

# DISSERTATION

## **Partikelhaushalt und Korngrößenreduktions- mechanismen in Wirbelschichten bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen**

ausgeführt zum Zwecke der Erlangung des akademischen Grades  
eines Doktors der technischen Wissenschaften unter der Leitung von

Ao.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Andreas Werner  
E 302  
Institut für Thermodynamik und Energiewandlung

eingereicht an der Technischen Universität Wien  
**Fakultät für Maschinenwesen und Betriebswissenschaften**

von

Dipl.-Ing. Franz Binder  
Matr.Nr.: 91 26 994  
2265 Waltersdorf, Waldgasse 15

Wien, im Februar 2007

## Vorwort

Die vorliegende Dissertation entstand in den Jahren 2003 bis 2007 während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Thermodynamik und Energiewandlung (vormals Institut für Technische Wärmelehre) an der Technischen Universität Wien.

An erster Stelle möchte ich dem ehemaligen Institutsvorstand Herrn *Em. o.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Wladimir Linzer* für das Vertrauen und die Möglichkeit am Forschungsprojekt „Druckaufgeladene zirkulierende Wirbelschichtfeuerung“ mitwirken zu können, danken.

Besonders herzlich danke ich Herrn *Ao.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Andreas Werner* für die Betreuung dieser Arbeit und die zahlreichen Anregungen sowie Diskussionen, welche maßgeblich zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen haben.

Bei Herrn *Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Hermann Hofbauer* bedanke ich mich für die Übernahme des Koreferates und die Begutachtung der Dissertation.

Mein spezieller Dank gilt Herrn *ObRat i.R. Dipl.-Ing. Dr.techn. Friedrich Frasz* für sein unermüdliches Engagement beim Betrieb der Versuchsanlage und das Einbringen seiner langjährigen Erfahrung, sowie Herrn *Ao.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Karl Ponweiser*, Herrn *Dipl.-Ing. Dr.techn. Heimo Walter* und Herrn *Dipl.-Ing. Rene Hofmann*, die mich durch ihre Gesprächs- und Hilfsbereitschaft stets unterstützt haben.

Allen Mitarbeitern des Labors und der Werkstätte danke ich für die Zusammenarbeit und tatkräftige Mithilfe bei der Weiterentwicklung und Modifikation der Wirbelschichtanlage.

Schließlich möchte ich mich bei meinen Eltern und meiner Freundin, die mir jederzeit motivierend und verständnisvoll beigestanden sind, bedanken.

## Kurzfassung

Im Rahmen dieser Arbeit wurde die druckaufgeladene zirkulierende Wirbelschichtanlage des Instituts für Thermodynamik und Energiewandlung in den Heißbetrieb genommen. Diese Versuchsanlage mit einer maximalen thermischen Leistung von etwa 300 kW kann sowohl stationär, als auch zirkulierend bei Temperaturen von nahezu Umgebungstemperatur bis zu 850 °C und Drücken von 1 – 13 bar betrieben werden. Der in einem Druckbehälter montierte Reaktor weist eine Höhe von 4 m und einen Steigrohrdurchmesser von 0,1 m auf. Fester Brennstoff soll in einer Atmosphäre, die jener des tatsächlichen Verbrennungsprozesses im Kraftwerk entspricht, umgesetzt werden. Um den Aufwand für die Aufbereitung des festen Brennstoffes in Grenzen zu halten, wurde ein Gasbrennring entwickelt, mit dessen Hilfe zusätzlich zum festen auch gasförmiger Brennstoff (Erdgas) verbrannt werden kann, um bei geforderter Luftüberschusszahl die benötigte Menge an festem Brennstoff zu reduzieren.

Aufgrund des Einsatzes eines internen Gasbrenners sowie elektrischer Lufterhitzer in Kombination mit der Feststoffrückführung durch ein L-Valve war die Entwicklung eines speziellen Anfahrvorganges nötig, um einen zirkulierenden Betriebszustand zu erreichen.

Mit Hilfe dieser Anlage im Technikumsmaßstab sollen die Partikelgrößenverteilungen des Feststoffinventars (Brennstoff, Inertmaterial, Sorbent), welche sich während des Betriebes infolge auftretender Größenreduktionsmechanismen ändern, sowie der Wärmeübergang und die Schadstoffbildung untersucht werden.

Die Beschreibung der Korngrößenreduktionsmechanismen im Zuge von Simulationsprogrammen für Wirbelschichtanlagen ist eine umfangreiche und schwierige Aufgabe. Die Kontrolle und Regelung des Korngrößenhaltes ist jedoch Grundvoraussetzung für den erfolgreichen Betrieb von Wirbelschichtreaktoren. Die besonderen Eigenschaften von Wirbelschichten werden praktisch ausschließlich vom fluidisierten Feststoff und dessen Partikelgrößenverteilung bestimmt. Während des Betriebs ändert sich aufgrund verschiedener physikalischer und chemischer Vorgänge im Reaktor die Zusammensetzung und Korngrößenverteilung des Feststoffinventars.

Variiert diese erheblich von der „Auslegungs-Größenverteilung“, kann das Betriebsverhalten der Anlage negativ beeinflusst werden, da in vielen Fällen das vertikale Temperaturprofil von der Feststoffverteilung im Reaktor abhängt.

Zur Entnahme von Inventarmaterial während des Betriebs wurde ein spezielles Probenahmesystem für körniges Schüttgut konstruiert und erprobt. Zahlreiche Tests bei verschiedenen Bedingungen zeigten, dass beim Extraktionsvorgang weder Entmischung noch die Separation einzelner Fraktionen auftritt.

Als Festbrennstoff wurde Braun- und Steinkohle bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen verfeuert. Die diskontinuierlich an verschiedenen Stellen des Reaktors entnommenen Proben sowie das gesamte Inventarmaterial nach Betriebsende wurden hinsichtlich der Partikelgrößenverteilung des Inertmaterials und des Brennstoffs analysiert und bewertet.

## Abstract

The pressurized circulating fluidized bed (PCFB) test rig, which has been built in the laboratory of the Institute for Thermodynamics and Energy Conversion at Vienna University of Technology, has been developed to study size reduction mechanisms, which occur to the solids inventory material, to investigate solids distribution and heat transfer and to do research about pollutants release and reduction. The system can be operated up to temperatures of 850 °C and from atmospheric pressure up to pressure levels of 13 bars. The reactor, which is mounted in a pressure vessel, has a height of 4 m and a riser inner diameter of 0,1 m. Solid fuel (coal, biomass) and natural gas can be burnt. For the combustion of natural gas and for the setting of excess air during combustion an internal gas burner is installed in the riser. Single fuel operation, with coal only, is difficult because of the high efforts required to prepare the coal particles (size distribution).

Due to the use of electrical air heaters and an internal gas burner a special start up process of the PCFB reactor without inventory mass was developed for achieving steady circulating operation.

A sampling system for granular bulk material was designed for the extraction of inventory material discontinuously out of the riser, the return leg and the storage tank below the secondary cyclone during operation. By the help of this sampling system, particle size distributions and size reduction mechanisms are to be examined. Experiments demonstrate that no significant classification or separation phenomena occurred due to the sampling procedure.

The modelling of size reduction mechanisms in simulation programs for the design of fluidized bed boilers is an extensive and difficult problem, but necessary for successful operation, because the particularities of fluidized beds are mainly defined by the fluidized solids and their particle size distribution. During operation the composition and size distribution of inventory material changes due to several physical and chemical phenomena, taking place continuously in the furnace. If the size distribution of the inventory material differs considerably from the original “design size distribution” the main operating parameters of the fluidized bed reactor can be influenced in a negative way.

Brown coal and black coal were burned at different pressurized circulating fluidized bed conditions. The extracted samples and the total inventory after the experiments are analyzed and evaluated regarding to the changing particle size distribution of the inert material and the fuel.

# Inhaltsverzeichnis

<b>1</b>	<b>Einleitung .....</b>	<b>1</b>
1.1	Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung .....	1
1.2	Stand der Technik .....	2
1.2.1	Anlage Red Hills / USA .....	3
1.2.2	Anlage Baima / China .....	4
1.3	Forschung und Entwicklung .....	6
1.3.1	Wirbelschichttechnologie für den Leistungsbereich von 400 bis 600 MW <sub>el</sub> .....	6
1.3.2	Zirkulierende Druckwirbelschicht .....	9
<b>2</b>	<b>PCFB-Anlage des Institutes .....</b>	<b>12</b>
2.1	Feststoffeintrag .....	15
2.2	Erdgaszufuhr .....	15
2.3	Feststoffabscheidung .....	16
2.3.1	CFD-Simulation des Primärzyklons .....	16
<b>3</b>	<b>Partikelhaushalt und Korngrößenreduktionsmechanismen in Wirbelschichten .....</b>	<b>23</b>
3.1	Fragmentierung und Abrieb .....	24
3.2	Brennstoff .....	25
3.2.1	Kohle .....	26
3.2.2	Biomasse .....	30
3.2.3	Sekundärbrennstoffe .....	31
3.3	Sorbent .....	32
3.4	Modellierung der Korngrößenverteilung des Feststoffs .....	35
<b>4</b>	<b>Messdatenerfassung und Steuerung .....</b>	<b>37</b>
4.1	Druck-, Temperatur- und Massenstrommessung .....	37
4.2	Rauchgasanalyse .....	39
4.3	Online-Darstellung und Speicherung .....	39
4.4	Steuerungs- und regelungstechnische Aufgaben .....	40
<b>5</b>	<b>Analyseeinrichtungen .....</b>	<b>41</b>
5.1	Rauchgasanalyse .....	41
5.2	Optische Partikelcharakterisierung .....	42
5.3	Korngrößenbestimmung .....	42
5.4	Kohlenstoffanalyse .....	43

<b>6 Probenahmesystem</b> .....	<b>45</b>
6.1 Theoretische Grundlagen der pneumatischen Förderung.....	45
6.2 Aufbau und Wirkungsweise .....	47
6.3 Mathematisches Modell.....	48
6.4 Probenahmeversuche .....	51
6.4.1 Versuchsanordnung .....	51
6.4.2 Versuchsdurchführung.....	52
6.4.3 Analysen .....	53
6.4.4 Betrachtung der Ergebnisse .....	57
<b>7 Betrieb der PCFB-Anlage</b> .....	<b>59</b>
7.1 Versuchsgüter .....	59
7.1.1 Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm.....	59
7.1.2 Braunkohle.....	62
7.2 Inbetriebnahme der Versuchsanlage.....	63
<b>8 Probenahme im Heißbetrieb</b> .....	<b>67</b>
8.1 Vorgangsweise.....	67
8.2 Analysen .....	67
<b>9 Untersuchungen bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen</b> .....	<b>70</b>
9.1 Versuche mit Braunkohle .....	70
9.1.1 Betriebsdruck 5 bar.....	70
9.1.2 Betriebsdruck 7 bar.....	75
9.1.3 Betriebsdruck 9 bar.....	81
9.1.4 Gegenüberstellung der Analysen.....	85
9.2 Versuche mit Steinkohle.....	87
<b>10 Zusammenfassung und Ausblick</b> .....	<b>89</b>
<b>11 Literaturverzeichnis</b> .....	<b>91</b>
<b>12 Anhang</b> .....	<b>97</b>
12.1 Bilder der PCFB-Anlage .....	97

## Abbildungsverzeichnis

<b>Bild 1</b>	Aufbau einer zirkulierenden Wirbelschichtanlage .....	1
<b>Bild 2</b>	Anlage Red Hills (2 x 250 MW <sub>el</sub> ).....	3
<b>Bild 3</b>	Anlage Baima (300 MW <sub>el</sub> ) .....	5
<b>Bild 4</b>	Anordnungskonzept eines überkritischen 600-MW-Wirbelschichtkessels .....	6
<b>Bild 5</b>	Entwicklung der thermischen Wirkungsgrade von ZWSF- und Staubfeuerungsanlagen.....	7
<b>Bild 6</b>	Verlauf der mittleren Wärmestromdichte über der Höhe für STF und ZWSF ...	8
<b>Bild 7</b>	Fließbild der Versuchsanlage der BTU Cottbus.....	10
<b>Bild 8</b>	Konzept für Wirkungsgradsteigerung und CO <sub>2</sub> -Rückhaltung mit druckaufgeladener Wirbelschichtfeuerung.....	11
<b>Bild 9</b>	Schema der PCFB-Versuchsanlage des ITE .....	12
<b>Bild 10</b>	Schnittdarstellung des Verbrennungsreaktors .....	14
<b>Bild 11</b>	Interner Gasbrennring.....	16
<b>Bild 12</b>	Geometrie des Primärzyklons.....	17
<b>Bild 13</b>	Geschwindigkeitsverteilung im Bereich des Zykloneintritts (Skalierung nach Fluidgeschwindigkeit in m/s) .....	19
<b>Bild 14</b>	Geschwindigkeitsvektoren im Primärzyklon Skalierung nach Fluidgeschwindigkeit in m/s) .....	20
<b>Bild 15</b>	Geschwindigkeitsvektoren nach der Fluidgeschwindigkeit [m/s] in z-Richtung skaliert.....	20
<b>Bild 16</b>	Stromlinien des Fluids (Skalierung nach Fluidgeschwindigkeit in m/s).....	21
<b>Bild 17</b>	Partikelbahnen des Feststoffs (Skalierung nach Partikeldurchmesser in m).....	22
<b>Bild 18</b>	Fraktionsmassenbilanzen in der Wirbelschicht .....	23
<b>Bild 19</b>	Korngrößenreduktionsmechanismen (Abrieb und Fragmentierung).....	24
<b>Bild 20</b>	Verbrennungsmodelle für Feststoffpartikel.....	25
<b>Bild 21</b>	Aschebildungsmechanismen .....	27
<b>Bild 22</b>	Abrieb an Sorbent-Partikeln .....	33
<b>Bild 23</b>	Fraktionsmassenbilanzen für die Grobfraktionen bei Verbrennung und Sulfatierung, SCM.....	35
<b>Bild 24</b>	Fraktionsmassenbilanzen für die Feinfraktionen bei Verbrennung und Sulfatierung, SCM.....	36
<b>Bild 25</b>	Anlagenschaltbild für die Prozessüberwachung.....	39
<b>Bild 26</b>	Schematische Darstellung des NDIR-Messprinzips.....	42
<b>Bild 27</b>	Messprinzip des TOC 1200 mit Gassplitoption .....	44
<b>Bild 28</b>	Förderzustände bei vertikaler pneumatischer Förderung .....	46
<b>Bild 29</b>	Aufbau der Probenahmeverrichtung .....	47
<b>Bild 30</b>	Kräftebilanz an einem Einzelpartikel .....	48
<b>Bild 31</b>	Verlauf der Fluidgeschwindigkeit $u_0$ .....	49
<b>Bild 32</b>	Partikelgeschwindigkeit bei unterschiedlichen Bedingungen .....	50
<b>Bild 33</b>	Zurückgelegte Distanzen der Sand- und Kohlepartikel.....	50
<b>Bild 34</b>	Versuchsaufbau für Probenahme.....	51
<b>Bild 35</b>	Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm bei 1,5 bar Druckdifferenz .....	53
<b>Bild 36</b>	Feinkohle-Sand-Gemisch (10-fache Vergrößerung) .....	54
<b>Bild 37</b>	Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (0 bis 400 $\mu$ m) .....	54

<b>Bild 38</b>	Mittelkohle-Sand-Gemisch (10-fache Vergrößerung).....	55
<b>Bild 39</b>	Verteilungsdichte des Kohlegehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 400 bis 1600 µm) .....	55
<b>Bild 40</b>	Verteilungsdichte des Sandgehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 400 bis 1600 µm) .....	56
<b>Bild 41</b>	Grobkohle-Sand-Gemisch (10-fache Vergrößerung) .....	56
<b>Bild 42</b>	Verteilungsdichte des Kohlegehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 1600 bis 6300 µm) .....	57
<b>Bild 43</b>	Verteilungsdichte des Sandgehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 1600 bis 6300 µm) .....	57
<b>Bild 44</b>	Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm .....	59
<b>Bild 45</b>	Verteilungsdichte des Quarzsandes ME 0,71 – 1,25 mm.....	60
<b>Bild 46</b>	Lockerungsgeschwindigkeiten bei verschiedenen Drücken in Abhängigkeit der Temperatur.....	61
<b>Bild 47</b>	Schwebegeschwindigkeiten bei verschiedenen Drücken in Abhängigkeit der Temperatur.....	61
<b>Bild 48</b>	Braunkohle (Köflach/Österreich) .....	62
<b>Bild 49</b>	Verteilungsdichte der Braunkohle .....	62
<b>Bild 50</b>	Braunkohlenasche.....	63
<b>Bild 51</b>	Temperaturverläufe beim Hochfahren der Anlage.....	64
<b>Bild 52</b>	Gesinterte Konglomerate .....	65
<b>Bild 53</b>	Feststoffkonzentration im Steigrohr bei 11400 s.....	66
<b>Bild 54</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der entnommenen Proben aus Steigrohr und Rückführzweig .....	68
<b>Bild 55</b>	Steigrohr 2 (15000 s) .....	68
<b>Bild 56</b>	Rückführzweig 2 (15000 s) .....	69
<b>Bild 57</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der entnommenen Proben aus Steigrohr und Rückführzweig .....	69
<b>Bild 58</b>	Temperaturverläufe bei 5 bar Betriebsdruck .....	71
<b>Bild 59</b>	Steigrohr 4 (bei 5 bar nach 15900 s).....	71
<b>Bild 60</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (5 bar) .....	72
<b>Bild 61</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (5 bar) .....	72
<b>Bild 62</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (5 bar).....	73
<b>Bild 63</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (5 bar) .....	73
<b>Bild 64</b>	Rückführzweig 4 (bei 5 bar nach 15900 s).....	74
<b>Bild 65</b>	Verteilungsdichte der vom Sekundärzyklon abgeschiedenen Partikel bei 5 bar (Gesamtprobe und Kokspartikel).....	74
<b>Bild 66</b>	Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons (5 bar).....	75
<b>Bild 67</b>	Abgeschiedene Partikel nach Veraschung (5 bar).....	75
<b>Bild 68</b>	Temperaturverläufe bei einem Betriebsdruck von 7 bar .....	76
<b>Bild 69</b>	Steigrohr 4 (bei 7 bar nach 13200 s).....	77

<b>Bild 70</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (7 bar) .....	77
<b>Bild 71</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (7 bar) .....	78
<b>Bild 72</b>	Rückführzweig 4 (bei 7 bar nach 13200 s) .....	78
<b>Bild 73</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (7 bar) .....	79
<b>Bild 74</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (7 bar) .....	79
<b>Bild 75</b>	Verteilungsdichte der vom Sekundärzyklon abgeschiedenen Partikel bei 7 bar (Gesamtprobe und Kokspartikel) .....	80
<b>Bild 76</b>	Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons (7 bar) .....	80
<b>Bild 77</b>	Temperaturverläufe bei einem Betriebsdruck von 9 bar .....	81
<b>Bild 78</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (9 bar) .....	82
<b>Bild 79</b>	Steigrohr 4 (bei 9 bar nach 17000 s) .....	82
<b>Bild 80</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (9 bar) .....	83
<b>Bild 81</b>	Rückführzweig 4 (bei 9 bar nach 17000 s) .....	83
<b>Bild 82</b>	Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (9 bar) .....	84
<b>Bild 83</b>	Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (9 bar) .....	84
<b>Bild 84</b>	Verteilungsdichte der vom Sekundärzyklon abgeschiedenen Partikel bei 9 bar (Gesamtprobe und Kokspartikel) .....	85
<b>Bild 85</b>	Temperaturgradienten im Wirbelschichtreaktor .....	86
<b>Bild 86</b>	Steinkohle (1 – 5 mm) .....	87
<b>Bild 87</b>	Verteilungsdichte der Steinkohle (1 – 5 mm und 1 – 2,5 mm) .....	88
<b>Bild 88</b>	Anbackungen beim Betrieb mit Steinkohle .....	88
<b>Bild 89</b>	Frontansicht der PCFB-Anlage .....	97
<b>Bild 90</b>	Seitenansicht von rechts .....	98
<b>Bild 91</b>	Seitenansicht von links .....	99
<b>Bild 92</b>	Ansicht von oben .....	99
<b>Bild 93</b>	Ansicht durch das Mannloch .....	100
<b>Bild 94</b>	Probenahme (Steigrohr) .....	100
<b>Bild 95</b>	Schaltwarte .....	101
<b>Bild 96</b>	Analyseeinrichtungen .....	101
<b>Bild 97</b>	Laborhalle des Instituts .....	102

## Tabellenverzeichnis

<b>Tabelle 1</b>	Brennstoffdaten von Baima, Kaiyuan und Qinhuangdao.....	4
<b>Tabelle 2</b>	Wasser-Dampf-Parameter für das Kraftwerk Baima.....	5
<b>Tabelle 3</b>	Auslegungsdaten der Versuchsanlage in Cottbus.....	9
<b>Tabelle 4</b>	Eintrittsparameter des Fluids in den Zyklon.....	18
<b>Tabelle 5</b>	Eintrittsparameter der inerten Feststoffpartikel.....	18
<b>Tabelle 6</b>	Austrittsparameter des Rauchgases .....	18
<b>Tabelle 7</b>	Parameter am Übergang zum Rückführzweig.....	19
<b>Tabelle 8</b>	Entnahmedauer bei verschiedenen Drücken im Versuchsbehälter.....	52
<b>Tabelle 9</b>	Chemische und physikalische Daten des Quarzsandes ME 0,71 – 1,25 mm .....	59
<b>Tabelle 10</b>	Zusammensetzung der Braunkohle (Angaben in Gew.-%) .....	63
<b>Tabelle 11</b>	Zeiten der Probenahme und zugeführte Kohlenmenge .....	67
<b>Tabelle 12</b>	Probenahmezeitpunkte und Braunkohlemengen (bei 5 bar Betriebsdruck) 70	
<b>Tabelle 13</b>	Probenahmezeiten und Braunkohlemengen (bei 7 bar Betriebsdruck) .....	76
<b>Tabelle 14</b>	Probenahmezeiten und Braunkohlemengen (bei 9 bar Betriebsdruck) .....	81
<b>Tabelle 15</b>	Zusammensetzung der Steinkohle (Angaben in Gew.-%).....	87

## Formelzeichen

Symbol	Maßeinheit	Physikalische Größe
$A_p$	$m^2$	Projektionsfläche des Partikels
$Ar$	-	Archimedes-Zahl
$C_W$	-	Widerstandsbeiwert
$c$	$m/s$	Partikelgeschwindigkeit
$c_W$	-	Widerstandsbeiwert der Einzelkugel
$d$	$m$	Durchmesser der Förderleitung
$d_p$	$m$	Partikeldurchmesser
$F_A$	$N$	Auftriebskraft
$F_G$	$N$	Gewichtskraft
$F_T$	$N$	Trägheitskraft
$F_W$	$N$	Widerstandskraft
$Fr$	-	Froude-Zahl
$g$	$m/s^2$	Erdbeschleunigung
$\Delta h$	$m$	Höhendifferenz
$k_s$	$m$	Rohrrauigkeit nach Nikuradse
$l$	$m$	Länge der Förderleitung
$m_L$	$kg/s$	Luftmassenstrom
$m_s$	$kg/s$	Feststoffmassenstrom
$\Delta p$	$N/m^2$	Druckdifferenz in der Wirbelschicht
$\Delta p_f$	$N/m^2$	Druckverlust der Luftströmung
$\Delta p_s$	$N/m^2$	Druckverlust des Feststofftransports
$\Delta p_v$	$N/m^2$	Gesamtdruckverlust
$\Delta p_z$	$N/m^2$	Zusatzdruckverlust
$Q(x_i)$	-	Verteilungssumme
$Q(x_{o,i})$	-	Verteilungssumme der oberen Grenze der i-ten Klasse
$Q(x_{u,i})$	-	Verteilungssumme der unteren Grenze der i-ten Klasse
$\Delta Q_i$	-	Differenz zweier Werte einer Verteilungssumme, Fraktion
$q(x_i)$	$1/m$	Verteilungsdichte
$Re$	-	Reynoldszahl
$Re_p$	-	Reynoldszahl des Partikels
$Re_{p,L}$	-	Reynoldszahl des Partikels am Lockerungspunkt
$Re_{rel}$	-	Reynoldszahl des Partikels, basierend auf der Relativgeschwindigkeit des Partikels
$t$	$s$	Zeit
$u_0$	$m/s$	Fluidgeschwindigkeit, Leerrohrgeschwindigkeit
$u_L$	$m/s$	Lockerungsgeschwindigkeit
$u_S$	$m/s$	Schwebegeschwindigkeit, Sinkgeschwindigkeit
$V_L$	$m^3/s$	Luftvolumenstrom
$V_p$	$m^3$	Volumen des Partikels
$v_p$	$m/s$	absolute Partikelgeschwindigkeit
$v_{rel}$	$m/s$	Relativgeschwindigkeit Gas/Feststoff

Symbol	Maßeinheit	Physikalische Größe
$w_L$	m/s	mittlere Luftgeschwindigkeit
$w_s$	m/s	Sinkgeschwindigkeit
$x_i$	m	Feinheitsmerkmal (Partikelgröße)
$\Delta x_i$	m	Differenz zweier Werte eines Feinheitsmerkmals, Klassenbreite
$x_{max}$	m	größter Wert eines Feinheitsmerkmals der gesamten Kornverteilung
$x_{min}$	m	kleinster Wert eines Feinheitsmerkmals der gesamten Kornverteilung
$x_{o,i}$	m	obere Grenze der i-ten Klasse
$x_{u,i}$	m	untere Grenze der i-ten Klasse
$\varepsilon$	-	Porosität (Zwischenkornvolumen/Gesamtvolumen)
$\varepsilon_L$	-	Porosität am Lockerungspunkt
$\eta$	kg/m s	dynamische Viskosität
$\eta_f$	kg/m s	dynamische Viskosität des Fluids
$\lambda_f$	-	Widerstandsbeiwert des Fluids
$\lambda_z$	-	Widerstandsbeiwert für Feststoff
$\mu$	-	Beladung
$\mu^*$	-	Partikelkonzentration
$\rho_f$	kg/m <sup>3</sup>	Dichte der Fluidisierungsluft, Fluiddichte
$\rho_p$	kg/m <sup>3</sup>	Dichte des Partikels
$\rho_s$	kg/m <sup>3</sup>	Dichte des Feststoffs
$\phi$	-	Formfaktor

# 1 Einleitung

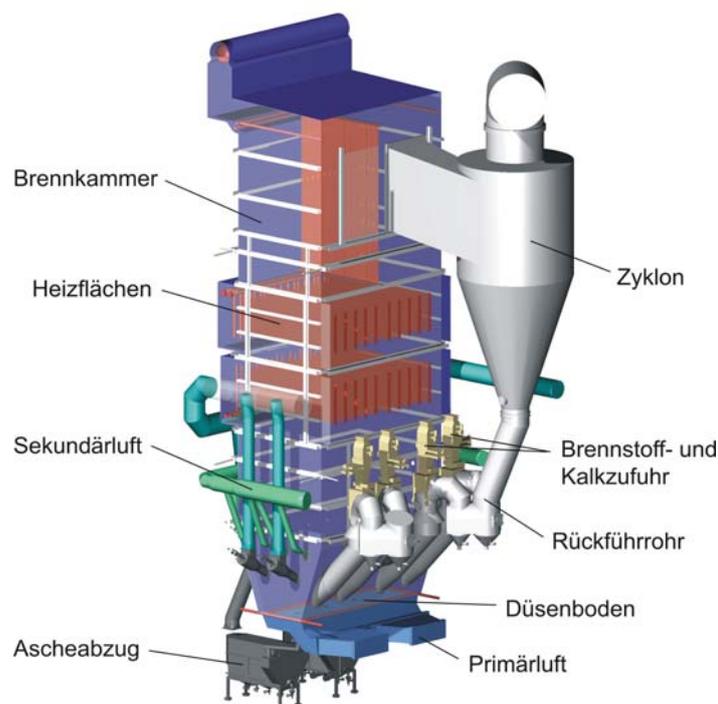
Unter einer Wirbelschicht versteht man in der Verfahrenstechnik ein zweiphasiges Medium mit einer festen und einer fluiden Komponente in einem definierten Strömungszustand:

*„Befindet sich in einem zylindrischen Behälter mit einem porösen Boden körniges Gut und wird dieser von unten nach oben von einem Fluid durchströmt, so stellen sich je nach Fluidgeschwindigkeit verschiedene Zustände ein.“ [1]*

Nach Überschreiten der Lockerungsgeschwindigkeit wird das Festbett zur (stationären) Wirbelschicht. Eine weitere Steigerung der Fluidgeschwindigkeit über die so genannte Schwebegeschwindigkeit hinweg führt zum Partikeltransport. Werden nun die ausgetragenen Feststoffpartikel wieder extern der Wirbelschicht zugeführt, so spricht man von einer zirkulierenden Wirbelschicht.

## 1.1 Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

In einer zirkulierenden Wirbelschicht, die oft als „schnelle Wirbelschicht“ bezeichnet wird, ist eine Bettoberfläche nicht mehr erkennbar. Der ausgetragene Feststoffmassenstrom ist bei Rauchgasgeschwindigkeiten von 4 – 8 m/s nun so groß, dass auch am oberen Ende des Steigrohrs noch eine beträchtliche Feststoffkonzentration feststellbar ist. Das aus dem Steigrohr ausgetragene Brennkammerinventar wird vom Rauchgasstrom getrennt, wofür meist Zyklone eingesetzt werden, und über ein Rückführrohr wieder in den Bettzonenbereich eingebracht (Bild 1).



**Bild 1** Aufbau einer zirkulierenden Wirbelschichtanlage

Die Auskopplung der in der Brennkammer freigesetzten Wärme an den Wasser-/Dampf-Kreislauf zur Erzeugung elektrischer Energie sowie von Prozessdampf oder Fernwärme erfolgt über Wand- und Schottheizflächen im oberen Bereich der Brennkammer, über Wand- und Tauchheizflächen im Fließbettkühler sowie in weiteren Nachschaltheizflächen [2].

Eine relativ niedrige Verbrennungstemperatur von etwa 850 °C bewirkt zusammen mit einer gestuften Luftzufuhr eine Verringerung der NO<sub>x</sub>-Emissionen, da thermische Stickoxide, welche ab Temperaturen von ungefähr 1300 °C entstehen, vermieden und die durch die Oxidation des im Brennstoff enthaltenen Stickstoffs entstehenden NO<sub>x</sub>-Konzentrationen im Rauchgas niedrig gehalten werden. Diese moderate Verbrennungstemperatur verringert auch die feuerraumseitige Korrosion beziehungsweise Anlagerung.

Die Zugabe von Kalkstein (CaCO<sub>3</sub>) führt zu einer weitgehenden Einbindung (> 90 %) des bei der Verbrennung freiwerdenden Schwefeldioxids (SO<sub>2</sub>). Aufgrund dieser Gegebenheiten wird ein sehr günstiges Emissionsverhalten erreicht, wodurch es möglich ist, diese Anlagen ohne Sekundärmaßnahmen zu betreiben.

Die Brennstoffflexibilität von Wirbelschichtfeuerungen erlaubt neben dem „klassischen“ Brennstoff Kohle mit Wassergehalten bis zu 60 %, Aschegehalten bis zu 40 % und Schwefelgehalten bis zu 14 % (waf) auch den Einsatz von minderwertigen Brennstoffen (Gelegenheitsbrennstoffen), wie beispielsweise Schlämme, Petrolkoks oder Rinde.

Zirkulierende Wirbelschichtfeuerungen bieten durch den Feststoffkreislauf eine gleichmäßigere Temperaturverteilung über die Brennkammerhöhe, homogenere Reaktionsbedingungen sowie größere Leistungsdichten und schnellere Lastanpassungen als stationär betriebene Anlagen.

Diesen Vorteilen stehen aber auch einige Nachteile gegenüber, welche die Einsatzmöglichkeit dieser Feuerungsart einschränken beziehungsweise spezielle konstruktive Berücksichtigung erfordern. Zum Betrieb der Gebläse für die Fluidisierungsluft sind oft hohe Antriebsleistungen nötig. Weiters verursacht das fluidisierte Feststoffinventar Erosionen am Luftverteilerboden, an den Feuerraumwänden und den Bündelheizflächen.

Wird eine Wirbelschichtanlage über Atmosphärendruck betrieben, so wird sie als druckaufgeladene Wirbelschicht oder Druckwirbelschicht bezeichnet. Die Verbrennung unter Druck bietet neben dem Vorteil einer geringeren Anlagengröße aufgrund der höheren Wärmestromdichten auch die Möglichkeit, in Verbindung mit Verdichter und Gasturbine den thermodynamisch günstigen Kombiprozess auch mit minderwertigeren Brennstoffen zu verwirklichen. Eine Tatsache, die vor dem Hintergrund knapper werdender fossiler Brennstoffe und einer erforderlichen Reduktion des CO<sub>2</sub>-Ausstosses an Bedeutung gewinnt.

## 1.2 Stand der Technik

Derzeit sind mehr als 500 Dampferzeuger mit zirkulierender (atmosphärischer) Wirbelschichtfeuerung für den Leistungsbereich von 50 bis über 400 MW<sub>el</sub> in Betrieb oder im Bau, welche ein weites Brennstoffband nutzen.

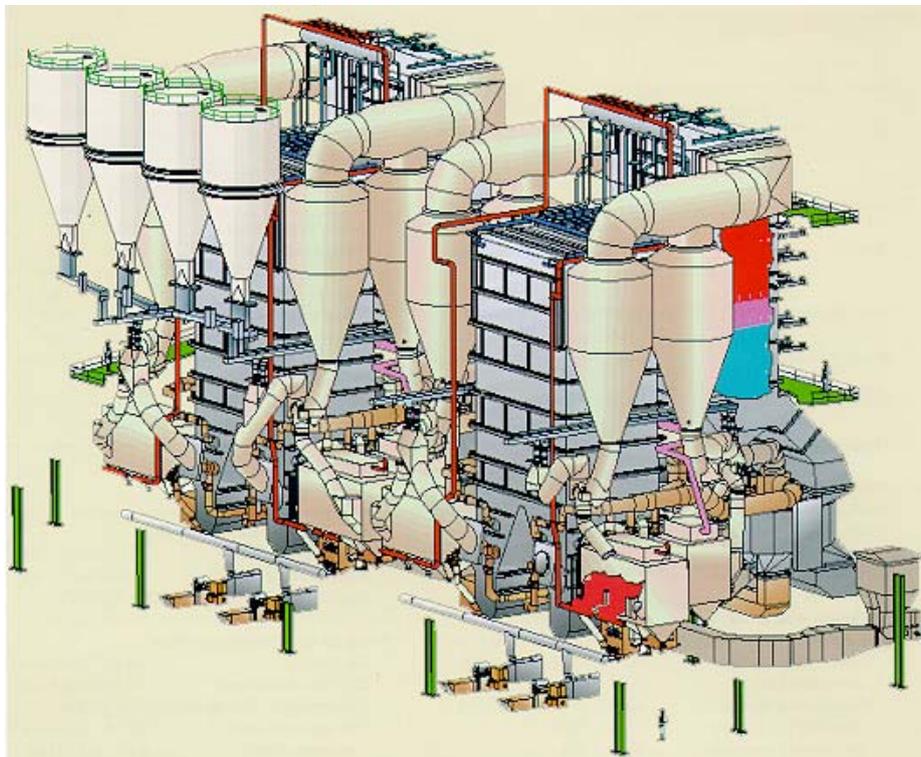
Die zirkulierende druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerung befindet sich noch im Entwicklungsstadium. Eine druckaufgeladene Wirbelschicht ist ein komplexes verfahrenstechnisches System, welches in einigen Punkten verbessert werden muss, um als aus-

gereiftes Umwandlungsverfahren thermischer in elektrische Energie zur Verfügung zu stehen. Vom anlagentechnischen Standpunkt aus muss vor allem das Problem der Heißgasreinigung (Aufbereitung des die Gasturbine beaufschlagenden Verbrennungsgases) gelöst werden. Für die Planung und den Bau von zirkulierenden Druckwirbelschichtfeuerungen stehen noch kaum Daten über Feststoffverteilung und Umlauf, sowie über Wärmeübergangskoeffizienten zwischen Suspension und Heizflächen zur Verfügung. Auch über die Reaktionskinetik und über den Ablauf chemisch/physikalischer Vorgänge ist bei druckaufgeladenen Anlagen weniger bekannt als bei solchen, die unter atmosphärischen Bedingungen arbeiten.

Im Folgenden werden die zirkulierenden atmosphärischen Wirbelschichtanlagen *Red Hills / USA* und *Baima / China* betrachtet [3-5].

### 1.2.1 Anlage Red Hills / USA

Der Aufbau der Anlage Red Hills ( $2 \times 250 \text{ MW}_{el}$ ) basiert auf dem Konzept, das sich in Gardanne/Provence seit 1995 bewährt hat. So ist auch hier der Brennkammertrichter als Doppeltrichter (Pant-Leg) ausgeführt, um eine gleichmäßige Luft- und Brennstoffdurchmischung zu erreichen. Ebenso kommen vier Zykclone und vier Fließbettkühler zur Regelung der Brennkammer- und der ZÜ<sup>1</sup>-Temperatur zum Einsatz. Bild 2 zeigt einen Überblick der Anlage.



**Bild 2** Anlage Red Hills ( $2 \times 250 \text{ MW}_{el}$ )

<sup>1</sup> Zwischenüberhitzer

Beide Kessel sind an eine 500-MW-Dampfturbine gekoppelt, wobei auch ein Betrieb mit nur einem Dampferzeuger auf die Turbine möglich ist.

Seit den Abnahmeversuchen im Jahre 2002 laufen beide Kessel im Dauerlastbetrieb (Grundlastkraftwerk) mit einer Zeitverfügbarkeit von rund 99 %. Bedingt durch den relativ niedrigen Schwefelgehalt des Brennstoffs in Verbindung mit dem im Brennstoff vorliegenden Kalk wird bereits eine Primärentschwefelung von etwa 50 % erreicht, so dass für die zusätzliche Schwefeleinbindung auf  $\text{SO}_2$ -Werte von  $200 \text{ mg/m}^3$  (i. N.<sup>2</sup>) das Ca/S-Verhältnis für den zugeführten Kalk ungefähr stöchiometrisch ist. Während des Probetriebes und der Abnahmeversuche betrug die Entschwefelungsleistung > 95 %. Der Garantiewert von  $325 \text{ mg/m}^3$  (i. N.) ist in jedem Lastbereich und bei jedem Brennstoff unter Einhaltung des festgelegten Kalksteinverbrauchs sicher unterschritten worden. Ebenso werden die versicherten  $\text{NO}_x$ -Emissionen von  $260 \text{ mg/m}^3$  (i. N.) bei jedem Lastbetrieb ohne Sekundär- oder Zusatzmaßnahmen problemlos eingehalten. Maßgebend hierfür ist die gleichmäßige Luftverteilung durch den „Pant-Leg“-Trichter in Verbindung mit sehr gut abscheidenden Zyklonen, die zu einer gleichmäßigeren Temperaturverteilung in der Brennkammer führen.

Zur Erzielung eines bestmöglichen Wirkungsgrades werden die Dampferzeuger mit einer Brennkammertemperatur von  $840 \text{ }^\circ\text{C}$  (Regelung durch Fließbettkühler) und einem Luftüberschuss zwischen 14 und 18 % betrieben, wobei der Primärluftanteil etwa 35 % beträgt. Bei diesen Betriebsparametern ergeben sich die optimalen Emissions- und Kraftbedarfswerte sowie Brennstoff- und Kalksteinausnutzungsgrade. Durch diese Betriebsweise wird ein Wirkungsgrad von 82,6 % (bezogen auf den Brennwert) erreicht.

### 1.2.2 Anlage Baima / China

Da auf dem chinesischen Brennstoffmarkt niederflüchtige und schwefelreiche Kohlen einen hohen Anteil haben, bietet die Wirbelschichttechnik ein hierfür angepasstes Feuerungsverfahren.

Der Bau des 300-MW-Demonstrationskraftwerks Baima in der Provinz Sechuan war der Beginn der Planung und Errichtung einer Reihe von 300-MW-ZWSF<sup>3</sup>-Anlagen in China (Kaiyuan, Qinhuangdao, Xialongtan), welche bis Ende 2007 den Betrieb aufnehmen sollen.

**Tabelle 1** Brennstoffdaten von Baima, Kaiyuan und Qinhuangdao

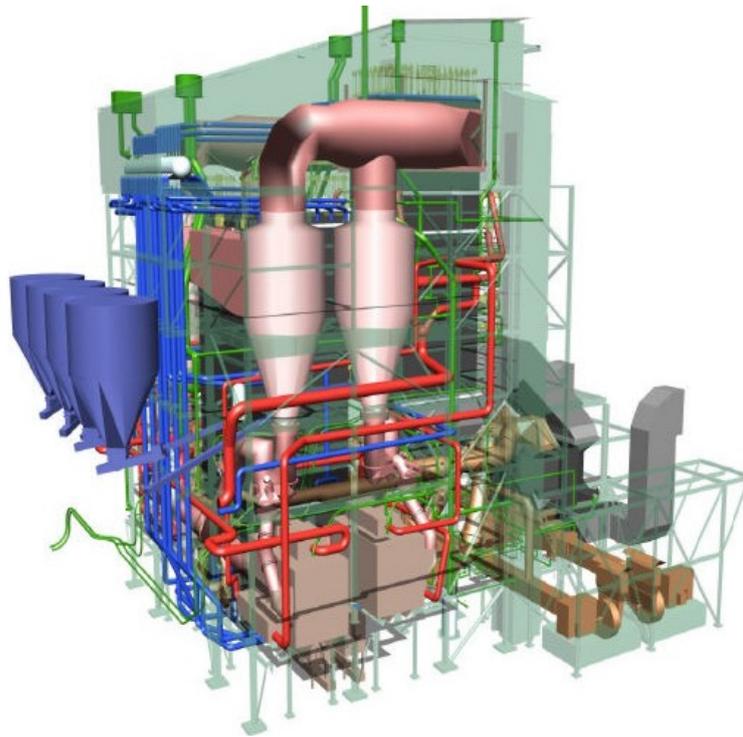
	Baima Anthrazit	Kaiyuan Braunkohle	Qinhuangdao Aschereiche Steinkohle
Kohlenstoff in %	49,2	25,5	31,69
Flüchtige Bestandteile in %	8,55	28,4	19,40
Asche in %	35,27	11,4	43,69
Feuchte in %	7,69	34,7	5,22
Schwefel in %	3,54	1,66	0,94
Heizwert in kJ/kg	18495	12435	15557

<sup>2</sup> Im Normzustand

<sup>3</sup> Zirkulierende Wirbelschichtfeuerung

In Tabelle 1 sind die Daten der Brennstoffe für die Anlage Baima sowie für die im Bau befindlichen Anlagen Kaiyuan und Qinhuangdao angeführt, wobei Kaiyuan mit Brennkammerabmessungen von 14,7 m x 15 m x 37 m neben der Anlage Xialongtan die größte im Bau befindliche ZWSF-Anlage ist.

Die verwendete Technik basiert auf dem Konzept mit vier Zyklonen und vier Fließbettkühlern mit geteilter Anordnung des Brennkammertrichters (Bild 3).



**Bild 3** Anlage Baima (300 MW<sub>el</sub>)

Der Brennstoff Anthrazit mit nur 8,55 % flüchtigen Bestandteilen erforderte eine weitere Optimierung der Zyclone, um auch die Verbrennung feinsten Kokspartikel sicherzustellen. Durch Verbrennungsversuche mit Anthrazit in der Anlage Gardanne/Provence war gezeigt worden, dass durch Anpassung der Brennkammertemperatur auf 890 °C bessere Abbrandergebnisse erzielt werden.

**Tabelle 2** Wasser-Dampf-Parameter für das Kraftwerk Baima

Parameter	Wert	Einheit
HD-Dampfmenge	1025	t/h
HD-Dampfdruck	17,4	MPa
HD-Dampftemperatur	540	°C
ZÜ-Dampfmenge	843,93	t/h
ZÜ-Dampfdruck	3,71	MPa
ZÜ-Dampftemperatur	540	°C
Speisewassertemperatur	281	°C

In Tabelle 2 sind die für das Kraftwerk Baima festgelegten Wasser-Dampf-Parameter aufgelistet.

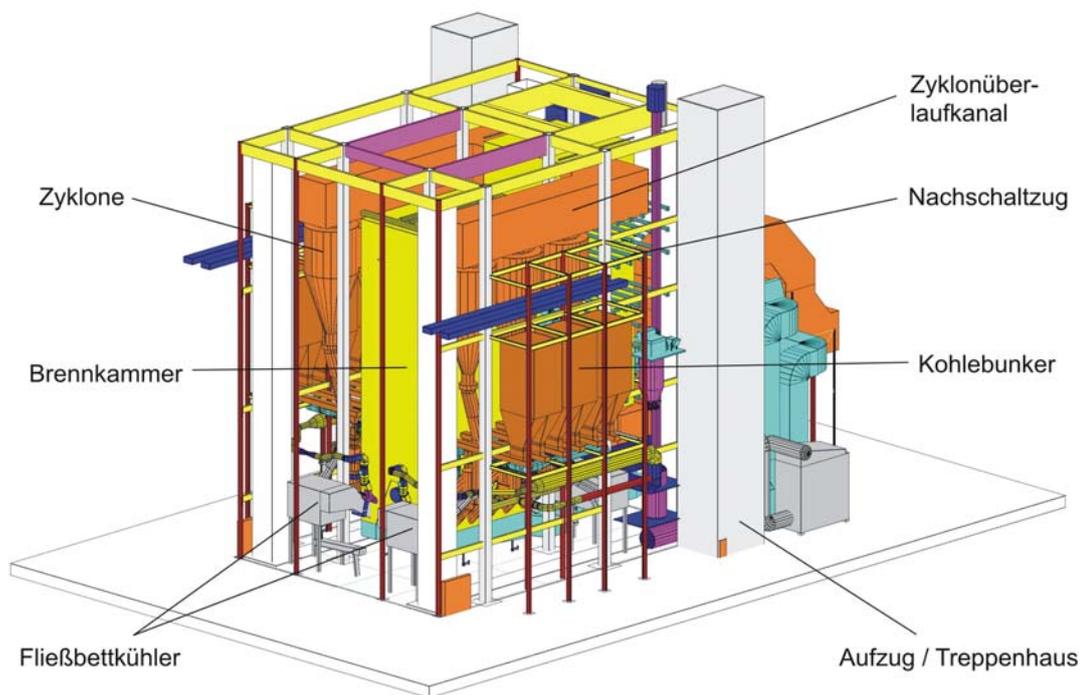
Eine Unterschreitung der Emissionswerte von  $600 \text{ mg/m}^3$  (i. N.)  $\text{SO}_2$  und  $250 \text{ mg/m}^3$  (i. N.)  $\text{NO}_x$  (bezogen auf 6 %  $\text{O}_2$ , trocken) wurde garantiert.

### 1.3 Forschung und Entwicklung

#### 1.3.1 Wirbelschichttechnologie für den Leistungsbereich von 400 bis 600 MW<sub>el</sub>

Die Erhöhung der Leistung und die Einführung von überkritischen Dampfparametern in ZWSF-Anlagen betrifft einige Schlüsselkomponenten, wie die Brennkammer, die Zykclone und die externen Fließbettkühler [3, 5].

Aufgrund der Brennkammervergrößerung (ca. 50 % größere Querschnittsfläche als die derzeit größten Anlagen) bei einer überkritischen 600-MW-Anlage ist ein Konzept mit Doppeltrichter erforderlich, um eine adäquate Fluidisierung und vollständige Verbrennung sicherzustellen. An jeder Seite der Brennkammer werden drei Zykclone und bis zu drei Fließbettkühler angeordnet (Sechs-Zyklon-Anlage). Bild 4 zeigt das Anordnungskonzept für einen überkritischen 600-MW-Wirbelschichtkessel [3].



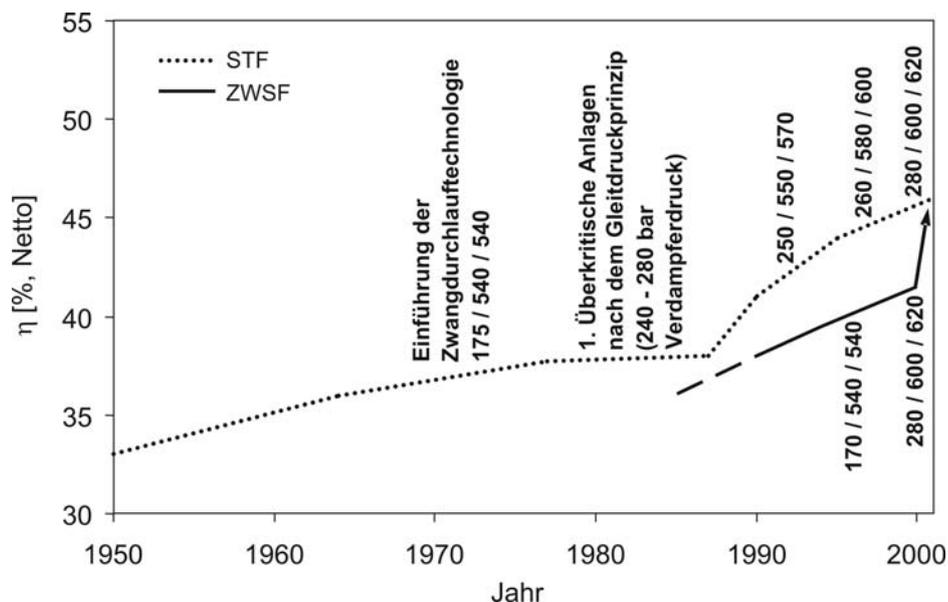
**Bild 4** Anordnungskonzept eines überkritischen 600-MW-Wirbelschichtkessels

Die Brennkammertiefe wird von der maximalen Bandagengröße begrenzt, die erforderlich ist, um dem Überdruck der Brennkammer standzuhalten. Die Brennkammerbreite wird so ausgelegt, dass die Sekundärluft in jedem Betriebsfall tief in die Brennkammer eindringen kann, wodurch „Pant-Leg“-Trichter unerlässlich sind. Eine Stufung der Sekundärluft ist

besonders bei wenig reaktiven Brennstoffen und hohen Schwefelgehalten vorteilhaft, da durch eine möglichst gleichmäßige Sauerstoffverteilung weniger Emissionen entstehen und der Ausbrand begünstigt wird.

Weiters ist eine Optimierung von Einlasskanälen und Tauchrohren der Zyklone notwendig, um ihren Abscheidegrad zu maximieren. Eine höhere Abscheideleistung führt zu einer Steigerung der Umlaufaschemenge, einer Verbesserung von Kohleausbrand und Kalksteinausnutzung sowie einer Erhöhung der Feststoffbeladung im oberen Brennkammerbereich, wodurch die Wärmeübertragung verbessert und die Temperaturverteilung gleichmäßiger wird. Ein feiner werdendes Feststoffinventar vermindert zusätzlich die Erosionen. Ebenfalls wird der Feststoffmassenstrom zu den Nachschaltheizflächen minimiert und dadurch geringere Erosionen, Verschmutzungen und CO-Konzentrationen in diesen gewährleistet. Bei überkritischen Dampfparametern werden die Zykclone, die Eintritts- und Austrittskanäle berohrt ausgeführt und von überhitztem Dampf gekühlt, womit eine Minimierung der Ausmauerung im Zyklonbereich erreicht wird.

Um das Lastverhalten der Anlage zu optimieren, werden neben den Heizflächen innerhalb der Brennkammer zusätzlich externe Fließbettkühler verwendet. In den Fließbettkühlern werden die zirkulierenden Aschen mit Temperaturen von 845 bis 900 °C auf rund 600 °C abgekühlt, wobei die Heizflächen als Überhitzer, Zwischenüberhitzer oder Verdampfer geschaltet werden können. Die modulare Bauweise ermöglicht eine Steigerung der Wärmeleistung durch Erhöhung der Anzahl der Fließbettkühler ohne Änderung der Auslegungskonzepte. Maximal kann die Anzahl der Fließbettkühler gleich der Anzahl der Zykclone sein. Problematisch sind die Fließbettkühlerheizflächen, da es aufgrund des Kreuz-/Gegenstromprinzips zu erheblichen Temperaturabweichungen der Einzelrohre kommt und die Beheizung deutlich höher als durch Konvektion ist. Somit muss der gewählte Werkstoff bestimmten Festigkeits- und Oxidationsanforderungen genügen.



**Bild 5** Entwicklung der thermischen Wirkungsgrade von ZWSF- und Staubfeuerungsanlagen

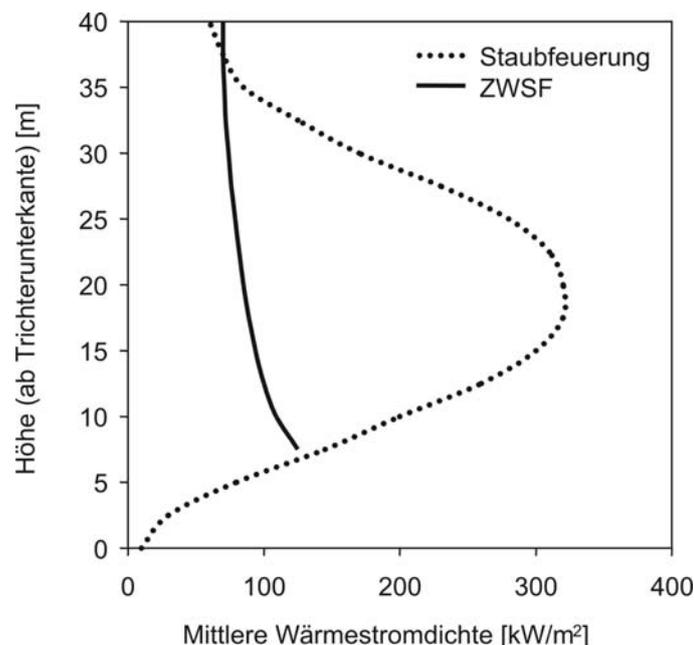
Während die meisten in Betrieb befindlichen ZWSF-Anlagen wasserseitig als Natur- oder Zwangsumlaufanlagen konzipiert sind, gibt es eine Vielzahl von Staubfeuerungsanlagen, die als Zwangsdurchlaufanlagen ausgelegt sind. Die Erfahrungen aus Auslegung und Betrieb dieser Anlagen können fast vollständig auf ZWSF-Anlagen übertragen werden. In Bild 5 ist die Entwicklung der Kohlekraftwerkswirkungsgrade in Europa von ZWSF- und Staubfeuerungsanlagen (STF) mit Angabe der Parameter Dampfdruck, Überhitzer- und Zwischenüberhitzertemperatur dargestellt [5].

Die beiden wichtigsten Überlegungen für die Auslegung des Verdampfers eines Zwangsdurchlaufdampferzeugers sind:

- die ausreichende Kühlung der Verdampferrohre in jedem Betriebszustand und
- die Minimierung der Temperaturdifferenzen zwischen den Verdampferrohren.

Die Temperaturunterschiede am Verdampferaustritt entstehen aufgrund einer ungleichmäßigen Wärmeaufnahme der Verdampferrohre sowie der unterschiedlichen Länge und Druckverluste. Während sich in Naturumlaufdampferzeugern bei Lastreduzierung der Wassermassenstrom etwas erhöht, hängt bei Zwangsdurchlaufdampferzeugern der Massenstrom linear von der Last ab. Die üblichen Rohrdurchmesser (51 bis 63,5 mm) führen daher nicht zu den geeigneten Massenstromdichten für Zwangsdurchlaufsysteme.

Bei Staubfeuerungsanlagen gewährleistet die spiralberohrte Verdampferwand die zur Kühlung benötigte Massenstromdichte, jedoch können bei ZWSF-Anlagen aufgrund von Erosionsproblemen die Umfassungswände nur vertikal berohrt werden. Die Verwendung innenberippter Rohre anstelle von Glattrohren, um hohe Werkstofftemperaturen (durch das „Dryout“) zu vermeiden, führt zu kaum feststellbaren Kühlungsunterschieden, da bei Wirbelschichten die höchste Wärmestromdichte niedriger als bei Staubfeuerungsanlagen ist und bei niedrigen Höhen in der Brennkammer auftritt (Bild 6, [5]).



**Bild 6** Verlauf der mittleren Wärmestromdichte über der Höhe für STF und ZWSF

Weiters wird der Wärmeübergang an die Umfassungswände bei ZWSF-Anlagen nicht von Verschlackung und Verschmutzung beeinflusst. Die Ursache dafür ist, dass die Brennkammertemperaturen niedriger als der Ascheschmelzpunkt sind und die sich an der Wand abwärts bewegenden Partikelströme Anbackungen verhindern. Das führt zu einer gleichmäßigeren Wärmeaufnahme der Verdampferwände, wodurch zur Kühlung dieser geringere Massenstromdichten ausreichen.

Da eine größere Brennkammerhöhe die Anlagenleistung nur unwesentlich steigert, kann es im hohen Leistungsbereich vorkommen, dass die Verdampferheizfläche der Umfassungswände alleine nicht ausreicht. In diesem Fall kann die zusätzlich benötigte Heizfläche entweder parallel zur Umfassungswand in der Brennkammer oder in Serie in einem Fließbettkühler geschaltet werden. Bei der Anordnung von Verdampferheizflächen nacheinander sollte auf die Verteilung geachtet werden, um Temperaturschiefen zu vermeiden [3, 5].

Überkritische Wirbelschichtfeuerungen führen neben einer Wirkungsgradsteigerung zu einer Vergrößerung des Anwendungsbereiches weltweit und einer Möglichkeit zur kostengünstigen Reduzierung der CO<sub>2</sub>-Emissionen.

### 1.3.2 Zirkulierende Druckwirbelschicht

Die zirkulierende druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerung wird zurzeit nur in Anlagen im Technikumsmaßstab realisiert. Für dieses komplexe Energiewandlungsverfahren bedarf es noch einiger Entwicklungs- und Forschungstätigkeiten in unterschiedlichen Bereichen, bevor es schließlich kommerziell eingesetzt werden kann.

Neben der PCFB<sup>4</sup>-Anlage der TU Wien, welche in der vorliegenden Arbeit für experimentelle Untersuchungen herangezogen wird, besteht auch beispielsweise eine Versuchsanlage an der BTU Cottbus (Lehrstuhl Kraftwerkstechnik).

Die BTU Cottbus betreibt eine 200-kW-Versuchsanlage (Bild 7), welche ein nahezu komplettes Kraftwerkskonzept darstellt [6, 7]. Zielsetzung des Forschungsvorhabens in Cottbus ist die Schaffung von Auslegungsdaten für eine zirkulierende druckaufgeladene Wirbelschichtfeuerungsanlage der 2. Generation (mit Nachfeuerung) im halbindustriellen Maßstab (1 – 10 MW). Die Anlage ist in Zwei-Behälter-Bauweise ausgeführt, wobei sich der Reaktor, der Rohgaskühler, die Nachbrennkammer, die Materialteststrecke und die Abgasquenche in von Stickstoff durchspülten Druckbehältern befinden.

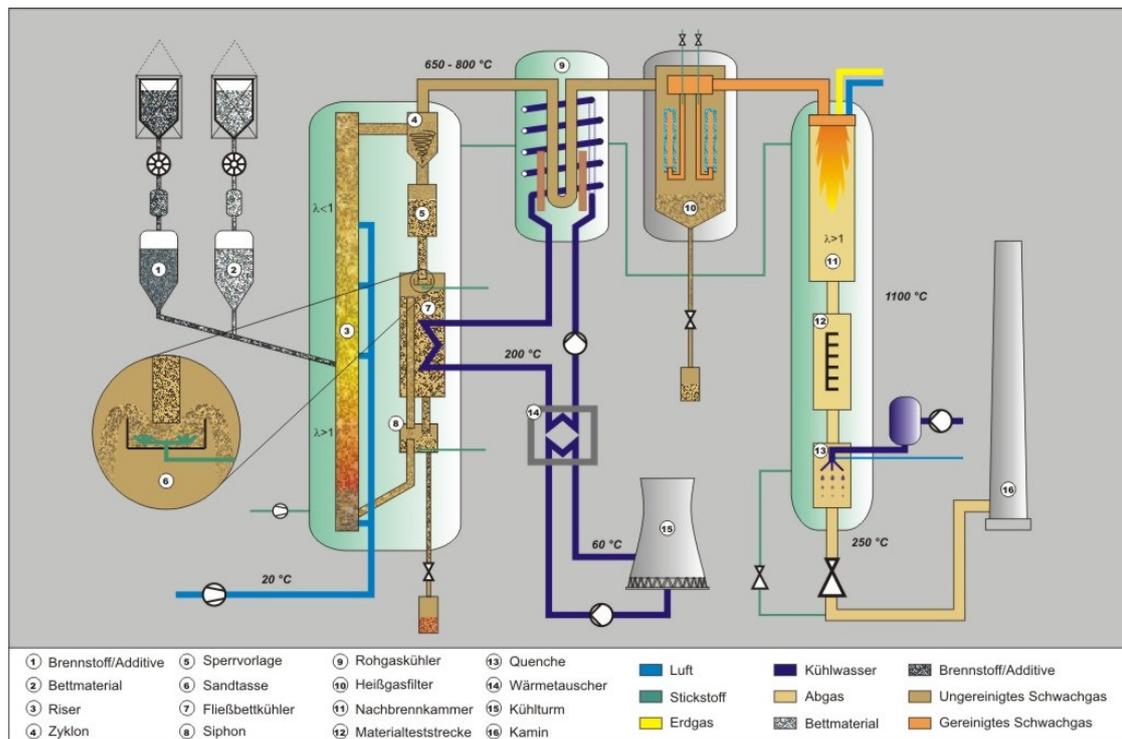
**Tabelle 3** Auslegungsdaten der Versuchsanlage in Cottbus

Parameter	Wert	Einheit
Elektr. Luftvorheizung	50	kW
Brennstoffleistung	150	kW
Aschefließbettkühler	120	kW
Max. Reaktortemperatur	1000	°C
Max. Reaktordruck	16	bar
Riserhöhe	6	m
Riserdurchmesser	80	mm

<sup>4</sup> Pressurized Circulating Fluidized Bed

Untersucht werden alle relevanten Parameter der Betriebsführung, wie beispielsweise die Gaszusammensetzung, der Ausbrand, die Vermeidung von Schadstoffemissionen und die Steuerung des Umlaufs.

In Tabelle 3 sind die Auslegungsdaten der PCFB-Versuchsanlage an der BTU Cottbus, in welcher Roh- und Trockenbraunkohle verfeuert wird, angeführt. Als Bettmaterial wird Quarzsand in einem Korngrößenbereich von 0,1 – 0,7 mm verwendet.



**Bild 7** Fließbild der Versuchsanlage der BTU Cottbus

Die Vorteile der druckaufgeladenen Wirbelschichtfeuerung werden auch in zukunftsorientierten Konzepten und Kreisläufen bedacht.

Das U.S. Department of Energy (DOE) spricht im Programm „Vision 21“ vom Versuch, alle möglichen Technologien weiterzuentwickeln und in einem System zu integrieren, wie z. B. Kraft-Wärmekopplung, Strom-, Kraftstoff- und Chemieproduktion etc. und dadurch Verbesserungen und Kostenreduktionen zu erzielen. Dieses System soll modular aufgebaut sein und alle verfügbaren Energieträger-Vorräte nutzen [8].

Im Gegensatz zu ähnlichen europäischen Programmen werden in „Vision 21“ auch wesentlich weitergehendere Konzepte aufgenommen, wie z. B. der Kreislauf in Bild 8, welches eine Kombination aus Kohlevergasung mit Sauerstoff, SOFC<sup>5</sup>, druckaufgeladener Wirbelschicht der 2. Generation mit Gas- und Dampfturbine zeigt.

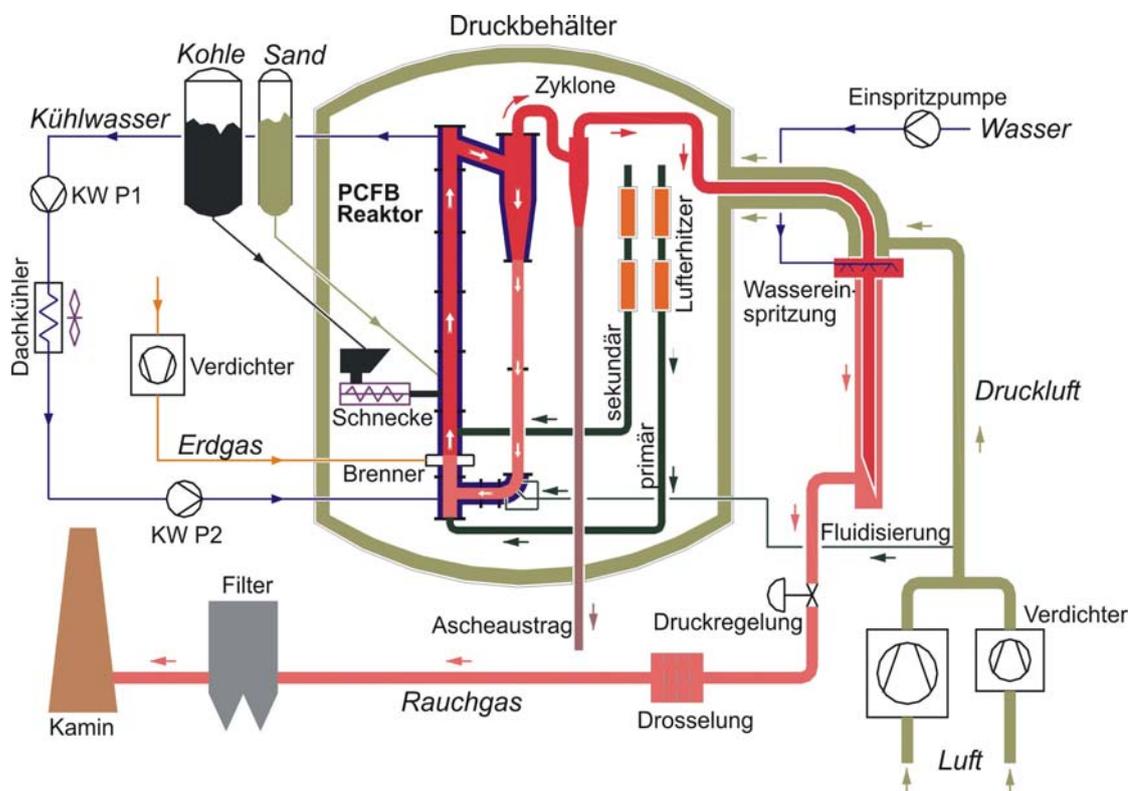
Besonderer Wert wird auf Komponentenweiterentwicklung gelegt, wie beispielsweise im Bereich der Heißgasfiltration, Hochtemperatur-Wärmetauscher oder Heißgasreinigung.

<sup>5</sup> Solid Oxide Fuel Cell



## 2 PCFB-Anlage des Institutes

Der Grundgedanke bei der Planung der druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschicht-Versuchsanlage mit einer maximalen thermischen Leistung von etwa 300 kW war, eine Anlage zu bauen, die sowohl stationär, als auch zirkulierend bei Temperaturen von nahezu Umgebungstemperatur bis zu 850 °C und bei Drücken von 1 – 13 bar betrieben werden kann. Fester Brennstoff sollte in einer Atmosphäre, die jener des tatsächlichen Verbrennungsprozesses im Kraftwerk entspricht, umgesetzt werden. Um den Aufwand für die Aufbereitung des festen Brennstoffes in Grenzen zu halten, wurde ein eigener Gasbrennung entwickelt, mit dessen Hilfe zusätzlich zum festen auch gasförmiger Brennstoff (Erdgas) verbrannt werden kann, um bei geforderter Luftüberschusszahl die benötigte Menge an festem Brennstoff zu reduzieren.



**Bild 9** Schema der PCFB-Versuchsanlage des ITE

Die Versuchsanlage (Bild 9) lässt sich in folgende Anlagenteile gliedern:

- Druckbehälter
- Verbrennungsreaktor
- Luftvorwärmung
- Fluidisierung
- Feststoffeintrag
- Erdgaszufuhr
- Kühlwassersystem

- Feststoffabscheidung
- Probenahmesystem
- Mess- und Steuerungseinrichtungen

Die Fluidisierungsluft wird durch zwei Schraubenkompressoren auf den Betriebsdruck (bis 13 bar) verdichtet und in den Druckbehälter gefördert. Die maximale Fördermenge beider Verdichter beträgt 0,47 kg/s, womit im Kaltbetrieb bei einem Betriebsdruck von 13 bar eine Leerrohrgeschwindigkeit im Steigrohr (100 mm Innendurchmesser, 4 m Höhe) von etwa 3,5 m/s erreicht werden kann. Im Heißbetrieb ist, wenn man von einer gewünschten Leerrohrgeschwindigkeit von maximal 5 m/s ausgeht, der Betrieb mit nur einem der beiden Verdichter erforderlich.

Die verdichtete Luft wird im Mantelstrom (Kern-/Mantelstromrohr) durch den Luft-/Abgasflansch in den Druckbehälter eingebracht und strömt nun durch die beiden Luftversorgungsleitungen für Primär- und Sekundärluft. Hier wird sie durch zwei jeweils hintereinander angeordnete, elektrische Luftheritzer auf die gewünschte Reaktoreintrittstemperatur erhitzt. Diese Vorwärmung ist notwendig, um das Wirbelbett soweit aufzuwärmen, dass sich der zugeführte Brennstoff selbst entzündet.

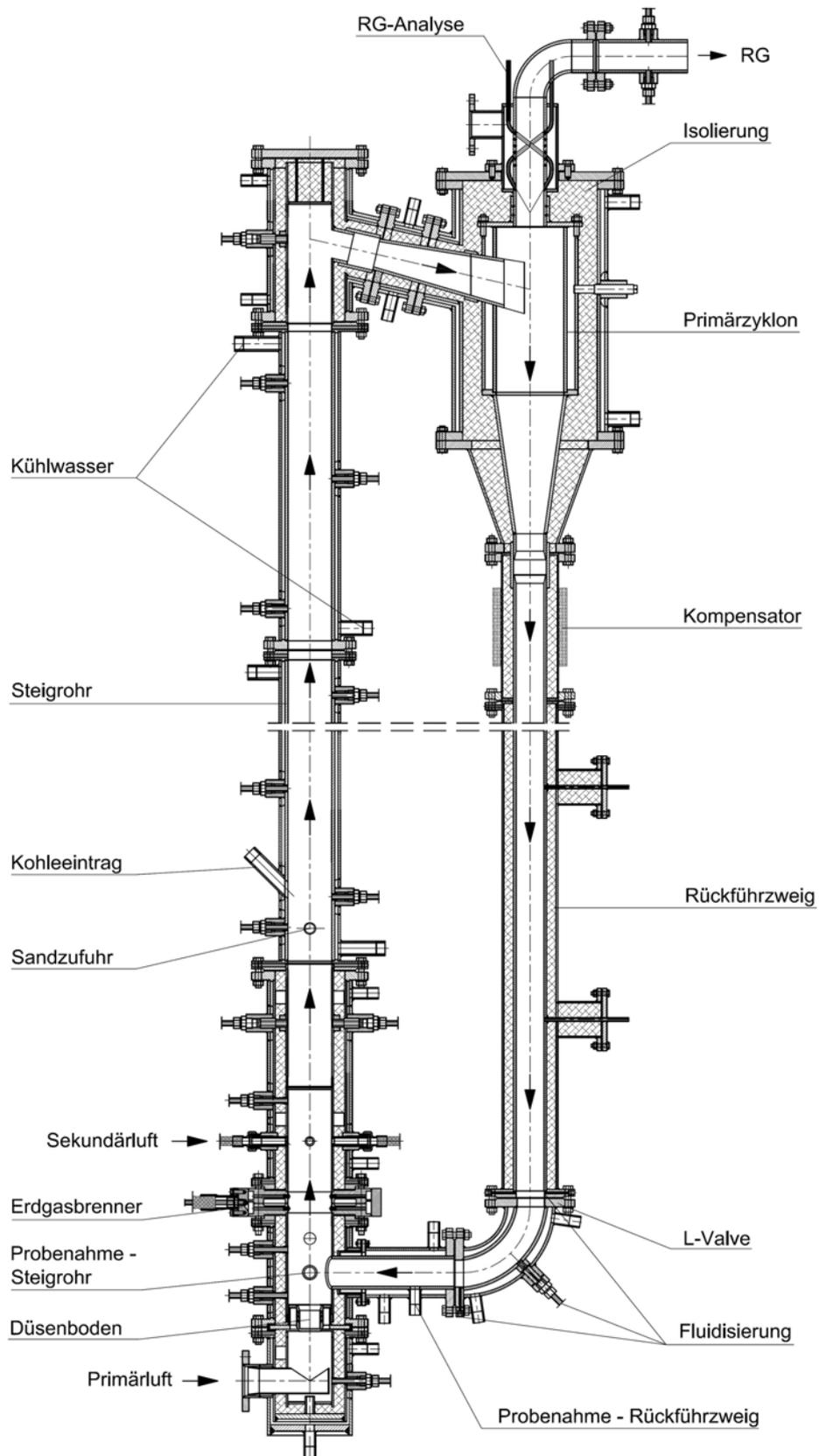
Der innere Kohlebehälter mit der Förderschnecke ist über eine Falleitung mit dem äußeren Behälter verbunden, in dem die Kohle (nach entsprechender Entlüftung) aufgegeben werden kann. Neben der Kohle kann aus einem weiteren (äußeren) Vorratsbehälter das Inertmaterial (Quarzsand) diskontinuierlich eingebracht werden.

Das Erdgas wird mittels eines Erdgasverdichters auf bis zu 16 bar verdichtet, über eine entsprechend gestaltete Brennerstrecke zum Druckbehälter geführt und im Inneren des Behälters in einer Mantelleitung den beiden Ebenen des Gasbrennrings zugeführt.

Nach dem oberen Steigrohrende folgt in Strömungsrichtung der schräg nach unten geneigte Übertritt zum Primärzyklon, welcher den mit dem Gasstrom ausgetragenen Feststoff abscheidet. Das Verbrennungsgas durchströmt den Sekundärzyklon und verlässt im Kernstrom die Anlage durch den gleichen Luft-/Abgasflansch, durch welchen die verdichtete Luft in den Druckbehälter gefördert wurde. Um die Abgastemperatur zu senken, wird vor dem Sekundärzyklon Kühlluft zugesetzt und außerhalb des Druckbehälters Wasser eingespritzt. Nach dem Druckregelventil, das den Betriebsdruck im Behälter einstellt, erfolgt die Entspannung des Abgases in einer Drosselstation.

Bild 10 zeigt den modularen Aufbau des Verbrennungsreaktors. Grundsätzlich kann zwischen gekühlten und ungekühlten Modulen unterschieden werden. Im unteren Bereich des Steigrohrs sind drei gekühlte und isolierte Module angeordnet. Zum Anfahren der Anlage ist es erforderlich, bei geringer Gasgeschwindigkeit, den über die Wandflächen abgeführten Wärmestrom gering zu halten, um den Feststoff auf Selbstentzündungstemperatur des Erdgases bringen zu können. Erst wenn diese Temperatur erreicht ist, kann die Gasgeschwindigkeit schrittweise gesteigert und vom stationären in den zirkulierenden Betrieb übergegangen werden. Der Kühlwasserkreislauf besteht aus den gekühlten Modulen, zwei Kühlwasserpumpen, einem Luft-/Wasserwärmetauscher, sowie der erforderlichen Mess- und Regeltechnik. Grundsätzlich sind kühlwasserseitig vor und nach jedem Steigrohr-Standardmodul Temperaturmessstellen vorgesehen, wodurch auch die wirbelschichtseitigen Wärmeübergangskoeffizienten berechnet werden können.

Für eine ausführliche Beschreibung über die Auslegung, die Konstruktion und den Aufbau vgl. [9] und [10].



**Bild 10** Schnittdarstellung des Verbrennungsreaktors

Ein spezielles Probenahmesystem (Kapitel 6) erlaubt die Entnahme von Feststoffproben während des Betriebs, um Korngrößenreduktionsmechanismen, Feststoffverteilungen sowie das Abbrandverhalten untersuchen zu können. Durch entsprechende messtechnische Ausstattung des Wasser-Kühlkreislaufs kann der Wärmeübergang studiert werden. Des Weiteren bieten Rauchgasanalyseeinrichtungen die Möglichkeit zur Untersuchung der Schadstoffbildung.

Im Folgenden werden einzelne Anlagenteile eingehender betrachtet. Eine detaillierte Auflistung aller eingesetzten Komponenten findet sich in [11].

## 2.1 Feststoffeintrag

Das Inertmaterial (Quarzsand) sowie die zur Schwefeleinbindung benötigte Menge an Kalkstein wird von einem Vorratsbehälter, welcher oberhalb des Druckbehälters angeordnet ist, über ein Schleusensystem diskontinuierlich in die Brennkammer eingebracht.

Die Aufgabe von Festbrennstoffen erfolgt über eine drehzahlregulierbare Förderschnecke (Fa. WILDFELLNER Fördertechnik), die sich im Druckbehälter befindet, in das Steigrohr (Modul RC4) des Reaktors. Der innere Brennstoffbehälter ist mittels Falleitung mit dem äußeren Behälter verbunden, in dem der Festbrennstoff (nach entsprechender Entlüftung) aufgegeben werden kann. Mittels dieser Fördereinrichtung können Feststoffpartikel mit einer Korngröße bis 5 mm bei einer maximalen Förderleistung von 10 kg/h zugeführt werden. Der Füllstand des inneren Behälters wird durch einen Vibrationsgrenzscharter der Fa. ENDRESS+HAUSER überwacht.

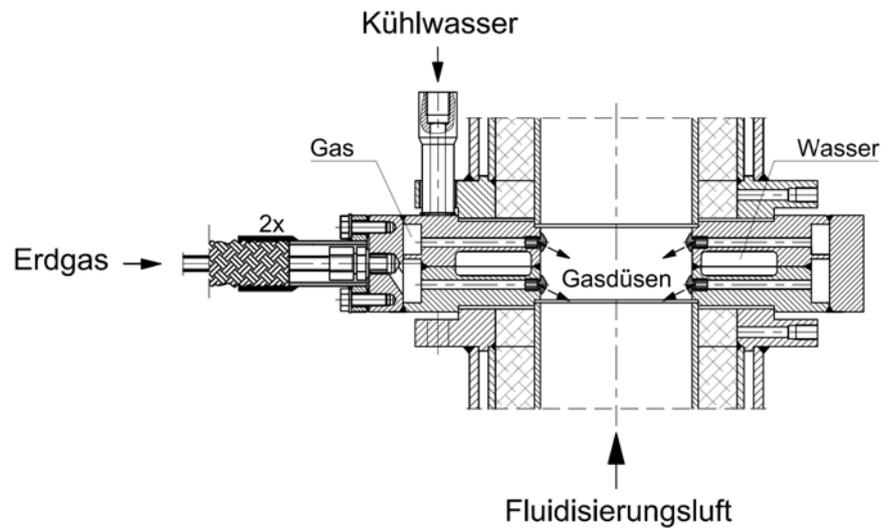
In Bild 10 sind die Eintrittsstellen des Inertarmaterials und des Festbrennstoffes (Kohle) gekennzeichnet.

## 2.2 Erdgaszufuhr

Als zusätzliche Feuerungsmöglichkeit und zur Einstellung des O<sub>2</sub>-Gehalts beziehungsweise des Luftüberschusses während der Verbrennung, ist zwischen den Modulen RC1 und RC3 ein interner Erdgasbrennring angeordnet. Die alleinige Verwendung von Kohle als Brennstoff gestaltet sich insofern als schwierig, da relativ große Kohlemengen aufbereitet (Korngrößenverteilung) werden müssen. Die zuzuführende Erdgasmenge wird nach der O<sub>2</sub>-Konzentration im Rauchgas oder der Brennkammertemperatur geregelt.

Der Gasbrennring (Bild 11) besteht aus zwei separaten Brennerebenen mit je acht Düsen. Um die Wärmedehnungen zu reduzieren, ist der Brennring in das Kühlwassersystem integriert.

Das Erdgas wird mittels eines Zweizylinderkolbenverdichter (Fa. COMPAIR) auf bis zu 16 bar verdichtet, über eine entsprechend gestaltete Brennerstrecke [11] zum Druckbehälter geführt und im Inneren des Behälters in einer Mantelleitung den beiden Ebenen des Gasbrennrings zugeführt. Die maximale Liefermenge des Kompressors ist mit 36 Nm<sup>3</sup>/h festgelegt.



**Bild 11** Interner Gasbrennring

Anstelle einer ionischen oder optischen Flammenüberwachung, wird als Kriterium für die sichere Zündung, die Selbstentzündungstemperatur des Erdgases unter Einhaltung einer bestimmten Sicherheitstemperaturdifferenz, herangezogen.

## 2.3 Feststoffabscheidung

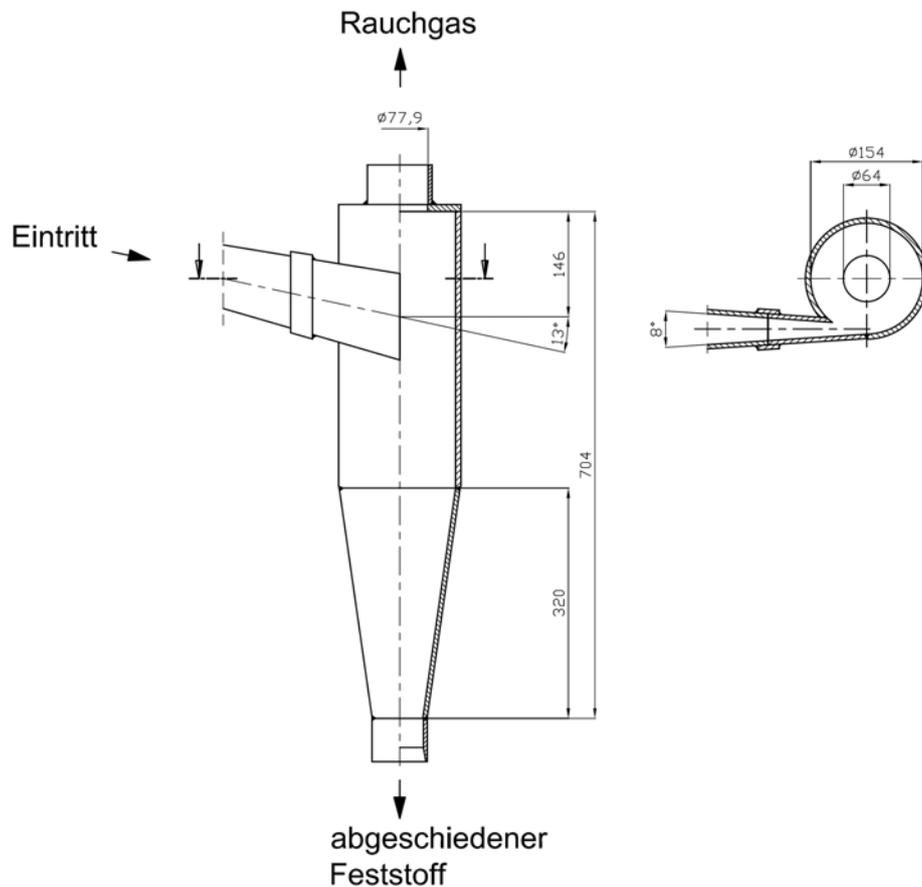
Im Primärzyklon (Bild 12) wird der ausgetragene Feststoff vom Verbrennungsgas getrennt. Die abgeschiedenen Feststoffpartikel gelangen über den Rückführzweig zurück in das Steigrohr. Das Rauchgas verlässt den Reaktor und wird einem nachgeschalteten Sekundärzyklon, welcher die noch im Gasstrom vorhandenen Feinanteile entfernt, zugeführt.

Untersuchungen an hochbeladenen Zyklonabscheidern haben gezeigt, dass Zyclone ohne Tauchrohr jedoch mit Deckenüberhöhung und schlankem Kegel, sowie sich stetig verjüngenden, tangentialen, schräg nach unten gerichteten Zycloneinlauf, gegenüber anderen Bauweisen höhere Abscheideleistungen aufweisen [12].

Sowohl Primär- als auch Sekundärzyklon wurden nach den geometrischen Vorgaben dieser Untersuchungen gestaltet und größenmäßig entsprechend angepasst.

### 2.3.1 CFD-Simulation des Primärzyklons

Eine CFD-Simulation des Primärzyklons mittels FLUENT soll die Strömung von Fluid und Feststoff im Zyklon darstellen, die maximal ausgetragene Partikelgröße ermitteln sowie den Abscheidegrad bestimmen [13].



**Bild 12** Geometrie des Primärzyklons

### 2.3.1.1 Modellbildung

Im Inneren des Zyklon ist eine turbulente Strömung mit hohen rotierenden Geschwindigkeitsanteilen im Vergleich zur Hauptströmungsrichtung anzunehmen. Durch die hohen Temperaturen des Fluids ( $> 630\text{ °C}$ ) und der sich daraus ergebenden Geschwindigkeit kann die Strömung als inkompressibel angesehen werden.

Aufgrund des exzentrisch angeordneten Eintritts ist keine rotationssymmetrische Strömungsverteilung von Fluid und Feststoff zu erwarten (3D-Rechennetz). Die Partikelgrößen müssen im Modell definierbar sein, um das Verhalten des Feststoffs möglichst realitätsgetreu abbilden zu können.

Um die Rechenzeit bei ausreichender Genauigkeit kurz zu halten, wird für die Modellierung der turbulenten Strömung ein  $k-\varepsilon$  Modell mit Standard-Wandfunktionen gewählt. Da mit hohen rotatorischen Geschwindigkeitskomponenten und damit mit hohen Schubspannungen im Fluid zu rechnen ist, wird im Speziellen das Realizable- $k-\varepsilon$  Modell herangezogen.

Für die Beschreibung des Feststoffes im Zyklon kann durch Annahme einer Feststoffkonzentration von maximal 10 Vol.-% auf das sehr exakte Discrete Phase Model (DPM) zurückgegriffen werden. Der Betrieb wird als stationär vorausgesetzt.

### 2.3.1.2 Randbedingungen

Bei einem absoluten Betriebsdruck von 5 bar tritt ein ideales Gemisch aus Feststoff und Fluid in das Rechengitter ein. Für das Fluid wurde die „Massflow Inlet“ Randbedingung gewählt. Der Eintritt des Feststoffs wird als „DPM Surface Injection“ dargestellt.

In Tabelle 4 und Tabelle 5 sind die festgelegten Eintrittsparameter von Fluid (Luft) und Bettmaterial (Quarzsand) in den Primärzyklon angeführt.

**Tabelle 4** Eintrittsparameter des Fluids in den Zyklon

Parameter	Wert	Einheit
Massenstrom	0,060601	kg/s
Turbulenzgrad	10	%
Hydraulischer Durchmesser	0,065	m
Einströmrichtung	Normal auf Fläche	
Feststoffrandbedingung	reflect	

**Tabelle 5** Eintrittsparameter der inerten Feststoffpartikel

Parameter	Wert	Einheit
Massenstrom	0,825	kg/s
x-Geschwindigkeit	-8,339	m/s
y-Geschwindigkeit	-1,174	m/s
z-Geschwindigkeit	2,1193	m/s
Maximaler Durchmesser	1250	µm
Mittlerer Durchmesser	926	µm
Minimaler Durchmesser	5	µm
Anzahl der Durchmesser	1000	-
Partikelverteilungsfunktion	Rosin Rammler	

Um der stochastischen Natur der Turbulenz gerecht zu werden, wurde das „Discrete Random Walk“ Modell mit fünf Versuchen aktiviert.

Am Austritt des Rauchgases wurde die „Pressure Outlet“ Randbedingung festgelegt. In Tabelle 6 sind die gewählten Parameter angegeben.

**Tabelle 6** Austrittsparameter des Rauchgases

Parameter	Wert	Einheit
Druck	-100	Pa
Druckverteilung nach radialem Gleichgewicht	ja	
Feststoffrandbedingung	exit	

Die Randbedingung am Feststoffaustritt wird, um die Fluidisierung des Rückführzweigs darzustellen, für das Fluid als „Mass Flow Inlet“ Randbedingung und für den Feststoff als Austritt festgelegt. Der Fluidmassenstrom wird mit einem Prozent des Hauptmassenstroms am Eintritt angenommen. In Tabelle 7 sind die Parameter am Feststoffaustritt in den Rückführzweig der Versuchsanlage aufgelistet.

**Tabelle 7** Parameter am Übergang zum Rückführzweig

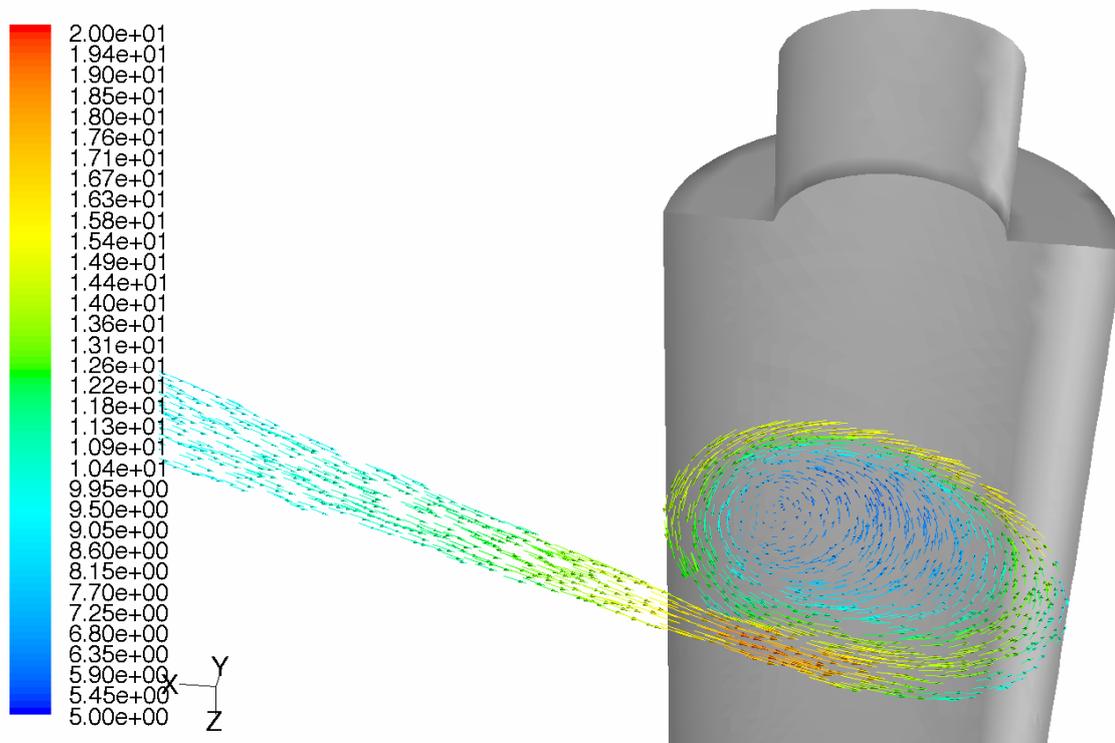
Parameter	Wert	Einheit
Massenstrom	0,000606	kg/s
Turbulenzgrad	10	%
Hydraulischer Durchmesser	0,064	m
Einströmrichtung	Normal auf Fläche	
Feststoffrandbedingung	exit	

Die Wände des Zyklons werden für das Fluid als ruhende feste Wände modelliert. Als Randbedingung für die Feststoffströmung wird die „reflect“ Bedingung gesetzt. Bei Kollision eines Feststoffpartikels mit der Wand wird ein Impulsverlust von zehn Prozent, sowohl in normaler wie in tangentialer Richtung angenommen.

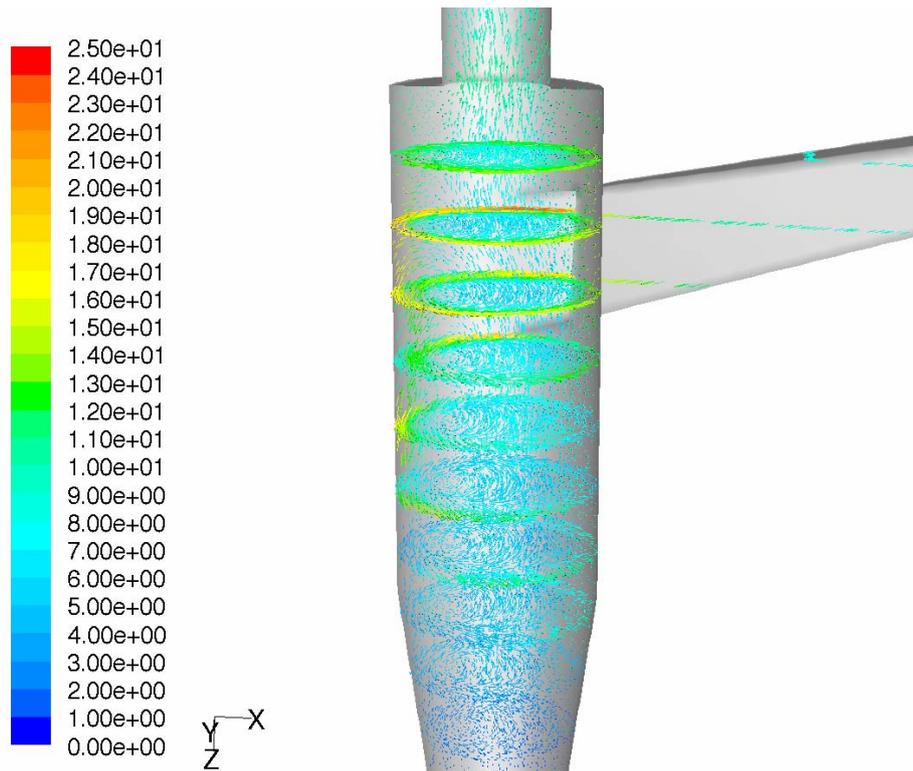
Bei der Definition der Materialien wird zwischen dem Fluid, Luft bei 5 bar und 630 °C, und den inerten Feststoffpartikeln, Quarzsand mit einer Dichte von 2600 kg/m<sup>3</sup>, unterschieden.

### 2.3.1.3 Ergebnisse

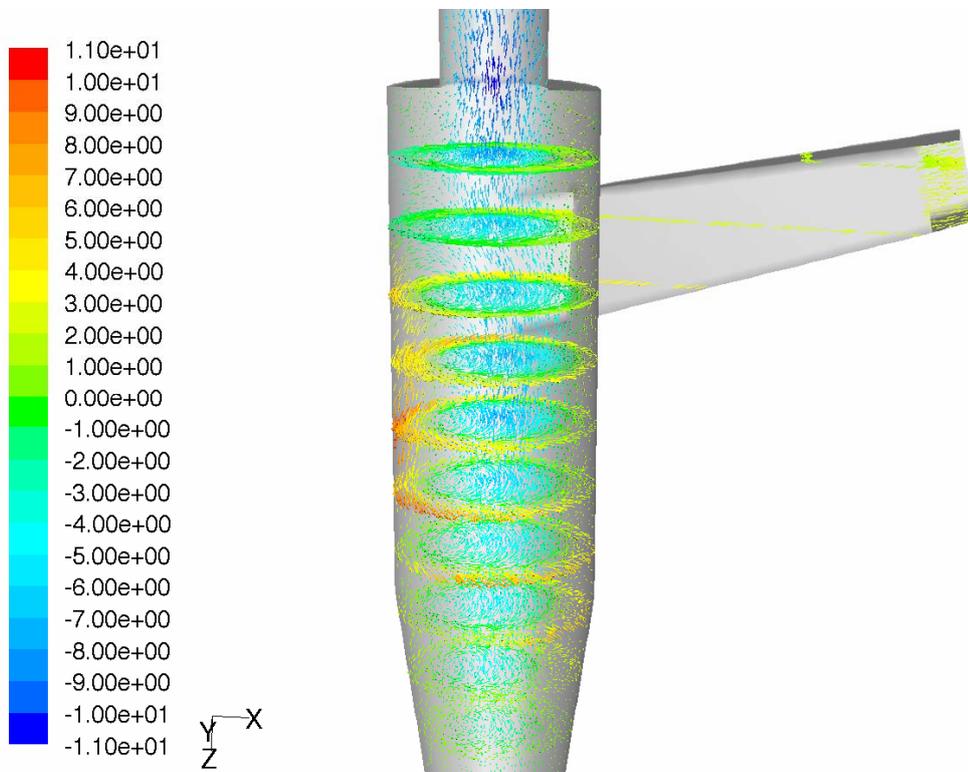
Im Folgenden wird die Strömung von Fluid und Feststoffpartikeln im Primärzyklon dargestellt. Bild 13 und Bild 14 zeigen die Geschwindigkeitsvektoren in mehreren Schnittebenen nach der Fluidgeschwindigkeit skaliert. In Bild 13 ist deutlich die Exzentrizität der Zyklonströmung zu erkennen (dreidimensionale Modellbildung). Die maximale Fluidgeschwindigkeit beträgt in dieser Darstellung 20 m/s.



**Bild 13** Geschwindigkeitsverteilung im Bereich des Zykloneintritts  
(Skalierung nach Fluidgeschwindigkeit in m/s)



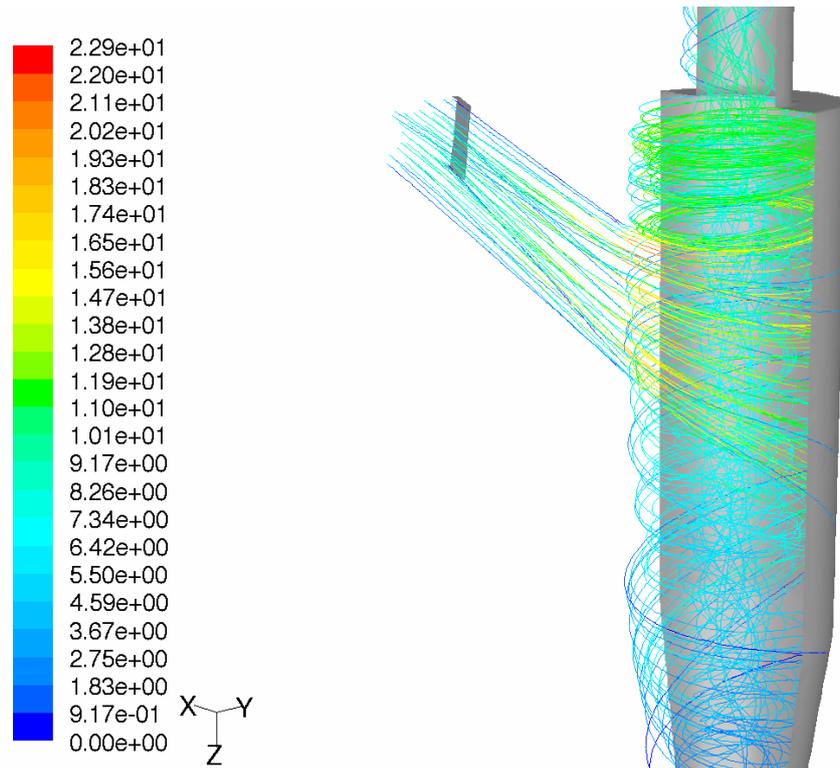
**Bild 14** Geschwindigkeitsvektoren im Primärzyklon  
(Skalierung nach Fluidgeschwindigkeit in m/s)



**Bild 15** Geschwindigkeitsvektoren nach der Fluidgeschwindigkeit [m/s]  
in z-Richtung skaliert

Bild 14 zeigt, anhand der Einfärbung der Geschwindigkeitsvektoren, im Bereich oberhalb des Eintritts in den Zyklon eine höhere Fluidgeschwindigkeit, was auf ein Absinken der Feststoffpartikel und damit auf die Trennung vom Gasstrom hindeutet.

In Bild 15 sind die Fluidgeschwindigkeitsvektoren, welche nach der Geschwindigkeit in z-Richtung (rot bis grün in Richtung der Schwerkraft) skaliert sind, dargestellt. An den rot gekennzeichneten Bereichen unterhalb des Eintritts ist die Hauptströmungsrichtung des Feststoffs zu erkennen.

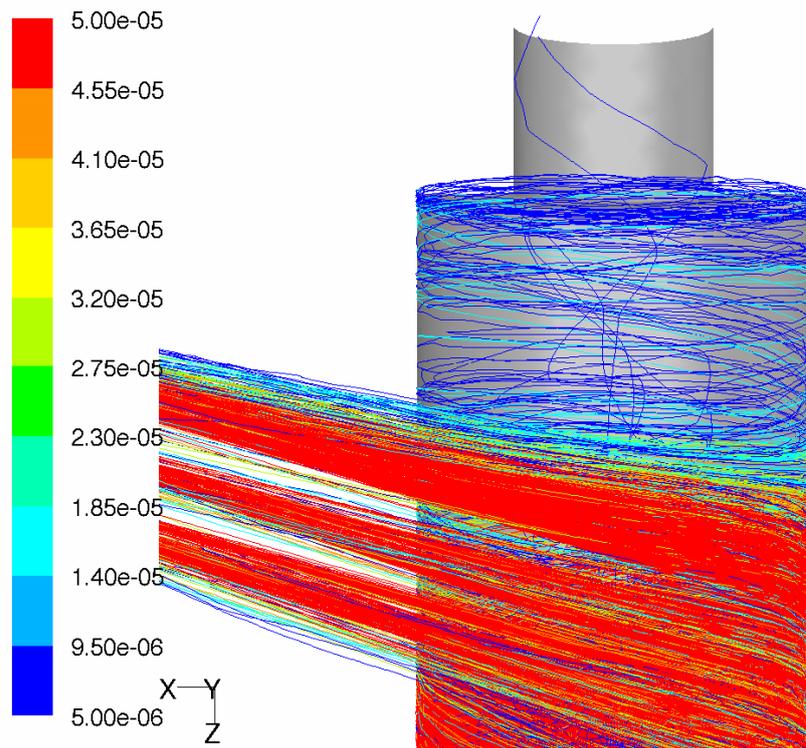


**Bild 16** Stromlinien des Fluids (Skalierung nach Fluidgeschwindigkeit in m/s)

Die Darstellung der Stromlinien des Fluids in Bild 16, welche nach der Fluidgeschwindigkeit skaliert sind, weist im Zentrum des Zyklons auf eine Strömung zum Rauchgasaustritt hin.

Bild 17 zeigt die Partikelbahnen des Feststoffs im oberen Bereich des Primärzyklons, wobei die Bahnen von Partikeln mit einem Durchmesser über 50  $\mu\text{m}$  rot abgebildet sind. Im oberen Bereich ist eine kreisringförmige Anhäufung von Partikeln zu erkennen, die in der Simulation nicht ausgetragen werden. Diese „gefangenen“ Partikel können in der Realität austreten oder an den Ecken anbacken.

Aus der Korngrößenverteilung der ausgetragenen Feststoffpartikel ist zu entnehmen, dass alle Partikel mit einem Durchmesser über etwa 11  $\mu\text{m}$  vom Zyklon abgeschieden werden. Die Bestimmung des Abscheidegrades ergibt einen Wert sehr nahe bei 100 %. Für eine realitätsnähere Ermittlung des Abscheidegrades müsste die Simulation durch Messergebnisse verifiziert werden.

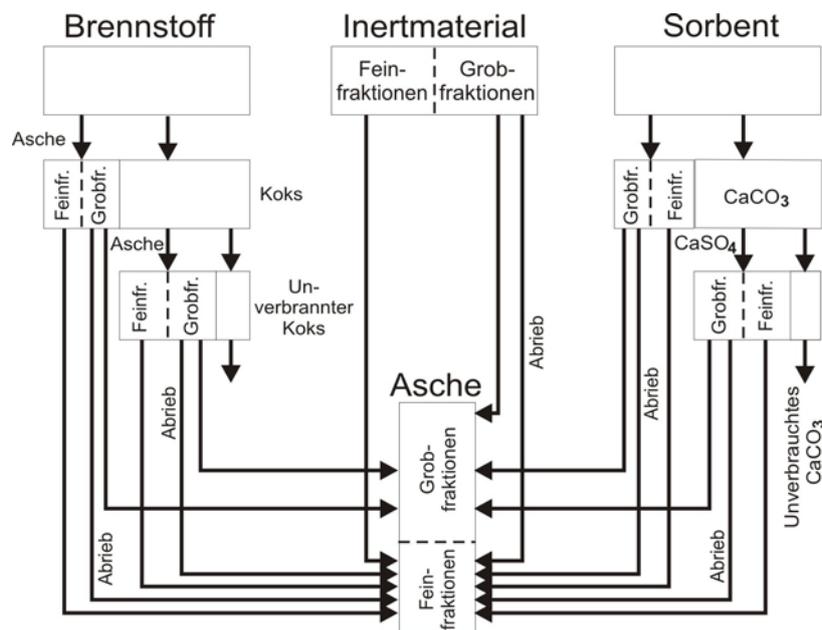


**Bild 17** Partikelbahnen des Feststoffs (Skalierung nach Partikeldurchmesser in m)

### 3 Partikelhaushalt und Korngrößenreduktionsmechanismen in Wirbelschichten

Die Beschreibung der Korngrößenreduktionsmechanismen im Zuge der Erstellung von Simulationsprogrammen für Wirbelschichtanlagen ist eine umfangreiche und schwierige Aufgabe. Da die Kontrolle und Regelung des Korngrößenhaltes Grundvoraussetzung für den erfolgreichen Betrieb von Wirbelschichtreaktoren ist, sollte dieser Aufgabe aber entsprechende Aufmerksamkeit gewidmet werden

Die besonderen Eigenschaften von Wirbelschichten werden praktisch ausschließlich vom fluidisierten Feststoff und dessen Partikelgrößenverteilung bestimmt. Während des Betriebs ändert sich aufgrund verschiedener physikalischer und chemischer Vorgänge im Reaktor die Zusammensetzung und Korngrößenverteilung des Feststoffinventars. Variiert diese erheblich von der „Auslegungs-Größenverteilung“, kann das Betriebsverhalten der Anlage negativ beeinflusst werden, da in vielen Fällen das vertikale Temperaturprofil von der Feststoffverteilung im Reaktor abhängt. Eine Gesamtdarstellung aller chemischen und physikalischen Vorgänge, die im Zusammenhang mit den eingesetzten Feststoffen berücksichtigt werden müssen, zeigt Bild 18 [14].



**Bild 18** Fraktionsmassenbilanzen in der Wirbelschicht

Jede Spezies (Brennstoff, Inertmaterial und Sorbent) besteht aus Grob- und Feinfraktionen, wobei die Grobfraktionen jene Partikelgrößenklassen beinhalten, an welchen Korngrößenreduktionsmechanismen wirksam werden. Die entstehenden Feinfraktionen sind im Gegensatz dazu das Ergebnis aller an den Grobfraktionen stattfindenden Größenreduktionsvorgänge. An den Feinfraktionen erfolgt keine weitere Durchmesserabnahme durch Verschleiß, Abrieb oder Kollision [14].

Folgende Parameter beeinflussen maßgeblich das Betriebsverhalten von Wirbelschichtfeuerungsanlagen:

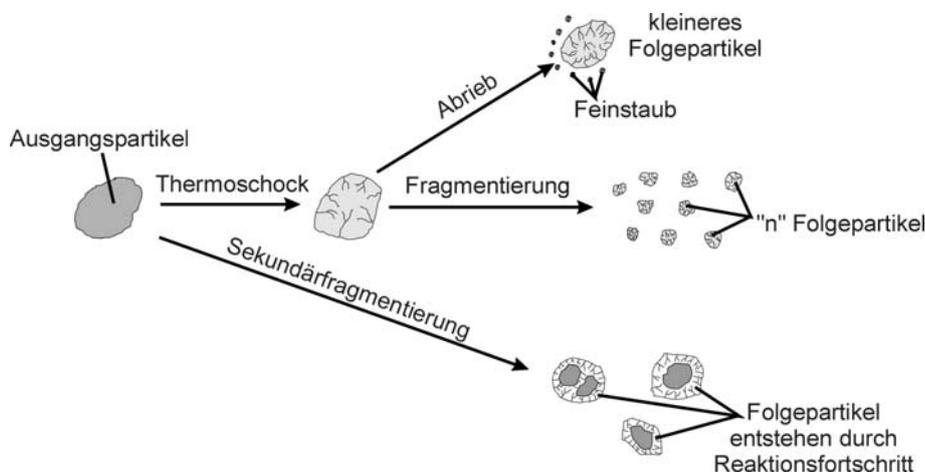
- Fragmentierung und Abrieb
- Wahl des Brennstoffs
- als Sorbent zugesetzter Feststoff
- das Abscheideverhalten von Zyklon und Aschesichter
- Flugascherezirkulation

### 3.1 Fragmentierung und Abrieb

Verschiedene physikalische und chemische Vorgänge verursachen eine kontinuierliche Größenreduktion der Einzelpartikel. Beim Verbrennungsprozess am Partikel kommt es zu einer Überlagerung der Durchmesserabnahme durch Abbrand und jener durch Verschleiß an der Partikeloberfläche.

Die wichtigsten physikalischen Mechanismen, die eine Korngrößenreduktion bewirken und bei der Simulation von Feuerungen berücksichtigt werden müssen, sind Fragmentierung und Abrieb, vergleiche Bild 19 [14]. Fragmentierung tritt hauptsächlich während der Trocknungs- und Entgasungsphase der Partikel auf. Während dieser Phasen entweichen gasförmige Stoffe aus dem Partikel und wenn im Zusammenhang damit der Druck im Partikel steigt, kann es zum Zerplatzen der Teilchen kommen (Primärfragmentierung). Sekundärfragmentierung tritt ein, wenn der Zusammenhalt der Partikel durch den später stattfindenden Restkoksabbrand derart verringert wird, dass das Teilchen zerbricht. Die Erzeugung von Feinstaub durch das Abtragen von Material an der Partikeloberfläche wird als Abrieb bezeichnet.

Die Reduktion der Korngrößen des Feststoffinventars wird oft zu den Nachteilen der Wirbelschichten gezählt, da der Verschleiß des Materials im Allgemeinen unerwünschte Auswirkungen auf das Betriebsverhalten der Anlage hat. Es gibt jedoch auch Anwendungen, wo eine kontinuierliche Partikelgrößenabnahme erwünscht ist, um beispielsweise den Umsatz bestimmter Reaktionen zu erhöhen.

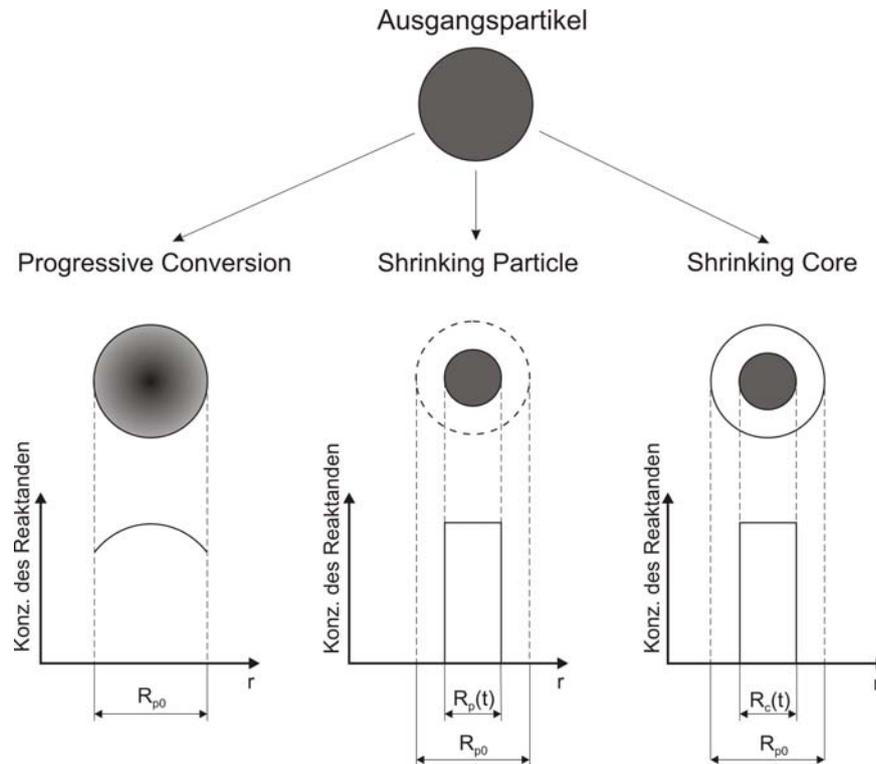


**Bild 19** Korngrößenreduktionsmechanismen (Abrieb und Fragmentierung)

### 3.2 Brennstoff

Ein Vorteil von Wirbelschichtfeuerungen besteht in der Flexibilität bezüglich der Brennstoffauswahl. Auch Mischungen verschiedener Brennstoffe, Biomasse und Müll können verfeuert werden.

In Bild 20 sind die Basis-Verbrennungsmodelle dargestellt, die normalerweise verwendet werden, um den Ausbrandvorgang von Feststoffpartikeln zu beschreiben [15].



**Bild 20** Verbrennungsmodelle für Feststoffpartikel

Natürlich sind die angeführten Reaktionsmodelle vereinfachte Extremfälle, es hat sich jedoch gezeigt, dass das Abbrandverhalten vieler Brennstoffe diesen Grundmodellen zuzuordnen ist.

#### **Shrinking Particle Modell (SPM):**

Der meist verwendete Ansatz ist das so genannte Shrinking Particle Modell, wo davon ausgegangen wird, dass der Abbrandvorgang eine (eindeutig zuordenbare) Durchmesserabnahme bewirkt. Dieser reaktionsbedingten Durchmesserabnahme ist die abriebsbedingte Größenreduktion zu überlagern.

Auf diese Weise kann eine Gesamtschrumpfgeschwindigkeit der Partikel definiert werden. Ein Nachteil des SPM liegt darin, dass das Modell keine Information über die Korngrößenverteilung der produzierten Asche liefert. Gegebenenfalls wird die Annahme

getroffen, dass die Asche die gleiche Korngrößenverteilung besitzt, wie der Feinstaub, welcher durch Abrieb an der Partikeloberfläche produziert wird.

#### **Shrinking Core Modell (SCM):**

Im Gegensatz zum SPM geht man beim SCM davon aus, dass der Gesamtdurchmesser des Partikels während der Reaktion unverändert bleibt. Der Reaktionsfortschritt wird durch den schrumpfenden Durchmesser einer Reaktionsfront beschrieben, welche sich während des Verbrennungsvorganges zum Mittelpunkt des (angenommen) kugelförmigen Partikels bewegt. Auf diese Weise wird das Partikel, abhängig vom Umsatzgrad in eine äußere Ascheschicht und einen Kern unterteilt.

Bezüglich der Größenverteilung der entstehenden Asche liefert das SCM theoretisch Partikel mit der gleichen Korngrößenverteilung wie jene des zugeführten Brennstoffes. Annahmen über die Verteilung des durch Abrieb an der Partikeloberfläche produzierten Feinstaubes sind jedoch erforderlich.

#### **Progressive Conversion Modell (PCM):**

Beim PCM wird angenommen, dass der Verbrennungsprozess im gesamten Partikel gleichzeitig stattfindet (vgl. Bild 20). Obwohl dieses Modell den realen Ablauf der Verbrennung am besten beschreiben sollte, ist das PCM auf dem Gebiet der Feuerungsmodellierung nicht weit verbreitet.

Im Folgenden werden unterschiedliche Brennstoffe hinsichtlich der auftretenden Partikelgrößenreduktionsmechanismen bei der Verfeuerung in Wirbelschichten beurteilt. Das Ziel aller Forschungen ist es, genügend Informationen bezüglich der Größenreduktion eines Brennstoffpartikels und die Endgrößenverteilung der Asche zu erhalten, um letztendlich quantitative Vorhersagen über den Partikelhaushalt in einer Wirbelschichtfeuerung treffen zu können.

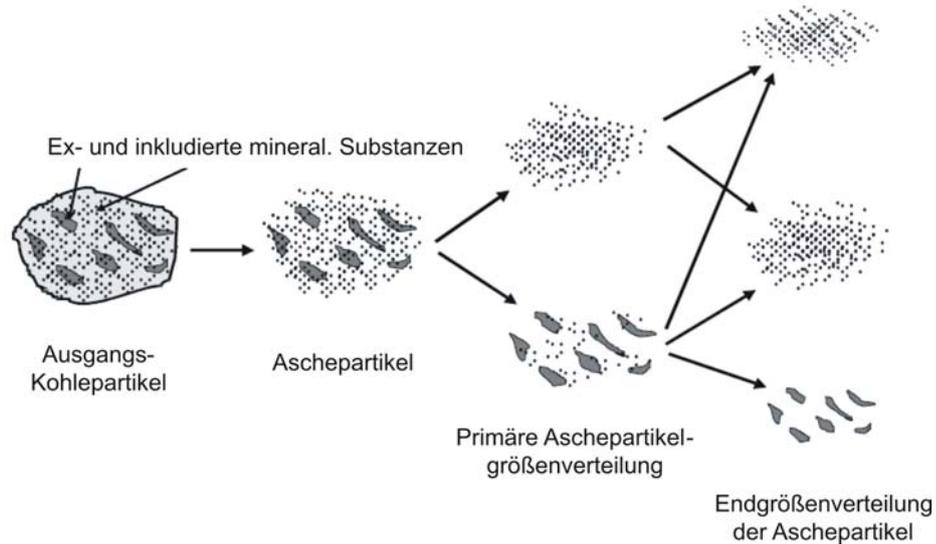
### **3.2.1 Kohle**

Die Wirbelschichtfeuerung ist eine der fortschrittlichsten Technologien um Kohle zu verbrennen, wobei das Verhalten des Feststoffinventars und die Partikelgrößenverteilung den Schlüsselfaktor für einen effizienten und störungsfreien Betrieb darstellen.

Während des Betriebs kann der Größenreduktionsfaktor zwischen einem Kohle- zu einem Aschepartikel in Abhängigkeit der eingesetzten Kohlesorte auch den Wert 100 betragen. Um dieses Verhalten für ein großes Korngrößenspektrum beschreiben zu können, wurden spezielle Rahmenwerke, welche auf verschiedenen Konzepten basieren, zusammengestellt.

Beispielsweise wird im Forschungsprogramm „Coal Comminution Characterization for Industrial Scale Circulating Fluidized Bed“, [16], das Basiskonzept durch die primäre Aschepartikelgrößenverteilung (Bild 21) veranschaulicht. Diesem Konzept zufolge werden die primären Aschepartikel durch das Zusammenwirken von Verbrennung und Primärabrieb von der Kohlenstoffmatrix des Ausgangspartikels getrennt. Unter primärem Abrieb wird hier ein Komplex von Zerkleinerungsmechanismen verstanden, welcher mit dem Reaktionsablauf (Entgasung/Koksverbrennung) einhergeht. Weiterer (sekundärer)

Abrieb der Aschepartikel kann nach vollständigem Koksabbrand auftreten, steht jedoch nicht im Zusammenhang mit den parallel ablaufenden chemischen Vorgängen, sondern ist rein mechanischer Abrieb.



**Bild 21** Aschebildungsmechanismen

Bei einigen Kohlesorten wurde ein erheblicher Anteil von Aschepartikeln im Bereich von 100 – 200  $\mu\text{m}$  nachgewiesen. Es wird angenommen, dass diese Fraktion durch die Staubablagerungen im Kohlebergwerk entsteht [17].

Liu et al. [18] weisen auf den Gehalt an Flüchtigen als entscheidenden Parameter hin, um die Bildung der Flugasche zu beschreiben. Weiters steht der  $\text{SiO}_2$ - und  $\text{CaO}$ -Gehalt in der Asche in engem Zusammenhang mit dem Aschenabrieb und der Flugaschebildung während der Koksverbrennung bei CFB-Betrieb. Ein hoher Si-Anteil ruft harte Aschepartikel hervor, welche sich kaum abreiben und somit weniger Flugasche produzieren. Gegenteilige Eigenschaften hingegen zeigt die „weiche“ Kohlenasche bei einem höheren Ca-Gehalt. Partikel im dichten Bett werden auch stärker abgerieben als zirkulierende Partikel.

Ein in die Wirbelschicht eingebrachtes Kohlepartikel erfährt folgende nacheinander ablaufende Ereignisse:

- Aufheizung und Trocknung
- Entgasung und Verbrennung der Flüchtigen
- Aufblähen und primäre Fragmentierung (bei einigen Kohlearten)
- Koksverbrennung mit sekundärer Fragmentierung und Abrieb

Das Aufblähen spielt für die primäre Fragmentierung eine entscheidende Rolle. Basu et al. [19] untersuchten Kohlen (von 7,5 – 14,7 mm) mit unterschiedlichen Blähzahlen (Swelling Index) und stellten bei einer Betttemperatur von 800  $^{\circ}\text{C}$  einen logarithmischen Zusammenhang zwischen der Anzahl der Bruchstücke pro Ausgangspartikel und der Blähzahl fest.

Dakic et al. [20] definierten für Vergleichszwecke bezüglich der Fragmentierungsintensität die so genannte „Pore Resistance Number (PRN)“, welche das Verhältnis zwischen dem Gehalt an flüchtigen Substanzen und dem Feuchteanteil angibt. Die Intensität der Primärfragmentierung wird entscheidend vom Kohlentyp festgelegt. So steigen die intensitätsbeschreibenden Parameter (Partikelanzahl, -oberfläche, -umfang) bei Kohlen mit geringer Blähzahl rapide mit zunehmender PRN an. Während Kohlen mit hoher Blähendenz eine Intensitätsabnahme bei ansteigender PRN und einer Betttemperatur von 600 °C, beziehungsweise eine Konstanz oder nur schwache Zunahme bei 800 °C zeigen.

Unter einem bestimmten (kritischen) Partikeldurchmesser findet keine primäre Fragmentierung mehr statt. Der kritische Durchmesser nimmt bis zu  $PRN = 6$  ab, darüber bleibt er etwa konstant. Eine Erhöhung der Betttemperatur führt ebenfalls zu einer Verminderung der kritischen Partikelgröße [21].

Die drastischen Veränderungen während der primären Fragmentierung sind die Konsequenz der Kohlenwasserstoffumwandlung von der festen in die gasförmige Phase. Die Volumenvergrößerung bewirkt einen Druckanstieg im Inneren der Kohlepartikel, welcher wiederum Auswirkung auf die Partikelstruktur hat, wie beispielsweise die Porosität oder das Auftreten von Blasen in Kohlepartikeln. Zusammenfassend ist der maximale Druck im Partikel abhängig von der Partikelgröße, dem Alter der Kohle (höhere PRN) und der Temperatur in der Wirbelschicht [22, 23].

Sasongko et al. [24] nannten neben dem Partikeldurchmesser als signifikanten Parameter für die Fragmentanzahl den Flüchtigentransport an die Partikeloberfläche, worunter die Porenbeschaffenheit und die Viskosität der flüchtigen Bestandteile zu verstehen ist. Die flüchtigen Substanzen im Kohlepartikel können den Grad der Fragmentierung wesentlich beeinflussen. Durch die primäre Fragmentierung entstehen weit mehr Folgepartikel als durch die sekundäre Fragmentierung, die beispielsweise bei Stickstoff als Fluidisierungsmedium nicht auftritt [25].

Die Partikelgröße und die Kohleart beeinflussen nach Komatina et al. [26] auch entscheidend die Temperaturdifferenz zwischen den brennenden Partikeln und der Wirbelschicht. Eine größere Differenz wurde allgemein bei kleinen Partikeln nachgewiesen. Für Partikelgrößen von 5 – 10 mm liegt der Temperaturunterschied beispielsweise bei Lignit zwischen 130 – 180 °C und bei Braunkohle zwischen 70 – 130 °C.

Nachfolgend werden ausgewählte Kohlesorten im Hinblick auf die auftretenden Zerkleinerungsmechanismen betrachtet.

Marban et al. [27] bestimmten die Partikelgrößenverteilung, -dichte und -anzahl von Lignit und Anthrazit mit mittleren Aschegehalten sowie von Graphit in einer Laborwirbelschichtanlage bei unterschiedlichen Bedingungen. Die Untersuchungen mit Kohlepartikeln zwischen 0,68 – 3,50 mm wurden bei Betttemperaturen von 750 – 950 °C und einer Fluidisierungsgeschwindigkeit von 0,13 m/s durchgeführt.

Die Versuche zeigten, dass Anthrazitpartikel sowohl primäre als auch sekundäre Fragmentierung erfahren. Graphitpartikel durchmachen nur sekundäre Fragmentierung, wohingegen sich die Partikelanzahl von Lignit nicht wesentlich ändert. Die Größen- und Dichteänderung der Graphitpartikel lässt darauf schließen, dass die Diffusion im Partikel bei der Verbrennung (nach Regime II) ausschlaggebend ist, während die Lignit- und Anthrazitpartikel eine Ascheschicht bilden, welche die Verbrennung entscheidend beein-

flusst. Das Ausmaß der Sekundärfragmentierung bei Anthrazit und Graphit wuchs mit der Anfangskorngröße und nahm mit der Betriebstemperatur ab. Zusätzlich bauten die Graphitpartikel infolge von Perkolation während der Verbrennung ab, wodurch auch die hohe Abriebskonstante zu erklären ist. Die Kohlen mit mittlerem Aschegehalt wiesen zurückzuführen auf die Bildung der Ascheschicht nur sehr geringe Abriebskonstanten auf. Durch die Fragmentierung wurde weiters ein Anstieg des Formfaktors bemerkt.

Ein Problem bei der Verfeuerung von Anthrazit in CFB-Kesseln ist der hohe Kohlenstoffanteil in der Flugasche, wodurch nicht nur der Kesselwirkungsgrad sondern auch die Weiterverwendung der Kohleasche beeinträchtigt wird. Aufgrund des hohen Kohlenstoffgehalts und des geringeren Anteils an Flüchtigen gestaltet sich ein vollständiger Ausbrand äußerst schwierig. Nach Fang et al. [28] ist der Kohlenstoffgehalt in der Flugasche im Größenbereich von 0,09 – 0,2 mm am geringsten und ansteigend mit abnehmender Partikelgröße. Der Ausbrand von Anthrazit wird durch eine höhere Betttemperatur, einem höheren O<sub>2</sub>-Gehalt in der Brennkammer sowie einer Aufteilung der Sekundärluft verbessert. Parameterstudien haben gezeigt, dass auch der Bettdruckverlust und das Ca/S-Verhältnis den Kohlenstoffgehalt in der Flugasche beeinflussen.

Lee et al. [29, 30] analysierten die auftretenden Zerkleinerungsmechanismen bei koreanischem Anthrazit unter Betriebsbedingungen in einer labormaßstäblichen CFB-Anlage. Die Fragmentierung der Anthrazitpartikel war spontan und erzeugte eine große Menge an feinen Partikeln zu Beginn der Entgasung, obwohl diese Kohle einen eher niedrigen Gehalt an Flüchtigen und Feuchte aufweist. Eine Erhöhung der Betriebstemperatur und der Partikelgröße resultierte in einem Anstieg des Fragmentierungs- und Abriebsgrades. Die schlagartige Fragmentierung sowie die Bildung von Feinpartikeln zu Entgasungsbeginn sind den anfänglichen Rissen und feinen Partikelgruppen auf der Kohlenoberfläche zuzuschreiben. Die Anthrazitpartikel erfahren nach der Fragmentierung eine weitere Größenreduktion durch Abrieb. Diese beiden Zerkleinerungsmechanismen werden auch vom Hard Grove Index der Kohle beeinflusst, wobei ein höherer Index zu einem Anstieg der Bruchstücke und generierten Feinanteile führt.

Stubington und Wang [31-33] untersuchten fünf verschiedene australische Steinkohlen im Hinblick auf die Entstehung von feinen Kokspartikeln in einer druckaufgeladenen Wirbelschichtanlage (PFBC). Steinkohlepartikel zwischen 4 – 4,75 mm wurden unter industriellen Bedingungen (16 bar, 850 °C, 7 % O<sub>2</sub>, U = 0,9 m/s) umgesetzt. Die Primärfragmentierung war bei allen Steinkohlen ähnlich, das Ausmaß der sekundären Fragmentierung nahm jedoch mit der Kohlenklasse ab. Die kritische Partikelgröße, unter welcher keine Sekundärfragmentierung mehr stattfand, war bei allen Kohlen 2 mm. Dabei konnten wesentliche Unterschiede in den Abriebsraten festgestellt werden. Obwohl die Abriebsraten während der Entgasung größer waren, wurden mehr feine Kokspartikel im länger andauernden Verbrennungsstadium gebildet. Eine höhere Abriebsrate ist bei PFBC-Bedingungen auf folgende die Koksstruktur verändernde Effekte zurückzuführen. Die Oberfläche ist aufgrund des stärkeren Aufblähens während der Entgasung größer, was zu einem Anstieg der Abriebsrate im frühen Stadium der Verbrennung, wenn die Kokspartikel noch größer als 2 mm sind, führt. Die bei der Entgasung entstandenen größeren Poren erlauben ein tieferes Eindringen von O<sub>2</sub> in die Kokspartikel, wobei die Abriebssteigerung der perkolutiven Fragmentierung im späteren Stadium der Koksverbrennung bei Partikelgrößen unter 2 mm zuzuschreiben ist. Diese Strukturänderungen sind auf das

Verhalten der maceralen Untergruppe Telocollinit zurückzuführen. Telocollinit bläht sich mehr als andere Macerale auf und bildet dadurch größere Kokspartikel mit höherer Porosität. Folglich wird der Abrieb in einer PFBC-Anlage auch vom Telocollinit-Gehalt beeinflusst.

Die Betrachtung dieser Kohlearten demonstriert deutlich, wie umfangreich die Modellierung der Zerkleinerungsmechanismen aufgrund der Vielzahl von ausschlaggebenden und einfließenden Parametern ist.

### 3.2.2 Biomasse

Im Zuge des Bestrebens CO<sub>2</sub>-Emissionen zu reduzieren sowie vermehrt erneuerbare Energiequellen einzusetzen, bietet die Wirbelschichtfeuerung eine vorteilhafte Möglichkeit Biomasse als Brennstoff zu nutzen. Biomasse kann in den unterschiedlichsten Arten vorliegen, beispielsweise traditionell als Holz, Rinde und Ernterückstände aber auch als Klärschlamm oder organischem Abfall der landwirtschaftlichen Industrie.

Experimentelle Untersuchungen an einer atmosphärischen blasenbildenden Laborwirbelschichtanlage bezüglich der primären Fragmentierung von Hartholzpartikeln in unterschiedlichen Formen und Größen haben gezeigt, dass thermische Schocks nicht die Ursache für die Primärfragmentierung sind. Vielmehr ist der Prozess der Fragmentierung auf die Kombination des ansteigenden Drucks der Flüchtigen, der Wärmespannungen und des Schrumpfungsvorgangs zurückzuführen. Bei Partikeln unter 10 mm Durchmesser fand aufgrund der zu geringen Spannungen und der niedrigen Anzahl von Mängeln (Störstellen) keine Fragmentierung mehr statt. Ebenso bei Stücken über einer Größe von etwa 25 mm. Die Anzahl der Bruchstücke stieg mit zunehmenden Störstellen im Partikel, wodurch die Koksverbrennungsrate begünstigt wurde [34].

Scala et al. [35] erforschten die Wirbelschichtverbrennung von Biomassekoks aus Kiefernsamenschalen, Olivenrückständen und Hackschnitzeln mit besonderem Augenmerk auf den festen Kohlenstoff und die Abriebphänomene. Abhängig von der Art der Biomasse erfuhren die Kokspartikel sowohl primäre als auch sekundäre Fragmentierung, wodurch die Korngrößenverteilung des Brennstoffs im Wirbelbett wesentlich beeinflusst wurde. Alle Biomassebrennstoffe wiesen nach der Entgasung eine signifikante Größenabnahme sowie eine hoch poröse Struktur auf. Der Koksumsatz folgte eng dem „shrinking-particle constant-density“ Modell und bestand vorrangig aus der Erzeugung von Kohlenstofffeinanteilen durch perkolative Fragmentierung mit anschließender Nachverbrennung im Wirbelbett. Ungefähr 25 – 45 % des anfänglichen festen Kohlenstoffs werden dadurch umgesetzt, der Rest verbrennt direkt als Grobpartikel. Die Nachverbrennung der Feinanteile wird durch die hohe Eigenreaktivität des Biomassekokes unterstützt, was schließlich in Kombination mit der Entstehung von Feinstaub zu einer Steigerung der Koksverbrennungsrate führt.

Auch bei der Verbrennung von Biomasse-Pellets ist die perkolative Fragmentierung der dominierende Mechanismus zur Bildung von Feinanteilen. Experimentelle Studien von Leckner et al. [36] zeigten, dass der Beitrag von Feinpartikeln zur Gesamtverbrennungsrate eines isolierten Pellet in einem Röhrenreaktor höher ist als für ein Einzelnes in der

Wirbelschicht, ohne Veränderung der anderen Parameter. Die Rolle des physikalischen Koksabriebs war dabei sogar in der Wirbelschicht vergleichsweise unbedeutend. Die Koksverbrennung bei Partikeltemperaturen über 900 °C führt mit CO als entstandenes Hauptprodukt nur zu einer geringen Feinanteilgenerierung (< 30 %). Bei niedrigeren Temperaturen ist CO<sub>2</sub> das überwiegende Produkt und der Feinanteilbeitrag beläuft sich beim isolierten Pellet zu 70 % beziehungsweise zu 45 – 60 % in der Wirbelschicht.

Bei der Verfeuerung von Biomasse sind unter anderem die anorganischen Komponenten des Brennstoffs, welche die Asche bilden, sowie die ascheformenden Mechanismen für einen erfolgreichen Betrieb des Kessels entscheidend.

Versuche mit Wald- und Weidenrückständen in Größen von 5 – 50 mm in einer originalmaßstäblichen CFB-Feuerung zeigten eine umfangreiche Fragmentierung des Brennstoffs, des Koks und/oder der Aschepartikel. Die analysierte Flugasche bestand aus zwei Anteilen, einer überwiegenden groben Fraktion mit maximal 13 µm von den Waldrückständen bzw. 6 µm von den Weiden, sowie einem Feinanteil mit Partikelgrößen von 0,1 – 0,3 µm. Die Grobasche bildeten größtenteils die nichtflüchtigen Aschekomponenten, während der Feinanteil der Flugasche durch Verdampfung von Brennstoffbestandteilen und nachfolgender Partikelentstehung durch Keimbildung hervorgerufen wurde. Wenn angenommen aus einem Brennstoffpartikel ein Aschepartikel folgen würde, so müssten auch Aschefraktionen im Millimeterbereich in der Flug- beziehungsweise Bodenasche vorhanden sein. Das Fehlen dieser Korngrößen weist auf eine maßgebliche Fragmentierung der Asche hin [37].

### 3.2.3 Sekundärbrennstoffe

Auch kommerziell verfügbare Sekundärbrennstoffe (Müll, Abfälle) können als Brennstoff in Wirbelschichtfeuerungen genutzt werden. Die Kunststoffe im städtischen Abfall beispielsweise spielen infolge des sehr hohen Heizwertes und der anfallenden Menge eine bedeutende Rolle in Müllverbrennungsanlagen.

Arena et al. [38] untersuchte zylindrische Pellets aus PET (Polyethylen Terephthalat) Flaschen sowie Hackschnitzel aus Kunststoffverpackungen im Hinblick auf die auftretenden Zerkleinerungsmechanismen bei der Verbrennung in blasenbildenden Wirbelschichten. Nach der Entgasung war bei beiden Brennstoffen keine Fragmentierung oder Bildung von Subpartikeln zu erkennen. Die entgasten Partikel lagen als fragile Aggregate aus Koks und Sand vor. Diese Koks-Sand Aggregate zerfielen besonders in oxidierender Atmosphäre sehr schnell. Der Anteil dieser Gebilde sowie ihre Stabilität waren von der Korngrößenverteilung des Inertmaterials abhängig, hatten jedoch bei Betriebsbedingungen keine Bedeutung auf die Partikelagglomeration. Der feste Kohlenstoff war in einer dünnen glatten Schicht, welche die Sandpartikel teilweise überzog, konzentriert.

Im Wirbelbett war der Kohlenstoff in drei Phasen vorzufinden: einer A-Phase, bestehend aus Aggregaten aus Koks und Sand, einer S-Phase, die alle einzelnen kohlenstoffumhüllten Sandpartikel umfasst, sowie einer F-Phase, welche die von den Oberflächen der A- und S-Phase abgeriebenen Kohlenstoff-Feinpartikel beinhaltet. In der S-Phase waren mehr als 99 % der gesamten Kohlenstoffbeladung gebunden, was zu einem rapiden Anstieg der Verweilzeit des Kohlenstoffs im Reaktor führte. Der Einfluss von Zerkleinerungsphänomenen ist hier weitgehend unmaßgeblich. Eine bedeutendere Rolle für den

Verbrennungswirkungsgrad des festen Kohlenstoffs haben vielmehr die Betttemperatur und die kinetischen Parameter, wie beispielsweise die Aktivierungsenergie [39].

In zirkulierenden Wirbelschichtanlagen ist die Abriebsrate bei ähnlichem Abriebsverhalten nur geringfügig höher, was die geringe Neigung des festen Kohlenstoffs aus PET-Pellets zur Generierung von Feinpartikeln durch Abrieb unterstreicht [40].

Altreifen sind ein weiterer interessanter Gelegenheitsbrennstoff, aufgrund des beträchtlichen Heizwertes und der Tatsache, dass die inzwischen konventionelle Beseitigung (durch geordnetes Ablagern) sowohl ein Gesundheitsrisiko als auch Brandgefahr bedeutet. Reifenstücke erfahren während der Entgasung eine umfangreiche Fragmentierung, wodurch feine Bruchstücke gebildet werden. In der Praxis sind somit nur mehr feine Fraktionen im Wirbelbett vorhanden und Größenreduktionsmechanismen, wie die Sekundärfragmentierung und der mechanische Abrieb, unbedeutend [41, 42].

Die brennbaren flüchtigen Bestandteile der Reifen liefern überdies einen enormen Beitrag zur gesamten Wärmefreisetzung [43, 44]. Experimentelle Resultate zeigten, dass der Wirkungsgrad der Wirbelschichtfeuerung von Reifenpartikeln einerseits von der Verbrennung der durch Primärfragmentierung entstandenen Koks-Feinanteile und andererseits durch die Neigung der Flüchtigen nicht im Bett, sondern in der Freeboard-Region zu verbrennen, beherrscht wird. Die infolgedessen höheren Temperaturen über dem Wirbelbett können zu einem problematischen und mühsamen Anlagenbetrieb führen. Weiters wird der Wirkungsgrad der Verbrennung des festen Kohlenstoffs von der Fluidisierungsgeschwindigkeit und dem Partialdruck des Sauerstoffs beeinflusst, er steigt geringfügig mit der Sauerstoffkonzentration und signifikant bei abnehmender Leerrohrgeschwindigkeit an [45].

### 3.3 Sorbent

Das meistuntersuchte Sorbent, im Zusammenhang mit Wirbelschichtfeuerungen, ist Kalkstein ( $\text{CaCO}_3$ ), welcher in den Feuerraum zur Entschwefelung zugesetzt wird. Auf diese Weise kann in Wirbelschichten ohne großen zusätzlichen Aufwand „in-situ“ entschwefelt werden. Unter atmosphärischen Bedingungen erfolgt die Schwefelaufnahme in zwei Reaktionsschritten [46].

1. Reaktion: Kalzinierung



2. Reaktion: Sulfatierung

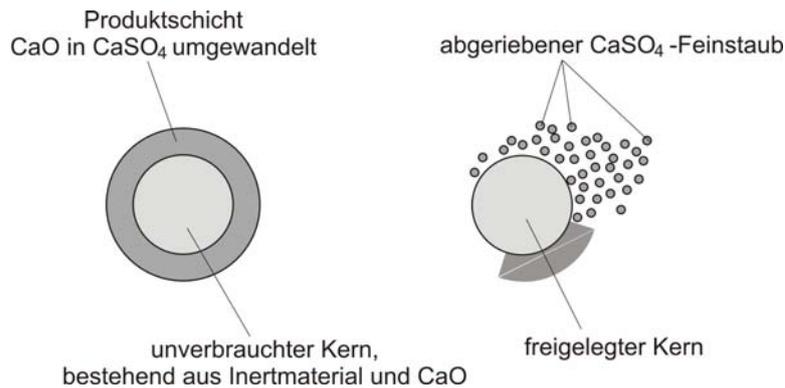


Da bei druckaufgeladenen Wirbelschichtfeuerungen im Allgemeinen ein Partialdruck von Kohlendioxid bei 850 °C über 0,5 bar vorliegt, findet eine Direktaufnahme des Schwefeldioxids statt [47]. Die Reaktion (Direktsulfatierung) zwischen  $\text{SO}_2$  und  $\text{CaCO}_3$  läuft dabei folgendermaßen ab:



Der Einbindungsvorgang von  $\text{SO}_2$  in die Kalksteinpartikel und die Entstehung von Gips kann wiederum beispielsweise durch ein SCM beschrieben werden.

Es bildet sich um das  $\text{CaCO}_3$ -Korn (bzw.  $\text{CaO}$ -Korn) eine Sulfatschicht, welche die weitere Diffusion von  $\text{SO}_2$  in das Korninnere behindert. Abrieb wirkt dem Wachstum dieser Schicht am nur teilweise umgesetzten Kalksteinpartikel entgegen und legt dadurch unverbrauchtes  $\text{CaO}$  frei, welches nun für die weitere Aufnahme von  $\text{SO}_2$  zur Verfügung steht, vgl. Bild 22 [14].



**Bild 22** Abrieb an Sorbent-Partikeln

In der 71  $\text{MW}_{\text{el}}$  PFBC-Anlage Wakamatsu, Japan, beispielsweise liegt die Abriebsrate von Kalkstein bei Betriebsparametern von  $u_0 = 0,8 - 1,0 \text{ m/s}$ ,  $p_{\text{max}} = 12 \text{ bar}$  und  $T = 1098 - 1138 \text{ K}$  zwischen  $0,2 - 0,7 \text{ nm/s}$ . Ohne Flugascherezirkulation steigt die Abriebsrate mit zunehmender thermischer Leistung, wohingegen Ascherückführung nur zu einer unwesentlichen Änderung der Abriebsrate führt. Die Schwefeleinbindung bezogen auf die Bettmaterialoberfläche ist hier weitgehend unabhängig von der  $\text{SO}_2$ -Konzentration im Rauchgas. Die der Abriebsrate ungefähr proportionale Umwandlungsrate zeigt, dass die Entschwefelungsrate größtenteils vom Kalksteinabrieb (und der Fragmentierung) bestimmt wird [47, 48].

Unterschiedliche Reaktions-Abriebs Modelle, Kombinationen aus zwei Reaktionsmodellen und zwei Abriebsmodellen, wurden untereinander verglichen und den Messdaten der druckaufgeladenen Wirbelschichtanlage Wakamatsu gegenüber gestellt. Für die Reaktionen wurden folgende Annahmen getroffen: (1) ein SCM mit einer eindeutigen Grenze zwischen der Produktschicht ( $\text{CaSO}_4$ ) mit einem Umsatz von Eins und dem nicht reagierenden Kern mit dem Reaktionsumsatz Null, sowie (2) ein geteiltes Reaktionsmodell mit einem fließenden Übergang zwischen dem nicht reagierten Teil und der Produktschicht mit angepassten Umsätzen von Null bis Eins. Weiters wurde zwischen kontinuierlich und diskontinuierlich auftretendem Abrieb unterschieden.

Bei nicht kontinuierlich stattfindendem Abrieb spielte das Reaktionsmodell nur eine untergeordnete Rolle in der Gesamtreaktionsrate und der Feststoffausnutzung. Für das kontinuierliche Abriebsmodell hingegen hatte das Reaktionsmodell bedeutenden Einfluss auf den Umsatz von  $\text{CaCO}_3$  zu  $\text{CaSO}_4$ . Die Feststoffausnutzung wurde im Fall von kontinuierlichem Abrieb, sowohl bei der Verwendung des SCM als auch beim geteilten Re-

aktionsmodell, überschätzt und die Änderung des Umsatzes durch Abrieb überbewertet. Das Abriebsmodell beeinflusste entscheidend die Effizienz der Feststoffausnutzung, wohin gegen das Reaktionsmodell nur eine untergeordnete Rolle bei der Simulation besetzte [49].

Scala et al. [50] analysierten die primäre Fragmentierung und das Abriebsverhalten zweier unterschiedlicher Kalksteinarten während der Kalzinierung und Sulfatierung in atmosphärischen Wirbelschichten. Ziel dabei war es, die Interaktion zwischen dem Sorbentabrieb und der Änderung der Partikeleigenschaften während der Reaktionsvorgänge zu beschreiben. Die Untersuchungen zeigten, dass die primäre Fragmentierung sehr von der Art (Struktur) des Kalksteins abhängt. So ist sie beispielsweise unbedeutend geringer bei der Verwendung von italienischem Kalkstein (Massicci), jedoch beträchtlich bei der porösen Sorte aus Schweden (Ignaberga). Ein höherer Anteil an Feinfraktionen, hervorgerufen durch Primärfragmentierung und Abrundung der Partikelunebenheiten, war zu Beginn der Kalzinierung beim schwedischen Kalkstein zu sehen. Die Unterschiede in der Abriebsneigung der beiden Materialien verschwanden allerdings mit fortschreitender Reaktionszeit. Die Sulfatierung führte aufgrund der Bildung einer harten Sulfatschicht, sowohl bei der italienischen als auch bei der schwedischen Kalksteinart, zu einer drastischen Verminderung der Abriebsrate.

Weiters wurden die durch Stöße hervorgerufenen Volumenverluste in den einzelnen Reaktionsstadien bestimmt. Während bei den unverbrauchten Kalksteinproben keine Differenzen zu erkennen waren, traten wesentliche Unterschiede bei den reagierten Proben auf. Artspezifische Eigenspannungen und durch die Fragmentierung entstandene Risse dürften allgemein betrachtet die Ursache dafür sein. Der Einfluss der inneren Struktur auf die Stossfestigkeit führte beispielsweise bei gleichzeitig kalziniertem und sulfatiertem Kalkstein aus Ignaberga zu einem merklichen Anstieg der Abriebsneigung, verglichen mit „frischem“, nur kalziniertem oder nacheinander kalziniertem und sulfatiertem schwedischem Kalkstein. Mechanische Spannungen kombiniert mit der Freisetzung von  $\text{CO}_2$  und der Bildung einer Sulfatschicht dürften die Ursache für dieses Phänomen sein.

Der Entschwefelungsgrad wird aber nicht nur von der Art des Kalksteins (Struktur), der Abriebsneigung und den Sulfatierungsprodukten bestimmt sondern auch von der Hydrodynamik des Wirbelbetts, der Luft- und Brennstoffverteilung, sowie der Verweilzeit des Sorbents in den verschiedenen Zonen (oxidierend/reduzierend) des Wirbelschichtreaktors. Auch das Abscheideverhalten des Zyklons zählt zu den die Entschwefelung beeinflussenden Parametern.

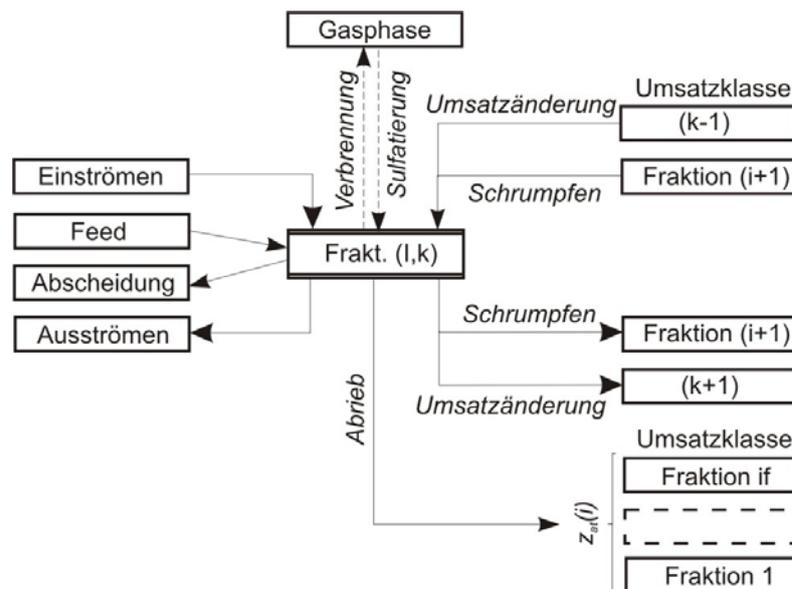
In einer druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschichtanlage wurde die Beeinträchtigung der Entschwefelungsrate durch den Betriebsdruck (2 – 7 bar), das Ca/S-Verhältnis (1,6 – 3,0) und der Primärluftgeschwindigkeit (3 – 7 m/s) bei einer Betttemperatur von 750 °C untersucht. Der Betrieb bei höherem Druck begünstigte den Ablauf der Reaktion zwischen CaO und  $\text{SO}_2$ . Das Ca/S-Verhältnis brachte bis zu einem Wert von 2,5 eine Steigerung der Entschwefelungseffizienz, die jedoch bei weiterer Steigerung des Ca-Anteils wieder abnahm. Eine größere Leerrohrgeschwindigkeit führte dabei nur zu einem geringfügigen Zuwachs [51].

### 3.4 Modellierung der Korngrößenverteilung des Feststoffs

Um die Zusammensetzung und Größenverteilung des Feststoffes in einem Wirbelschichtreaktor (beispielsweise unter Verwendung eines Zellenmodells) zu beschreiben, müssen die Fraktionsmassenbilanzen für jede Spezies, Größenklasse und Umsatzklasse (im Falle des SCM) formuliert werden.

Die mathematische Formulierung der Fraktionsmassenbilanzen ergibt ein nichtlineares Gleichungssystem, wobei die Zahl der Gleichungen von der Anzahl der Bilanzzellen, Umsatz- und Größenklassen abhängt. Weiters muss zwischen Grob- und Feinfraktionen unterschieden werden, vgl. [15]. In Bild 22 und Bild 23 ist der schematische Aufbau der Fraktionsmassenbilanzen für die Grob- beziehungsweise Feinfraktionen bei der Verbrennung und der Sulfatierung dargestellt.

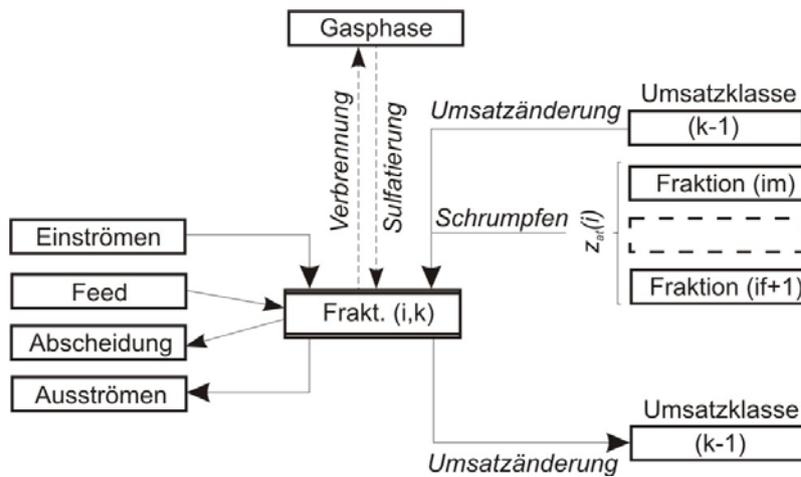
Alle physikalischen und chemischen Phänomene, wie das Ein- und Ausströmen, der Übergang in die Gasphase, und die durch die Reaktion bewirkte Umsatzänderung sowie die Abriebsvorgänge, werden dabei berücksichtigt.



**Bild 23** Fraktionsmassenbilanzen für die Grobfraktionen bei Verbrennung und Sulfatierung, SCM

Wang et al. [52] entwickelten ein zweidimensionales Partikelbilanzmodell zur Bestimmung der Partikelgrößen- und Dichteverteilung in CFB-Anlagen, basierend auf der Analyse der Partikeleigenschaften und dem Kern-Ring Modell. Das Partikelbilanzmodell berücksichtigt die Fragmentierung des Brennstoffs, die Koksverbrennung, den Partikelabrieb und die Gas-Feststoff Trennung. Als Reaktionsmodelle stehen dabei die folgenden Ansätze zur Verfügung:

- Dual Shrinking Core Modell (Schrumpfendes Partikel mit schrumpfendem Kern)
- Shrinking Core Modell
- Uniform Reaction Modell



**Bild 24** Fraktionsmassenbilanzen für die Feinfraktionen bei Verbrennung und Sulfatierung, SCM

Beispielsweise werden Kohlepartikel mit hohem Aschegehalt durch das Dual Shrinking Core Modell mit Unterscheidungen bezüglich Größe und Dichte beschrieben. Bei Kohlen mit niedrigem Aschegehalt wird das SCM ohne umgebende Ascheschicht herangezogen. Das gesamte Partikelbilanzmodell besteht aus den jeweiligen Modellen für das dichte Bett in Bodennähe und den Suspensionsbereich über der Feststoffaufgabe beziehungsweise der Sekundärluftzufuhr, sowie den Einzelmodellen, welche den jeweiligen Prozessvorgang beschreiben. Eingebunden in ein Gesamtmodell kann somit der Betrieb der 12 MW CFB-Anlage, deren Messdaten zur Verifizierung der Modellierung verwendet wurden, simuliert werden [53].

## 4 Messdatenerfassung und Steuerung

Um die zirkulierende druckaufgeladene Wirbelschichtanlage betreiben zu können, ist es notwendig alle relevanten Messdaten zu erfassen, entsprechend aufzubereiten und darzustellen. Die gesamte Messtechnik der Wirbelschichtanlage kann in folgende Bereiche gegliedert werden:

- Druck-, Temperatur- und Massenstrommessung
- Rauchgasanalyse
- Online-Darstellung und Speicherung
- Steuerungs- und regelungstechnische Aufgaben

Zur Realisierung dieser Anforderungen wurde die Software LabVIEW von NATIONAL INSTRUMENTS (NI) als Plattform herangezogen [54].

### 4.1 Druck-, Temperatur- und Massenstrommessung

Zur Bestimmung der Feststoffverteilung im Steigrohr sowie der Füllstandshöhe im Rückführzweig werden die Druckdifferenzen in den entsprechenden Höhenabschnitten gemessen. Zur Bestimmung werden Differenzdrucksensoren der Fa. HONEYWELL eingesetzt, welche sich durch ein zeitlich stabiles Übertragungsverhalten sowie durch hohe Linearität auszeichnen und eine der Druckdifferenz proportionale Ausgangsspannung im Bereich von 1 bis 6 V liefern. Die Versorgung der Druckmesssensoren erfolgt über eine unabhängige Gleichstromquelle mit einer konstanten Ausgangsspannung von 8 V. Die Messstellen sind durch ein Edelstahldrahtgewebe mit einer Maschenweite von 60  $\mu\text{m}$  geschützt. Die Druckmesssensoren sind im Druckbehälter untergebracht und die Signalleitungen durch entsprechende Flanschdurchführungen nach außen geführt. Die gesamten Mess- und Steuerleitungen werden in die Messwarte geleitet, wo sich der Prozessrechner sowie die gesamte Soft- und Hardware für die Bedienung der Anlage befindet.

Die Messsignale werden von einer Multifunction-DAQ-Messkarte mit Anschlussblock (PCI-6033E mit SCB-100 von NI) aufgenommen und für die Weiterverarbeitung mittels LabVIEW bereitgestellt.

Die axiale, querschnittsmittlere Feststoffkonzentration ( $1-\varepsilon$ ) im Steigrohr des Reaktors wird mittels zwei voneinander unabhängigen Druckmessketten (DM1, DM2) ermittelt. Bei den Druckmessketten handelt es sich um eine Aneinanderreihung von Differenzdrucksensoren, die im jeweiligen Anlagenabschnitt den Differenzdruck erfassen.

Die Druckverlustbeziehung für die Wirbelschicht ergibt sich bei Vernachlässigung der Reibungs- und Beschleunigungsterme [55] zu:

$$\frac{\Delta p}{\Delta h} = (1-\varepsilon)(\rho_s - \rho_f)g \quad (4)$$

In Gleichung (4) ist  $\Delta p$  der Differenzdruck, welcher sich über dem betreffenden Höhenabschnitt  $\Delta h$  einstellt.

Bei Vernachlässigung der Dichte  $\rho_f$  des Fluidisierungsgases verändert sich die Gleichung mit der Partikeldichte  $\rho_s$  zu folgender Form:

$$(1-\varepsilon) = \frac{\Delta p}{\rho_s g \Delta h} \quad (5)$$

Im Bereich der Feststoffrückführung in das Steigrohr, in unmittelbarer Nähe des Düsenbodens sowie am Übertritt zum Zyklon sind die Beschleunigungsterme nicht vernachlässigbar. Die Anwendung der Differenzdruckmethode zur Bestimmung der Feststoffkonzentration ist hier aufgrund von auftretenden Beschleunigungseffekten nur bedingt einsetzbar.

Das Messsignal des Kühlwasserdrucks und der erforderlichen Druckdifferenzen zur Ermittlung der Primär- und Sekundärluftmassenströme wird ebenfalls mit der Multi-function-DAQ-Messkarte aufgenommen. Der Behälterinnendruck, welcher durch einen Absolutdruckaufnehmer bestimmt wird, wird durch das universelle Messmodul PAD-VTH8 der Fa. DEWETRON, welches für Spannungs-, Strom- und Thermoelementmessung programmierbar ist, übertragen.

Zur Überwachung des Betriebszustands der Anlage sind im Reaktor, in der Rauchgasleitung sowie im Kühlkreislauf an verschiedenen Positionen Temperaturmessstellen angeordnet. Die Temperaturen werden mit Mantelthermoelementen des Typs K (NiCr-Ni) mit einem Einsatzbereich von -200 bis 1200 °C gemessen, wobei die Thermoelemente im Wirbelschichtreaktor in Tauchhülsen stecken, um die Temperaturfühler gegen Erosion durch das Feststoffinventar zu schützen. Die Übertragung der Messsignale von den Thermoelementen erfolgt über die universellen Messmodule PAD-TH8-K, welche mit einer speziellen Schnittstelle für die Thermoelementmessung vom Typ K ausgestattet sind. Die Temperaturkompensationsstelle ist dabei bereits in jedem Modul vorhanden. Die Ausgleichsleitungen der Thermoelemente, die im Druckbehälter untergebracht sind, werden durch entsprechende Durchtrittsöffnungen nach außen geleitet und in die Messwarte geführt.

Die gesamten universellen Messmodule sind in einem Gehäuse (DEWE-Rack-16), das über die RS232-Schnittstelle mit dem PC verbunden ist, untergebracht. Die Messsignale werden vom LabVIEW-Messprogramm erfasst und weiterverarbeitet (Online-Darstellung am Bildschirm, Speicherung, Auswertung, Überwachung des Betriebs).

Der Durchfluss von Primär- und Sekundärluft wird mittels Blende mit Eckdruckentnahmen nach EN ISO 5167-1 ermittelt. Die Bestimmung des Luftmassenstroms der beiden Kompressoren, der Erdgasmenge sowie der einzelnen Massenströme für die Fluidisierung des Rückführzweigs, erfolgen über Messeinrichtungen der Firmen SENSYFLOW und SMK, welche nach dem Prinzip der Hitzdrahtmessung arbeiten. Die hier eingesetzten Massenstrommessgeräte liefern Ausgangssignale im Bereich von 4 bis 20 mA beziehungsweise 0 bis 10 V. Der Kühlwassermassenstrom für die Hauptkühlmodule des Wirbelschichtreaktors wird über einen Durchflusssensor mit integriertem Flügelrad (Fa. BÜRKERT) bestimmt, der ebenfalls ein Messsignal im Bereich von 4 bis 20 mA ausgibt. Die in die Anlage geförderte Kohlemenge wird über das Ausgangssignal des Frequenzumrichters, der die Drehzahl der Förderschnecke festlegt, errechnet.

Die erwähnten Massenströme werden, dem jeweiligen Signal entsprechend, mittels Messmodul oder Multifunction-DAQ-Messkarte erfasst und übertragen.

## 4.2 Rauchgasanalyse

Die Schadstoffkonzentrationen im Rauchgas werden mit der Emissionsmesseinrichtung ENDA-662 der Firma HORIBA, welche zur Ermittlung der Anteile von  $\text{NO}_x$  ( $\text{NO}$ ,  $\text{NO}_2$ ),  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  und  $\text{O}_2$  (oder auch  $\text{SO}_2$ ) die nichtdispersiven Infrarot-Analysemethode (NDIR) beziehungsweise einen magnetopneumatischen Detektor einsetzt, bestimmt.

Ein Flammenionisationsdetektor vom Typ FID 2020E (Fa. AMLUK) dient zur kontinuierlichen Messung der  $\text{C}_x\text{H}_y$ -Konzentrationen im Rauchgas. Die den Schadstoffanteilen entsprechenden Ausgangssignale von 4 bis 20 mA werden über das universelle Messmodul PAD-VTH8 an LabVIEW übergeben.

## 4.3 Online-Darstellung und Speicherung

Die mittels LabVIEW erfassten und verarbeiteten Anlagendaten wie Temperaturen, Massenströme, Drücke können zur Prozessvisualisierung online auf zwei Monitoren verfolgt und kontrolliert werden. Auf einem Monitor (Bild 25) ist das Anlagenschema dargestellt, das alle für den Betrieb der Anlage benötigten Prozessdaten enthält.

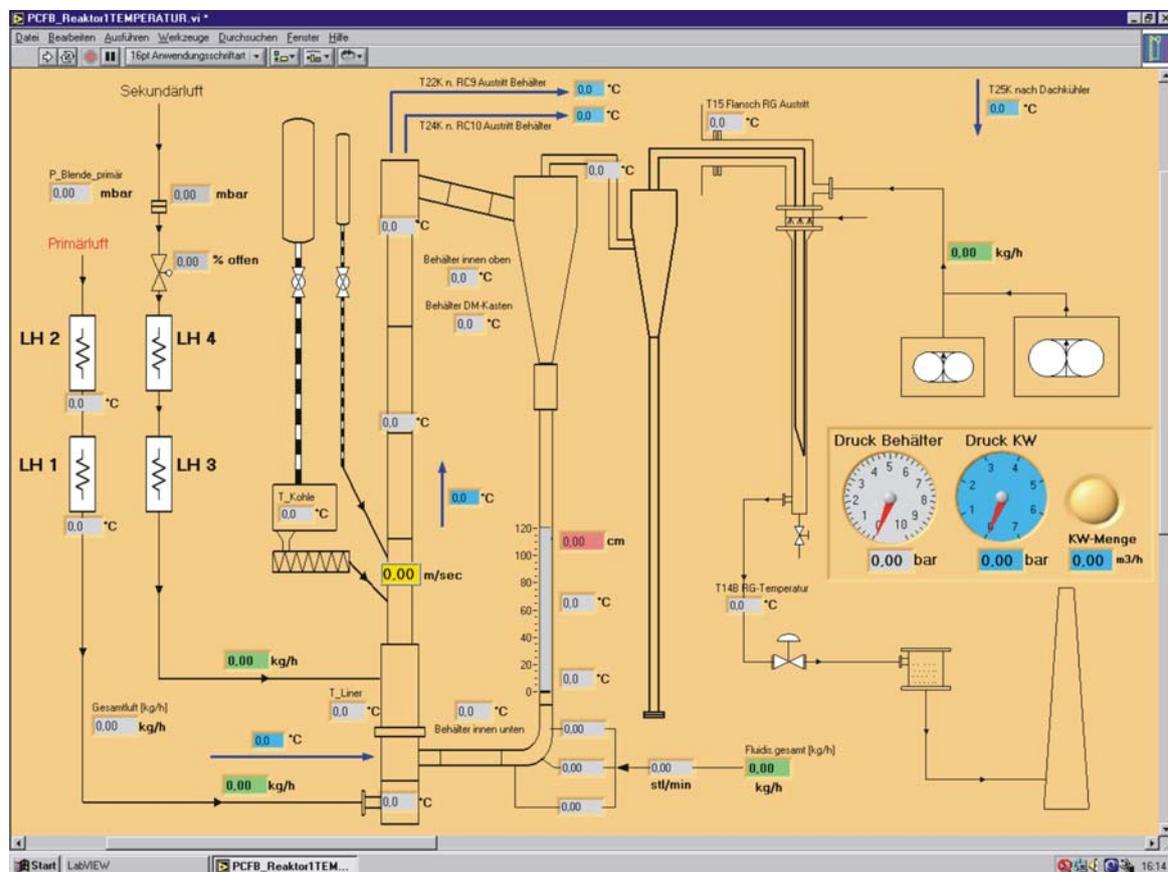


Bild 25 Anlagenschaltbild für die Prozessüberwachung

Der zweite Monitor zeigt die augenblickliche Feststoffverteilung über das Steigrohr, wie auch die zeitliche Änderung des Füllstandes im Rückführzweig, die online aus den Messwerten errechnet werden. Des Weiteren beinhaltet er die Rauchgasanalyse, die Anzeigen der zugeführten Brennstoffmengen und des Luftüberschusses sowie Warnanzeigen falls Schwellwerte erreicht werden. Über verschiedene virtuelle Schalter und Steuerinstrumente ist es unter anderem möglich eine Verbrennungsrechnung zu starten oder die Sekundärluftmenge einzustellen.

Sämtliche kontinuierlich gemessenen und errechneten Werte werden tabellarisch in eine Datei geschrieben, wobei die Zeitintervalle für die Erfassung und somit für die Speicherung angepasst werden können.

#### **4.4 Steuerungs- und regelungstechnische Aufgaben**

Der Betriebsdruck der druckaufgeladenen Wirbelschichtanlage wird über die Prozessregelstation TROVIS 6412 der Fa. SAMSON, welche ein Druckregelventil in der Rauchgasleitung steuert, konstant gehalten.

Die Sekundärluftmenge wird durch eine motorgesteuerten Drosselklappe, die sich im Inneren des Druckbehälters befindet, geregelt. Über einen virtuellen Drehregler am Bildschirm wird die Stellung der Klappe festgelegt. Das entsprechende Stellsignal von 4 bis 20 mA wird von einem analogen Ausgangsmodul bereitgestellt. Dieses Modul ist in das I/O-System FieldPOINT (FP-1000 und FP-TB-10) von NI integriert, das die Ausgabe von Steuersignalen im Bereich von 4 bis 20 mA sowie von 0 bis 10 V erlaubt.

Eine weitere Regelstation gleicher Bauart erhält eine von LabVIEW ermittelte und von einem FP-Ausgangsmodul übertragene Eingangsgröße (Temperatur im Steigrohr oder O<sub>2</sub>-Gehalt im Rauchgas) und regelt dadurch die eingebrachte Erdgasmenge durch Ansteuerung eines Regelventils.

Für die sicherheitstechnische Überwachung des Anlagenbetriebs vergleicht LabVIEW die gemessenen Prozessgrößen vorerst mit Schwellwerten und zeigt durch visuelle und akustische Signale an, wenn diese erreicht werden, um korrigierende Maßnahmen einleiten zu können. Falls jedoch die festgelegten Grenzwerte nicht eingehalten werden können, schaltet LabVIEW mit Hilfe des FieldPOINT-Systems entsprechende Relais, die in Verbindung mit der speicherprogrammierbaren Steuerung (SPS) MicroLogix 1500 von ALLEN-BRADLEY zur Abschaltung bestimmter Anlagenteile führen. Die SPS überwacht weiters die Freigabe der eingesetzten Komponenten aufgrund von geforderten Einschaltbedingungen, vgl. [56].

Die Steuer- und Regelung der eingesetzten Kompressoren, Pumpen und Lufterhitzer sowie des für die Brennstoffversorgung (Kohle, Erdgas) benötigten Equipments erfolgt über zwei Schaltpulte. Zusätzlich werden auf den beiden Schaltpulven die wichtigsten Prozessgrößen angezeigt, um bei einem Ausfall des Messsystems die Anlage kontrolliert weiterbetreiben oder herunterfahren zu können [11].

## 5 Analyseeinrichtungen

Im Folgenden werden die Analyseeinrichtungen und -methoden, welche zur Untersuchung des Betriebsverhaltens (Emissionen, Korngrößenverteilung des Feststoffinventars, Partikelcharakterisierung) verwendet werden, genannt.

### 5.1 Rauchgasanalyse

Die Emissionsmesseinrichtung ENDA-662 der Fa. HORIBA wird zur kontinuierlichen Messung der Konzentrationen von  $\text{NO}_x$  ( $\text{NO}$ ,  $\text{NO}_2$ ),  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  und  $\text{O}_2$  im Rauchgas eingesetzt.

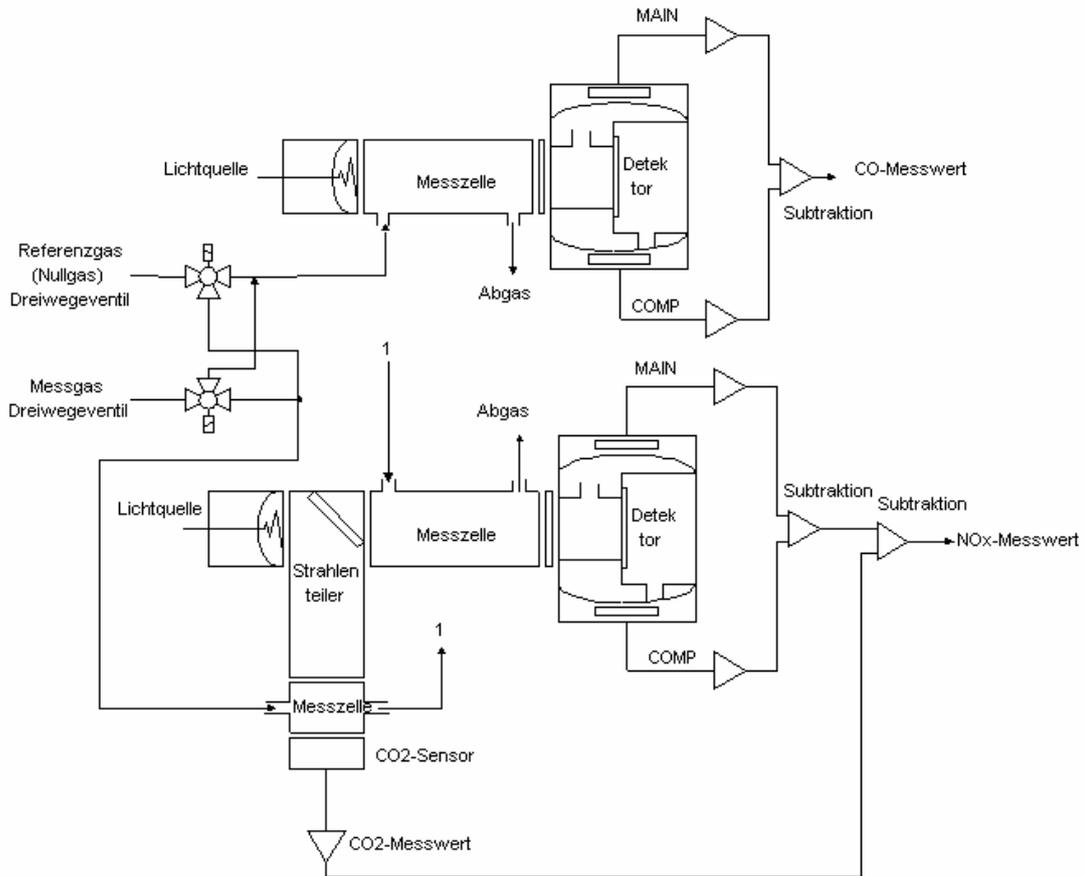
Zur Messung der Anteile an  $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}$  und  $\text{CO}_2$  wird das Prinzip der nichtdispersiven Infrarotabsorption (NDIR) angewandt. Wie beim herkömmlichen NDIR-Verfahren wird durch eine Strahlungsquelle Infrarotlicht erzeugt, welches eine Messküvette passiert und auf den gegenüberliegenden Detektor (gasgefüllte Empfängerammern) trifft. Anstelle eines rotierenden Blendenrades wird bei diesem Analysator über Magnetventile abwechselnd Mess- und Referenzgas (Nullgas) in die Messzelle geleitet. Durch die unterschiedliche Infrarotabsorption zwischen Mess- und Referenzgas entstehen periodische Temperaturschwankungen. Die daraus resultierenden Druckänderungen führen zur zyklischen Auslenkung der Membran innerhalb des Detektors. Diese Auslenkung wird in ein elektrisches Signal umgesetzt, verstärkt und als Messwert ausgegeben.

Der Detektor besteht aus zwei hintereinander liegenden optischen Zellen, wobei die vordere Zelle (MAIN) die Mess- und Interferenzkomponente erfasst, während die hintere Zelle (COMP) nur den Interferenzanteil misst. Durch Überlagerung dieser Komponenten wird die Querempfindlichkeit weitgehend minimiert. Bild 26 zeigt die schematische Darstellung dieses NDIR-Messprinzips [57].

Für die Bestimmung des  $\text{O}_2$ -Gehalts im Rauchgas wird ein magnetopneumatischer Detektor verwendet. In einem ungleichmäßigen Magnetfeld werden die paramagnetischen  $\text{O}_2$ -Moleküle zur stärker magnetisierten Seite ausgelenkt, wodurch in diesem Bereich der Druck ansteigt. Die Druckerhöhung im Magnetfeld wird durch einen Vergleich mit einem nichtmagnetischen Gas, beispielsweise Stickstoff, ermittelt. Die durch den periodisch magnetisierten Elektromagneten entstehenden Druckänderungen werden über ein Kondensatormikrofon in ein elektrisches Signal, das proportional der Sauerstoffkonzentration ist, umgewandelt.

Ein Flammenionisationsdetektor vom Typ FID 2020E (Fa. AMLUK) dient der kontinuierlichen Messung der  $\text{C}_x\text{H}_y$ -Konzentrationen im Rauchgas.

In einer reinen Wasserstoffflamme, die unter Zufuhr von kohlenwasserstofffreier Luft (Brennluft) brennt, entsteht durch Anlegen eines elektrischen Feldes ein sehr kleiner, allerdings messbarer Ionenstrom. Wird dieser Flamme ein kohlenwasserstoffhaltiges Messgas (Probe) zugesetzt, so steigt der Ionenstrom proportional mit der Zahl der pro Zeiteinheit zugeführten Kohlenwasserstoffmoleküle an. Der Ionenstrom wird elektronisch verstärkt und entsprechend einer Eichgeraden, welche mit Vergleichsgasen (Nullgas und Eichgas) ermittelt wird, die Kohlenwasserstoffkonzentration bestimmt [58].



**Bild 26** Schematische Darstellung des NDIR-Messprinzips

## 5.2 Optische Partikelcharakterisierung

Zur optischen Betrachtung der entnommenen Feststoffproben wird ein Stereomikroskop der Firma NIKON vom Typ SMZ 800 mit der Kaltlichtquelle Intralux 4000 (Fa. VOLPI) verwendet.

Das Zoom-Stereomikroskop gestattet je nach Objektiv-/Okularkombination Vergrößerungsoptionen von 5x – 378x. Der Einsatz eines Strahlenteilers ermöglicht zusammen mit den entsprechenden Anschlussstücken (C-Mount, Kamera-Adapter) die Bildaufnahme der begutachteten Probe mittels Digitalkamera.

## 5.3 Korngrößenbestimmung

Die Korngrößenverteilung von Schüttgütern zwischen 40  $\mu\text{m}$  und 6300  $\mu\text{m}$  wird mittels Trockensiebverfahren mit Siebturm (Laborsiebmaschine VS 1000 der Firma RETSCH) nach DIN 66165 bestimmt.

Bei Korngrößen von 0,7  $\mu\text{m}$  bis 400  $\mu\text{m}$  wird das Analysegerät CILAS 920, welches die Methode der Partikelanalyse durch Laserbeugung (basierend auf der Theorie nach Mie oder Fraunhofer Näherung) einsetzt, verwendet. Durch Nassdispergierung (Wasser) und

Ultraschallbehandlung der Probe werden die gebildeten Agglomerate in ihre Primärkörner zerlegt. Jedes Partikel beugt das Licht eines monochromatischen Laserstrahls, wobei der Winkel des abgelenkten Lichtstrahls mit zunehmender Partikelgröße abnimmt. Die Lichtspektren der Partikel kleineren Durchmessers werden daher in größeren Winkeln gegenüber dem Laserstrahl aufgenommen. Die Detektoren liefern in ihrer Gesamtheit ein Intensitätsbild, woraus aufgrund der winkelabhängigen Lichtintensitäten über einen Matrix-Algorithmus die Partikelgrößenverteilung errechnet wird.

Die Mengenanteile der Kornklassen können sowohl als Verteilungssumme wie auch als Verteilungsdichte dargestellt werden [59].

Die Verteilungssumme  $Q(x_i)$  gibt den normierten, d. h. auf die Gesamtmenge bezogenen, Anteil von Teilchen an, die kleiner als ein Feinheitsmerkmal  $x_i$  sind. Das Feinheitsmerkmal ist in der Korngrößenanalyse ein übergeordneter Begriff für unterschiedliche physikalische Teilcheneigenschaften, die ein Maß für die Feinheit eines Feststoffteilchens darstellen, wie beispielsweise Form und Größe.

$$Q(x_i) = \frac{\text{Teilmenge}(x_{\min} \mapsto x_i)}{\text{Gesamtmenge}(x_{\min} \mapsto x_{\max})} \quad (6)$$

Die Verteilungsdichte  $q(x_i)$  gibt das Verhältnis des Mengenanteiles einer Kornklasse (Fraktion) zu ihrer Klassenbreite an.

$$q(x_{u,i}, x_{o,i}) = \frac{\Delta Q_i}{\Delta x_i} = \frac{Q(x_{o,i}) - Q(x_{u,i})}{x_{o,i} - x_{u,i}} \quad (7)$$

Während die Verteilungssummenkurve den Vorteil hat, dass man ihr sofort die Anteile unter- beziehungsweise oberhalb eines beliebigen Feinheitsmerkmals  $x_i$  oder die Fraktionen  $\Delta Q$  entnehmen kann, so bietet die Verteilungsdichtekurve ein anschaulicheres Bild, wenn es um die Aufteilung des Gutes auf die einzelnen Feinheitsklassen geht.

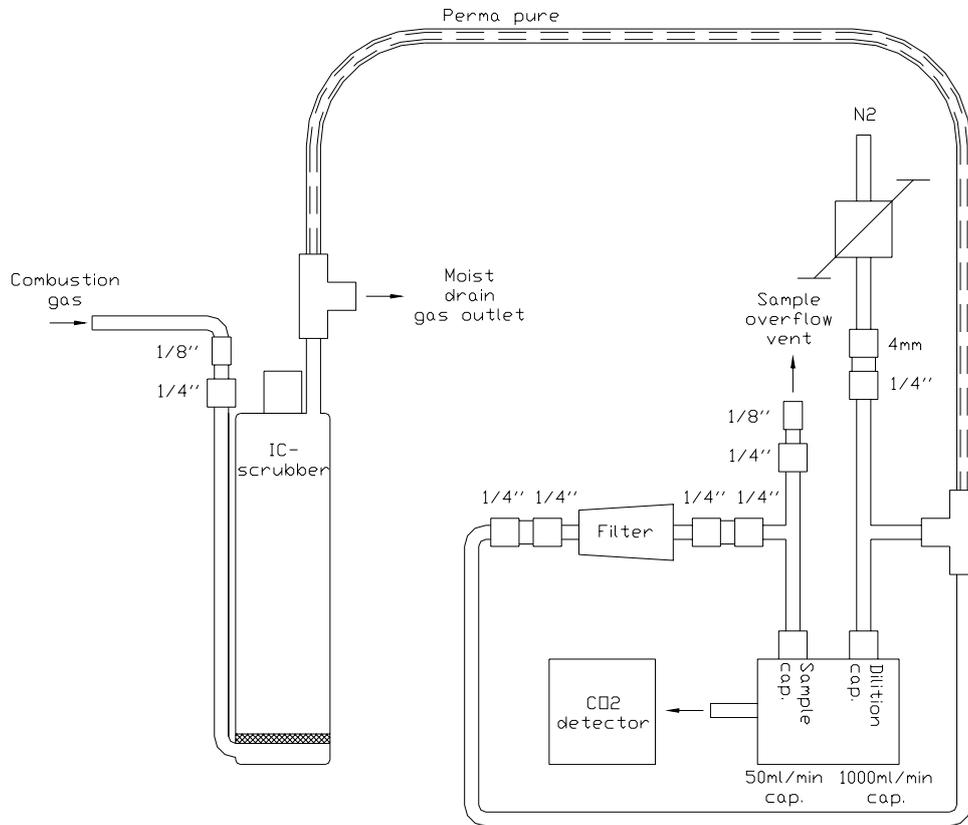
Bei der graphischen Darstellung werden allgemein Diagramme verwendet, bei denen auf der Abszissenachse das Feinheitsmerkmal und auf der Ordinatenachse die Mengensummenverteilung beziehungsweise die Mengenverteilungsdichte aufgetragen wird.

## 5.4 Kohlenstoffanalyse

Der Kohlenstoffanteil (TOC) der einzelnen Feststofffraktionen wird durch Veraschen der Proben nach DIN 51719 [60] unter Verwendung eines Kammerofens vom Typ N 11/HR der Fa. NABERTHERM oder durch das Analysesystem Euroglas TOC 1200 ermittelt.

Der Kohlenstoffanalysator TOC 1200 arbeitet nach der Methode der Hochtemperaturoxidation, wobei die Probe horizontal einem separat anzusteuernenden Zwei-Zonenofen kontrolliert zugeführt wird. Der darin enthaltene Kohlenstoff wird bei 1000 °C vollständig zu CO<sub>2</sub> umgesetzt. Vor der Bestimmung der CO<sub>2</sub>-Konzentration mittels NDIR-Detektor werden die anorganischen Anteile (Karbonate) im Rauchgas mit verdünnter Phosphorsäure entfernt. Der Einsatz einer so genannten Gassplitoption (Bild 27) ergibt einen Messbereich von 0,05 – 40 % TOC.

Aus den Messsignalen des CO<sub>2</sub>-Detektors wird mit der Software THEUS, welche auch die Steuerung des Analysators ermöglicht, durch Auswertung des entstandenen Flächenintegrals der TOC-Gehalt errechnet [61].



**Bild 27** Messprinzip des TOC 1200 mit Gassplitoption

## 6 Probenahmesystem

Zur Entnahme von Inventarmaterial während des Betriebs der druckaufgeladenen, zirkulierenden Wirbelschichtanlage unter variierenden Betriebsbedingungen (bis 13 bar und 850 °C) wurde ein spezielles Probenahmesystem für körniges Schüttgut entwickelt und evaluiert. Mit Hilfe des Probenahmesystems sollen Korngrößenverteilungen und -reduktionsmechanismen untersucht werden.

### 6.1 Theoretische Grundlagen der pneumatischen Förderung

Werden trockene disperse Teilchen durch eine Gasströmung in einer Rohrleitung weitertransportiert, so wird von pneumatischer Förderung gesprochen. Je nachdem ob sich die Förderleitung auf der Unterdruck- oder Überdruckseite des Verdichters befindet, unterscheidet man zwischen Saug- und Drückförderung.

Die Partikelbewegungen variieren in Abhängigkeit von:

- transportierter Menge an Feststoff
- Geschwindigkeit des Fluids
- Feststoffdurchsatz
- Rohrdurchmesser
- Anordnung der Rohrleitung

Die Beladung  $\mu$  ist das Verhältnis aus Feststoffmassenstrom  $m_s$  zu Luftmassenstrom  $m_L$  und ergibt sich mit der Luftgeschwindigkeit  $w_L$  zu [62]:

$$\mu = \frac{m_s}{m_L} = \frac{m_s}{\rho_f V_L} = \frac{4 m_s}{\pi d^2 \rho_f w_L} \quad (8)$$

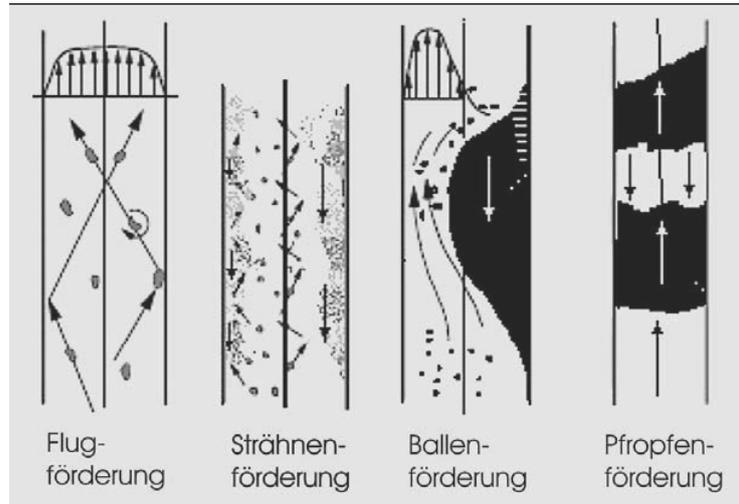
Man unterscheidet Förderzustände mit geringer Konzentration, wie Flug- und Strähnenförderung sowie Förderzustände mit hoher Konzentration, wie Ballen- oder Pfropfenförderung (Bild 28). Bei vertikaler Flugförderung liegt die Geschwindigkeit weit über der Schwebegeschwindigkeit der Partikel. Die Partikel unterliegen dabei verschiedenen Vorgängen, welche Quervermischungen verursachen.

Wie aus Bild 28 ersichtlich, können beim Austrag von Feststoffpartikeln aus einem Rohr unterschiedliche Transportregime auftreten [63]. Welches Regime auftritt wird durch die Zustandsgrößen der beiden Phasen festgelegt. Häufig findet man Darstellungen, in welchen der Druckverlust der Zweiphasenströmung über dem Massenstrom des Fluidisierungsgases gezeigt wird.

Der Druckverlust im geraden Rohr wird nach [62] definiert durch:

$$\Delta p_v = \Delta p_f + \Delta p_s \quad (9)$$

Dabei ist  $\Delta p_f$  der Druckverlust der Luftströmung und  $\Delta p_s$  der Druckverlust für den Feststofftransport.



**Bild 28** Förderzustände bei vertikaler pneumatischer Förderung

In  $\Delta p_s$  sind die folgenden Druckabfälle enthalten:

- Reibung und Stoß zwischen Partikel-Partikel
- Partikel-Wand Berührung
- Arbeit für die Vertikal-Aufwärtsförderung
- Beschleunigung bei der Einspeisung
- Verluste durch Umlenkungen

Der Druckverlust für ein reines Fluid folgt nach:

$$\Delta p_f = \lambda_f \left( Re, \frac{d}{2k_s} \right) \frac{l}{d} \frac{\rho_f}{2} w_L^2 \quad (10)$$

Definiert man den Druckverlust in anderer Form so ergibt sich:

$$\Delta p_v = \Delta p_f + \Delta p_z \quad (11)$$

Eine Abschätzung für den Zusatzdruckverlust durch den Feststofftransport, der sämtliche Verluste beinhaltet und für horizontale sowie vertikale Rohre gilt, ergibt sich durch *Barth* und *Muschelknautz* zu [63]:

$$\Delta p_z = \mu \lambda_z (Fr, Fr^*, \mu^*) \frac{l}{d} \frac{\rho_f}{2} w_L^2 \quad (12)$$

Dabei sind:

$$Fr = \frac{w_L^2}{g d} \quad (13)$$

$$Fr^* = \frac{w_s^2}{g d} \quad (14)$$

$$\mu^* = \mu \frac{w_L}{c} \quad (15)$$

Somit wird (11) zu:

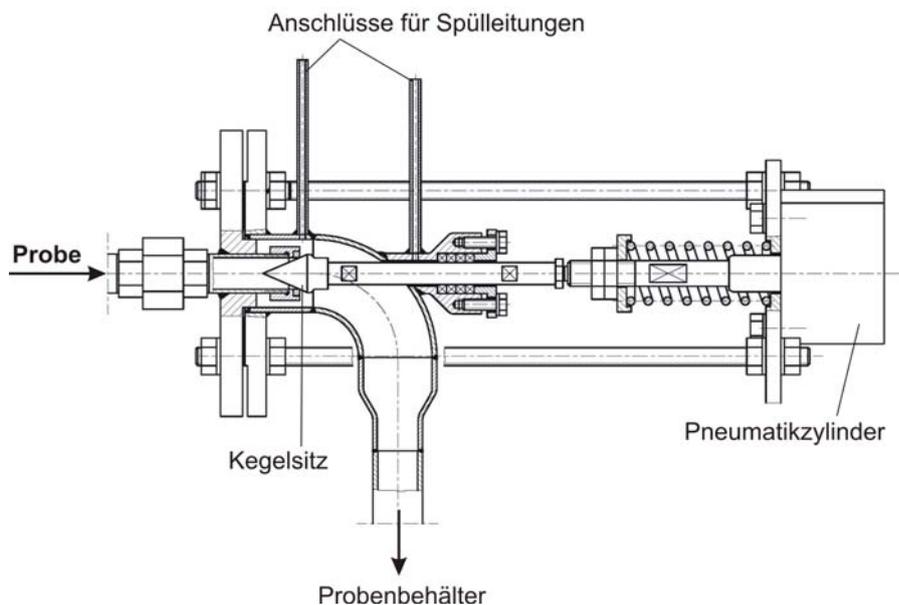
$$\Delta p_v = (\lambda_f + \mu \lambda_z) \frac{l}{d} \frac{\rho_f}{2} w_L^2 \quad (16)$$

Die Froude-Zahl gibt dabei das Verhältnis von Trägheitskraft zu Schwerkraft an.

Mit steigender Geschwindigkeit (Flugförderung) überwiegt (10) deutlich über (12). Mit sinkender Geschwindigkeit (Pfpfenförderung) nimmt jedoch der Transportterm für den Feststoff zu, (12). Die am Institut für Thermodynamik und Energiewandlung entwickelte Probenahmeverrichtung wurde als pneumatische Druckförderung realisiert.

## 6.2 Aufbau und Wirkungsweise

Die Betätigung der Probenahmeverrichtung (Bild 29) erfolgt über einen doppelwirkenden Pneumatikzylinder, welcher einen Dichtkegel gegen einen gehärteten Metallring presst. Diese Art der Abdichtung wurde aufgrund der herrschenden Temperaturen in der Wirbelschicht gewählt. Der eingeschliffene Metallring garantiert jedoch nur Materialdichtheit, wodurch das Ventil zwischen Entnahmeverrichtung und Probenbehälter erst vor der Probenahme geöffnet wird. Die Druckdifferenz, welche über den Druck im Auffangbehälter festgelegt wird, bewirkt den Feststoffaustrag zur Probenahme.



**Bild 29** Aufbau der Probenahmeverrichtung

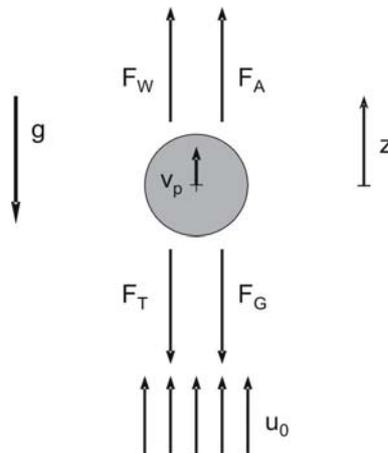
Im Fall einer Fehlfunktion des Pneumatikzylinders bewirkt eine dementsprechend dimensionierte Druckfeder den sicheren Verschluss der Entnahmestelle. Anhaftende Partikel können über Spülleitungen im Bereich des Kegelsitzes und der Stopfbuchsen entfernt werden.

Der Probenbehälter besteht aus einem inneren und einem äußeren Behälter, wobei der Zwischenraum mit keramischer Isolierwolle ausgefüllt ist. Da sich der Auffangbehälter außerhalb des Druckbehälters der Wirbelschichtanlage befindet, wird so eine Doppelbelastung durch Temperatur und Druck vermieden. Nach der Drucksenkung kann die Probe letztendlich dem System zur Analyse entnommen werden [64].

### 6.3 Mathematisches Modell

Dieses Modell beschreibt die Geschwindigkeiten von Einzelpartikeln bei der Probenentnahme, um abzuschätzen, ob eine Separation bzw. Klassifikation der verschiedenen Feststoffe aufgrund unterschiedlicher Dichten zu erwarten ist [65].

Ausgehend von einem ideal mit der Relativgeschwindigkeit  $v_{rel}$  angeströmten Einzelpartikel, wirken an dem Partikel folgende Kräfte (Bild 30).



**Bild 30** Kräftebilanz an einem Einzelpartikel

Die am Partikel angreifende Widerstandskraft  $F_W$  ist definiert zu:

$$F_W = c_W A_p \rho_f \frac{v_{rel}^2}{2} \quad (17)$$

Die absolute Partikelgeschwindigkeit  $v_p$  ist im vorliegenden Fall gleich der Differenz aus Fluidgeschwindigkeit  $u_0$  und Relativgeschwindigkeit  $v_{rel}$ .

$$v_p = u_0 - v_{rel} \quad (18)$$

Der Widerstandsbeiwert  $c_W$  für den relevanten Reynoldsbereich ( $0,2 < Re_{rel} < 1000$ ) kann näherungsweise durch die Beziehung von *Kaskas* [66] beschrieben werden:

$$c_W = \frac{24}{Re_{rel}} + \frac{4}{\sqrt{Re_{rel}}} + 0,4 \quad (19)$$

Hierbei wird der Anströmzustand der Partikel durch die mit der Relativgeschwindigkeit  $v_{rel}$  gebildeten Reynolds-Zahl charakterisiert:

$$Re_{rel} = \frac{|v_{rel}| d_p \rho_f}{\eta_f} \quad (20)$$

Für die Auftriebskraft  $F_A$ , die Trägheitskraft  $F_T$  und die Gewichtskraft  $F_G$  gelten die Beziehungen:

$$F_A = g V_p \rho_f \quad (21)$$

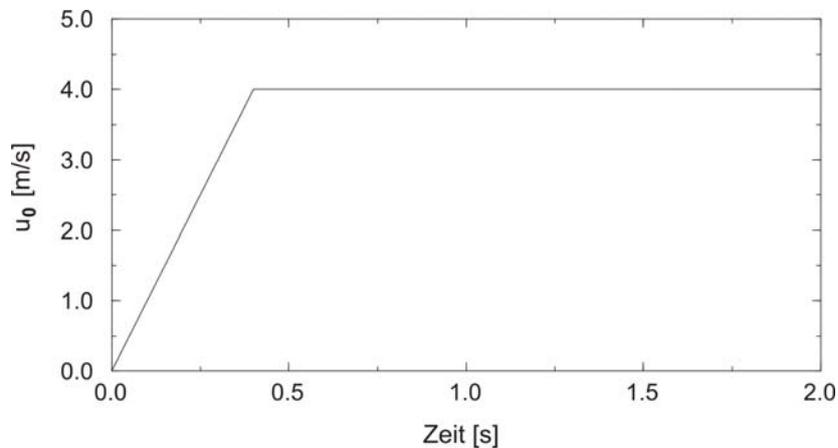
$$F_T = V_p \rho_p \frac{dv_p}{dt} \quad (22)$$

$$F_G = g V_p \rho_p \quad (23)$$

Die Bilanz der am Einzelpartikel angreifenden Kräfte ergibt somit:

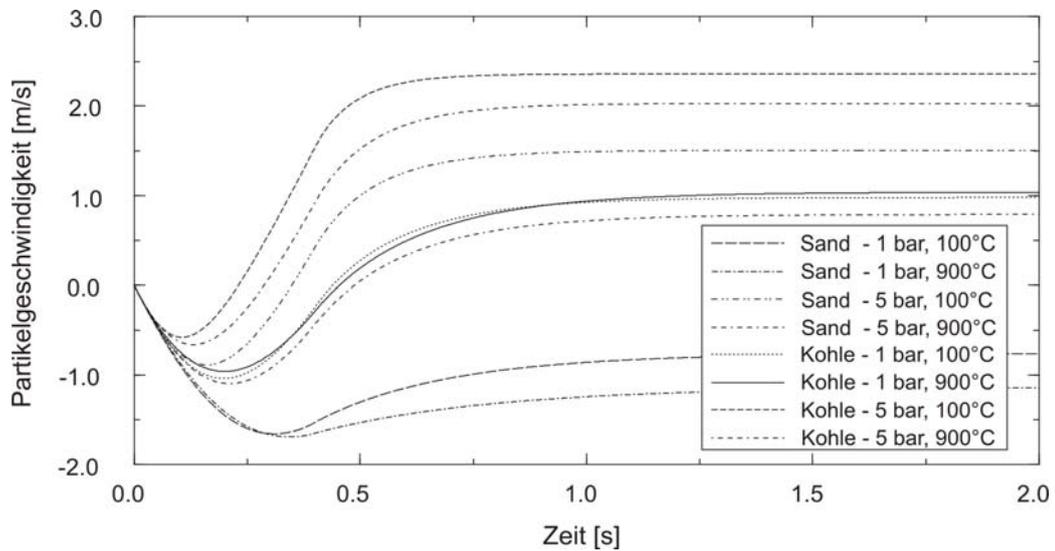
$$\frac{d}{dt}(u_0(t) - v_{rel}(t)) = g \left( \frac{\rho_f}{\rho_p} - 1 \right) + c_W(Re(v_{rel}(t))) \frac{A_p \rho_f}{V_p \rho_p} \frac{v_{rel}^2(t)}{2} \quad (24)$$

Um den Probenahmevorgang näherungsweise zu beschreiben, wurde der in Bild 31 dargestellte rampenförmige Verlauf der Fluidgeschwindigkeit  $u_0$  angenommen, welcher durch das Öffnen des pneumatisch betätigten Kegelsitzventils hervorgerufen wird.



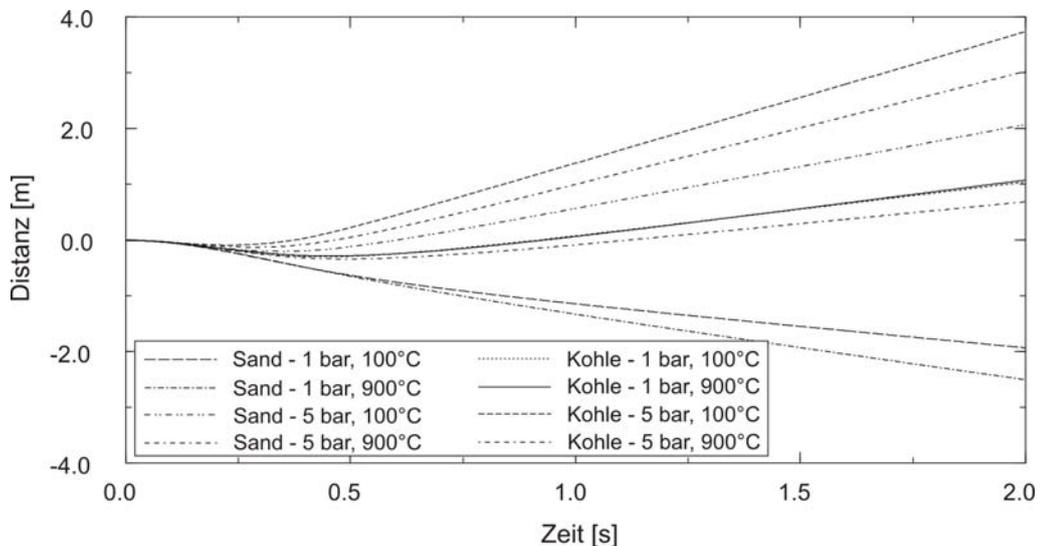
**Bild 31** Verlauf der Fluidgeschwindigkeit  $u_0$

Die Berechnungen wurden für Luft als Fluidisierungsmedium bei verschiedenen Drücken (1 bar und 5 bar) und Temperaturen (100 °C und 900 °C) durchgeführt. Betrachtet wurden Quarzsand- und Braunkohlepartikel mit einem Partikeldurchmesser von 590  $\mu\text{m}$  und Dichten von  $\rho_{p,S} = 2650 \text{ kg/m}^3$  bzw.  $\rho_{p,BK} = 1300 \text{ kg/m}^3$ .



**Bild 32** Partikelgeschwindigkeit bei unterschiedlichen Bedingungen

Bild 32 zeigt die Absolutgeschwindigkeit  $v_p$  der Einzelpartikel bei verschiedenen Bedingungen. Die höchsten Partikelgeschwindigkeiten sowie die geringste Differenz zwischen den Geschwindigkeiten der Sand- und Kohlepartikel bei gleichem Durchmesser sind bei Zuständen höheren Druckes und niedriger Temperatur, aufgrund der Dichte und Viskosität des Fluidisierungsmediums Luft, zu finden.



**Bild 33** Zurückgelegte Distanzen der Sand- und Kohlepartikel

In Bild 33 sind die Distanzen, welche von den Einzelpartikeln mit der zuvor bestimmten Geschwindigkeit  $v_p$  zurückgelegt werden, dargestellt.

Das Ergebnis dieser Modellierung deutet darauf hin, dass die Entmischung einiger Korngrößenfraktionen während des Probenahmeproganges zu erwarten ist.

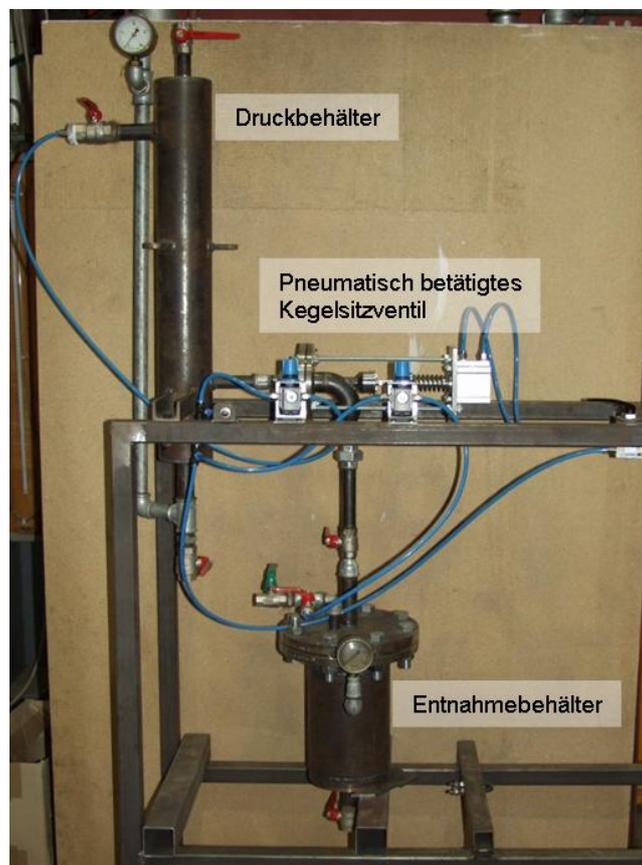
## 6.4 Probenahmeversuche

Um die Funktionalität der Probenahmeverrichtung während des Betriebes der zirkulierenden Druckwirbelschichtanlage nachzuweisen, wurde das Probenahmesystem vorerst im Kaltbetrieb getestet. Das Ziel dabei war es, mögliche Entmischungen des Inventarmaterials sowie Einflüsse bestimmter Druckverhältnisse bzw. Drücke zu erkennen [67, 68].

### 6.4.1 Versuchsanordnung

Der Versuchsaufbau besteht aus folgenden drei Hauptkomponenten (Bild 34):

- Druckbehälter
- Pneumatisch betätigtes Kegelsitzventil
- Entnahmebehälter



**Bild 34** Versuchsaufbau für Probenahme

Im Druckbehälter, welcher denselben Durchmesser wie der Riser der Wirbelschichtanlage besitzt, befindet sich der Sand bzw. das Sand-Kohle-Gemisch.

Die Füllmenge für die Versuche wurde aufgrund von Vorversuchen [69] mit 2,5 kg festgelegt. Die Probenahme wird durch eine Rohrleitung im unteren Teil des Druckbehälters ermöglicht. Die treibende Kraft für die Entnahme ist die zwischen Druckbehälter und Entnahmebehälter wirkende Druckdifferenz, die über den Druck im Entnahmebehälter festgelegt wird. Um die Probe zu entnehmen, wird der Druck im Probenbehälter über ein Ventil abgebaut. Ein möglicher Materialaustrag wird durch ein feinmaschiges Sieb, welches behälterseitig vor der Entlüftung angeordnet ist, verhindert.

#### 6.4.2 Versuchsdurchführung

Eine Entnahme der Probe ist prinzipiell auf zwei Arten möglich:

- I. Zwischen Versuchsbehälter und Entnahmebehälter wird eine definierte Druckdifferenz eingestellt. Die Öffnungszeit des pneumatisch betätigten Kegelsitzventils wird festgelegt.
- II. Zwischen Versuchsbehälter und Entnahmebehälter wird eine Druckdifferenz eingestellt. Das Ventil bleibt bis zum Druckausgleich zwischen den beiden Behältern geöffnet.

Für den Erhalt einer bestimmten Probenmasse hat sich Variante I als effektiver erwiesen, da die Schwankungsbreite bei zeitlich geregelter Entnahmedauer wesentlich geringer ist. Aus Versuchen bei einer Druckdifferenz von 1,5 bar und einer Inventarmenge von 2,5 kg ergaben sich für den Erhalt einer Feststoffmasse von etwa 0,15 bis 0,2 kg folgende Werte:

**Tabelle 8** Entnahmedauer bei verschiedenen Drücken im Versuchsbehälter

Druck [bar]	Entnahmedauer [s]
3	4 - 5
5	1 - 1,5
7	0,25 - 0,5

Eine Variation der Druckdifferenz beeinflusst ebenfalls die nötige Öffnungszeit des Kegelventils. In Hinblick auf die Siebanalyse sollte die Entnahmezeit der Druckdifferenz angepasst werden, um eine Siebüberlastung oder eine nötige Aufteilung der Probe in mehrere Teilmengen zu vermeiden, da mit größer werdender Druckdifferenz auch die entnommene Probemenge ansteigt.

Untersucht wurden folgende Reinsande und Feststoffgemische:

- Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm
- Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm
- Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle<sup>6</sup> (0 bis 400  $\mu\text{m}$ )
- Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (400 bis 1600  $\mu\text{m}$ )
- Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (1600 bis 6300  $\mu\text{m}$ )

<sup>6</sup> Köflach (Steiermark)

Bei den Entnahmeversuchen soll die Entmischungsneigung von Sand sowie Sand-Kohle-Gemischen untersucht werden. Die Drücke im Versuchsbehälter wurden mit 3 bar, 5 bar und 7 bar festgelegt. Die Druckdifferenz für die Entnahmeversuche der Reinsande wurde in Stufen von 1 bar, 1,5 bar 2 bar und 3 bar variiert. Aus den Entnahmeversuchen der Reinsande ergab sich die Wahl der Druckdifferenz von 1,5 bar für die Sand-Kohle-Gemisch-Versuchsreihen.

Um ein mögliches Entmischen von Kohle in den fraktionierten Klassen feststellen zu können, wurden die Massen-Mischungsverhältnisse von Kohle und Sand mit etwa 1:5, 1:10 und 1:20 festgelegt. Die gezielte Fraktionierung der Kohle in drei Klassen ermöglicht die Trennung der einzelnen Siebbereiche. Dadurch kann sowohl die Grob- (1600 bis 6300  $\mu\text{m}$ ) als auch die Feinkohle (0 bis 400  $\mu\text{m}$ ) vom Sand eindeutig mittels Aussiebverfahren getrennt werden. Bei den Gemischen der mittleren Kohlefraktion (400 bis 1600  $\mu\text{m}$ ) mit dem Quarzsand überschneiden sich die beiden Korngrößenbereiche, wodurch nach der Siebanalyse der Kohleanteil durch Ausglühen bestimmt wird.

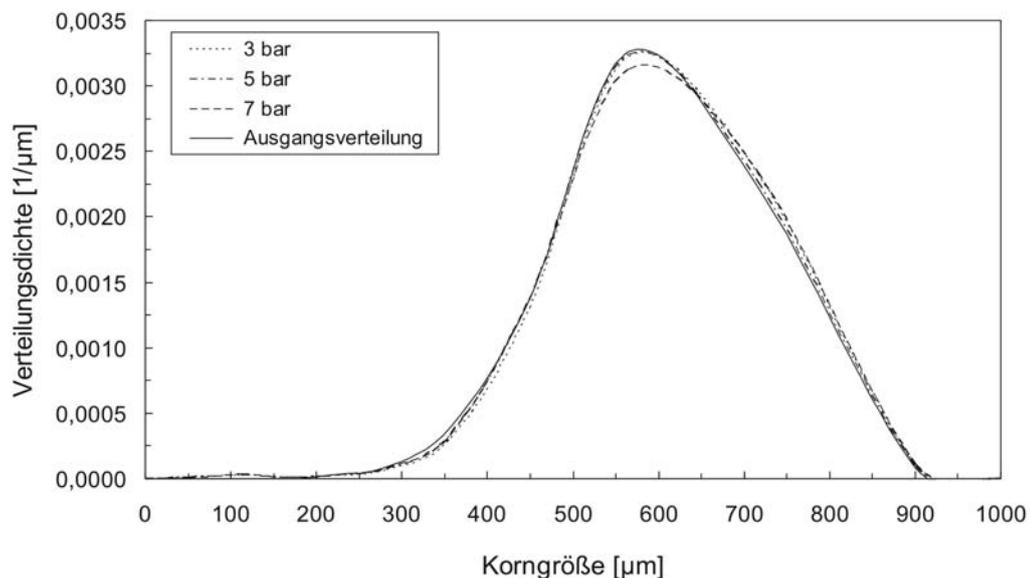
Um eine mögliche Entmischung bei der Befüllung des Druckbehälters vorab auszuschließen, wurde das Gemisch in 0,3 – 0,5 kg Schritten eingebracht.

### 6.4.3 Analysen

Die folgenden Darstellungen zeigen einen Auszug der umfangreichen Untersuchungen durch [70]. Mittels Trockensiebverfahren nach DIN 66165 wurde die Korngrößenverteilung des Feststoffinventars sowie der entnommenen Feststoffproben bestimmt und in Verteilungssummen- bzw. Verteilungsdichtediagrammen gegenübergestellt, wobei die Verteilungsdichtekurven Entmischungserscheinungen eindeutiger aufzeigen.

#### 6.4.3.1 Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm

Bild 35 zeigt die Verteilungsdichte für Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm bei 1,5 bar Druckdifferenz zwischen Versuchs- und Entnahmebehälter.



**Bild 35** Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm bei 1,5 bar Druckdifferenz

### 6.4.3.2 Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (0 bis 400 $\mu\text{m}$ )

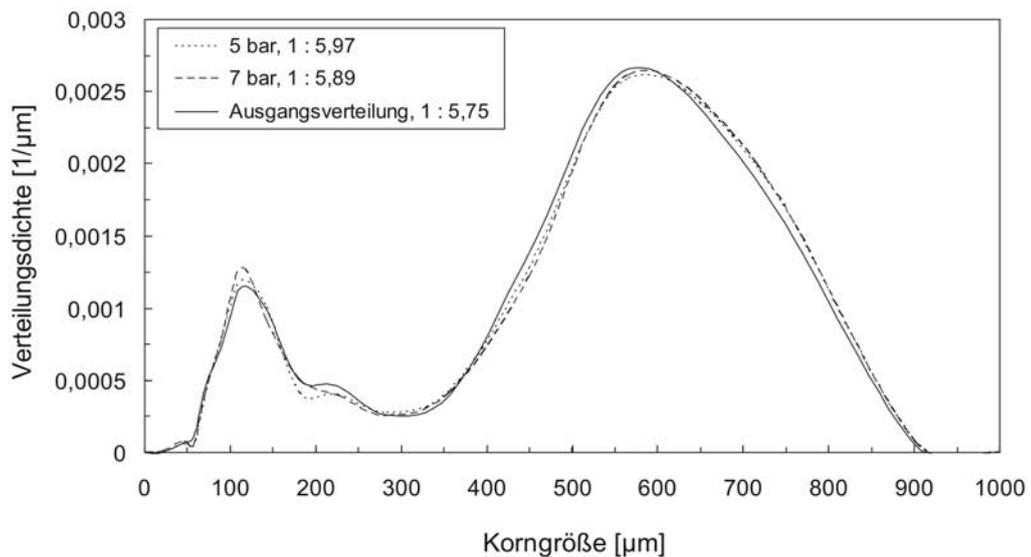
Um die Kohle-Sand-Gemische (korn)größenmäßig abschätzen zu können, wurden sie unter einem Stereo-Lichtmikroskop betrachtet. Bild 36 zeigt die Korngrößenverhältnisse des Feinkohle-Sand-Gemisches bei 10-facher Vergrößerung.



**Bild 36** Feinkohle-Sand-Gemisch (10-fache Vergrößerung)

Bei den gewählten Drücken und einer Druckdifferenz von 1,5 bar wurden jeweils zwei Proben unmittelbar nacheinander entnommen und analysiert. Daraus wurde der Mittelwert gebildet und mit dem Ausgangsgemisch verglichen.

In Bild 37 ist die Verteilungsdichte des Feinkohle-Sand-Gemisches bei Drücken von 5 bar und 7 bar und einem Mischungsverhältnis von etwa 1 zu 6 (Gewichtsanteile) dargestellt.



**Bild 37** Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (0 bis 400  $\mu\text{m}$ )

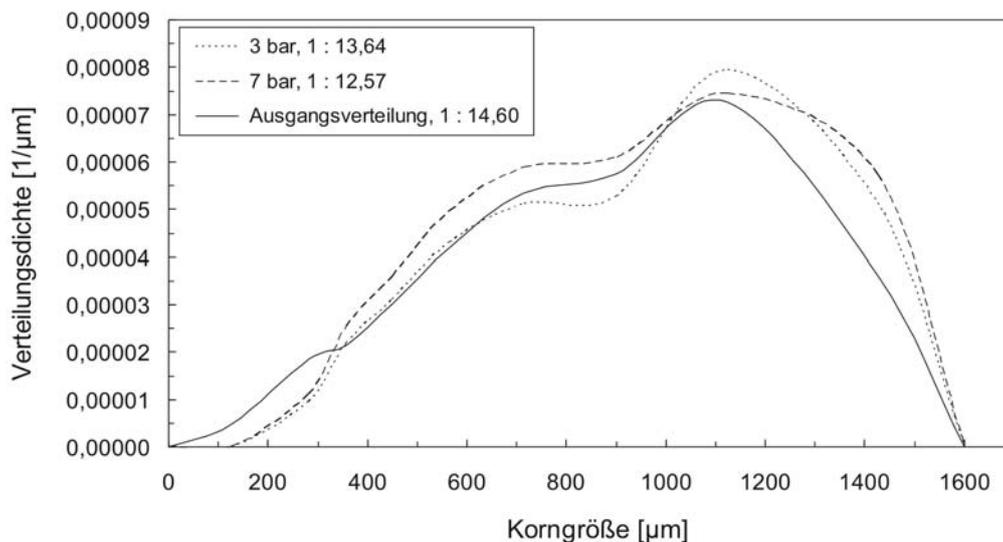
### 6.4.3.3 Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (400 bis 1600 $\mu\text{m}$ )

Bei diesen Gemischproben aus mittleren Kohlefraktionen und Quarzsand (Bild 38) wurde der Kohleanteil nach der Siebanalyse durch Ausglühen in einem Muffelofen bestimmt. Durch den Gewichtsverlust der Kohle während des Glühprozesses kann bei Vernachlässigung des Aschegehaltes auf das Massenverhältnis von Sand und Kohle rückgeschlossen werden.

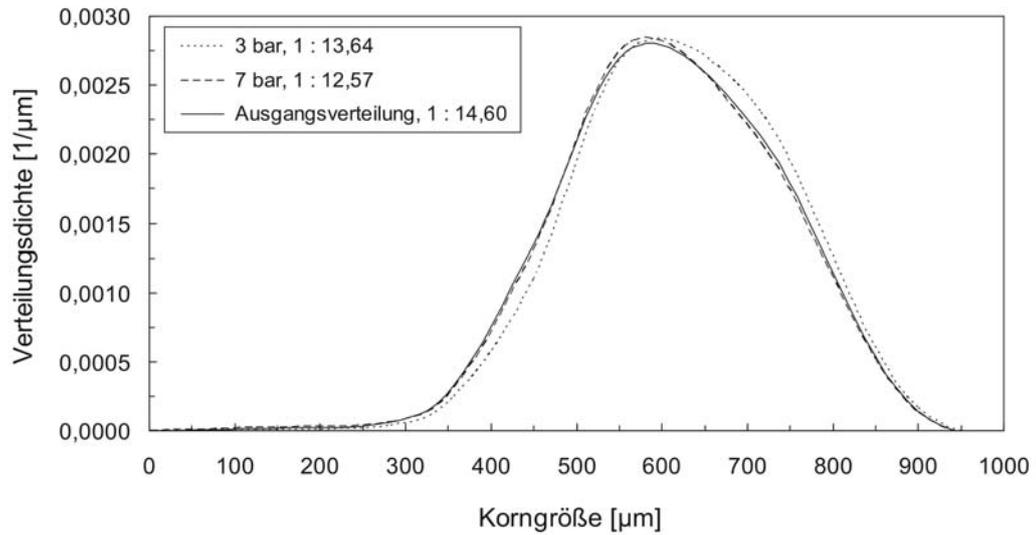


**Bild 38** Mittelkohle-Sand-Gemisch (10-fache Vergrößerung)

Bild 39 und Bild 40 vergleicht den Kohle- bzw. Sandanteil bei 3 bar und 7 bar und einem Mischungsverhältnis von etwa 1 zu 13 (Gewichtsanteile) mit dem Ausgangsinventar, welches ebenfalls wie die Entnahmeprobe dem Glühvorgang unterzogen wurde.



**Bild 39** Verteilungsdichte des Kohlegehaltes (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 400 bis 1600  $\mu\text{m}$ )



**Bild 40** Verteilungsdichte des Sandgehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 400 bis 1600 µm)

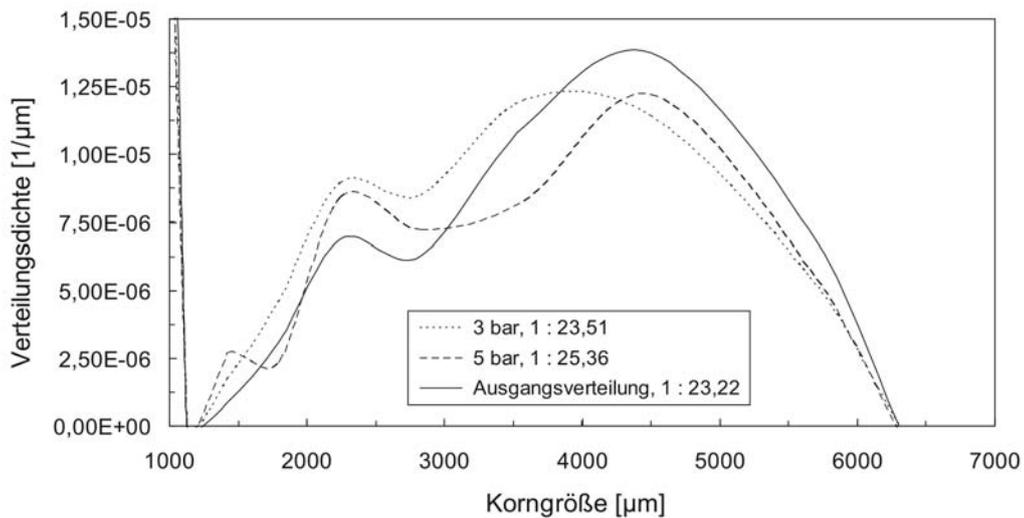
#### 6.4.3.4 Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle (1600 bis 6300 µm)

Bild 41 zeigt die Korngrößenverhältnisse des Grobkohle-Sand-Gemisches bei 10-facher Vergrößerung.

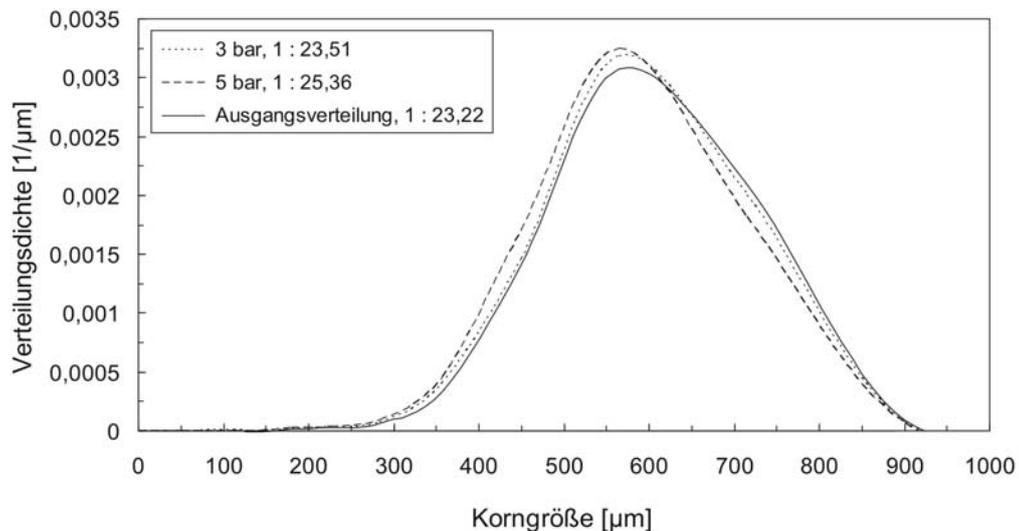


**Bild 41** Grobkohle-Sand-Gemisch (10-fache Vergrößerung)

Bild 42 und Bild 43 vergleicht den Grobkohle- bzw. Sandanteil bei 3 bar und 5 bar mit dem Ausgangsinventar.



**Bild 42** Verteilungsdichte des Kohlegehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 1600 bis 6300 µm)



**Bild 43** Verteilungsdichte des Sandgehalts (Quarzsand ME 0,4 – 0,8 mm mit Braunkohle 1600 bis 6300 µm)

#### 6.4.4 Betrachtung der Ergebnisse

Sämtliche Analysen zeigten, dass keine nennenswerten Entmischungsneigungen von Partikelfractionen festzustellen sind, da sämtliche Verteilungsdichtemaxima in den gleichen Korngrößenbereichen zu liegen kommen. Eine mögliche Ursache hierfür kann sowohl die Nähe der Entnahmestelle (Kegelsitzventil) zum Versuchsbehälter, wie auch die kurze Entnahmedauer sein. Die Abweichungen der Verteilungsdichtekurven sind größten-

teils auf die Siebanalyse sowie auf die Schwankungen der Mischungsverhältnisse von Kohle und Sand zurückzuführen.

Die Unterschiede in den Massenverhältnissen der entnommenen Feststoffproben werden durch die Schwierigkeit der Herstellung von homogenen Partikelgemischen und durch den Befüllvorgang hervorgerufen.

## 7 Betrieb der PCFB-Anlage

Der Betrieb der Versuchsanlage im Technikumsmaßstab setzte die Entwicklung eines speziellen Anfahrvorganges voraus, da aufgrund der geometrischen und verfahrenstechnischen Gegebenheiten ein konventionelles Hochfahren der Anlage nicht möglich ist.

### 7.1 Versuchsgüter

Als Bettmaterial wurde Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm, bezogen von QUARZWERKE Österreich GmbH, und als Festbrennstoff Braunkohle (1 – 5 mm) aus Köflach/Steiermark gewählt.

#### 7.1.1 Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm

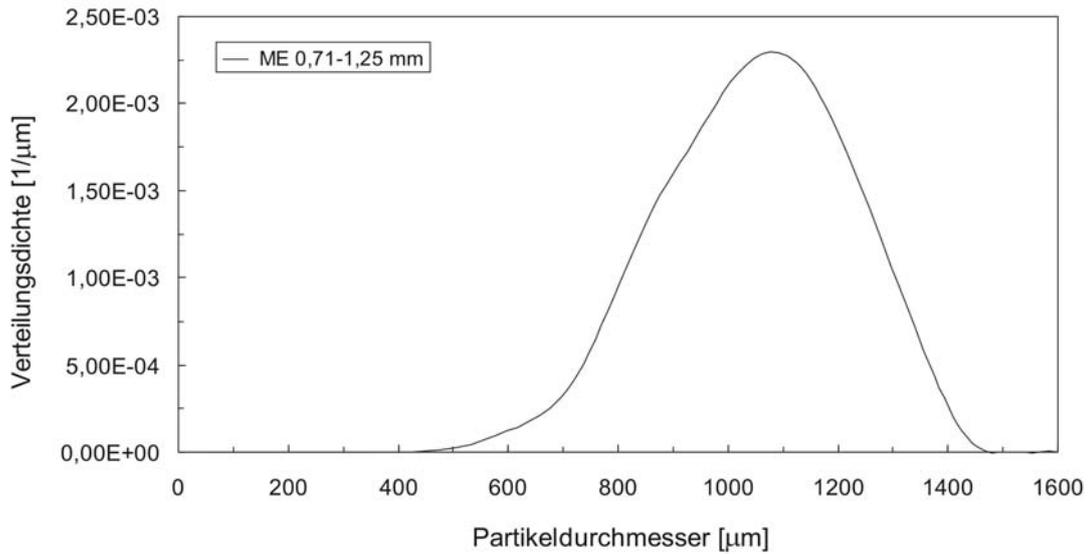
Dieser Quarzsand (Bild 44) ist entsprechend der EN 12904 attriert, gewaschen, hydroklassiert, gesiebt und frei von Kalk sowie organischen Verunreinigungen. In Tabelle 9 sind die wesentlichen chemischen und physikalischen Eigenschaften aufgelistet. Bild 45 zeigt die ursprüngliche Verteilungsdichte des eingesetzten Quarzsandes.



**Bild 44** Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm

**Tabelle 9** Chemische und physikalische Daten des Quarzsandes ME 0,71 – 1,25 mm

Parameter	Wert	Einheit
SiO <sub>2</sub>	> 96,0	Gew.-%
Schüttdichte	1,5	t/m <sup>3</sup>
Partikeldichte	2,65	t/m <sup>3</sup>
Härte	7	Mohs
Restfeuchte	< 0,2	%



**Bild 45** Verteilungsdichte des Quarzsandes ME 0,71 – 1,25 mm

Die Lockerungs- und Schwebegeschwindigkeiten für einen mittleren Partikeldurchmesser  $d_p$  von 970 µm und einen Formfaktor  $\Phi$  von 0,77 sind in Bild 46 beziehungsweise Bild 47 bei verschiedenen Drücken in Abhängigkeit der Temperatur dargestellt.

Die quadratische Gleichung für die Bestimmung der Lockerungsgeschwindigkeit  $u_L$  ergibt sich nach *Kunii* und *Levenspiel* [71] zu:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_L^3 \phi} Re_{p,L}^2 + \frac{150(1-\varepsilon_L)}{\varepsilon_L^3 \phi^2} Re_{p,L} = Ar \quad (25)$$

Wobei die Reynolds-Zahl  $Re_{p,L}$  und die Archimedes-Zahl  $Ar$  wie folgt zu verwenden sind:

$$Re_{p,L} = \frac{d_p u_L \rho_f}{\eta} \quad (26)$$

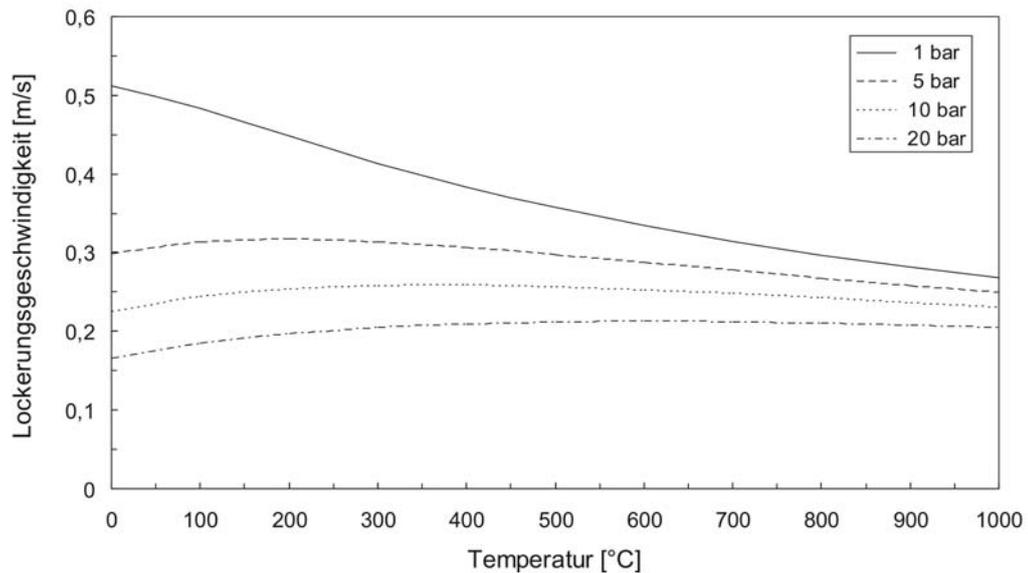
$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\eta^2} \quad (27)$$

Die Schwebegeschwindigkeit (Sinkgeschwindigkeit)  $u_S$  eines Partikels mit dem Durchmesser  $d_p$  ist definiert zu [71]:

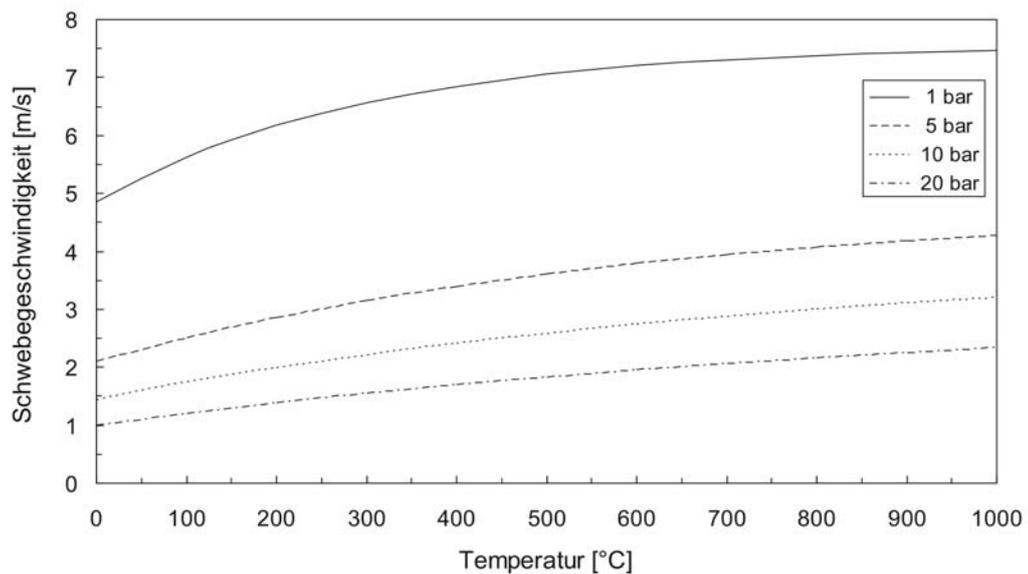
$$u_S = \left[ \frac{4 d_p (\rho_p - \rho_f) g}{3 \rho_g C_w} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (28)$$

Der üblicherweise experimentell ermittelte Widerstandsbeiwert  $C_W$  wird dabei durch die allgemein gültige Beziehung von *Haider* und *Levenspiel* [71] beschrieben:

$$C_W = \frac{24}{Re_p} \left[ 1 + (8,1716 e^{-4,0655\phi}) Re_p^{0,0964+0,5565\phi} \right] + \frac{73,69 (e^{-5,0748\phi}) Re_p}{Re_p + 5,378 e^{6,2122\phi}} \quad (29)$$



**Bild 46** Lockerungsgeschwindigkeiten bei verschiedenen Drücken in Abhängigkeit der Temperatur



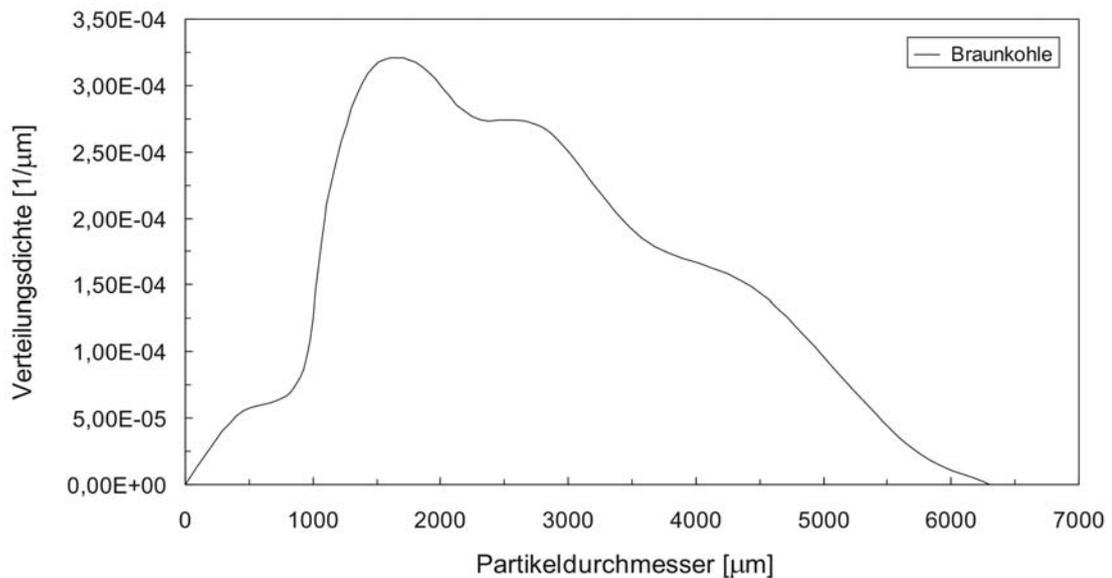
**Bild 47** Schwebegeschwindigkeiten bei verschiedenen Drücken in Abhängigkeit der Temperatur

### 7.1.2 Braunkohle

Die aus Köflach/Steiermark stammende Braunkohle (Bild 48) wird vor der Zufuhr mittels Förderschnecke getrocknet und weist danach einen Aschegehalt von 26,22 % auf. Die Verteilungsdichte der verfeuerten Kohlepartikel, welche größtenteils zwischen 1 und 5 mm liegen, ist in Bild 49 dargestellt.



**Bild 48** Braunkohle (Köflach/Österreich)



**Bild 49** Verteilungsdichte der Braunkohle

In Tabelle 10 ist die chemische Zusammensetzung der Braunkohle im rohen und im wasserfreien Zustand angeführt. Bild 50 zeigt die rotbraune Asche mit dem in der Kohle eingeschlossenen Gestein.

**Tabelle 10** Zusammensetzung der Braunkohle (Angaben in Gew.-%)

Bestandteil	roh	wasserfrei
C	27,4	44,1
H	2,33	3,75
O	10,2	16,4
N	0,35	0,52
S	1,02	1,63
Asche	20,9	33,6
Wasser	37,8	-

**Bild 50** Braunkohlenasche

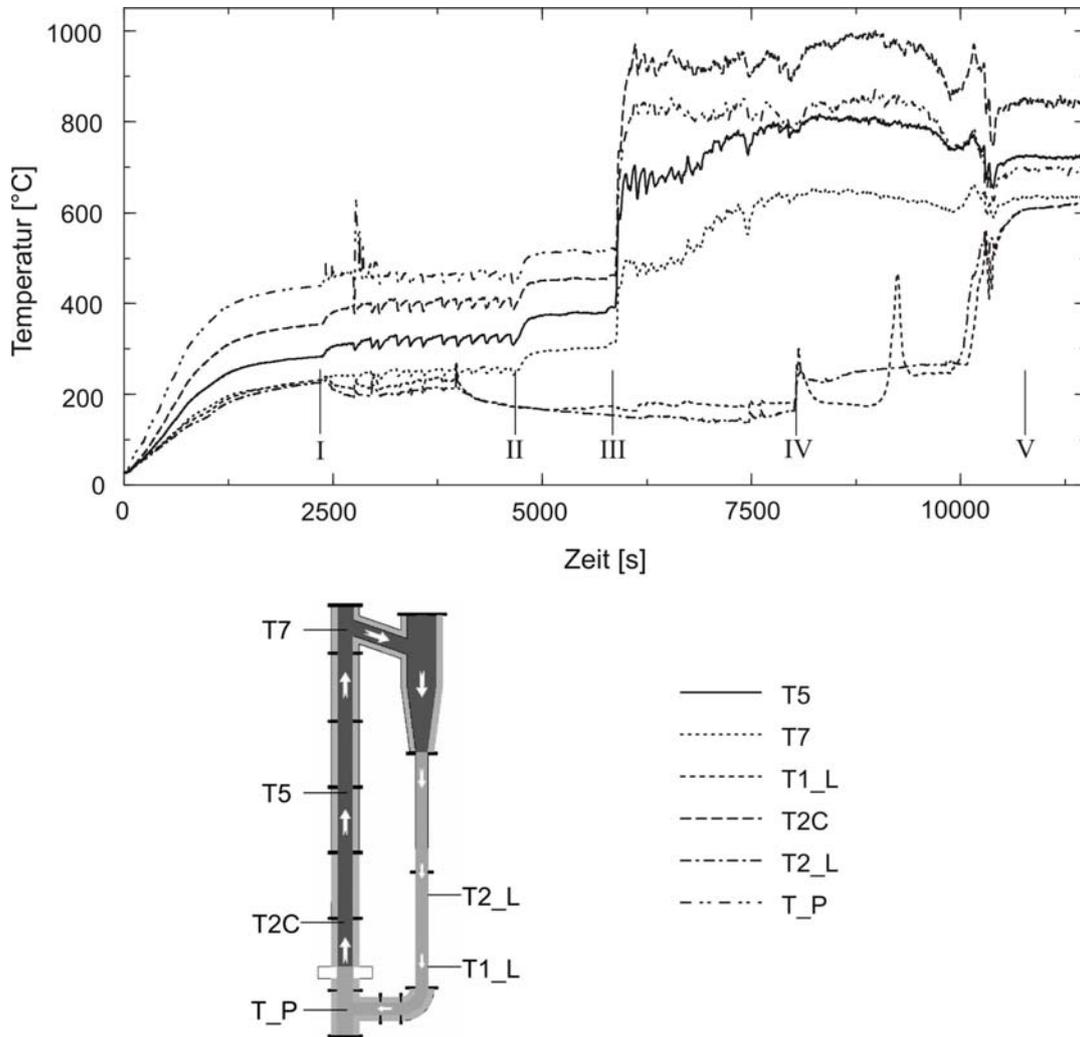
## 7.2 Inbetriebnahme der Versuchsanlage

Beim Versuch die Wirbelschichtanlage auf konventionelle Weise hochzufahren wurden 7 kg Quarzsand in den kalten Reaktor eingebracht. Bei einem Betriebsdruck von 5 bar und einer Leerrohrgeschwindigkeit von 1,2 m/s wurde mit Hilfe der Lufterhitzer eine Betttemperatur von 380 °C erreicht. Aufgrund des verbesserten Wärmeüberganges in der Wirbelschicht führte auch eine anschließende Verringerung des dem Reaktor zugeführten Luftmassenstromes und eine Kohlezufuhr von 4 kg/h zu keiner merklichen Temperatursteigerung. Da bei diesem Temperaturniveau im Bereich des Gasbrenners die Selbstentzündung von Erdgas nicht gewährleistet ist, kann ein Anfahrzyklus mit der genannten Inventarmenge zur Inbetriebnahme der zirkulierenden Druckwirbelschichtanlage nicht herangezogen werden [72].

Folglich erfordert der Einsatz von elektrischen Lufterhitzern und eines internen Gasbrenners ein Anfahren der Anlage ohne Inventarmaterial [73].

Bild 51 zeigt die Verläufe der Temperaturen, welche an bestimmten Positionen des Steigrohrs (T\_P, T2C, T5, T7) und des Rückführzweigs (T1\_L, T2\_L) während des Hochfah-

rens gemessen wurden. Die Messstellen sind im Schema des Reaktors bezeichnet. Zur besseren Orientierung wurden die signifikanten Punkte im Diagramm markiert.



**Bild 51** Temperaturverläufe beim Hochfahren der Anlage

Nach dem Erreichen des Betriebsdruckes von 5 bar werden die Primärlufterhitzer zugeschaltet, wodurch sich eine Temperatur von 440 °C über dem Düsenboden einstellt (T\_P). Zu diesem Zeitpunkt (I) wird Quarzsand in Portionen von 0,2 kg bei einer Leerrohrgeschwindigkeit von 1,65 m/s in die Brennkammer eingebracht und die Braunkohlezufuhr von 1,3 kg/h gestartet.

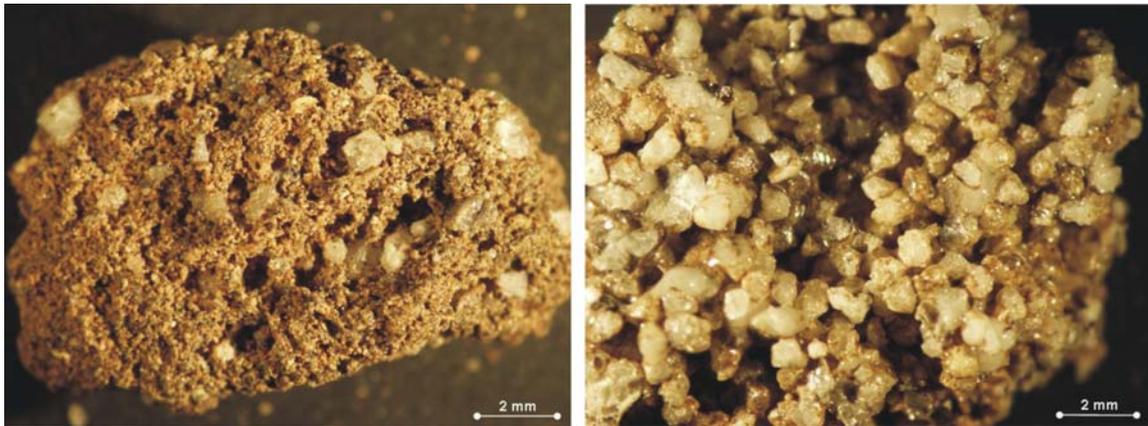
Bei einer Inventarmenge von 2,5 kg (II) wird der Kohlemassenstrom auf 2,4 kg/h erhöht, um die Selbstentzündungstemperatur des Erdgases zu überschreiten. Das Erdgas wird bei einer Temperatur von 530 °C beim Gasbrennring eingeleitet (III).

Versuchsreihen haben gezeigt, dass die Verwendung einer Brennebene mit zwei versetzten Gasbrennerdüsen (Bohrungsdurchmesser 2 mm) die beste Konfiguration bei die-

sen Betriebsverhältnissen darstellt, um ein genügend tiefes Eindringen des Erdgasstrahls in die Wirbelschicht zu gewährleisten.

Nach der Entzündung des Erdgases wird der Kohlemassenstrom auf 1,3 kg/h zurückgenommen und die restliche Sandmenge zum Erreichen einer Inventarmasse von 9 kg in Schritten von 0,5 kg eingebracht. Zum Zeitpunkt IV liegt eine stationäre Wirbelschicht vor. Die Leerrohrgeschwindigkeit im Steigrohr ist aufgrund der höheren Temperaturen auf 3 m/s angestiegen.

Um die Wirbelschicht in den zirkulierenden Betriebszustand überzuführen, wird die Fluidisierungsgeschwindigkeit schrittweise gesteigert. Die Erdgasmenge ist nun so zu regeln, dass das entstehende Erdgas-Luft-Gemisch im zündfähigen Bereich (4,5 – 16,5 Vol.-%) bleibt. Jedoch sollte die Temperatur im Bereich des Gasbrenners nicht den Erweichungspunkt der Kohlenasche überschreiten, um Anbackungen und Ablagerungen im Feuerraum, am Düsenboden oder an den Wärmeübertragerflächen zu vermeiden. Bei zu hohen Temperaturen kann es zum Verkleben („Versintern“) bis hin zum völligen Aufschmelzen der Aschepartikel kommen (Bild 52).

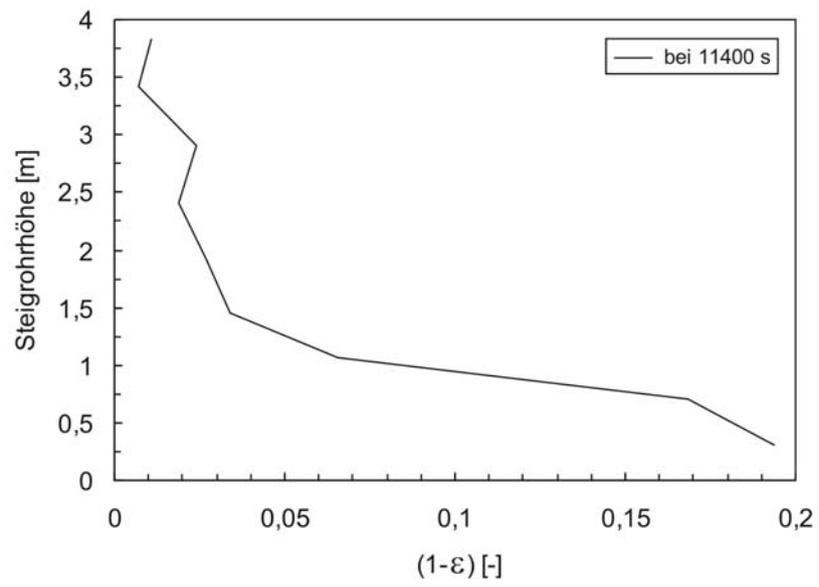


**Bild 52** Gesinterte Konglomerate

Die Fluidisierung des L-Valves, welche an drei Positionen (Bild 10) vorgenommen werden kann, wird nun schrittweise gesteigert, um den Quarzsand aus dem Rückführzweig in das Steigrohr zu transportieren. Die Rückführung des Sandes mit einer Temperatur von etwa 160 °C muss dosiert erfolgen, da in dieser Übergangsphase bei einer zu großen eingebrachten Sandmenge die Zündtemperatur des Erdgases unterschritten wird und die Gasverbrennung nicht mehr gewährleistet ist.

Zum Zeitpunkt V im Diagramm ist der zirkulierende Betriebszustand erreicht. Die Leerrohrgeschwindigkeit liegt bei etwa 4 m/s und die Rückführzweigfluidisierung ist so eingestellt, dass sich ein konstanter Füllstand im Rückführzweig hält. Bild 53 zeigt die volumetrische Feststoffkonzentration im Steigrohr bei einer Betriebszeit von 11400 s.

Um ein höheres Temperaturniveau im oberen Bereich des Steigrohrs zu erreichen, ist eine weitere Steigerung des Feststoffinventars erforderlich. Eine alleinige Erhöhung des Erdgasmassenstromes hat nur einen lokalen Temperaturanstieg in der Umgebung des Gasbrenners zur Folge.



**Bild 53** Feststoffkonzentration im Steigrohr bei 11400 s

## 8 Probenahme im Heißbetrieb

Das Probenahmesystem, welches die Untersuchung von Feststoffverteilungen und Korngrößenreduktionsmechanismen ermöglichen soll und bereits im Kaltbetrieb seine Funktionalität bewiesen hat, wird während des Betriebs der druckaufgeladenen, zirkulierenden Wirbelschichtanlage eingesetzt und erprobt [74, 75].

### 8.1 Vorgangsweise

Nach dem Erreichen des zirkulierenden Zustandes (bei 12900 s) stellt sich bei einem Betriebsdruck von 5 bar und einer Bettmaterialmenge von 9 kg Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm eine Temperatur am Steigrohrende (T7) von 510 °C ein. Die Leerrohrgeschwindigkeit liegt bei etwa 3,8 m/s und die Feststoffrückführung ist so geregelt, dass sich ein konstanter Füllstand im Standrohr eingestellt.

Mittels zweier baugleicher Probenahmesysteme besteht die Möglichkeit aus dem Steigrohr und dem Rückführzweig (Bild 10) Feststoffproben beim Betrieb der Versuchsanlage zu entnehmen.

In Tabelle 11 sind die Zeiten der Probenahme sowie die Versuchsdauer, nach welcher das Gesamtinventar analysiert wird, und die bis dahin zugeführte Kohlenmenge angeführt.

**Tabelle 11** Zeiten der Probenahme und zugeführte Kohlenmenge

Probenahme	Zeit [s]	Zugeführte Kohlenmenge [kg]
1	13500	4,325
2	15000	4,865
Gesamtinventar	15200	4,951

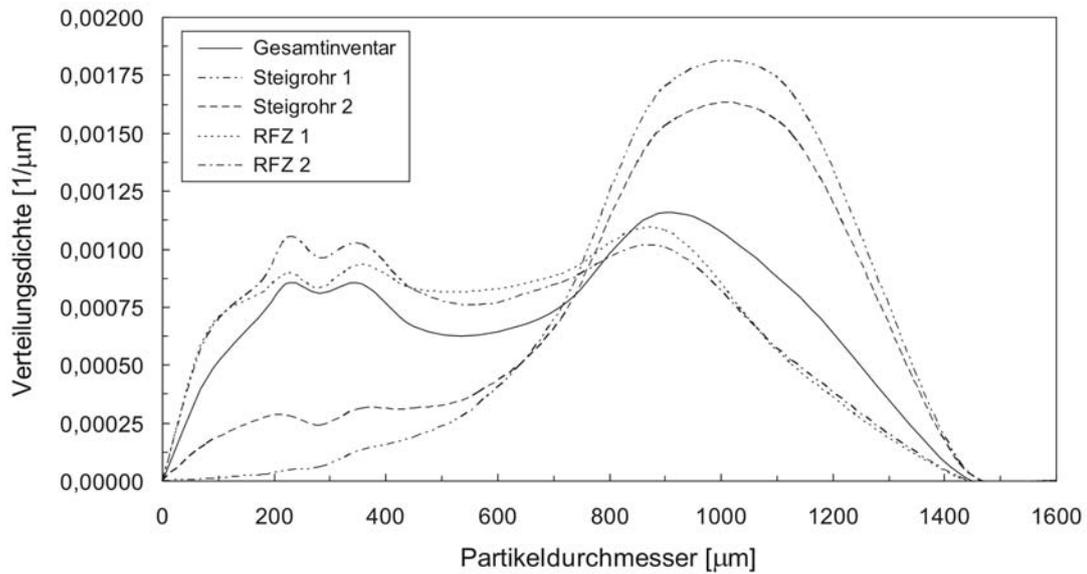
Für den Erhalt einer Feststoffmasse von etwa 0,18 bis 0,2 kg ergibt sich bei einer Druckdifferenz von 4 bar zwischen Reaktor und Auffangbehälter eine Entnahmedauer (Öffnungszeit des Kegelventils) von 4 s beim Steigrohr und aufgrund der höheren Feststoffkonzentration etwa 3,5 s beim Rückführzweig.

### 8.2 Analysen

Um Entmischungen während des Entnahmeprozesses zu erkennen, wurden die Korngrößenverteilungen der Feststoffproben und des nach dem Versuch entnommenen Gesamtinventars gegenübergestellt.

Bild 54 zeigt die Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus Steigrohr und Rückführzweig (RFZ).

Aus dem Vergleich der Verteilungsdichtekurven ist ersichtlich, dass keine maßgebliche Entmischung einzelner Anteile stattgefunden hat, da sämtliche Verteilungsdichtemaxima in den gleichen Korngrößenbereichen zu liegen kommen. Weiters ist eine Verschiebung der Korngrößen hin zu feineren Fraktionen ( $< 700 \mu\text{m}$ ) bei fortschreitender Versuchsdauer bemerkbar.



**Bild 54** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der entnommenen Proben aus Steigrohr und Rückführzweig

Bild 55 und Bild 56 zeigen die Feststoffproben aus dem Steigrohr und dem Rückführzweig entnommen nach 15000 s (Steigrohr/RFZ 2). Es sind sowohl in der Braunkohle eingeschlossenen Steine als auch Kokspartikel zu erkennen.

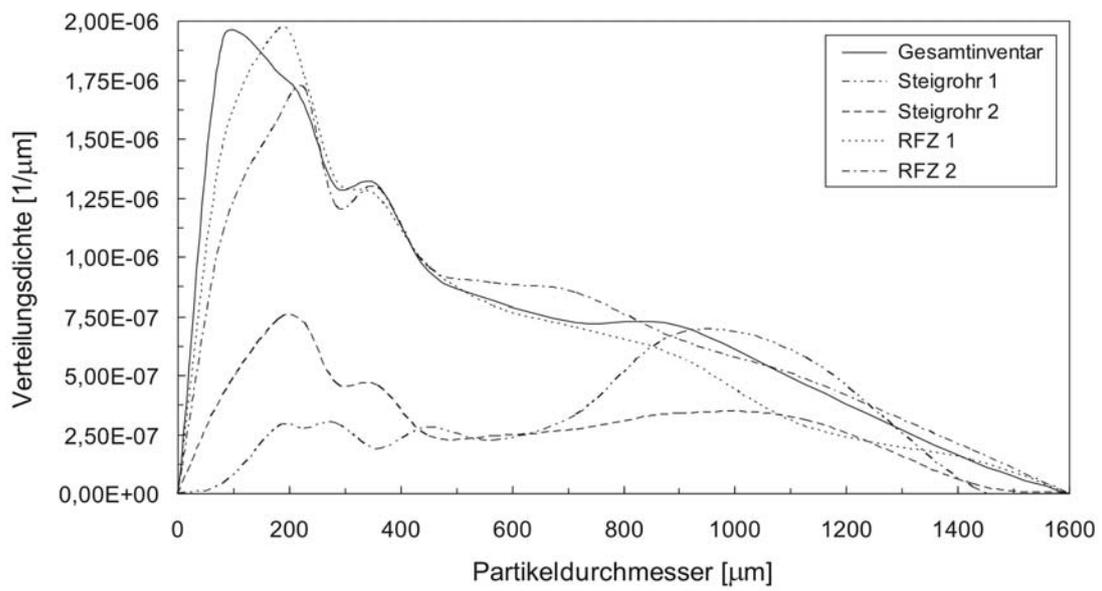


**Bild 55** Steigrohr 2 (15000 s)

Weiters wurden die Kohlenstoffanteile der einzelnen Fraktionen durch Veraschen bestimmt und in Verteilungsdichtediagrammen dargestellt (Bild 57). Auch ein Vergleich der Größenverteilung der Kokspartikel lässt auf keine Separation einzelner Kornklassen während des Entnahmeprozesses schließen.



**Bild 56** Rückführzweig 2 (15000 s)



**Bild 57** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der entnommenen Proben aus Steigrohr und Rückführzweig

## 9 Untersuchungen bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen

Die Änderung der Korngrößenverteilung des Feststoffinventars mit fortlaufender Betriebsdauer wird bei der Verfeuerung von Braun- und Steinkohle in der zirkulierenden Druckwirbelschicht des ITE verfolgt und analysiert.

### 9.1 Versuche mit Braunkohle

Für die Untersuchungen wurde die in Kapitel 7.1.2 angeführte Braunkohle aus Köflach als Festbrennstoff herangezogen.

#### 9.1.1 Betriebsdruck 5 bar

Bei einem Druck von 5 bar und einer Bettmaterialmenge von 9 kg Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm wird der zirkulierende Zustand nach 9100 s erreicht [76]. Die Leerrohrgeschwindigkeit liegt bei etwa 4,0 m/s. Bild 58 zeigt die Temperaturverläufe an verschiedenen Positionen des Reaktors sowie die Zeitpunkte der Probenahmen aus Steigrohr und Rückführzweig.

In Tabelle 12 sind die Zeiten der Probenahme sowie die Versuchsdauer, nach welcher das Gesamtinventar analysiert wird, und die bis dahin zugeführte Kohlenmenge aufgelistet.

**Tabelle 12** Probenahmezeitpunkte und Braunkohlemengen (bei 5 bar Betriebsdruck)

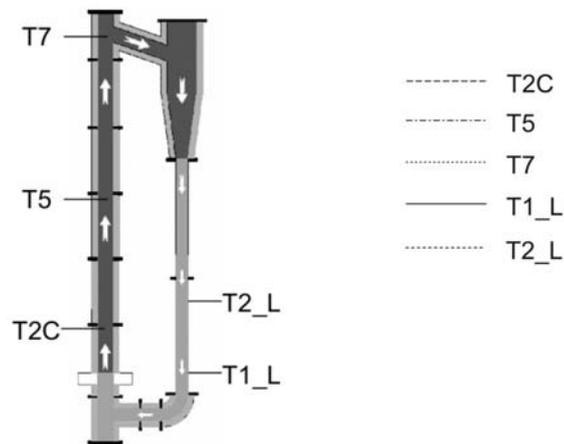
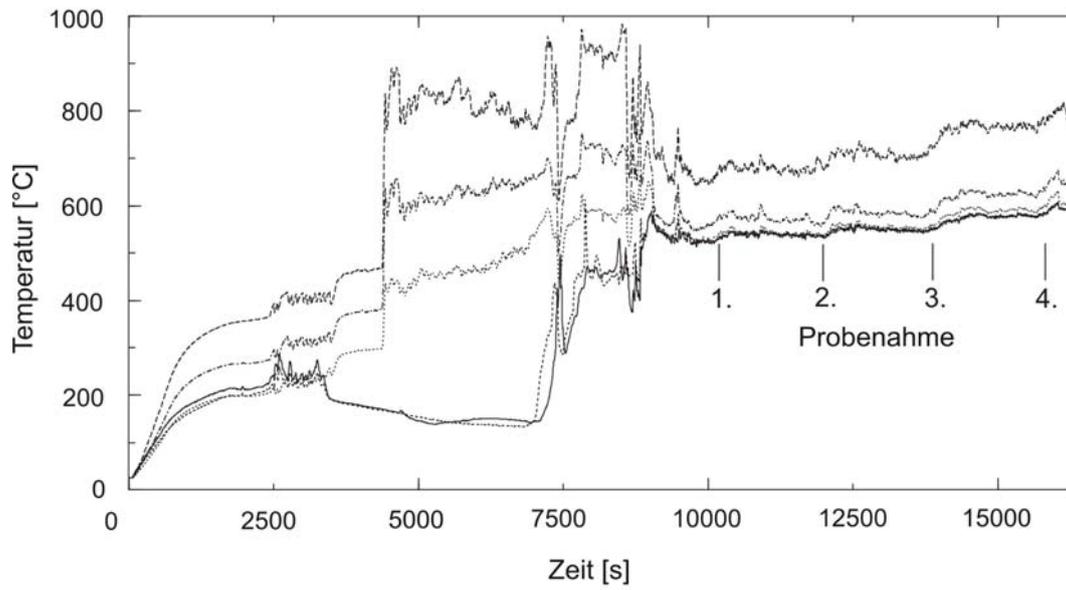
Probenahme	Zeit [s]	Zugeführte Kohlenmenge [kg]
1	10200	3,065
2	12000	3,769
3	14100	4,592
4	15900	5,296
Gesamtinventar	16400	5,478

##### 9.1.1.1 Proben vom Steigrohr

Die Probe, welche aus dem Steigrohr nach 15900 s gezogen wurde (Steigrohr 4), ist in Bild 59 zu sehen.

Die Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der aus dem Steigrohr entnommenen Proben sind in Bild 60 dargestellt. Aus dem Vergleich der Verteilungsdichten ist eine Verlagerung zu feineren Fraktionen ( $< 700 \mu\text{m}$ ) mit fortschreitender Betriebszeit festzustellen, wobei der Anteil an Partikeln mit einer Größe zwischen  $150 \mu\text{m}$  und  $400 \mu\text{m}$  dominierend wird.

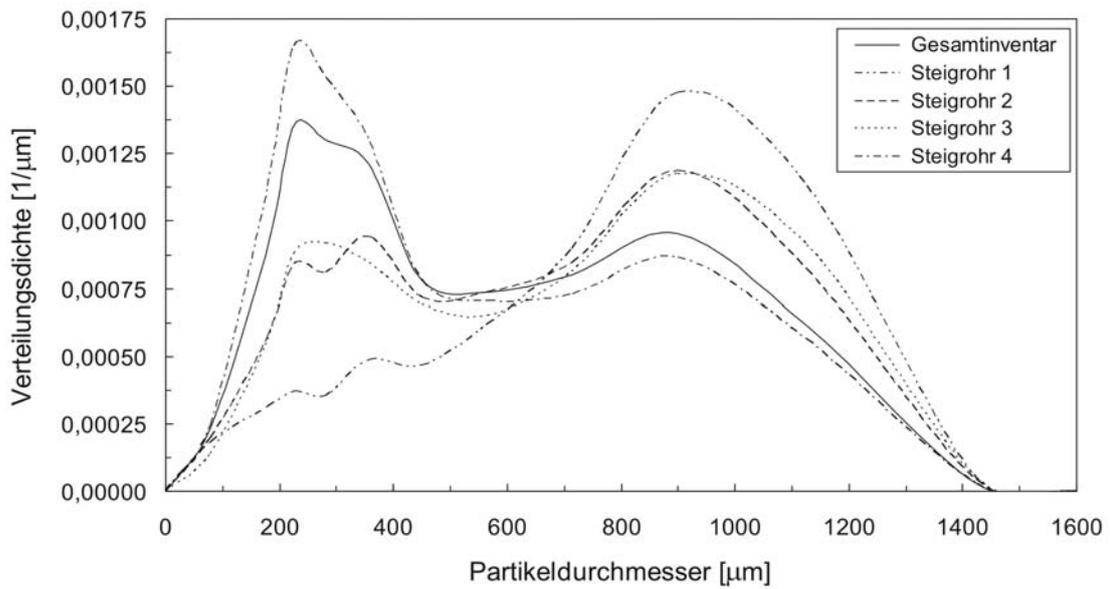
Bild 61 zeigt die Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der aus dem Steigrohr entnommenen Proben. Es lässt sich daraus eine beinahe gleichmäßige Verteilungsdichte von Kokspartikeln zwischen  $150 \mu\text{m}$  und  $1100 \mu\text{m}$  erkennen. Weiters sind keine Partikel mit einem Durchmesser über  $1600 \mu\text{m}$  vorhanden.



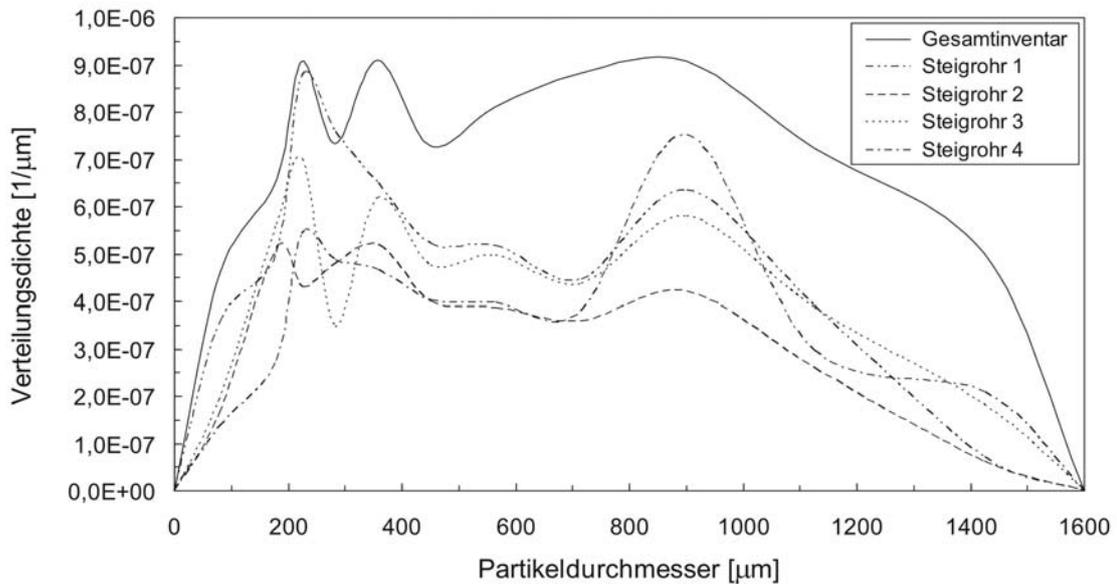
**Bild 58** Temperaturverläufe bei 5 bar Betriebsdruck



**Bild 59** Steigrohr 4 (bei 5 bar nach 15900 s)



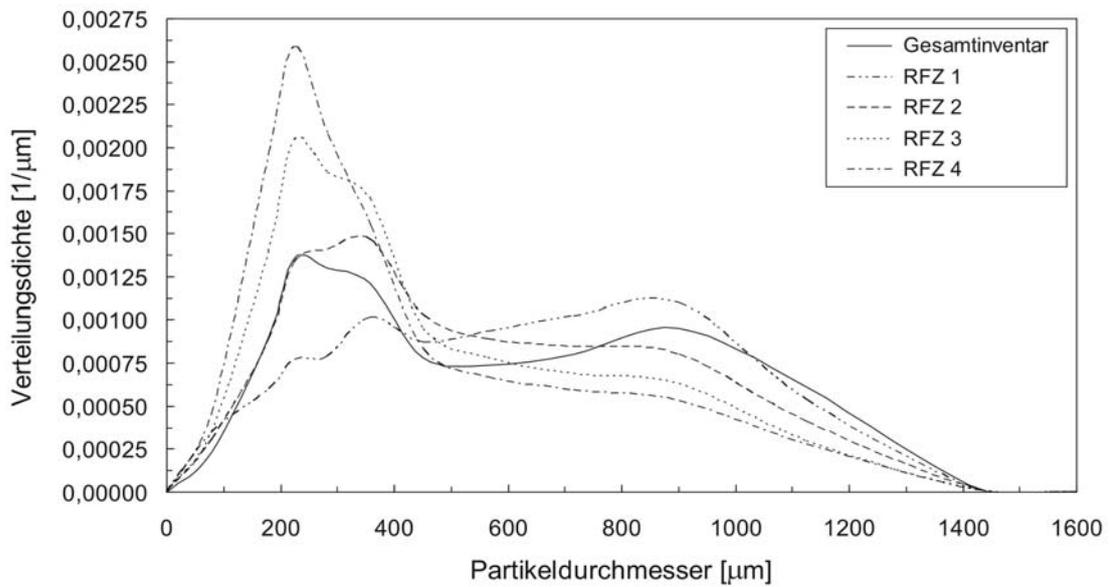
**Bild 60** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (5 bar)



**Bild 61** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (5 bar)

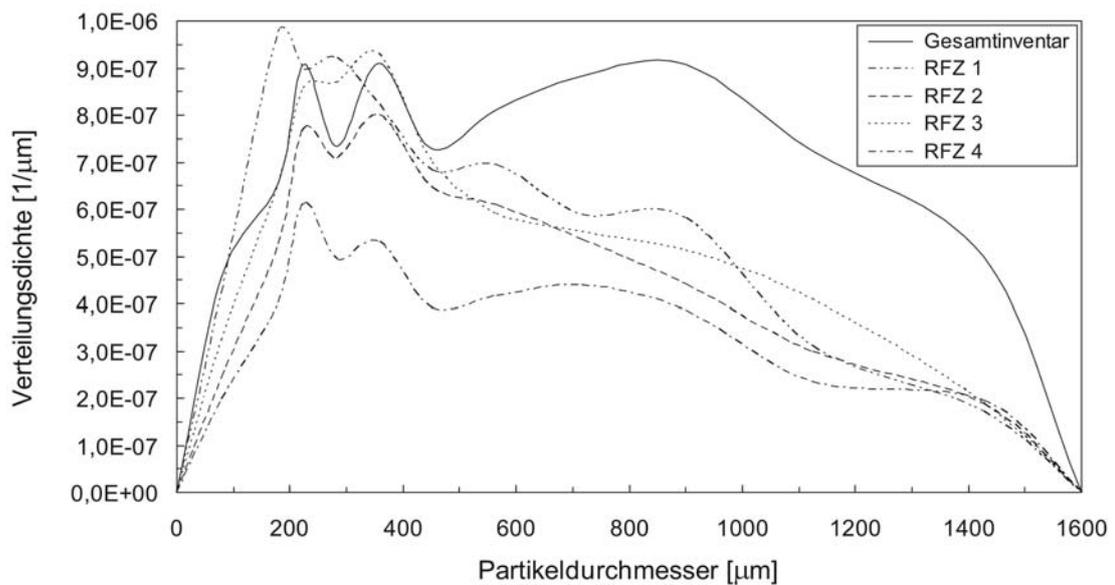
### 9.1.1.2 Proben vom Rückführzweig

Bild 62 zeigt die Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der aus dem Rückführzweig (RFZ) entnommenen Proben. Mit zunehmender Betriebsdauer ist eine Verschiebung der Verteilungsdichtemaxima zu Fraktionen feiner als 400  $\mu\text{m}$  zu sehen.



**Bild 62** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (5 bar)

Die Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der aus dem Rückführzweig entnommenen Proben sind in Bild 63 dargestellt. Der Großteil der Kokspartikel weist einen Durchmesser kleiner als 1000 μm auf, wobei die maximale Partikelgröße bei 1600 μm zu liegen kommt. Bild 64 zeigt die nach einer Betriebszeit von 15900 s entnommene Probe aus dem Rückführzweig.



**Bild 63** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (5 bar)

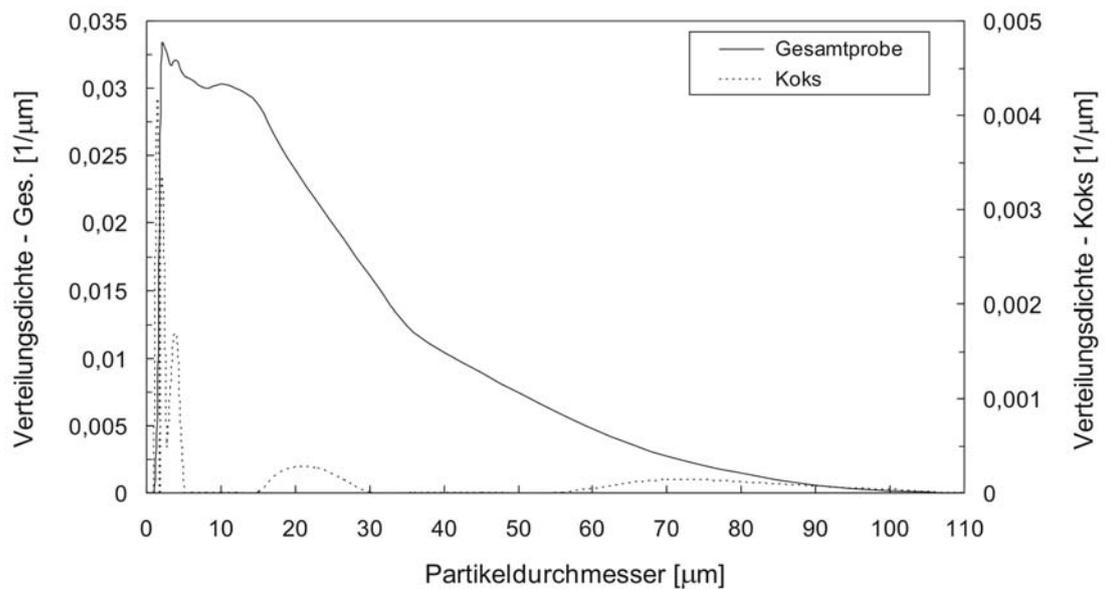


**Bild 64** Rückführzweig 4 (bei 5 bar nach 15900 s)

### 9.1.1.3 Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons

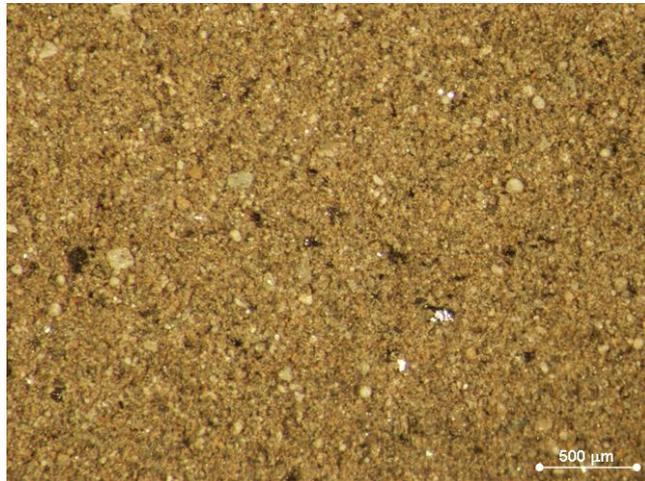
In Bild 65 ist die nach der Methode der Partikelanalyse durch Laserbeugung ermittelte Verteilungsdichte der Gesamtprobe und der Kokspartikel, die aus dem Speicherbehälter unter dem Sekundärzyklon stammen, dargestellt.

Diese Feststoffpartikel weisen einen mittleren Durchmesser von  $17,63 \mu\text{m}$  auf, wobei 10 % eine Korngröße unter  $3,82 \mu\text{m}$  und 90 % kleiner als  $46,87 \mu\text{m}$  besitzen. Der Hauptanteil der abgeschiedenen Kokspartikel liegt dabei unter  $5 \mu\text{m}$ .



**Bild 65** Verteilungsdichte der vom Sekundärzyklon abgeschiedenen Partikel bei 5 bar (Gesamtprobe und Kokspartikel)

Bild 66 und Bild 67 zeigen die durch den Sekundärzyklon abgeschiedenen Feststoffpartikel mit einem Kohlenstoffanteil von 5,57 % vor und nach der Veraschung.



**Bild 66** Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons (5 bar)



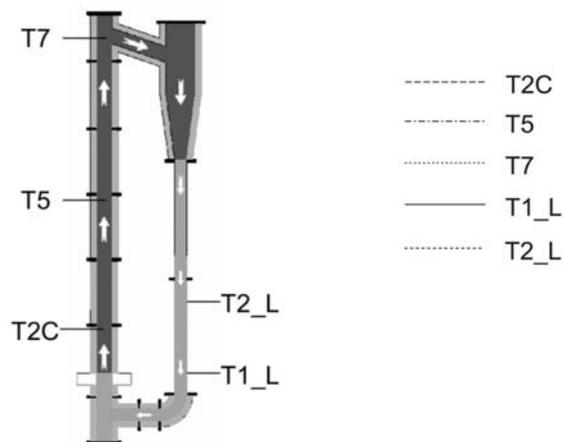
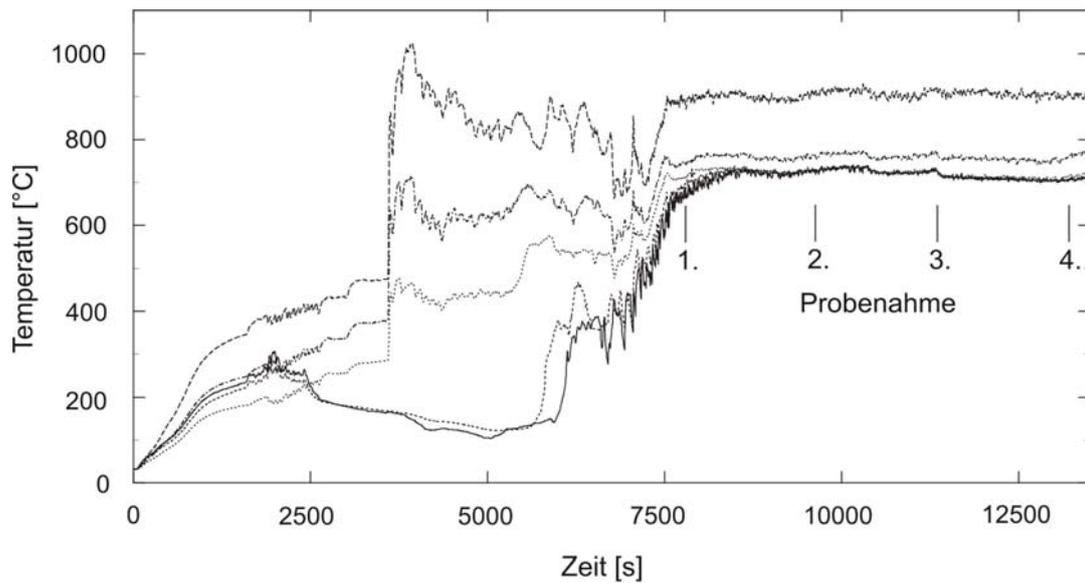
**Bild 67** Abgeschiedene Partikel nach Veraschung (5 bar)

### 9.1.2 Betriebsdruck 7 bar

Beim Betrieb der Anlage mit 7 bar ist der zirkulierende Zustand nach 7500 s erreicht [77]. Die Leerrohrgeschwindigkeit liegt bei etwa 4,2 m/s und die Rückführzweigfluidisierung ist so festgelegt, dass sich ein konstanter Füllstand im Standrohr einstellt.

Als Inertmaterial wird, wie bei den Versuchen bei einem Betriebsdruck von 5 bar, 9 kg Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm verwendet.

Bild 68 zeigt die Temperaturverläufe an verschiedenen Positionen des Reaktors sowie die Zeitpunkte der Probenahmen aus Steigrohr und Rückführzweig.



**Bild 68** Temperaturverläufe bei einem Betriebsdruck von 7 bar

In Tabelle 13 sind die Zeitpunkte der Probenahme sowie die Versuchsdauer, nach welcher das Gesamtinventar analysiert wird, und die bis dahin zugeführte Braunkohlenmenge aufgelistet.

**Tabelle 13** Probenahmezeiten und Braunkohlenmengen (bei 7 bar Betriebsdruck)

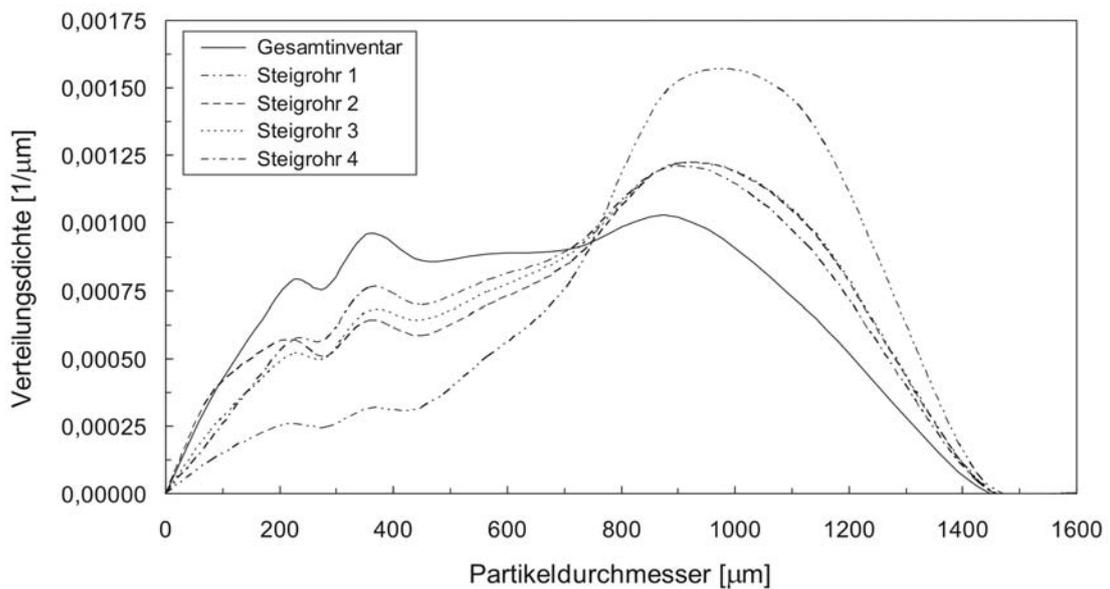
Probenahme	Zeit [s]	Zugeführte Kohlemenge [kg]
1	7800	2,440
2	9600	3,136
3	11400	3,836
4	13200	4,537
Gesamtinventar	13500	4,661

### 9.1.2.1 Proben vom Steigrohr

In Bild 69 ist die nach einer Betriebsdauer von 13200 s entnommene Probe (Steigrohr 4) zu sehen. Aus dem Vergleich der Verteilungsdichten der Proben aus dem Steigrohr und des gesamten Feststoffinventars lässt eine Verschiebung zu Fraktionen kleiner als 700  $\mu\text{m}$  mit fortschreitender Betriebszeit erkennen (Bild 70).



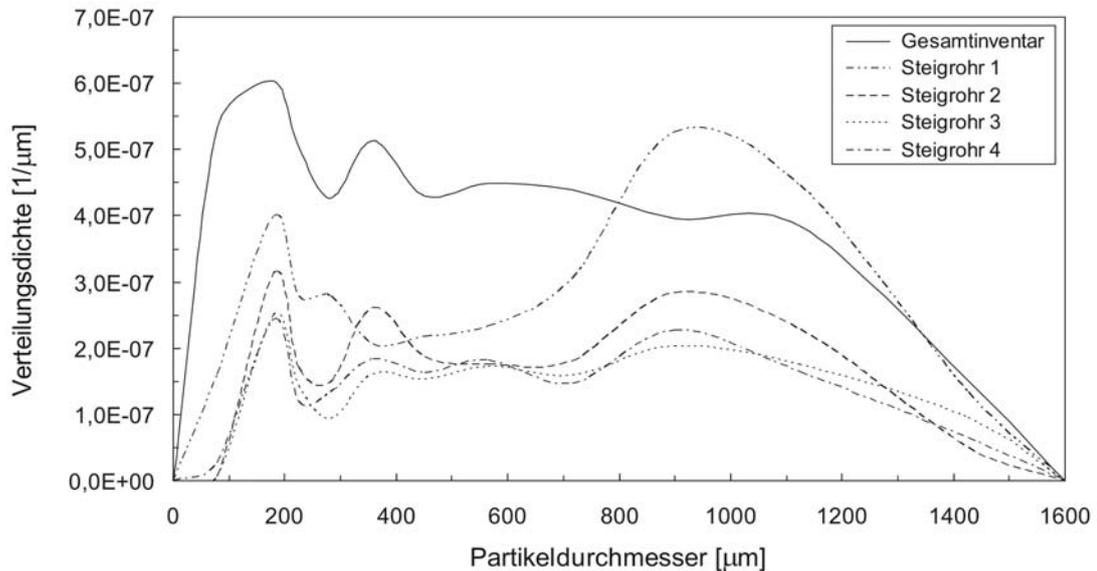
**Bild 69** Steigrohr 4 (bei 7 bar nach 13200 s)



**Bild 70** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (7 bar)

Bild 71 zeigt die Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der aus dem Steigrohr entnommenen Proben. Bei einer maximalen Partikelgröße von 1600  $\mu\text{m}$

findet man eine annähernd konstante Verteilungsdichte von Kokspartikeln zwischen 100  $\mu\text{m}$  und 1200  $\mu\text{m}$  vor.



**Bild 71** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (7 bar)

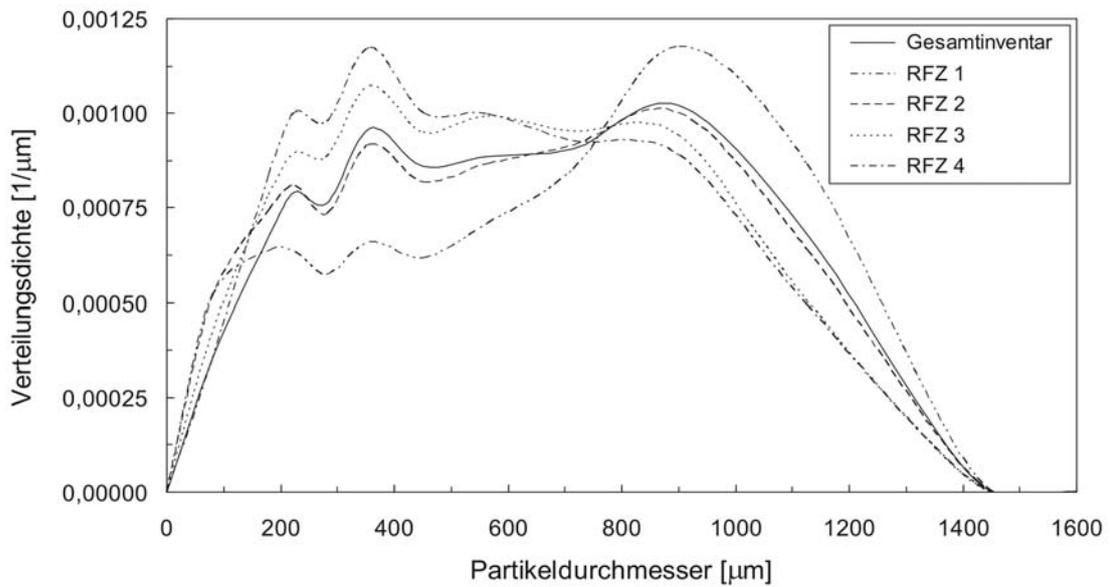
### 9.1.2.2 Proben vom Rückführzweig

Bild 72 zeigt die nach einer Betriebszeit von 13200 s entnommene Probe aus dem Rückführzweig (Rückführzweig 4).

Die Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der aus dem Rückführzweig (RFZ) entnommenen Proben sind in Bild 73 dargestellt. Mit zunehmender Betriebsdauer verschieben sich die Verteilungsdichtemaxima zu feineren Fraktionen ( $< 700 \mu\text{m}$ ) hin.

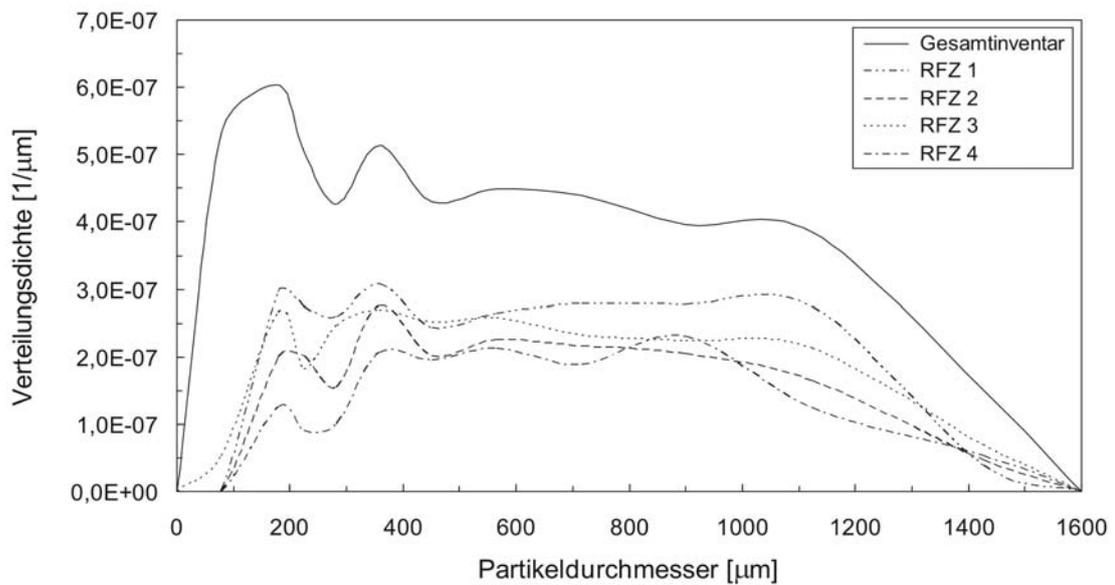


**Bild 72** Rückführzweig 4 (bei 7 bar nach 13200 s)



**Bild 73** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (7 bar)

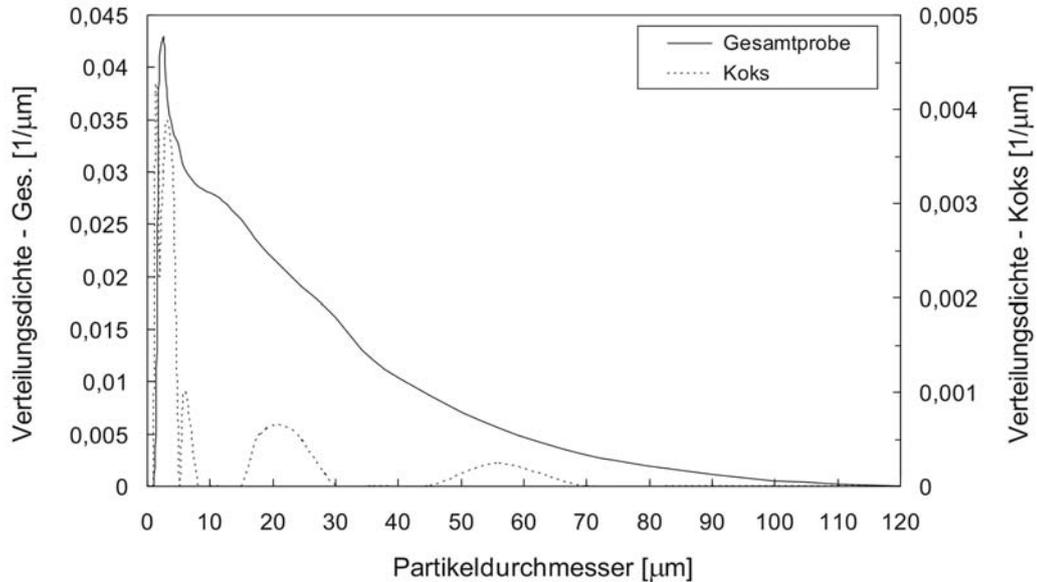
Die Verteilungsdichte der Kokspartikel der aus dem Rückführzweig entnommenen Proben und des Gesamtinventars sind in Bild 74 dargestellt. Bei einer maximalen Partikelgröße von 1600 μm ist eine gleichmäßige Verteilung der Kokspartikel zwischen 200 μm und 1200 μm vorzufinden.



**Bild 74** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (7 bar)

### 9.1.2.3 Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons

Die durch Laserbeugung ermittelte Verteilungsdichte der Gesamtprobe und der Koks-  
partikel aus dem Speicherbehälter unter dem Sekundärzyklon ist in Bild 75 dargestellt.



**Bild 75** Verteilungsdichte der vom Sekundärzyklon abgeschiedenen Partikel bei 7 bar (Gesamtprobe und Koksartikel)

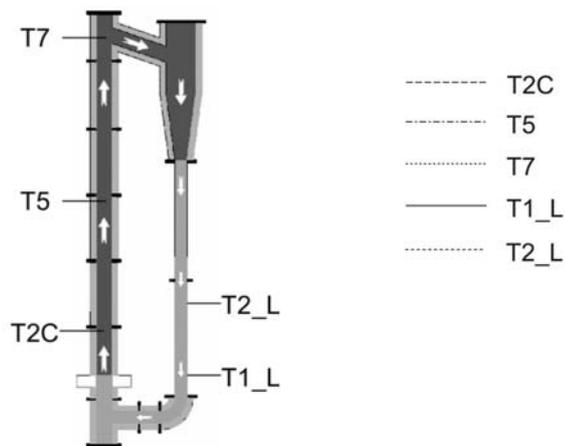
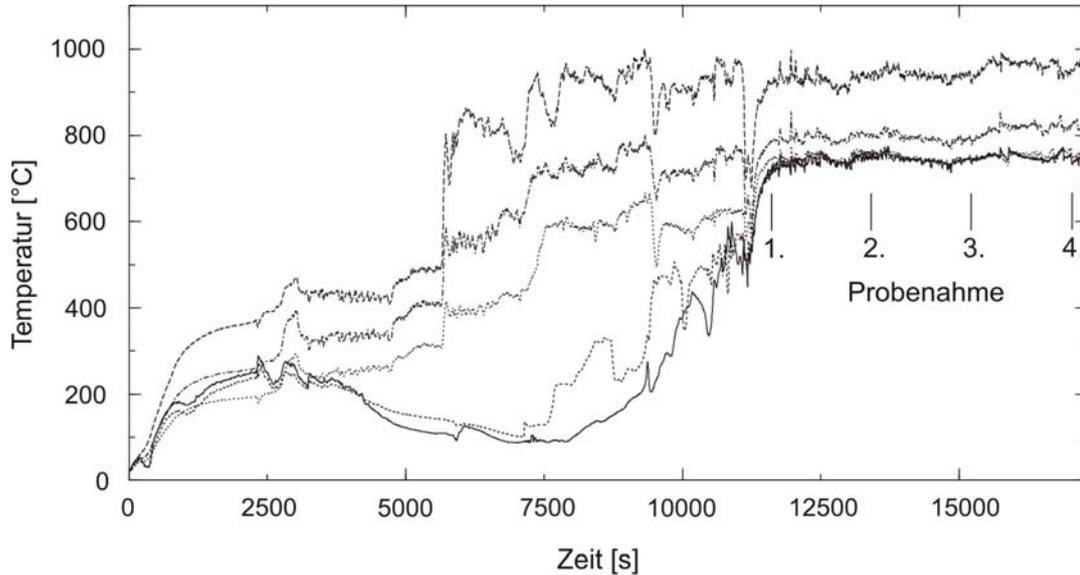
Der mittlere Durchmesser der gesamten Probe mit einem Kohlenstoffanteil von 0,82 % liegt bei 17,81 μm. 10 % der Partikel weisen eine Korngröße unter 3,16 μm und 90 % unter 50,74 μm auf. Der überwiegende Anteil an Koksartikeln ist dabei kleiner als 5 μm. Bild 76 zeigt die durch den Sekundärzyklon abgeschiedenen Feststoffpartikel.



**Bild 76** Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons (7 bar)

### 9.1.3 Betriebsdruck 9 bar

Bei einem Betriebsdruck von 9 bar und einer Bettmaterialmenge von 9 kg Quarzsand ME 0,71 – 1,25 mm wurde der zirkulierende Zustand nach 11400 s erreicht. Die Leerrohrgeschwindigkeit liegt bei etwa 3,85 m/s.



**Bild 77** Temperaturverläufe bei einem Betriebsdruck von 9 bar

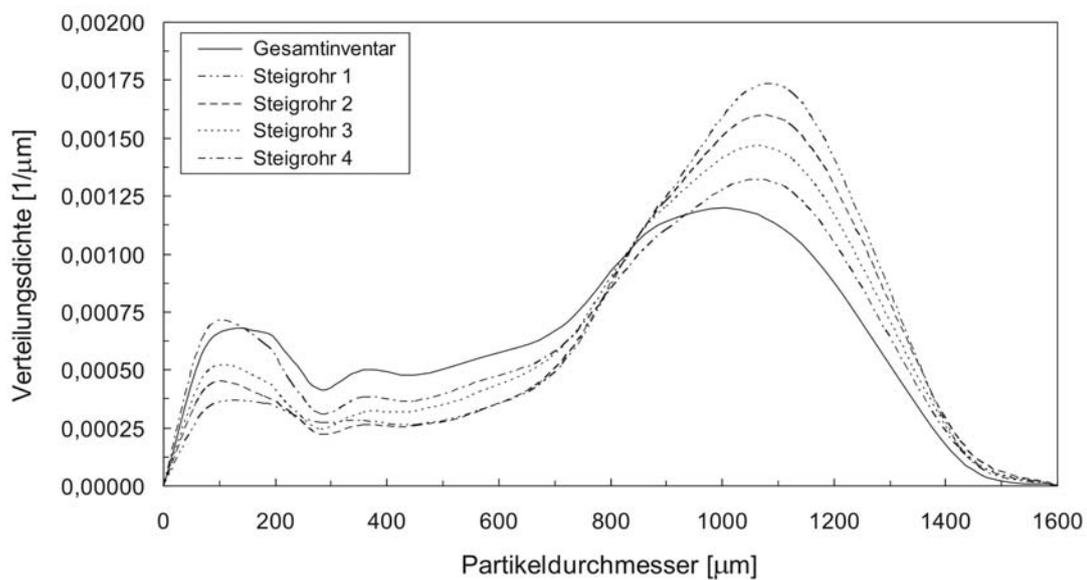
**Tabelle 14** Probenahmezeiten und Braunkohlemengen (bei 9 bar Betriebsdruck)

Probenahme	Zeit [s]	Zugeführte Kohlemenge [kg]
1	11600	7,118
2	13400	8,839
3	15200	10,531
4	17000	12,194
Gesamtinventar	17400	12,529

Bild 77 zeigt die Temperaturverläufe an verschiedenen Positionen des Wirbelschichtreaktors sowie die Zeiten der Probenahmen aus Steigrohr und Rückführzweig. In Tabelle 14 sind die Zeitpunkte der Probenahme sowie die Versuchsdauer, nach welcher das Gesamtinventar analysiert wird, und die bis dahin zugeführte Braunkohlenmenge angeführt.

### 9.1.3.1 Proben vom Steigrohr

Ein Vergleich der Verteilungsdichten der Proben aus dem Steigrohr und des gesamten Feststoffinventars lässt eine Verschiebung zu Fraktionen kleiner als  $700\ \mu\text{m}$  mit fortschreitender Betriebszeit erkennen, wobei der Anteil an Partikeln unter  $250\ \mu\text{m}$  letztendlich dominieren wird (Bild 78).

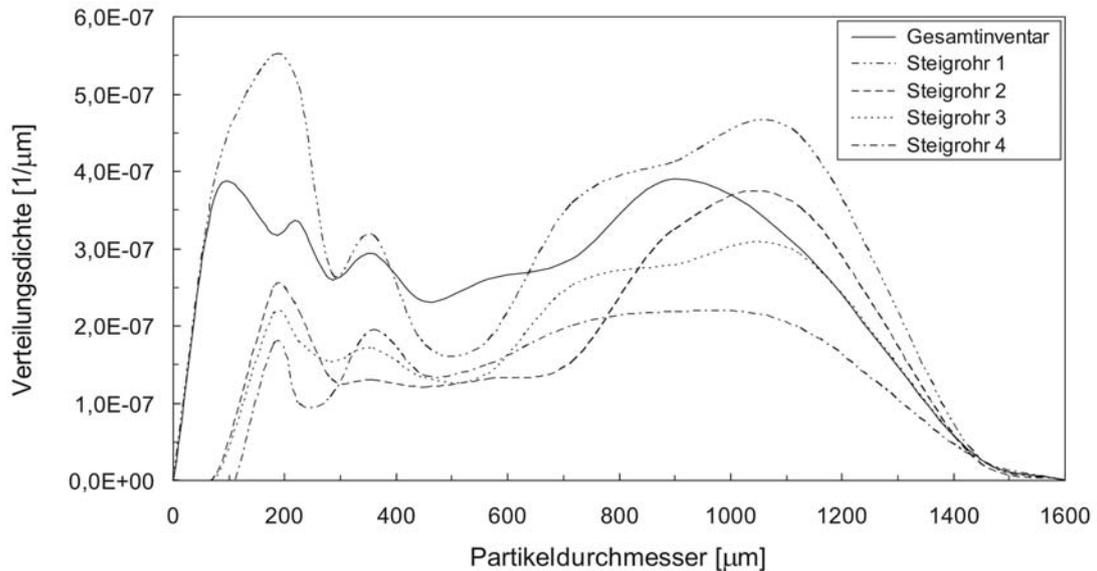


**Bild 78** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (9 bar)



**Bild 79** Steigrohr 4 (bei 9 bar nach 17000 s)

In Bild 79 ist die nach einer Betriebszeit von 17000 s entnommene Probe (Steigrohr 4) aus dem Riser des Reaktors zu sehen. Bild 80 zeigt die Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der aus dem Steigrohr entnommenen Proben. Man erkennt eine annähernd konstante Verteilungsdichte von Kokspartikeln zwischen 100  $\mu\text{m}$  und 1000  $\mu\text{m}$ , wobei die maximale Partikelgröße bei 1600  $\mu\text{m}$  zu liegen kommt.



**Bild 80** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Steigrohr (9 bar)

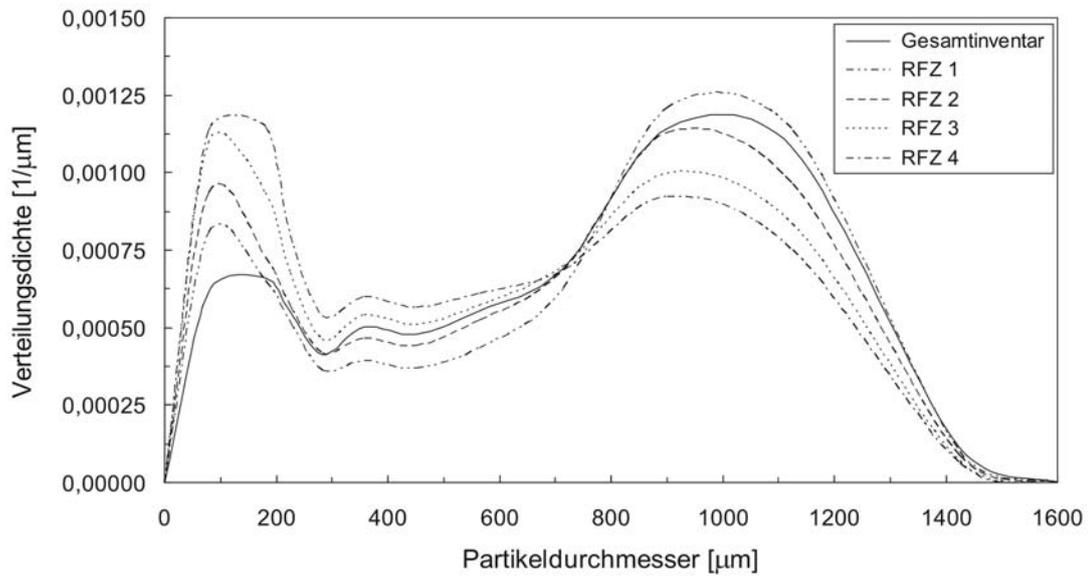
### 9.1.3.2 Proben vom Rückführzweig

Bild 81 zeigt die nach einer Betriebszeit von 17000 s entnommene Probe aus dem Rückführzweig (Rückführzweig 4).

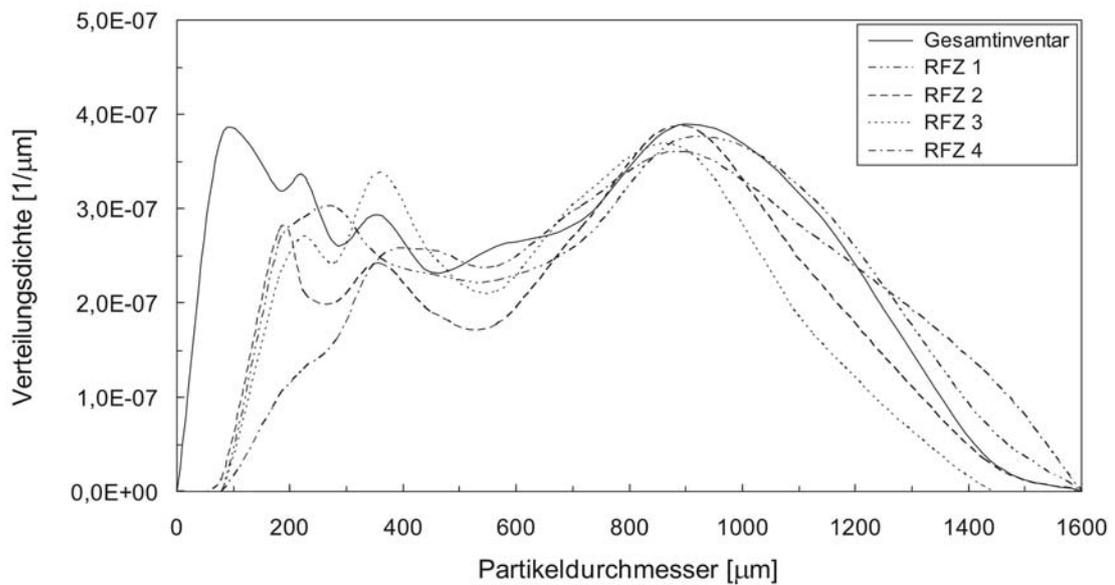


**Bild 81** Rückführzweig 4 (bei 9 bar nach 17000 s)

Die Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der aus dem Rückführzweig (RFZ) entnommenen Proben sind in Bild 82 dargestellt. Mit zunehmender Betriebsdauer verschieben sich die Verteilungsdichtemaxima zu feineren Fraktionen ( $< 700 \mu\text{m}$ ) hin mit einem Hauptanteil bei Partikelgrößen kleiner als  $250 \mu\text{m}$ .



**Bild 82** Verteilungsdichte des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (9 bar)

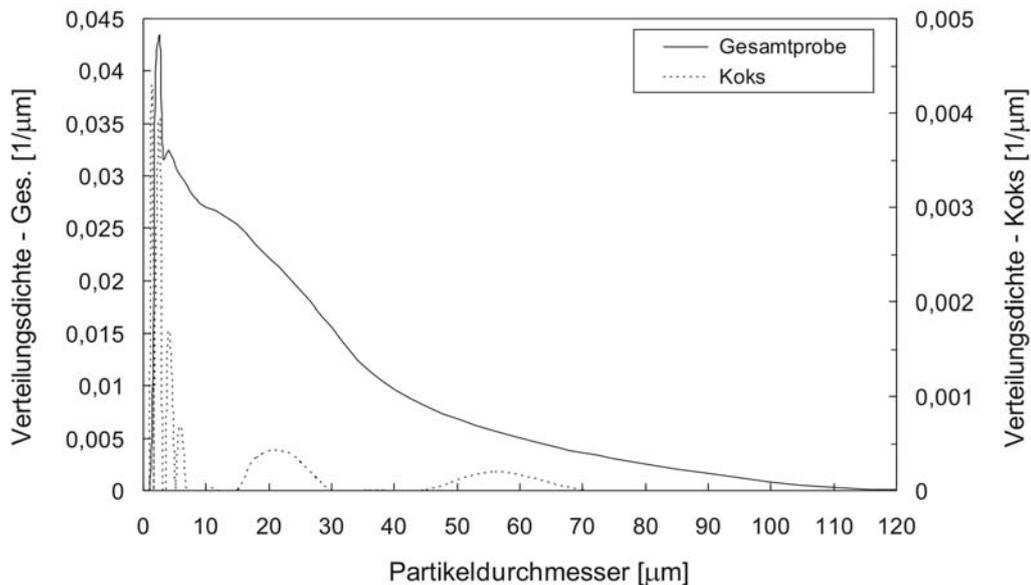


**Bild 83** Verteilungsdichte der Kokspartikel des Gesamtinventars und der Proben aus dem Rückführzweig (9 bar)

Die Verteilungsdichte der Kokspartikel der aus dem Rückführzweig entnommenen Proben und des Gesamtinventars sind in Bild 83 dargestellt. Bei einer maximalen Partikelgröße von 1600  $\mu\text{m}$  ist eine ungefähr gleichmäßige Verteilung von Kokspartikeln zwischen 100  $\mu\text{m}$  und 1000  $\mu\text{m}$  vorzufinden.

### 9.1.3.3 Abgeschiedene Partikel des Sekundärzyklons

Die durch Laserbeugung ermittelte Verteilungsdichte der Gesamtprobe und der Kokspartikel aus dem Speicherbehälter unter dem Sekundärzyklon ist in Bild 84 dargestellt.



**Bild 84** Verteilungsdichte der vom Sekundärzyklon abgeschiedenen Partikel bei 9 bar (Gesamtprobe und Kokspartikel)

Der mittlere Durchmesser der gesamten Probe liegt bei 17,76  $\mu\text{m}$ . Bei einem Kohlenstoffanteil von 0,69 % weist der Großteil der Kokspartikel einen Durchmesser unter 5  $\mu\text{m}$  auf.

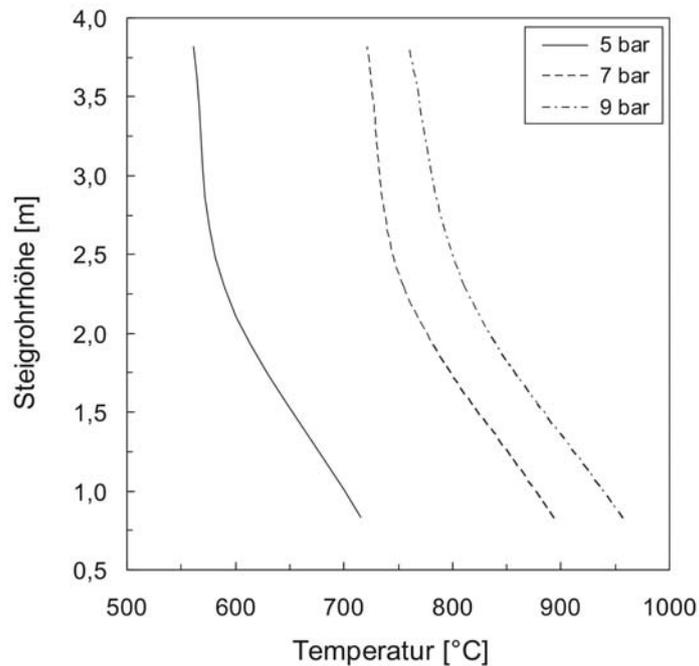
### 9.1.4 Gegenüberstellung der Analysen

Im Folgenden werden die die Partikelgrößenverteilungen der Versuche mit Braunkohle bei 5 bar, 7 bar und 9 bar gegenüber gestellt.

Die Temperaturgradienten im Steigrohr nach dem Erreichen des zirkulierenden Zustandes für die verschiedenen Betriebsdrücke sind in Bild 85 dargestellt. Aufgrund der gewählten Leerrohrgeschwindigkeiten von 3,85 – 4,2 m/s ergeben sich annähernd parallele Verläufe. Obwohl bei den Versuchen unterschiedliche Mengen an Köflacher Braunkohle verfeuert wurden, lassen sich eindeutige Tendenzen bezüglich der Entwicklung der Partikelgrößenverteilung erkennen.

Bei allen drei Betriebsdrücken ist durch den Vergleich der Verteilungsdichten der entnommenen Proben aus dem Steigrohr und dem Rückführzweig sowie des gesamten Fest-

stoffinventars eine Verschiebung zu Fraktionen kleiner als 700  $\mu\text{m}$  mit fortschreitender Betriebszeit zu erkennen.



**Bild 85** Temperaturgradienten im Wirbelschichtreaktor

Während hier bei 5 bar und 7 bar der Anteil an Partikeln zwischen 150 – 400  $\mu\text{m}$  dominiert, liegt bei 9 bar der Hauptanteil unter 250  $\mu\text{m}$ .

Generell sind im Feststoffinventar keine Kokspartikel über 1600  $\mu\text{m}$  vorhanden. Weiters ist zwischen 100  $\mu\text{m}$  und 1100  $\mu\text{m}$  eine beinahe konstante Verteilungsdichte von Kokspartikeln zu finden. Der Anteil an festem Kohlenstoff im Feststoffinventar nimmt mit steigendem Betriebsdruck und einhergehender höherer Reaktortemperatur ab.

Dieser bessere Ausbrand ist auch im Kohlenstoffgehalt der Flugasche zu sehen. Die Flugasche weist einen mittleren Partikeldurchmesser von etwa 18  $\mu\text{m}$  auf, wobei der Großteil der vom Sekundärzyklon abgeschieden Kokspartikel eine Korngröße unter 5  $\mu\text{m}$  aufweist.

## 9.2 Versuche mit Steinkohle

Die eingesetzte Steinkohle (Bild 78) ist mit einer Blähzahl von  $FSI = 1$  nach DIN 51741 den schwach backenden Kohlen zuzuordnen. Steinkohlen mit geringem Backvermögen erweichen beim Erhitzen nur wenig, dehnen sich kaum aus und hinterlassen einen eher pulverigen Verkokungsrückstand.



**Bild 86** Steinkohle (1 – 5 mm)

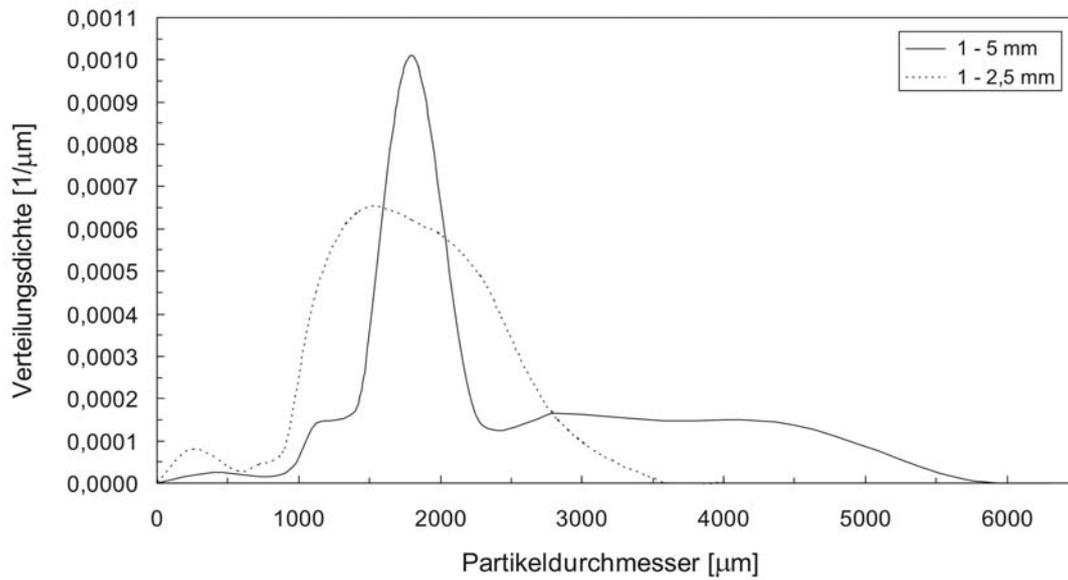
Die chemische Zusammensetzung mit der Angabe des Analysezustandes ist in Tabelle 14 aufgelistet. Der Ascheerweichungspunkt der Kohle liegt in oxidierender Atmosphäre bei einer Temperatur von 980 °C beziehungsweise bei 940 °C in reduzierender Atmosphäre. Diese Steinkohle weist einen Heizwert  $H_u$  von 25854 kJ/kg (roh) sowie einen Brennwert  $H_o$  von 29848 kJ/kg (wf) auf.

**Tabelle 15** Zusammensetzung der Steinkohle (Angaben in Gew.-%)

Bestandteil	Wert	Analysezustand
C	81,14	waf
H	5,26	waf
N	2,48	waf
S	0,35	an <sup>7</sup>
Cl	0,01	an
Asche	9,09	roh
Wasser	9,85	-
Flüchtige	34,42	an

In der zirkulierenden Druckwirbelschicht wurde diese Steinkohle in unterschiedlichen Korngrößenverteilungen verfeuert. Die entsprechenden Verteilungsdichten sind in Bild 79 dargestellt.

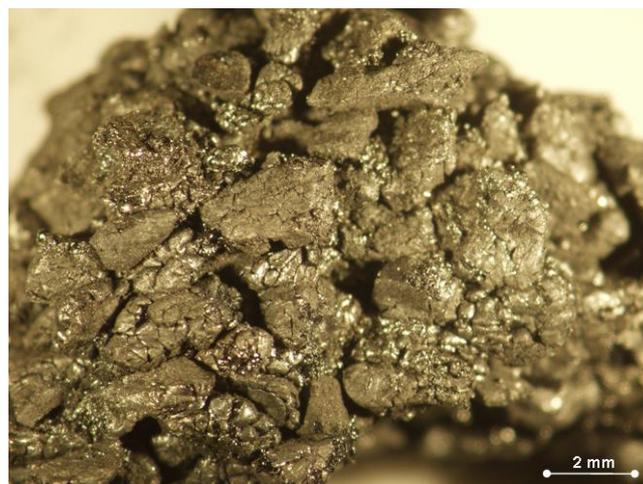
<sup>7</sup> analysenfeucht



**Bild 87** Verteilungsdichte der Steinkohle (1 – 5 mm und 1 – 2,5 mm)

Beim Anlagenbetrieb mit dieser Steinkohle zeigte sich unabhängig von der Korngrößenverteilung, dass die Kohlepartikel nach Freisetzung der flüchtigen Bestandteile eine klebrige Oberfläche aufweisen. Die Ursache dafür dürfte in den kondensierbaren Verbindungen (Teere) liegen, welche sich vom entgasenden Feststoff abscheiden.

Die Folge war aufgrund der Anlagegröße ein Anbacken an den Reaktorwänden (Bild 80), was letztendlich zum Abbruch des Versuchs führte. Die augenblickliche Konfiguration der zirkulierenden Wirbelschichtanlage im Technikumsmaßstab ist für einen erfolgreichen Betrieb mit dieser Art von Steinkohle nicht geeignet.



**Bild 88** Anbackungen beim Betrieb mit Steinkohle

## 10 Zusammenfassung und Ausblick

Die druckaufgeladene zirkulierende Wirbelschichtanlage des Instituts für Thermodynamik und Energiewandlung wurde errichtet, um den Partikelhaushalt bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen zu studieren. Ein spezielles Probenahmesystem erlaubt die Entnahme von Feststoffproben während des Betriebs, um Korngrößenreduktionsmechanismen, Feststoffverteilungen sowie das Abbrandverhalten untersuchen zu können. Des Weiteren können der Wärmeübergang sowie die Schadstoffbildung bestimmt werden.

Fester Brennstoff soll in einer Atmosphäre, die jener des tatsächlichen Verbrennungsprozesses im Kraftwerk entspricht, umgesetzt werden. Um den Aufwand für die Aufbereitung des festen Brennstoffes in Grenzen zu halten, wurde ein Gasbrennring entwickelt, mit dessen Hilfe zusätzlich zum festen auch gasförmiger Brennstoff verbrannt werden kann, um bei geforderter Luftüberschusszahl die benötigte Menge an festem Brennstoff zu reduzieren.

Aufgrund des Einsatzes dieses internen Gasbrenners sowie elektrischer Lufterhitzer in Kombination mit der Feststoffrückführung durch ein L-Valve war die Entwicklung eines speziellen Anfahrvorganges nötig, um einen zirkulierenden Betriebszustand zu erreichen.

Die Gewährleistung eines sicheren Anlagenbetriebs erforderte die Weiterentwicklung des Mess- und Steuerprogramms. Durch festgelegte Einschalt- beziehungsweise Ausschaltbedingungen erfolgt eine automatisierte Überwachung aller Prozessgrößen und Anlagenkomponenten.

Zur Entnahme von Inventarmaterial während des Betriebs wurde ein Probenahmesystem für körniges Schüttgut konstruiert und bei unterschiedlichen Bedingungen erprobt. Dabei konnten keine bedeutenden Entmischungsneigungen oder die Separation einzelner Fraktionen beim Extraktionsvorgang festgestellt werden.

In der Wirbelschichtanlage wurden Braun- und Steinkohle (1 – 5 mm) bei verschiedenen Betriebsparametern verfeuert. Die diskontinuierlich an verschiedenen Stellen des Reaktors entnommenen Proben sowie das gesamte Inventarmaterial nach Betriebsende wurden hinsichtlich der Partikelgrößenverteilung des Inertmaterials und des Brennstoffs analysiert und bewertet.

Bei der Köflacher Braunkohle war durch den Vergleich der Verteilungsdichten der entnommenen Proben aus dem Steigrohr und dem Rückführzweig sowie des gesamten Feststoffinventars tendenziell eine Verschiebung zu Fraktionen kleiner als 700  $\mu\text{m}$  mit fortschreitender Betriebszeit zu erkennen. Während bei 5 bar und 7 bar der Anteil an Partikeln zwischen 150 – 400  $\mu\text{m}$  dominierte, lag bei 9 bar der Hauptanteil unter 250  $\mu\text{m}$ . Bei maximalen Kokspartikelgrößen von 1600  $\mu\text{m}$  war zwischen 100  $\mu\text{m}$  und 1100  $\mu\text{m}$  eine beinahe konstante Verteilungsdichte von Kokspartikeln festzustellen. Der Anteil an festem Kohlenstoff im Feststoffinventar nahm mit steigendem Betriebsdruck und einhergehender höherer Reaktortemperatur ab. Der bessere Ausbrand war auch im Kohlenstoffgehalt der Flugasche zu sehen. Die Flugasche wies einen mittleren Partikeldurchmesser von etwa 18  $\mu\text{m}$  auf, wobei der Großteil der vom Sekundärzyklon abgeschieden Kokspartikel bei einer Korngröße unter 5  $\mu\text{m}$  lag.

Beim Anlagenbetrieb mit Steinkohle zeigte sich unabhängig von der Korngrößenverteilung, dass die Kohlepartikel nach Freisetzung der flüchtigen Bestandteile eine klebrige Oberfläche aufweisen. Die Ursache dafür dürfte in den kondensierbaren Verbindungen (Teere) liegen, welche sich vom entgasenden Feststoff abscheiden. Die Folge war ein Anbacken an den Reaktorwänden, was letztendlich zum Betriebsstillstand führte. Die augenblickliche Anlagenkonfiguration ist für einen erfolgreichen Betrieb mit dieser Art von Steinkohle nicht geeignet.

Diese Versuchsanlage kann sowohl stationär, als auch zirkulierend bei Temperaturen von nahezu Umgebungstemperatur bis zu 850 °C und Drücken von 1 – 13 bar betrieben werden, wodurch eine Vielzahl an möglichen Betriebsweisen gegeben ist. Eingesetzt können feste und gasförmige Brennstoffe sowie verschiedenste Inertmaterialien und Sorbente. Die Primär- und Sekundärluftparameter können dabei separat gewählt werden. Über die Probenahmeverrichtung kann jederzeit eine beliebige Menge an Feststoffinventar abgezogen und beispielsweise ersetzt werden. Der Partikelhaushalt kann somit nahezu beliebig beeinflusst und kontrolliert werden. Entsprechende Messtechnik und Analyseeinrichtungen bieten zudem die Option die Auswirkungen auf den Wärmeübergang und die Schadstoffemissionen zu verfolgen.

## 11 Literaturverzeichnis

- [1] **Hofbauer, H.:** *Wirbelschichttechnik*, Vorlesungs-Skriptum, Institut für Verfahrenstechnik, Umwelttechnik und Technische Biowissenschaften, TU Wien, 3. Auflage 2003.
- [2] **Glasmacher-Remberg, C.:** *Zur Betriebscharakteristik von Kraftwerken mit zirkulierender Wirbelschichtfeuerung unterschiedlicher Bauart*, Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 6, Nr. 474, VDI Verlag, Düsseldorf, 2002.
- [3] **Stamatelopoulos, G.-N., Seeber, J.:** *Wirbelschichttechnologie für den Leistungsbereich von 400 bis 600 MW(elektrisch)*, VGB PowerTech, 85, 11 (2005), S. 38-43.
- [4] **Stamatelopoulos, G.-N.:** *Entwicklungstendenzen im Bau von Steinkohlekraftwerken*, Vortrag beim Festkolloquium anlässlich des 60. Geburtstags von Prof. Leithner, TU Braunschweig, 20. September 2005.
- [5] **Stamatelopoulos, G.-N.:** *Wirbelschichttechnologie für den Leistungsbereich von 400 bis 600 MW<sub>el</sub>*, Vortrag: Ausgewählte Kapitel der Wärmetechnik, TU Wien, 17. November 2005.
- [6] **Rombrecht, H.-B., Krautz, H. J.:** *Results and operation experiences of the lignit fired laboratory-scale plant with pressurized circulating fluidized bed combustion of the 2<sup>nd</sup> generation (PCFBC)*, Proceedings of the European Combustion Meeting 2005, Louvain-la-Neuve (Belgium), April 2005.
- [7] **Rombrecht, H.-B., Krautz, H. J.:** *Ein braunkohlenbasierter Kombikraftwerksprozess (ZDWSF) – Anlagenkonzept und Betriebsergebnisse*, 4<sup>th</sup> Statusseminar „Druckflam“, Dortmund, November 2004.
- [8] **Leithner, R.:** *Report on US-DOE „Vision 21“ and ZECA-Process*, BMWi Workshop on CO<sub>2</sub>-Separation, Use and Storage for Fossil Fuel-Fired Power Stations at the premises of the Lurgi AG, Frankfurt/Main, on 3<sup>rd</sup> and 4<sup>th</sup> July 2002.
- [9] **Gabriel, C.:** *Entwicklung und Erprobung einer zirkulierenden Druck-Wirbelschichtanlage*, Dissertation, Institut für Technische Wärmelehre, TU Wien, 2002.
- [10] **Binder, F.:** *Aufbau und Inbetriebnahme einer druckaufgeladenen Labor-Wirbelschichtanlage*, Diplomarbeit, Institut für Technische Wärmelehre, TU Wien, 2000.
- [11] **Thier, B. H.:** *Inbetriebnahme und Untersuchung des Betriebsverhaltens einer druckaufgeladenen Wirbelschichtanlage*, Diplomarbeit, Institut für Technische Wärmelehre, TU Wien, 2003.
- [12] **Reh, L., Hugli, E.:** *Auslegung hochbeladener Zyklonabscheider für zirkulierende Gas/Feststoff-Wirbelschicht-Reaktorsysteme*, Dissertation, ETH Zürich, 1997.
- [13] **Schläffer, P.:** *CFD-Simulation des Primärzyklons einer Druckaufgeladenen Zirkulierenden Wirbelschichtfeuerung (PCFB) mittels FLUENT*, Projektarbeit, Institut für Thermodynamik und Energiewandlung, TU Wien, 2006.

- [14] **Werner, A.:** *Feststoffverteilung in Wirbelschichtanlagen: Modelle, Experimente und Bestimmung von Modellparametern*, Fortschritt-Berichte VDI, Reihe 3, Nr. 766, VDI Verlag, Düsseldorf, 2003.
- [15] **Werner, A.:** *Ein Beitrag zur Modellierung der Kohleverbrennung in zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen*, Dissertation, Institut für Technische Wärmelehre, TU Wien, 1996.
- [16] **Electricite de France:** *Coal Comminution Characterization for Industrial Scale Circulating Fluidized Bed*, Research Program, Final Joint Report, Corrected Version, 2002.
- [17] **Qian, M., Boelle, A., Jaud, P., Yue, G., Tang, Z.:** *Experimental investigation on the final ash size formation character of coal under CFB conditions*, 41<sup>th</sup> IAE Fluidized Bed Conversion Meeting, Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [18] **Liu, X., Winter, F., Liu, K.:** *Large Coal Particles Fragmentation and Attrition Behavior Study under CFBC Conditions*, Proceedings of the 19<sup>th</sup> International Conference on Fluidized Bed Combustion, Band 1, Wien, Österreich (Mai 21.-24., 2006).
- [19] **Basu, P., Greenblatt, J. H., Basu, A.:** *Studies of the fragmentation of different coals in a fluidized bed*, Journal of the Energy Institute, Vol. 78, No. 1 (2005), pp. 32-37.
- [20] **Dakic, D., Honing, G., Valk, M.:** *Fragmentation and swelling of various coals during devolatilization in a fluidized bed*, Fuel, 68 (1989), pp. 911-916.
- [21] **Dakic, D., Grubor, B., Oka, S.:** *Experimental results of primary coal fragmentation in fluidized bed for eight different coals – new interpretation of results*, 41<sup>th</sup> IAE Fluidized Bed Conversion Meeting, Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [22] **Dakic, D., Ilic, M., Oka, S.:** *Pressure increase inside a coal partikel during devolatilization in a fluidized bed combustor – new results of mathematic modeling*, 41<sup>th</sup> IAE Fluidized Bed Conversion Meeting, Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [23] **Dakic, D., Grubor, B., Oka, S.:** *Statistical model for prediction of primary fragmentation of coal particles in fluidized bed combustion – comparison with experimental results*, 41<sup>th</sup> IAE Fluidized Bed Conversion Meeting, Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [24] **Sasongko, D., Stubington, J. F.:** *Significant factors affecting devolatilization of fragmenting, non-swelling coals in fluidized bed combustion*, Chemical Engineering Science, Vol. 51, No. 16 (1996), pp. 3909-3918.
- [25] **Zhang, H., Cen, K., Yan, J., Ni, M.:** *The fragmentation of coal particles during the coal combustion in a fluidized bed*, Fuel, 81 (2002), pp. 1835-1840.
- [26] **Komatina, M., Manovic, V., Dakic, D.:** *An Experimental Study of Temperature of Burning Coal Particle in Fluidized Bed*, Energy & Fuels, 20 (2006), pp. 114-119.

- [27] **Marban, G., Pis, J. J., Fuertes, A. B.:** *Characterizing Fuels for Atmospheric Fluidized Bed Combustion*, Combustion and Flame, 103 (1995), pp. 41-58.
- [28] **Fang, M., Yang, L., Zhang, F., Ma, Z., Luo, Z., Cen, K.:** *An experimental study on burnout characteristic of anthracite in CFB boiler*, Proceedings of the 19<sup>th</sup> International Conference on Fluidized Bed Combustion, Band 2, Wien, Österreich (Mai 21.-24., 2006).
- [29] **Lee, J. M., Kim, J. S., Kim, J. J.:** *Comminution characteristics of Korean anthracite in a CFB reactor*, Fuel, 82 (2003), pp. 1349-1357.
- [30] **Lee, S. H., Kim, Y. H., Kim, S. D., Lee, J. M., Kim, J. S., Kim, J. J.:** *Primary Fragmentation of Korean Anthracite Coals During Devolatilization*, 41<sup>th</sup> IAE Fluidized Bed Conversion Meeting, Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [31] **Stubington, J. F., Wang, A. L. T.:** *Char Attrition during Pressurised Fluidized Bed Combustion of Australian Black Coals*, IAE/FBC Meeting "Attrition Phenomena in Fluidized Bed Conversion of Fossil/non-Fossil Fuels", Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [32] **Wang, A. L. T., Stubington, J. F.:** *Carbon attrition from Australian black coals in pressurized fluidized bed combustion*, Proceedings of the International Conference on Fluidized Bed Combustion, 2001, (16), pp. 1486-1497.
- [33] **Wang, A. L. T., Stubington, J. F.:** *Generation of Fine Chars from Australian Black Coals in Pressurized Fluidized Bed Combustion*, Combustion and Flame, 129 (2002), pp. 192-203.
- [34] **Sreekanth, M., Ajit Kumar Kolar, Leckner, B.:** *Effect of Shape and Size of Wood on Primary Fragmentation in a Laboratory Scale Fluidized Bed Combustor*, Proceedings of the 19<sup>th</sup> International Conference on Fluidized Bed Combustion, Band 1, Wien, Österreich (Mai 21.-24., 2006).
- [35] **Scala, F., Chirone, R., Salatino, P.:** *Combustion and Attrition of Biomass Chars in a Fluidized Bed*, Energy & Fuels, 20 (2006), pp. 91-102.
- [36] **Leckner, B., Palchonok, G., Borodulya, A., Tullin, C., Samuelsson, J.:** *Influence of attrition on combustion of biomass pellet char*, 41<sup>th</sup> IAE Fluidized Bed Conversion Meeting, Salerno, Italy, (Oct. 30-31, 2000).
- [37] **Lind, T., Kauppinen, E. I.:** *The effect of fragmentation on the fly ash formation during biomass combustion in CFBC*, IEA Workshop on Attrition, Salerno, Italy, October 30, 2000.
- [38] **Arena, U., Cammarota, A., Mastellone, M. L.:** *The phenomenology of comminution in the fluidized bed combustion of packing-derived fuels*, Fuel, Vol. 20, No. 11 (1998), pp. 1185-1193.
- [39] **Arena, U., Mastellone, M. L.:** *A systematic approach to fixed carbon balance during the fluidized bed combustion of a packing-derived fuel*, Powder Technology, 110 (2000), pp. 110-116.

- [40] **Mastellone, M. L., Arena, U.:** *Carbon Attrition during the Circulating Fluidized Bed Combustion of a Packing-Derived Fuel*, *Combustion and Flame*, 117 (1999), pp. 562-573.
- [41] **Arena, U., Cammarota, A., Chirone, R.:** *Fragmentation and attrition during the fluidized bed combustion of two waste-derived fuels*, *Fluidization VIII*, Engineering Foundation, New York, 1995, pp. 437-444.
- [42] **Arena, U., Chirone, R., Salatino, P.:** *The fate of fixed carbon during fluidized-bed combustion of a coal and two waste-derived fuels*, *Proceedings of the Combustion Institute*, 26 (1996), pp. 3243-3251.
- [43] **Fiorentino, M., Marzocchella, A., Salatino, P.:** *Segregation of fuel particles and volatile matter during devolatilization in a fluidized bed reactor – I, Model development*, *Chemical Engineering Science*, 52 (1997), pp. 1893-1908.
- [44] **Fiorentino, M., Marzocchella, A., Salatino, P.:** *Segregation of fuel particles and volatile matter during devolatilization in a fluidized bed reactor – II, Experimental*, *Chemical Engineering Science*, 52 (1997), pp. 1909-1922.
- [45] **Scala, F., Chirone, R., Salatino, P.:** *Fluidized bed combustion of tyre derived fuel*, *Experimental thermal and Fluid Science*, 27 (2003), pp. 465-471.
- [46] **Basu, P.:** *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, CRC Press, Taylor & Francis Group, 2006.
- [47] **Shimizu, T., Peglow, M., Sakuno, S., Misawa, N., Suzuki, N., Ueda, H., Sasatsu, H., Gotou, H.:** *Effect of attrition on SO<sub>2</sub> capture by limestone under pressurized fluidized bed combustion conditions – comparison between a mathematical model of SO<sub>2</sub> capture by single limestone particle under attrition condition and SO<sub>2</sub> capture in a large-scale PFBC*, *Chemical Engineering Science*, 56 (2001), pp. 6719-6728.
- [48] **Shimizu, T., Sakuno, S., Misawa, N., Suzuki, N., Ueda, H., Sasatsu, H., Gotou, H.:** *Attrition and fragmentation of limestone in a 71 MWe pressurized fluidized bed combustor*, VGB-Workshop, “Operating Experience with Fluidized Bed Firing Systems 2004” (Berlin, Germany, September, 22-24, 2004), Vortrag 17 (on CD-ROM), 2004.
- [49] **Shimizu, T., Peglow, M., Yamagiwa, K., Tanaka, M.:** *Comparison among attrition-reaction models of SO<sub>2</sub> capture by uncalcined limestone under pressurized fluidized bed combustion conditions*, *Chemical Engineering Science*, 58 (2003), pp. 3053-3057.
- [50] **Scala, F., Salatino, P., Boerefijn, R., Ghadiri, M.:** *Attrition of sorbents during fluidized bed calcination and sulphation*, *Powder Technology*, 107 (2000), pp. 153-167.
- [51] **Boskovic, S., Reddy, B. V., Basu, P.:** *Effect of operating parameters on sulphur capture in a pressurized circulating fluidized bed combustor*, *International Journal of Energy Research*, 26 (2002), pp. 173-183.

- [52] **Wang, Q., Luo, Z., Ni, M., Cen, K.:** *Particle population balance model for a circulating fluidized bed boiler*, Chemical Engineering Journal, 93 (2003), pp. 121-133.
- [53] **Wang, Q., Luo, Z., Li, X., Fang, M., Ni, M., Cen, K.:** *A mathematical model for a circulating fluidized bed*, Energy, 24 (1999), pp. 633.
- [54] **Binder, F.:** *Messdatenerfassung und Steuerung an einer druckaufgeladenen, zirkulierenden Wirbelschichtanlage*, In "Virtuelle Instrumente in der Praxis VIP 2005 – Messtechnik und Automatisierung", pp. 324-328, Deutschland, 26.-28. April 2006.
- [55] **Hartge, E.:** *Experimentelle Untersuchungen zur lokalen Strömungsmechanik zirkulierender Wirbelschichten*, Dissertation, TU Hamburg-Harburg, 1989.
- [56] **Karoschitz, T.:** *Entwicklung eines sicherheitstechnischen Konzeptes für eine druckaufgeladene Labor-Wirbelschichtanlage*, Diplomarbeit, Institut für Angewandte Thermodynamik, TU Wien, 2004.
- [57] **Horiba:** *Servicemanual Stack-gas Analysis System ENDA-600*, 1<sup>st</sup> Edition, 1997.
- [58] **Amluk:** *Betriebsanleitung und technische Beschreibung Flammenionisationsdetektor – Analoggerät FID 2020E*, 1. Auflage, 1992.
- [59] **DIN - Deutsches Institut für Normung e.V.:** *DIN-Taschenbuch 133: Partikelmesstechnik*, Beuth, 3. Auflage, 1990.
- [60] **DIN - Deutsches Institut für Normung e.V.:** *DIN-Taschenbuch 233: Prüfung fester Brennstoffe*, Beuth, 1. Auflage, 1988.
- [61] **Karoschitz, T.:** *Inbetriebnahme des Kohlenstoffanalysators TOC 1200*, Projektarbeit, Institut für Angewandte Thermodynamik, TU Wien, 2004.
- [62] **Stieß, M.:** *Mechanische Verfahrenstechnik 2*, Berlin / Heidelberg / New York: Springer-Verlag, 1997.
- [63] **Bernotat, S.:** *Haufwerkdurchströmung*, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik, Technische Universität Braunschweig, 2004.
- [64] **Hengelmüller, R.:** *Entwicklung eines Brennstoffversorgungs- und Probeentnahmesystems für eine druckaufgeladene Labor-Wirbelschichtanlage*, Diplomarbeit, Institut für Technische Wärmelehre, TU Wien, 1999.
- [65] **Binder, F., Werner, A., Linzer, W.:** *Development of a Sampling System for Solids under Pressurized Circulating Fluidized Bed Conditions*, Proceedings of the 16<sup>th</sup> International Symposium on Transport Phenomena (ISTP 16), Prague, Czech Republic, August 29 - September 1, 2005.
- [66] **Nicolai, R.:** *Experimentelle Untersuchungen zur Strömungsmechanik in einer hochexpandierten zirkulierenden Gas/Feststoff-Wirbelschicht*, Dissertation, Nr. 11344, Institut für Verfahrenstechnik und Kältetechnik, ETH Zürich, 1995.
- [67] **Hofmann, R., Binder, F. und Werner, A.:** *Development of a Sampling System for Solid Materials from a Fluidized Bed Reactor under Varying Operating Conditions*, Bulk Solids Handling, Vol. 25 (2005), No. 6, pp. 378-385.

- [68] **Hofmann, R., Binder, F. und Werner, A.:** *Entwicklung eines Probenahme-systems für Schüttgüter in einer Wirbelschichtanlage mit unterschiedlichen Betriebsbedingungen*, Schüttgut, Vol. 12 (2006), No. 1, pp. 24-31.
- [69] **Hausmann, T.:** *Überprüfung der Funktionstüchtigkeit und Untersuchung der Eigenschaften eines Probennahmesystems für die Probennahme aus der Wirbelschicht*, Seminararbeit, Institut für Technische Wärmelehre, TU Wien, 2001.
- [70] **Hofmann, R.:** *Druckaufgeladene Wirbelschicht, Kohlenstoffbilanz und Korngrößenreduktion*, Diplomarbeit, Institut für Thermodynamik und Energiewandlung, TU Wien, 2005.
- [71] **Kunii, D., Levenspiel, O.:** *Fluidization Engineering*, Second Edition, Boston, Butterworth-Heinemann, 1991.
- [72] **Binder, F., Werner, A., Linzer, W.:** *Heißbetrieb einer druckaufgeladenen zirkulierenden Wirbelschichtanlage*, Proceedings of the 10<sup>th</sup> International Symposium on „Wärmeaustausch und erneuerbare Energiequellen – HTRSE 2004“, pp. 673-680, Szczecin-Miedzydroje, Poland (September 8-12, 2004).
- [73] **Binder, F., Werner, A., Linzer, W.:** *Start up process of a PCFB system with an internal gas burner unit*, Proceedings of the 19<sup>th</sup> International Conference on Fluidized Bed Combustion, Band 1, Wien, Österreich (Mai 21.-24., 2006).
- [74] **Binder, F., Werner, A.:** *Investigations of solids inventory and particle size distribution in a pressurized circulating fluidized bed combustor*, Proceedings of the 4<sup>th</sup> IASME/WSEAS International Conference on Heat Transfer, Thermal Engineering & Environment, pp. 127-132, Elounda, Agios Nikolaos, Crete Island, Greece (August 21 - 23, 2006)
- [75] **Binder, F., Werner, A.:** *Sampling of Solids in a Combustor*, Bulk Solids Handling, Vol. 26 (2006), No. 7, pp. 476-483.
- [76] **Binder, F., Werner, A.:** *Characterization of the Solids Inventory and the Changing of the Size Distribution During Operation of a PCFB Combustor*, WSEAS Transactions on Heat and Mass Transfer, Vol. 1, No. 4, pp. 541-547, (2006).
- [77] **Binder, F., Werner, A.:** *Particle balance and size distribution at pressurized circulating fluidized bed conditions*, 10<sup>th</sup> International Conference on Boiler Technology 2006, Vol. 1, pp. 61-75, Szczyrk, Poland (October 17 - 20, 2006).

## 12 Anhang

### 12.1 Bilder der PCFB-Anlage



**Bild 89** Frontansicht der PCFB-Anlage



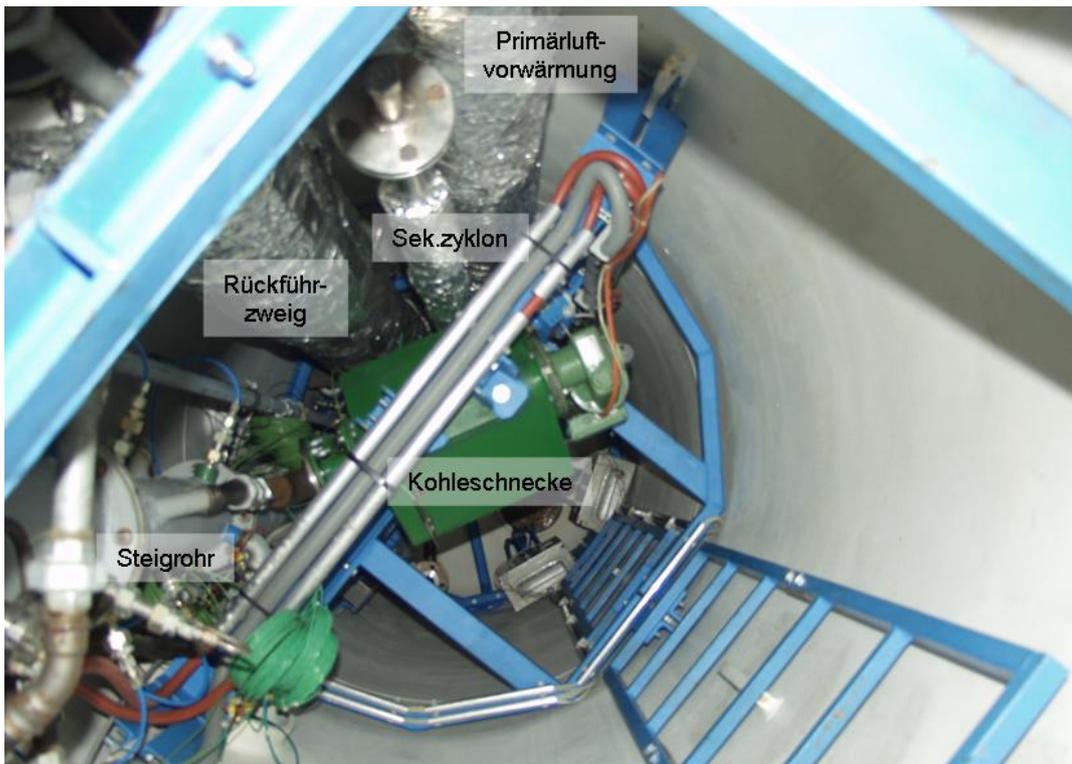
**Bild 90** Seitenansicht von rechts



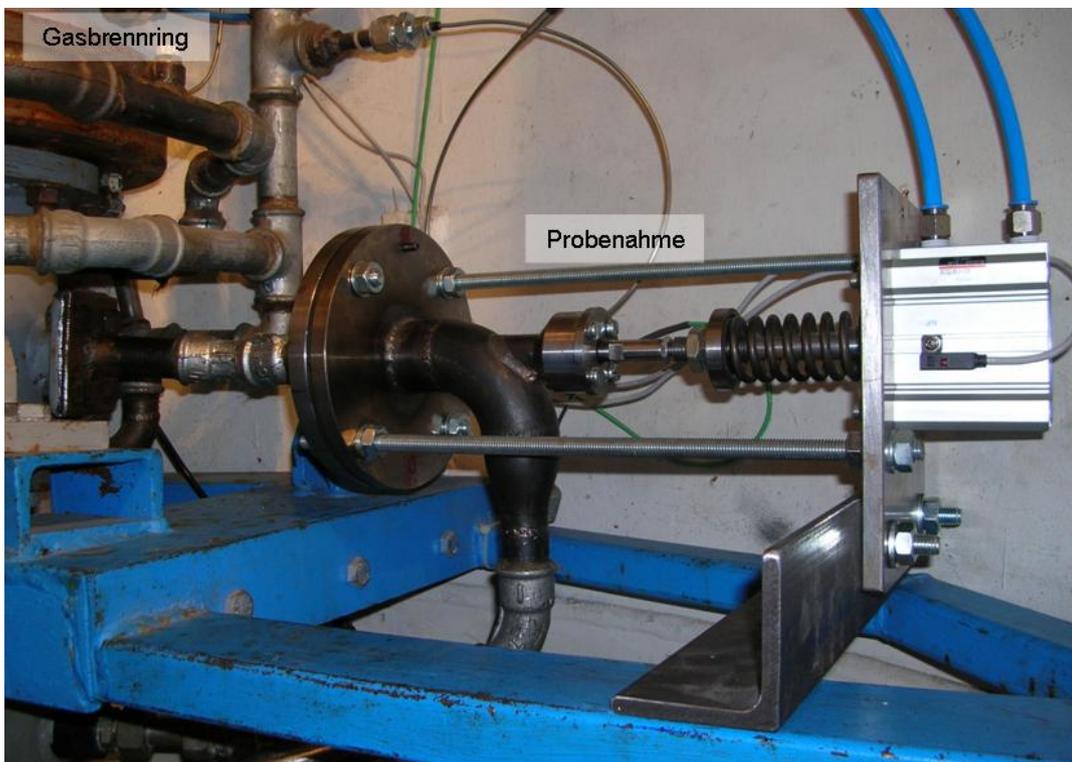
**Bild 91** Seitenansicht von links



**Bild 92** Ansicht von oben



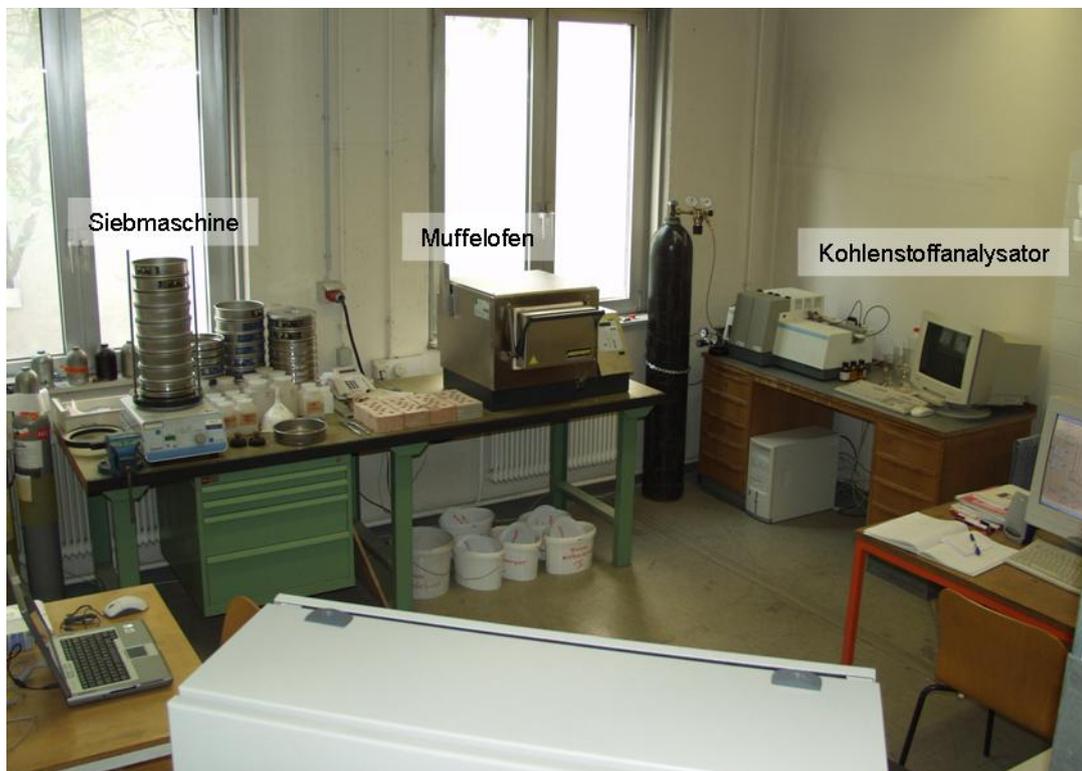
**Bild 93** Ansicht durch das Mannloch



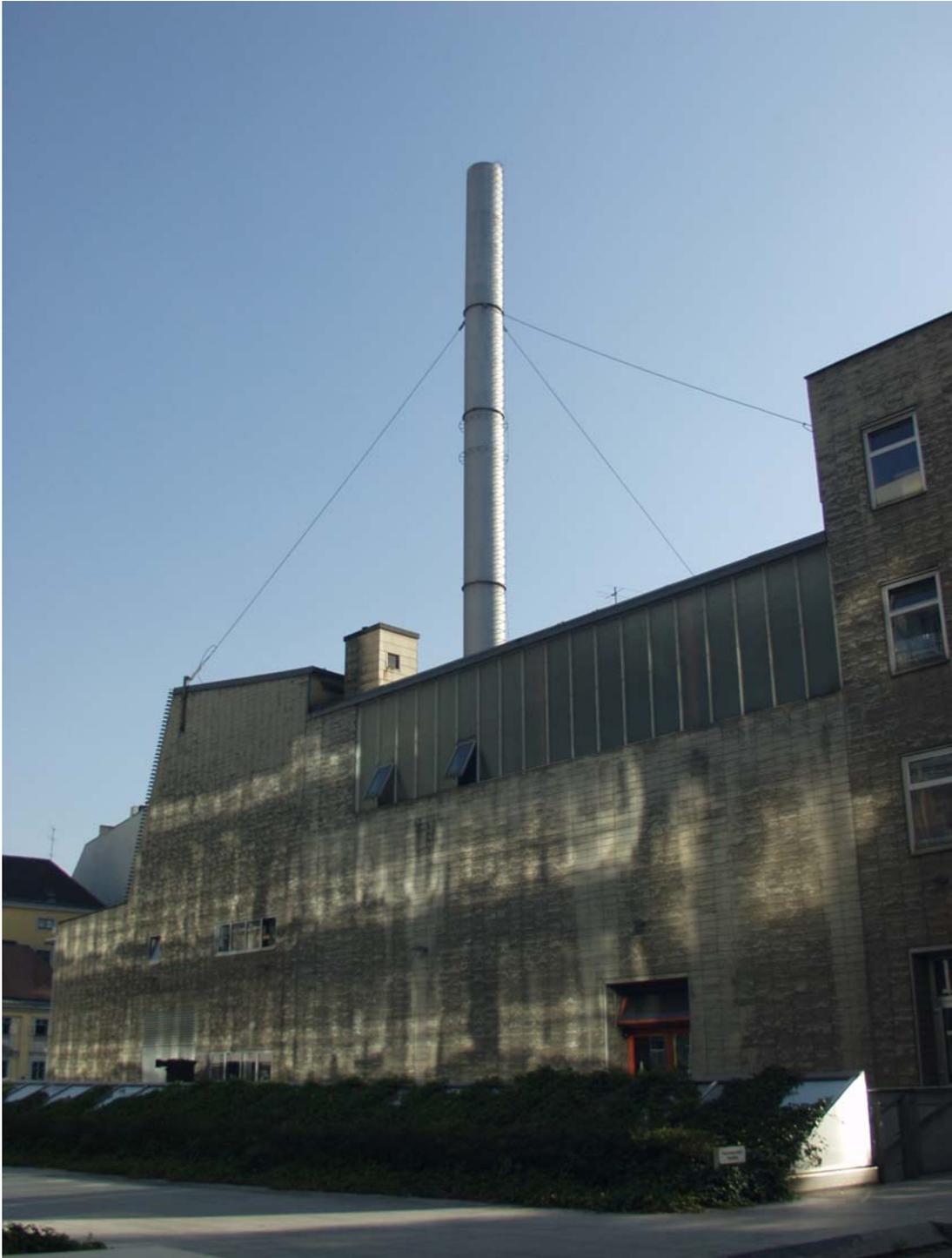
**Bild 94** Probenahme (Steigrohr)



**Bild 95** Schaltwarte



**Bild 96** Analyseinrichtungen



**Bild 97** Laborhalle des Instituts

# Lebenslauf

## Persönliche Daten

*BINDER Franz Josef, Dipl.-Ing.,  
geboren am 9. September 1973 in Mistelbach/NÖ als  
Sohn von Franz und Christine Binder.*

Österreichischer Staatsbürger,  
ledig.

## Ausbildung und Berufsweg

1979 - 1981	Volksschule in Jedenspeigen/NÖ.
1981 - 1983	Volksschule in Drösing/NÖ.
1983 - 1991	Bundesrealgymnasium Gänserndorf/NÖ, Matura.
Nov. 1991 - Dez. 1991	Fa. ÖAF - Gräf & Stift, Zeichnungsausgabe.
1992	Präsenzdienst beim Panzeraufklärungsbataillon der Bolfras-Kaserne in Mistelbach.
1993 - 1999	zu den Ferienzeiten bei Fa. ÖAF - Gräf & Stift, Technische Freigabe.
1993 - 2002	Diplomstudium Maschinenbau an der Technischen Universität Wien (Schwerpunkt Energietechnik) mit Auszeichnung abgeschlossen.
2000	Fertigstellung der Diplomarbeit: Aufbau und Inbetriebnahme einer druckaufgeladenen Labor-Wirbelschichtanlage.
30. Okt. 2002	Sponsion zum Diplom-Ingenieur.
Nov. 2002 - Apr. 2003	Vertragsassistent für Lehre und Forschung am Institut für Technische Wärmelehre der Technischen Universität Wien, Vorstand: o.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. <i>W. Linzer</i> .
Apr. 2003 - Apr. 2007	Wissenschaftlicher Mitarbeiter i. A. am Institut für Thermodynamik und Energiewandlung der Technischen Universität Wien, Vorstand: o.Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. <i>W. Linzer</i> .