und Korrosion im System Rauchgase, Flugasche und metallische Rohrwerkstoffe, Habilitationsschrift RWTH Aachen, Shaker Verlag, ISBN 3-8322-1257-4, (2003)
- [49] Vaughan, D.A.; Krause, H.H.; Boyel, W.K.: Chloride Corrosion and its inhibition in refuse firing, In: Bryers, R.W. (Hrsg.): Ash Deposits and Corrosion Due to Impurities in Combustion Gases, Hemisphere Publishing Corporation, Washington (1978)

- [50] Schroer, C.; Konys, J.: Rauchgasseitige Hochtemperatur-Korrosion in Müllverbrennungsanlagen – Ergebnisse und Bewertung einer Literaturrecherche – Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe (2002)
- [51] Warnecke, R.; Kautz, K.: Übersicht über die verschiedenen Korrosions-Modelle zur Hochtemperatur-Korrosion. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – Seminar am 04.-05. Mai 2004 in Göttingen. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2004
- [52] Kawahara, Y.; Taniguchi, S.; Maruyama, T.; Yoshida, M.; Otsuka, N.: Development and Application of High Cr-High Si-Fe-Ni Alloys to High Efficiency Waste-To-Energy Boilers. (Volumes 522 - 523), p. 513-522
- [53] Schütze, M.; Bender, R.: Hochtemperaturkorrosion in chlorhaltigen Atmosphären - Leistungsfähigkeit metallischer Werkstoffe und Möglichkeiten zur Erhöhung der Beständigkeit in "Hochlegierte Werkstoffe - Korrosionsverhalten und ihre Anwendung", Band 3, TAW-Verlag, Wuppertal 2001
- [54] Albert, F.W.: Korrosion bei abfallbefeuerten Dampferzeugern: Beobachtungen und Hypothesen. In: Faulstich, M; Bendix, D. (Hrsg.): Korrosion in Anlagen zur regenerativen Energieerzeugung. Sulzbach-Rosenberg: Förster Verlag, 2006, S. 241-263
- [55] Herzog, Thomas; Spiegel, Wolfgang und Schmidl, Werner: Systematik der Korrosionsphänomene - Hinweise für den Betrieb und Korrosionsschutz. In: Manfred Born (Hrsg.): Dampferzeugerkorrosion 2007. Freiberg i.S.: SAXONIA, S. 99-119
- [56] Schirmer, U.; Thömen, H.J.: Korrosionen und Verschmutzungen in Müllverbrennungsanlagen – Ursachen, Wirkungen, Gegenmaßnahmen. In: Int. VGB-Konferenz „Verschlackungen, Verschmutzungen und Korrosionen in Wärmekraftwerken, Essen, (1984)
- [57] Waldmann, B., Korrosion in Anlagen zur thermischen Abfallbehandlung - Messungen und Modellbildung, Dissertation Universität Augsburg, 2007
- [58] BMFT (Hrsg.) - Arbeitsgemeinschaft MVA Düsseldorf/VKW/Lentjes: Maßnahmen zur Minderung feuerraumseitiger Korrosionen. BMFT-Förderkennzeichen: 14 000 27/1. Düsseldorf, 1980
- [59] Obernberger, I.: Depositionen und Korrosion in Biomassefeuerungen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – Seminar am 04.-05. Mai 2004 in Göttingen. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2004
- [60] Deuerling, Chr.; Maguhn, J.; Nordsieck, H.; Zimmermann, R.; Warnecke, R.: Gas- und Aerosol-Dynamik in Leerzügen von MVA. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen beim Einsatz Heizwert- und Schadstoffreicher Fraktionen –Seminar am 14.-15. Juni 2005 in Hannover. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2005
- [61] Nordsieck, H.; Müller, V.; Warnecke, R.: Partikel aus kondensierbaren Rauchgas-Bestandteilen in MVA-Kesseln. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Feuerung und Kessel - Beläge

und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – Fachkonferenz am 22.-23. Juni 2010 in Frankfurt.
Düsseldorf: VDI-Verlag, 2010

[62] Weghaus, M.; Warnecke, R.: Beschreibung der Verbrennungsprozesse auf dem Rost.. In:
VDI-Wissensforum (Hrsg.): Feuerung und Kessel - Beläge und Korrosion in Großfeuerungs-
anlagen – Fachkonferenz am 22.-23. Juni 2010 in Frankfurt. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2010

[63] Swithenbank, J.; Nassezadeh, V.; Goh, R.; Siddall, R. G.: Fundamental Principles of Inci-
neration Design. In: First International Symposium on Incineration and Flue Gas Technologies,
1997

[64] Krüll, F.: Verfahren zur numerischen Simulation von Müllrostfeuerungen. Diss. Uni. Bo-
chum, 2001

[65] Peters, B.; Krebs, L.; Schröder, E.; Frey, H.: Modellierung der Festbettverbrennung. Nach-
richten – FZK. Jahrg. 32 3/2000, S. 139-147

[66] Beckmann, M.: Mathematische Modellierung und Versuche zur Prozeßführung bei der
Verbrennung und Vergasung in Rostsystemen zur thermischen Rückstandsbehandlung. Diss.,
Cutec, Clausthal, 1995

[67] Schnell, U.; Dieter, H.; Scheffknecht, G.: Detailed Combustion and Steamside Simulation
of Fossil-fuel Fired Utility Boilers. High Performance Computing in Science and Engineering'
05, 2006, Part 3, 235-242

[68] Zimmer, M.; Staudinger, G.; Schotte, E.; Rau, H.: Simultane Messung von Gasgeschwin-
digkeit und Sauerstoffkonzentration in Feuerungen. Chemie Ingenieur Technik, Volume 75,
Issue 1-2, pages 94–97, February, 2003

[69] Greffrath, F.; Bohnes, S.; Scherer, V.; Wirtz, S.: Untersuchung der spektralen Emissions-
koeffizienten und der Temperaturleitfähigkeit von Aschen und Ablagerungen aus Kohlefeue-
rungen, 24. Deutscher Flammentag, Bochum, 16.-17. September 2009

[70] Zwaag, T. van der; Haep, S.; Schmidt, K. G.: Simulation of Electrical Effects with Respect
to Fine Particle Separation at Conditions of Pressurized Pulverized Coal Combustion, Powder
Technology, Volume 180, 2008

[71] Herzog, Thomas; Spiegel, Wolfgang und Schmidl, Werner: Systematik der Korrosions-
phänomene - Hinweise für den Betrieb und Korrosionsschutz. In: Manfred Born (Hrsg.):
Dampferzeugerkorrosion 2007. Freiberg i.S.: SAXONIA, S. 99-119

[72] Harpeng, J.; Warnecke, R.: Analyse von Belägen für verfahrenstechnische und konstruk-
tive Aussagen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion, Verfahrenstechnik und
Konstruktion in Großfeuerungsanlagen – Seminar am 25.-26. April 2006 in Würzburg. Düssel-
dorf: VDI-Verlag, 2006

[73] Bossmann, H.-P.: Korrosion in Sondermüllverbrennungsanlagen. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen – Seminar am 04.-05. Mai 2004 in Göttingen. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2004

[74] Hohmann, U.; Warnecke, R.: Durchlässigkeit von Schadstoffen durch Feuerfeste-Medien. In: VDI-Wissensforum (Hrsg.): Beläge und Korrosion in Großfeuerungsanlagen beim Einsatz Heizwert- und Schadstoffreicher Fraktionen – Seminar am 14.-15. Juni 2005 in Hannover. Düsseldorf: VDI-Verlag, 2005

[75] Haider F., Horn S., Waldmann B., Warnecke R.; Einsatz von Korrosionssonden zum Aufspüren ungünstiger betriebstechnischer Zustände, VDI-Wissensforum; Seminar 430506; Würzburg, 2006

[76] Waldmann, B., Korrosion in Anlagen zur thermischen Abfallbehandlung - Messungen und Modellbildung, Dissertation Universität Augsburg, 2007

V Anhang

Anhang: VOKos-Koordinations-Termine

Einzel-Kick-off „Feuerungsmessungen“ 24.07.2013 ab 11:00 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Kick-off „Partikelmessung“ 02.08.2013 ab 09:00 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Kick-off „Korrosion“ 19.08.2013 ab 10:30 Uhr in Frankfurt
Einzel-Kick-off „Simulation: Feuerung und Kessel“ 18.09.2013 ab 09:30 Uhr in Schweinfurt
Gesamt-Kick-off 24.10.2013 ab 09:30 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Partikelmessung“ 26.11.2013 ab 09:00 Uhr in Duisburg
MatRessource-Meeting 10. - 11.12.2013 in Bonn
Tel.-Konf.: „Partikelmessung“ 17.12.2013
Tel.-Konf.: „Partikelmessung“ 20.01.2014
Tel.-Konf.: „Partikelmessung“ 03.02.2014
Einzel-Meeting „Rohrbereich“ 18.02.2014 in Duisburg
Einzel-Meeting Streck „Brennbettsonde“ 19.02.2014
Tel.-Konf.: Haider wg. „Nahbereich“ 27.02.2014
Einzel-Meeting „Feuerraum“ 27.03.2014 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: Nordsieck „Partikeldaten“ 17.04.2014
Einzel-Meeting „Partikelmessung“ 05.05.2014 ab 09:00 Uhr in Schweinfurt
Tel.-Konf.: Nordsieck „Partikeldaten“ 12.05.2014
Messkampagne „Partikelmessung“ 14. - 15.05.2014 ab 09:00 Uhr in Schweinfurt

Skype-Konf.: „Nahbereich“ 16.05.2014 ab 10:30 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: Nordsieck „Partikeldaten“ 16.05.2014
Messkampagne „Test der Bochumer-Lanze im Feuerraum“ 26. - 28.05.2014 ab 09:00 Uhr in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Feuerung“ 03.06.2014
Gesamt-Meeting „Projekttreffen“ 05.06.2014 ab 09:00 Uhr in Schweinfurt
Messkampagne „Test-Partikelmessung“ von IUTA 07. - 12.07.2014 in Schweinfurt
Messkampagne „Turbulenz-Strahlung“ von Uni. Bochum 23. - 30.07.2014 in Schweinfurt
MatRessource-Meeting 24. - 25.09.2014 in Darmstadt
Einzel-Meeting „CombAte“ 29.09.2014 ab 16:30 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „CombAte“ 06.09.2014 ab 16:30 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „CombAte“ 07.10.2014 ab 16:30 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „CombAte“ 08.10.2014 ab 16:30 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „CombAte“ 09.09.2014 ab 16:30 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Partikelmessung“ 15.10.2014 ab 11:00 Uhr in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Nahbereich“ 07.11.2014 ab 10:00 Uhr in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 04.03.2015
Messkampagne „LDA- und Strahlungsmessung“ 19.01. - 02.02.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 30.01.2015

Messkampagne „Partikelprobenahme“ 09. - 13.02.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 05.02.2015
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 11.02.2015
Einzel-Meeting bifa 17.02.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting Zwiellehner „Modellierung Aufgabesystem“ 19.02.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 26.02.2015
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 04.03.2015
Einzel-Meeting „Brennbettmessung“ 11.03.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 01.04.2015
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 08.04.2015
Einzel-Meeting „Partikelnahbereich“ 08. - 09.04.2015 in Duisburg
Gesamt-Meeting „Vorabendtreffen“ 13.04.2015 in Grafenrheinfeld
Gesamt-Meeting „Projekttreffen“ 14.04.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 22.04.2015
WING-Konferenz 27. – 29.04.2015 in Dresden
Messkampagne von SAR 27. - 30.04.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 05.05.2015
Tel.-Konf.: Nordsieck 13.05.2015

Tel.-Konf.: Weghaus 27.05.2015
Tel.-Konf.: „Partikelmesskampagne“ 03.06.2015
Einzel-Meeting „Feuerleistungsregelung“ mit SAR 08.06.2015 in Schweinfurt
Messkampagne „Rosttransport“ 10.06.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 12.06.2015
Tel.-Konf.: „Vorbereitung Partikelmessung“ 23.06.2015
Einzel-Meeting „CombAte“ mit Weghaus 23.06.2015 in Schweinfurt
Vortrag bei GTT 02.07.2015 in Aachen
Einzel-Meeting „CombAte“ mit Weghaus 22.07.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 26.06.2015
Einzel-Meeting „Partikel“ 23.07.2015 in Schweinfurt
Messkampagne „Probenahmeprobereitung“ mit IUTA/bifa 30.07.2015 in Schweinfurt
Messkampagne „Probenahme Partikel“ mit IUTA/bifa 03. - 07.08.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Nahbereich“ 20.08.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Studenten GKS“ 25.08.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ 11.09.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ 15.09.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ 18.09.2015

Gesamt-Meeting „Vorabendtreffen“ 21.09.2015 in Grafenrheinfeld
Gesamt-Meeting „Projekttreffen“ 22.09.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 06.10.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 08.10.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 21.10.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Termin in Asdonkshof“ mit Keller- mann 28.10.2015
Einzel-Meeting „Nahbereich“ 28.10.2015 in Augsburg
Tel.-Konf.: „Brennbett“ mit Zwiellehner 30.10.2015
Tel.-Konf.: „Brennbett“ mit Zwiellehner und Graf- mans 03.11.2015
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 04.11.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Brennbett“ mit Zwiellehner 09.11.2015
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 18.11.2015
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 20.11.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Brennbett“ mit Zwiellehner und Graf- mans 20.11.2015
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Konrad 24.11.2015
Messkampagne „Turbulenz und Wärmestra- hlung“
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Konrad 02.12.2015
Einzel-Meeting „CombAte“ mit Weghaus 02.12.2015 in Schweinfurt

Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 03.12.2015
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 07.12.2015
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Zwiellehner und Grafmans 08.12.2015 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 17.12.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 21.12.2015
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 19.01.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 20.01.2016
Einzel-Meeting „Partikelprobenahme“ 22.01.2016 in Kamp-Lintfort
Einzel-Meeting „Nahbereich“ 25. - 26.01.2016 in Frankfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 28.01.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 29.01.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Info“ mit Rohrbeschichtungsliefe- ranten 29.01.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 02.02.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 03.02.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 05.02.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 11.02.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Modellierung“ mit Weghaus 16.02.2016 in Schweinfurt
ProcessNet-AuW 23. – 24.02.2016 in Frankfurt

Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 26.02.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 04.03.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Transportmodell“ mit Zwiellehner 10.03.2016 in Schweinfurt
Messkampagne „Aufgabeversuche“ 17.03.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 22.03.2016 in Schweinfurt
Kesselbegehung und Probenahme 29.03.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 30.03.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Transportmodell“ mit Zwiellehner 05.04.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Simulanten“ 12.04.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „BoilerDesigner“ mit Daublebsky 18.04.2016
Tel.-Konf.: „Projektkoordination“ mit Otten 18.04.2016
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 29.04.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 04.05.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 11.05.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 11.05.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 20.05.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 27.05.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 24.06.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 28.06.2016

Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 28.06.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 01.07.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 12.07.2016
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 13.07.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 14.07.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „OPC-Kopplung“ mit Daublebsky 15.07.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 19.07.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 20.07.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 22.07.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 26.07.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 26.07.2016
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 27.07.2016 in Schweinfurt
Erstellung Poster MatRessource 27.07. – 02.08.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Poster“ mit Nordsieck 01.08.2016
Tel.-Konf.: „Poster“ mit Wissing 01.08.2016
Tel.-Konf.: „Poster“ mit Otten 01.08.2016
Einzel-Meeting „Brennbett“ mit Grafmans 01.08.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans 04.08.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 04.08.2016

Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans 10.08.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans 19.08.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 19.08.2016
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg/De- chema 29.08.2016
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesni- kov 29.08.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans 30.08.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesni- kov 06.09.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesni- kov 08.09.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans 09.09.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesni- kov 13.09.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesni- kov 16.09.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Aufgabe und OPC“ mit Zwiellehner 19.09.2016
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 23.09.2016
Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesni- kov 23.09.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Feuerungsmodell“ mit Grafmans 07.10.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 19.10.2016
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 20.10.2016

Einzel-Meeting „Aufgabe“ mit Grafmans/Kolesnikov 26.10.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 26.10.2016
Einzel-Meeting „OPC-Kopplung“ mit Dannerbeck 27.10.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Mitnahmefaktor“ mit Grafmans 31.10.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Mitnahmefaktor“ mit Grafmans 02.11.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 03.11.2016
Gesamt-Meeting „Projekttreffen“ 10.11.2015 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg/Dechema 30.11.2016
Einzel-Meeting „CombAte und Momentenmodell“ mit Weghaus 12.12.2016 in Schweinfurt
Einzel-Meeting „Modell und OPC-Kopplung“ mit Grafmans/Zwiellehner 14.12.2016 in Schweinfurt
Tel.-Konf.: „Nahbereich“ mit Uni. Augsburg 21.12.2016
Einzel-Meeting „VGB-Veröffentlichung“ mit Grafmans 27.12.2016 in Schweinfurt

V.2 Anhang: Anonyme Standortbezeichnung der untersuchten Verbrennungsanlagen

Kennzeichnung	Land	Beschicksystem	Rosttyp	Brennstoff
M-DE20VL1-EK	Deutschland	Einzelkolben	NOELL Vor.	Müll
M-DE20VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	NOELL Vor.	Müll
M-DE20VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	NOELL Vor.	Müll
M-DE1VL1-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE1VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE31VL1-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE28VL3-EK	Deutschland	Einzelkolben	TKXE Vor.	Müll
M-DE28VL4-EK	Deutschland	Einzelkolben	TKXE Vor.	Müll
M-DE32VL1-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE32VL2-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-PL1VL1-EK	Polen	Einzelkolben	Revitec Vor.	Müll
M-PL1VL1-EK	Polen	Einzelkolben	Revitec Vor.	Müll
M-NL1VL1-EK	Niederlande	Einzelkolben	AEE Vor.	Müll
M-CH7VL1-EK	Schweiz	Einzelkolben	Martin Rück.	Müll
M-CH7VL2-EK	Schweiz	Einzelkolben	Martin Rück.	Müll
M-CH3VL2-EK	Schweiz	Einzelkolben	NOELL Vor.	Müll
B-NL5VL1-EK	Niederlande	Einzelkolben	Standardke. Vor.	Biomasse
M-DE12VL1-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE12VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE12VL3-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE12VL4-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE13VL1-EK	Deutschland	Einzelkolben	AEE Vor.	Müll
M-DE13VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	AEE Vor.	Müll
M-NL4VL1-EK	Niederlande	Einzelkolben	vonRoll Vor.	Müll
M-DE16VL1-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE16VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE16VL3-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE16VL4-EK	Deutschland	Einzelkolben	VKS	Müll
E-BE1VL1-EK	Belgien	Einzelkolben	TKXE Vor.	EBS
M-CH5VL1-EK	Schweiz	Einzelkolben	vonRoll Vor.	Müll
M-CH5VL2-EK	Schweiz	Einzelkolben	vonRoll Vor.	Müll
M-DE2VLA-EK	Deutschland	Einzelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE2VL1-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE2VL2-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll

M-DE2VL3-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE2VL4-EK	Deutschland	Einzelkolben	Babcock Walzen	Müll
M-DE18VL1-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE18VL2-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE27VL4-DK	Deutschland	Doppelkolben	W&E Horizontal	Müll
M-DE22VL1-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE22VL2-DK	Deutschland	Doppelkolben	Steinmüller Vor.	Müll
M-DE23VL1-DK	Deutschland	Doppelkolben	Martin Rück.	Müll
M-DE23VL2-DK	Deutschland	Doppelkolben	Martin Rück.	Müll
M-AT2VL1-EK	Österreich	Einzelkolben	AEE Vor.	Müll
M-AT2VL2-EK	Österreich	Einzelkolben	AEE Vor.	Müll
M-NL5VL3-EK	Niederlande	Einzelkolben		Müll
	Deutschland	Einzelkolben	vonRoll Vor.	Müll
	Deutschland	Einzelkolben		EBS

V.3 Anhang: Erfolgskontrollbericht für BMBF-Vorhaben

Einrichtung:

Bundesministerium für Bildung und Forschung - BMBF; Projektträger Jülich – PtJ

Titel:

Effizienzsteigerung durch verfahrenstechnisch optimierte Korrosionsschutzkonzepte in Verbrennungsanlagen mit heterogenen Festbrennstoffen

Förderkennzeichen:

03X3589A

Bewilligungszeitraum:

01.07.2013 – 30.04.2017

Berichtszeitraum:

01.07.2013 – 30.04.2017

Projektleiter:

Dr.-Ing. Ragnar Warnecke

Projektbearbeiter und beteiligte wissenschaftliche Bearbeiter:

Ragnar Warnecke, Volker Müller, Florian Grafmans, Stefan Langer, Thomas Bethmann, Roland Böhnlein, Edelbert Schneider, Julian Engelhardt, Uwe Müller, Uwe Staudt, Ralf Müller, Jürgen Seufert

1 Beitrag der Ergebnisse zu den förderpolitischen Zielen des Förderprogramms

Das Projekt VOKos trägt zur Themengruppe „Korrosion“ im Rahmen der Fördermaßnahme „MatRessource“ bei. Es werden dabei sowohl Werkstoffe untersucht, wie auch grundlegende Fragen zum Verständnis der Korrosion in Anlagen beantwortet. Die Anlagen zur Verbrennung von heterogenen Brennstoffen ist die Hochtemperatur-Chlor-Korrosion ein entscheidendes Kriterium für die Effizienz dieser Anlagen. Dabei spielt zum einen die Vermeidung der Korrosion und damit die Reduzierung des Ressourceneinsatzes und zum anderen die Verfügbarkeit sowie der energieeffiziente Betrieb der Anlagen eine entscheidende Rolle. Das Projekt kann zu beiden Aspekten völlig neue und effiziente Beiträge leisten.

2 Wissenschaftlich-technische Ergebnisse des Vorhabens

Im Projekt VOKos wurden sehr unterschiedliche Teilprojekte bearbeitet, an denen GKS jeweils beteiligt war. Somit können hier zahlreiche Teilergebnisse zusammenfassend genannt werden, die in das Gesamtergebnis eingeflossen sind:

- Es konnte erstmals eine mathematisch-verfahrenstechnische Beschreibung der Beschickung von Abfallverbrennungsanlagen entwickelt werden, die deutlich zur Verbesserung der Verbrennungsbedingungen beiträgt und damit korrosionskritische Verbrennungszustände vermeiden hilft
- Im Rahmen der Simulation der Verbrennung konnte erstmals eine direkte Kopplung zwischen Feuerungs- und Kesselmodellen mit der realen Anlage und somit der Validierung erreicht werden, um einerseits ein besseres Verständnis der Vorgänge in der Verbrennung zu erhalten und andererseits die Feuerungsleistungsregelung zu optimieren, wodurch eine effizientere Verbrennung herbeigeführt werden kann
- Für CFD-Simulationen, die eine effizientere Auslegung von Anlagen ermöglicht, konnten Wärmeströme und Turbulenzgrade bestimmt werden, so dass die Strömungs- und Reaktionsverhältnisse in den durchgeführten Simulationen verbessert wurden
- Die Messungen von Partikeln konnten mit einer vollkommen neuen Messmethode deutlich exakter durchgeführt werden und daraus erstmals eine nahezu artefaktfreie Aussage zu den korrosionsrelevanten Partikelfraktionen und chemischen Zusammensetzung gewonnen werden
- Das Verhalten der Partikel konnte mit einer neuen Momentenmethode mathematisch hergeleitet werden, so dass nun Rückschlüsse auf die Bildung und das Verhalten der korrosionsrelevanten Partikel und Aerosole abgeleitet werden können
- Die Abscheidung der Partikel auf den von der Korrosion angegriffenen Rohren konnten sowohl mengenmäßig wie auch chemisch nachgestellt werden und somit ein erweitertes Verständnis der Vorgänge der Korrosion erreicht werden
- Die Reaktionskinetik der korrosionsrelevanten Chlorspezies wurde quantitativ ermittelt und kann nun in die Korrosionsmodelle eingebaut werden
- Die Abhängigkeiten der Korrosion von Parametern wie Temperatur, Partikel- und Belagszusammensetzung, Rauchgasspezies konnten in Laborversuchen quantitativ bestimmt werden
- Es wurden Werkstoffbeschichtungen untersucht, deren Resistenz gegen Hochtemperatur-Chlor-Korrosion bewertet wurde.

Insgesamt ergibt sich ein nun deutlich vollständigeres Bild von den die Korrosion beeinflussenden Faktoren.

3 Stellungnahme zur Verwertung der Ergebnisse

Von den unter 2.) dargestellten Ergebnissen kann an verschiedenen Stellen Nutzen gezogen werden. Die Entwicklung des Beschickungsmodells kann (und wird auch schon) zu einem Einsatz in Feuerungsleistungsregelungen verwendet werden. Dadurch können Anlagen zu einer merklich verbesserten Fahrweise und somit höheren Effizienz gebracht werden. Dieser Ansatz wird zusammen mit SAR schon jetzt umgesetzt. Die detaillierteren Erkenntnisse über die Korrosionsprozesse (Informationen über Partikel, Reaktionen im Belag und am korrodierenden Rohr) kann darüber hinaus die Forschungslandschaft beflügeln und in weiterführenden Arbeiten Verwendung finden. Leider konnten die Ergebnisse beim Einsatz von Rohrbeschichtungen nicht zu einem Durchbruch geführt werden.

4 Arbeiten, die zu keiner Lösung geführt haben

Die bearbeiteten Arbeitspakete sind in nachfolgender Tabelle dargestellt. Die direkten Arbeitspakete von GKS konnten weitgehend vollständig bearbeitet werden. Es ergaben sich allerdings weiterhin offene Fragestellungen, die im Rahmen des Projektes nicht erschöpfend beantwortet werden konnten. Dies betrifft vor allem:

- die Bildung und Umwandlung der Chloridfrachten direkt oberhalb des Brennbettes bei extremen Temperaturen
- die Gasphasenumwandlung von sehr speziellen Spezies (z. B. SO_2 und SO_3)
- die Quantifizierung des Stofftransports von gasförmigem Chlor im Belag.

Teil-Projekt:	Projekthalt:	Partner:	Stand:
AP 0.) Projektkoordination:			
0.1	Organisatorische Projektkoordination (z.B. Anforderung Stundennachweise, Belegunterlagen etc.)	GKS	Erledigt
0.2	Koordinationsgespräche (Kick-off, organisatorisch-fachliche Abstimmung etc.)	GKS	Erledigt
AP 1.) Feuerungsmessungen:			
1.1	Strömungs-/Geschwindigkeits-/Turbulenz-Messung im Feuerraum mittels LDA in 2 Anlagen	Uni. Bochum/GKS	Erledigt
1.2	Bestimmung der Wärme-Strahlung/Strahlungsintensität auf Brennbett u. Feuerraumwände in 2 Anlagen	Uni. Bochum/GKS	Erledigt
1.3	Feuerraum-Partikelmessung (Elektrostatik, Morphologie, Struktur, Reaktivität, Größenverteilung, Chemie, Phasen, Gesamtmasse) in 2 Anlagen	IUTA/bifa/Benker/GKS	Erledigt
1.4	Messung der Gasphase im Feuerraum (O ₂ , H ₂ O, HCl, (Cl ₂ , HF), SO ₂ , CO, CO ₂ , NO _x , NH ₃ , (HCN, N ₂ O)) in 2 Anlagen	IUTA/bifa/Benker/GKS	Erledigt
1.5	Schichthöhen-/Temperaturfeld-/Roststabtemperatur-Messungen im Feuerraum und Temperaturen im Brennbett im Betrieb im GKS	GKS/bifa	Erledigt
1.6	Dokumentation und Auswertung	Bochum/IUTA/bifa/Benker/GKS	Erledigt
AP 2.) Feuerungsberechnungen:			
2.1	Umsetzung Partikelmessdaten in Partikelaustragsmodell	Benker	Erledigt
2.2	Integration Partikelaustragsmodell in CombAte und Feinanpassung an die Ergebnisse aus Parallelbetrieb	Weghaus/GKS	Erledigt
2.3	Parallelbetrieb CombAte-Anlage via OPC und Acron	GKS/SAR	Erledigt
2.4	CFD-Berechnungen zur elektrostatischen/strukturellen Einflüssen auf die Partikelbewegung in Feuerung (und Kessel)	IUTA	Erledigt
2.5	Durchführung von DEM-Berechnungen mit GKS-Randbedingungen	Uni. Bochum/GKS	Erledigt
2.6	Vergleich von CombAte-/DEM-/Anlagen-Ergebnissen mit Übertragbarkeitsuntersuchung für andere Anlagen	GKS/Weghaus/Uni. Bochum/SAR	Erledigt
2.7	Dokumentation und Auswertung	Benker/Weghaus/GKS/SAR/Bochum	Erledigt
AP 3.) Kesselmessungen:			
3.1	Kessel-Partikelmessung (Elektrostatik, Morphologie, Struktur, Reaktivität, Größenverteilung, Chemie, Phasen, Gesamtmasse) in 2 Anlagen	IUTA/bifa/Benker/GKS	Erledigt
3.2	Messung der Gasphase im Kessel (O ₂ , H ₂ O, HCl, (Cl ₂ , HF), SO ₂ , CO, CO ₂ , NO _x , NH ₃ , (HCN, N ₂ O)) in 2 Anlagen	IUTA/bifa/GKS	Erledigt
3.3	Strömungsmessung im Kessel mittels LDA in 2 Anlagen	Uni. Bochum/GKS	Erledigt
3.4	Bestimmung der Wärme-Strahlung bzw. Strahlungsintensität auf Kesselwände in 2 Anlagen	Uni. Bochum/GKS	Erledigt
3.5	Korrosionssondenmessungen mit Potentialsonde zur Bestimmung des Korrosionsleitwertes in 2 Anlagen	Uni. Augsburg/GKS	Erledigt
3.6	Korrosionssondenmessungen mit Impedanzspektroskopie zur Bestimmung von Kurzzeit-Korrosionsänderungen in 2 Anlagen	Uni. Augsburg/GKS	Erledigt
3.7	Dokumentation und Auswertung	GKS/IUTA/bifa/Benker/Augsburg/Bochum	Erledigt
4.) Kesselberechnungen:			
4.1	Betriebsdatenanalyse über OPC-Acron-Kopplung	GKS/SAR	Erledigt
4.2	Auswertung Betriebsdaten mit Korrosionsdaten	Uni. Augsburg/bifa/GKS	Erledigt
4.3	Berechnungen zum Stofftransport zum/am Belag	Weghaus/Uni. Augsburg/Benker	Erledigt
4.4	Berechnungen zum Stofftransport/Kinetik im Belag/an Korrosionsfront	Uni. Augsburg / DECHEMA	Erledigt
4.5	Kesselnachrechnungen mittels "Boiler-Designer" zur Berechnung der lokalen Kesselverschmutzung und Kopplung in Leittechnik	GKS	Erledigt
4.6	Dokumentation und Auswertung	GKS/Uni. Augsburg/Weghaus/Benker	Erledigt
5.) Überhitzerbereich/Werkstoffuntersuchungen:			
5.1	Korrosionssondenmessungen zur Bestimmung des KLW mit Variation der Betriebsparameter an 2 Anlagen	Uni. Augsburg/GKS	Erledigt
5.2	Impedanzspektroskopie mit Variation der Betriebsparameter an 2 Anlagen	Uni. Augsburg/GKS	Erledigt
5.3	Einsatz von alternativen Überhitzer-Rohr-Werkstoffen am GKS	GKS	Erledigt
5.4	Belagsbeprobung mit RFA und Phasenanalyse - auf Standard-Werkstoffen und alternativen Werkstoffen am GKS	GKS	Erledigt
5.5	Laborexperimente mit verschiedenen Überhitzer-Rohr-Werkstoff/Schichten und Aerosol-/Partikel-Beaufschlagung	Uni. Augsburg	Erledigt
5.6	Auslagerungsversuche im Labor unter betriebsähnlichen Bedingungen, Analyse der Korrosionsprodukte und insbesondere der Rohr-nahen Chloridschichten	GKS/DECHEMA/Uni. Augsburg	Erledigt
5.7	Dokumentation und Auswertung	GKS/Uni. Augsburg	Erledigt
6.) Gesamtmodellierung:			
6.1	Entwicklung einer Gesamt-Korrosions-Prozessbeschreibung mit Validierung, Modell-Wahrscheinlichkeitsanalyse und Übertragbarkeit	GKS/bifa/Benker/IUTA/DECHEMA	Erledigt
6.2	Vollständige CFD-Simulation von Feuerung und Kessel mit Schadstoff-Kinetik und UH-Nahbereich für 2 Anlagen	GKS/Weghaus/Benker	Erledigt
6.3	Berechnungen und Modellentwicklung zum Stoffübergang in der inneren Chloridschicht	GKS/DECHEMA/Uni. Augsburg/Weghaus	Erledigt
6.4	Erarbeiten von Anleitungen zur prozessrelevanten Optimierung einerseits der Verfahrenstechnik in Großanlagen und andererseits zur zukünftigen Versuchsgestaltung in der Werkstoffoptimierung	Alle	Erledigt
6.5	Dokumentation und Auswertung	GKS/bifa/Benker/DECHEMA/Weghaus	Erledigt

5 Präsentationsmöglichkeiten für mögliche Nutzer

Im Rahmen des Projektes konnten zahlreiche Veröffentlichungen platziert werden, die von der Öffentlichkeit sehr positiv aufgenommen und diskutiert wurden. Daraus ergaben sich auch etliche Rückfragen von Seiten interessierter Kreise aus dem Bereich der Betreiber solcher Anlagen und von Beratern. Die wesentlichen Veröffentlichungen wurden zudem auf der Website des GKS publiziert.

6 Einhaltung der Kosten- und Zeitplanung

Bei konstanten Förderkosten lagen die Kosten bei GKS über dem veranschlagten Ansatz. Der Zeitrahmen musste verlängert werden, da zum einen betriebsbedingt bestimmte Messungen entgegen der Planung erst verspätet durchgeführt werden konnten und zum anderen einige Arbeiten sich schwieriger gestalteten als geplant. Auf Seiten GKS, als Koordinator und Ersteller des Gesamtkorrosionsmodells, musste folglich auf die Ergebnisse einzelner Projektpartner gewartet werden. GKS selbst konnte die Berechnungen der Beschickung zum einen durch Schwierigkeiten bei der Datenbeschaffung und zum anderen durch die hohe Komplexität der Berechnungen erst verspätet fertigstellen. Das Projekt konnte im Rahmen der Verlängerung jedoch abschließend bearbeitet werden.