



Forschungszentrum Karlsruhe
in der Helmholtz-Gemeinschaft

Wissenschaftliche Berichte
FZKA 7062

Abscheidung von Aerosolen mit strukturierten Packungen

X. Cheng

Institut für Technische Chemie

Oktober 2004

Forschungszentrum Karlsruhe

in der Helmholtz-Gemeinschaft

Wissenschaftliche Berichte

FZKA 7062

**Abscheidung von Aerosolen
mit strukturierten Packungen**

Xiaojin Cheng

Institut für Technische Chemie

Von der Fakultät Maschinenbau der Universität Stuttgart
genehmigte Dissertation

Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe

2004

Impressum der Print-Ausgabe:

**Als Manuskript gedruckt
Für diesen Bericht behalten wir uns alle Rechte vor**

**Forschungszentrum Karlsruhe GmbH
Postfach 3640, 76021 Karlsruhe**

**Mitglied der Hermann von Helmholtz-Gemeinschaft
Deutscher Forschungszentren (HGF)**

ISSN 0947-8620

urn:nbn:de:0005-070621

Abscheidung von Aerosolen mit strukturierten Packungen

Von der Fakultät Maschinenbau der Universität Stuttgart
zur Erlangung der Würde eines Doktors
der Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.) genehmigte Abhandlung

Vorgelegt von

Xiaojin Cheng Dipl.-Ing.

aus Jinxian, Hebei, V.R. China

Hauptberichter: Prof. Dr.-Ing. Helmut Seifert
Mitberichter: Prof. Dr.-Ing. Günter Baumbach

Tag der mündlichen Prüfung: 12. Juli 2004

Institut für Technische Chemie
Forschungszentrum Karlsruhe

Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen der Universität Stuttgart

2004

Separation of Aerosols by structured Packings

Abstract

Aerosols are a suspension of solid or liquid particles in gas. The size of particles ranges from about 0.001 μm to 100 μm . The concentration of aerosol varies from 10^2 $1/\text{cm}^3$ to 10^9 $1/\text{cm}^3$.

Before industrialisation aerosols came from natural sources, for example, salt particles from ocean spray or smog from volcanic eruption. But nowadays aerosols are also produced in the industry, such as automobiles, industrial combustion processes with coal, biomass or waste, and so on. These aerosols affect not only visibility and climate, but also our health and quality of the life. The European directive 1999/30/EG (1999) sets stringent limits for sub-micron particle immission in the air until year 2010. The new TA-Luft and the 17. BImSchV have set stringent particle emission limits for waste incinerators in Germany. Therefore, aerosols or particles in flue gas from industrial combustion processes have to be separated before the flue gas emits into the air.

The goal of this work is to develop a low-cost process to decrease sub-micron particles in flue gas from waste incinerator. This thesis reports the experimental investigations and theoretical study on separation of particles in flue gas from waste incinerator.

A simple process has been developed in this work for separation of sub-micron particles in flue gas from waste incinerator. This process consists of a quench, a packed column trickled with circulation water, a Multiwir-packing trickled with water and a Kimre-droplet-separator.

The FLUENT-simulation indicates in the Multiwir-packung three flows: kernel flow in canal (Z), half-spiral canal-comprehensive flow in a packing layer (N) and direction-changed flow in the near of packing wall (U). By the flows Z und N the particles are separated weakly. In contrast by the flow U the particles are separated considerably. The result of the simulation is very well consistent with the experiment result. Furthermore, the experimental curves of separation efficiency are approximately simulated. The calculation indicates that the temperature of flue gas plays an important role for the particle separation.

Abscheidung von Aerosolen mit strukturierten Packungen

Zusammenfassung

Aerosole bzw. Partikeln sind im Gas dispergierte bzw. gasgetragene Teilchen in flüssiger oder fester Phase im Größenbereich von 1 nm bis 10 μm . Flugaschepartikeln in industriellen Abgasen weisen einen Durchmesser unter 1 μm und eine hohe Anzahlkonzentration auf. Sie stellen ein Gesundheitsrisiko für Lungenkrebs und Herz-Kreislauf-Erkrankungen dar. Die Gesetze bzw. Vorschriften, die neuen TA-Luft 2002 [1-21], fordern die Abscheidung solcher submikronen Partikeln. Die Abscheidung mit konventionellen Staubabscheidern bedingt entweder hohe apparative Investitionen oder einen hohen energetischen Aufwand.

Das Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, ein Verfahren zur Minderung von submikronen In-situ-Flugaschepartikeln zu entwickeln, die Abscheidung experimentell zu untersuchen und die Vorgänge theoretisch zu beschreiben.

Die vorliegende Arbeit besteht wesentlich aus folgenden Schritten: Aufbau einer Aerosolabscheideanlage mit entsprechender Messtechnik, Charakterisierung der untersuchten Flugaschepartikeln sowie experimentelle und theoretische Untersuchungen.

Aus den experimentellen Untersuchungen ergibt sich ein optimales Verfahren für die Partikelabscheidung. Dieses Verfahren besteht aus einer Quenche, einer mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und einer durch eine Einstoffdüse berieselten Multiwir-Packung sowie eines Kimre-Tropfenabscheiders.

Der Abscheidemechanismus in der Multiwir-Packung wurde mittels FLUENT-Simulation theoretisch erklärt. In der Multiwir-Packung befinden sich drei Strömungen: die Zentralströmung Z, die Nebenströmung N und die Umlenkungsströmung U. Durch die Zentralströmung Z und die Nebenströmung N (Kanal-Effekt) lassen sich Partikeln nur geringfügig abscheiden. Dagegen sorgt die Umlenkungsströmung U (Wand-Effekt) für eine deutliche Partikelabscheidung. Das Simulationsergebnis stimmt mit den Ergebnissen der Experimente gut überein. Außerdem wurden die experimentellen Trennkurven der In-situ-Partikeln analytisch approximiert. Die Rechnung weist auf einen starken Einfluß der Trägheitsabscheidung von der Gastemperatur hin.

Separation of Aerosols by structured Packings

Abstract

Aerosols are a suspension of solid or liquid particles in gas. The size of particles ranges from about 0.001 μm to 100 μm . The concentration of aerosol varies from 10^2 $1/\text{cm}^3$ to 10^9 $1/\text{cm}^3$.

Before industrialisation aerosols came from natural sources, for example, salt particles from ocean spray or smog from volcanic eruption. But nowadays aerosols are also produced in the industry, such as automobiles, industrial combustion processes with coal, biomass or waste, and so on. These aerosols affect not only visibility and climate, but also our health and quality of the life. The European directive 1999/30/EG (1999) sets stringent limits for sub-micron particle immission in the air until year 2010. The new TA-Luft and the 17. BImSchV have set stringent particle emission limits for waste incinerators in Germany. Therefore, aerosols or particles in flue gas from industrial combustion processes have to be separated before the flue gas emits into the air.

The goal of this work is to develop a low-cost process to decrease sub-micron particles in flue gas from waste incinerator. This thesis reports the experimental investigations and theoretical study on separation of particles in flue gas from waste incinerator.

A wet process – aerosol separation plant - is developed to separate sub-micron particles. This process is based on two separation principles – separation by diffusion before particle growth and by inertia after particle growth. The aerosol separation plant with a flow rate of about 320 Nm^3/h consists of a quench, a packed column trickled with water, an empty zone and a structured packing. The quench is used to cool down the flue gas from 160°C – 190 °C to about 50 - 60°C, and to increase the saturation ratio of flue gas to a maximum of about 0.8. At this saturation particle growth by vapour condensation is still avoided and the fine particles smaller than 0.1 μm are separated by diffusion in the first zone of the packed column. In contrast bigger particles, whose size ranges from 0.1 μm to 1 μm , mostly remain airborne and grow to droplets in the packed column by vapour condensation due to increased saturation ratio of flue gas. In the empty zone additional growth of these particles is achieved by dosing of water or vapour. Finally these droplets are separated by inertia in the structured packing. A water layer is built up on the packing surface by injection of water to wash away the separated droplets.

The size distribution of dry particles is measured by means of **Scanning Mobility Particle Sizer (SMPS system)** in the range from 13 nm to 800 nm. The size distribution of droplets is measured by an aerosol spectrometer OPZ (type PCS-2000 in the range from 0.3 μm to 20 μm).

In this work the following particles were investigated: in-situ-USF-particles, in-situ-TAMARA-particles and re-dispersed TAMARA-particles. The in-situ-USF-particles, which are suspended in flue gas from a wood incinerator USF (**U**nterschub**f**eu**e**ru**n**g in der **U**niversit**ä**t **S**tuttgart), have a count geometric mean diameter ($x_{g,n}$) of about 66 nm and a count geometric standard deviation ($\sigma_{g,n}$) of about 1.57 with a concentration is of about $5.77 \cdot 10^7$ $1/\text{cm}^3$. The count geometric mean diameter ($x_{g,n}$) of the in-situ-TAMARA-particles, which are suspended in flue gas from the waste incineration plant TAMARA (**T**est-**A**n**l**age zur **M**üll**v**erbrennung, **A**bgas**r**einigung, **R**ück**s**tand**s**verwertung und **A**bwasser**b**ehandlung im **F**orschungszentrum **K**arlsruhe), is determined to 165 nm with a count geometric standard deviation ($\sigma_{g,n}$) of about 1.5, and the number concentration is about $2.79 \cdot 10^7$ $1/\text{cm}^3$. The particles for laboratory experiments are re-dispersed TAMARA-particles, which were collected by a bag filter at the waste incineration plant TAMARA. The re-dispersed TAMARA-particles have a similar size distribution as the in-situ-TAMARA-particles, but a lower number concentration of about $1.49 \cdot 10^5$ $1/\text{cm}^3$. About 62 % of TAMARA- and USF-particles is soluble, and the main components are chlorides or sulphates of potassium and sodium.

The experimental investigations proceed in two stages, laboratory and main experiment. The particles for laboratory experiments are the re-dispersed TAMARA-particles. For the main experiment, in-situ-TAMARA-particles and in-situ-USF-particles in flue gas from waste incinerator are used. The following important experimental results are obtained:

1. The parameters of the aerosol separation plant have been optimised by using a fractional factorial plan. The one-phase nozzle before the structured packing plays an essential role for separation of particles and for a constant pressure drop of gas in the aerosol separation plant.
2. From the laboratory experiments with re-dispersed TAMARA-particles following experimental results are obtained:
 - Particles are enlarged 1.6 fold by vapour condensation in the packed column trickled with circulation water. If the circulation water is cooled down to about 2°C by a cooler, which is

installed to pipeline of the circulation water, the enlargement factor keeps the same, but the concentration of droplets in the measurement range of OPZ gets higher. A higher enlargement factor about 2 measured at the same time with a considerably higher concentration of droplets is achieved by vapour-dosing additional to cooled circulation water.

- The collection efficiency of particles is nearly zero in the packed column trickled with circulation water and additionally in the dry Multiwir-packing. If the circulation water is additionally cooled, the collection efficiency of particles increases from 0% to about 30%. By additional using vapour-dosing in the empty zone or / and one-fluid nozzle before the Multiwir-packing the collection efficiency of particles increases from 0% to 80%-90%.

The knowledge achieved from laboratory experiments has been taken into account for the planning of the experiments at incineration plants with in-situ-particles, which demonstrates below results:

- 70%-95% of particles smaller than 50 nm can be separated in the packed packing trickled with circulation water.
- Additional structured packing besides the packed packing trickled with circulation water leads to the reduced separation of smaller particles, but in contrast the separation of bigger particles is improved. The negative collection efficiency of a dry structured packing indicates that new fine particles smaller than 100 nm are formed.
- The one-fluid nozzle before a structured packing increases particle separation considerably, which indicates that the one-fluid nozzle before the structured packing has prevented the forming of new fine particles successfully.
- The best particle separation is obtained by the packed column trickled with circulation water and an additional Multiwir-packing, where before the Multiwir-packing an one-fluid nozzle is installed. The collection efficiencies of in-situ-UFS-particles were higher than in-situ-TAMARA-particles, although the in-situ-UFS-particles have a higher concentration.

These process steps are described theoretically to explain the experiment results. The theoretical explanation is summarised below:

1. The increasing of saturation ratio by using water and vapour was theoretical described by Mollier-diagram. The saturation ratio of flue gas should be increased step by step. Firstly the saturation ratio before packed column must be less than 0.8, whereby particles are not enlarged, in order to separate particles by diffusion in the packed column. Secondly at the

end of the packed column and before the structured packing the flue gas must be saturated or at best even supersaturated, whereby particles are enlarged by vapour condensation, in order to separate by inertia in a structured packing.

2. Particle separation in the Multiwir-packing is newly simulated by using CFD-program FLUENT in three dimensions. Following are the main result:
 - The FLUENT-simulation indicates in the Multiwir-packing three flows: kernel flow in canal (Z), half-spiral canal-comprehensive flow in a packing layer (N) and direction-changed flow in the near of packing wall (U). By the flows Z und N the particles are separated weakly. In contrast by the flow U the particles are separated considerably. The result of the simulation is very well consistent with the experiment result.
 - The particle separation can be improved with a decreased flow radius and by increasing of the number turning points. The flow radius can be reduced by decreasing of the plate width. The number turning points can be enlarged by increasing of the packing height, by flatter plate angle, or by using of several internal walls, which are parallel to the left or right wall of the packing.
3. The experimental curves of collection efficiency in packed column and in Multiwir-packing without forming of new fine particles are approximately simulated, while the particle separation by diffusion and by inertia as well as the particle enlargement have been considered. The calculation indicates that dew point of flue gas plays an important role for the particle separation.

A simple process has been developed in this work for separation of sub-micron particles in flue gas from waste incinerator. This process consists of a quench, a packed column trickled with circulation water, an empty zone and a Multiwir-packing trickled with water. The advantages of this process are simple construction, low-cost of separation plant, constant operation and possibility of simultaneous absorption of gaseous pollutants. This process can be easily integrated behind a bag filter or an electric filter to improve the separation of sub-micron particles. Additionally several processes constructed in a successive way can be used to separate sub-micron particles, which are explosive, wet or viscous.

Abscheidung von Aerosolen mit strukturierten Packungen

Zusammenfassung

Aerosole bzw. Partikeln sind im Gas dispergierte bzw. gasgetragene Teilchen in flüssiger oder fester Phase im Größenbereich von 1 nm bis 10 μm . Flugaschepartikeln in industriellen Abgasen weisen einen Durchmesser unter 1 μm und eine hohe Anzahlkonzentration auf. Sie stellen ein Gesundheitsrisiko für Lungenkrebs und Herz-Kreislauf-Erkrankungen dar. Die Gesetze bzw. Vorschriften, die neuen TA-Luft 2002 [1-21], fordern die Abscheidung solcher submikronen Partikeln. Die Abscheidung mit konventionellen Staubabscheidern bedingt entweder hohe apparative Investitionen oder einen hohen energetischen Aufwand.

Das Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, ein Verfahren zur Minderung von submikronen In-situ-Flugaschepartikeln zu entwickeln, die Abscheidung experimentell zu untersuchen und die Vorgänge theoretisch zu beschreiben.

Die vorliegende Arbeit besteht wesentlich aus folgenden Schritten: Aufbau einer Aerosolabscheideanlage mit entsprechender Messtechnik, Charakterisierung der untersuchten Flugaschepartikeln sowie experimentelle und theoretische Untersuchungen.

Aerosolabscheideanlage. Ein kombiniertes Naßverfahren bestehend aus Diffusionsabscheidung, Partikelwachstum und Trägheitsabscheidung wurde konzipiert. Für die experimentellen Untersuchungen wurde nach diesem Konzept eine Aerosolabscheideanlage mit einem Volumenstrom von ca. 320 Nm^3/h ausgelegt und aufgebaut. Die Aerosolabscheideanlage besteht aus einer Quenche, einer Füllkörperkolonne, einer Verweilstrecke und einer durch eine Einstoffdüse berieselten strukturierten Abscheide-Packung sowie jeweils einem Tropfenabscheider hinter der Füllkörperkolonne und der Abscheide-Packung. Wesentliche Abscheidung ist in der Quenche nicht zu erwarten. In der Quenche wird das heiße Abgas abgekühlt und bis zu einem Sättigungsgrade von ca. 0,8 aufgesättigt, wobei die In-situ-Partikeln fast unvergrößert verbleiben. Die unvergrößerten submikronen Partikeln ($<0,1 \mu\text{m}$) lassen sich insbesondere an den Füllkörpern der Füllkörperkolonne durch Diffusion leicht abscheiden. Die Füllkörperkolonne wird mit Wasser berieselt. Dadurch werden einerseits die abgeschiedenen Partikeln abgespült, und andererseits wird das Abgas befeuchtet. Die im Abgas verbleibenden Partikeln (0,1–1 μm) wurden in der Füllkörperkolonne durch Wasserdampfkondensation vergrößert, danach wurden sie in der Verweilstrecke weiter

vergrößert. Nach dem Partikelwachstum scheiden sich die Partikeln in der strukturierten Packung durch ihre Trägheit ab. Die aus der Füllkörperkolonne oder der Abscheide-Packung mitgerissenen groben Tropfen wurden von dem Tropfenabscheider zurückgehalten. Mittels Einstoffdüse werden die in der Abscheide-Packung abgeschiedenen Partikeln oder Tropfen weggespült. Als strukturierte Packung wurden eine Kimre- und eine Multiwir-Packungen eingesetzt.

Messtechnik. Die Partikeln werden hauptsächlich durch einen Mobilitätsanalysator mit einem Meßbereich von 13 bis 800 nm gemessen und charakterisiert. Zur Messung der vergrößerten Partikeln wird ein optischer Partikelzähler OPZ (Typ PCS-2000 mit einem Meßbereich von 0,3 – 20 µm) eingesetzt.

Charakterisierung der untersuchten Partikeln. Untersucht wurden folgende Flugaschepartikeln: die In-situ-USF-Partikeln (USF: Unterschubfeuerung für Hackschnitzel des IVD von der Universität Stuttgart [4-2, 4- 3]), die In-situ-TAMARA-Partikeln und die redispergierten TAMARA-Partikeln (TAMARA: Test-Anlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandsverwertung und Abwasserbehandlung des ITC-TAB vom Forschungszentrum Karlsruhe [4-1]). Die In-situ-USF-Partikeln weisen Durchmesser von 0,01 bis 0,10 µm auf. Dagegen haben die In-situ-TAMARA-Partikeln und die redispergierten TAMARA-Partikeln meistens Durchmesser von 0,01 bis 0,30 µm. Die In-situ-USF-Partikeln haben eine Anzahlkonzentration von $5,77 \cdot 10^7$ 1/cm³, die In-situ-TAMARA-Partikeln eine Anzahlkonzentration von $2,79 \cdot 10^7$ 1/cm³ und die redispergierten TAMARA-Partikeln eine Anzahlkonzentration von $1,49 \cdot 10^5$ 1/cm³. Die chemische Analyse weist darauf hin, daß ca. 62 % Massenanteil der beiden Partikelarten wasserlöslich sind, und daß der lösliche Anteil hauptsächlich aus Sulfaten und Chloriden besteht.

Experimentelle Ergebnisse. Bei den experimentellen Untersuchungen wurden die wichtigen Verfahrensparameter identifiziert, die Vorversuche mit den redispergierten TAMARA-Partikeln durchgeführt, und die In-situ-USF-Partikeln und In-situ- TAMARA-Partikeln bei den Hauptversuchen untersucht. Die wesentlichen experimentellen Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

1. Die Anlagenparameter wurden mit Hilfe eines Teilmultifaktorplans experimentell optimiert, wobei die Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung sowohl für die Verbesserung

der Partikelabscheidung als auch für den stabilen Betrieb der Anlage eine entscheidende Rolle spielt.

2. Bei den Vorversuchen mit redispergierten Partikeln läßt es sich folgendes feststellen:

- Durch Gassättigung mittels Kreislaufwasser in der Füllkörperkolonne wurde ein Wachstumsfaktor von 1,6 festgestellt. Unter zusätzlicher Wirkung von Kühlung des Kreislaufwassers der Füllkörperkolonne um 2 °C blieb der Wachstumsfaktor gleich, aber die durch OPZ gemessene Tropfenanzahl war deutlich höher. Eine weitere Erhöhung auf einen Wachstumsfaktor 2 und eine wesentliche Zunahme der Tropfenanzahl wurde bei gleichzeitiger Kühlung und Dampfdosierung erzielt.
- In der mit Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne und in der trockenen Multiwir-Packung wurden nur sehr wenige Partikeln bis zu einem Durchmesser von 200 nm abgeschieden. Die Kühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne trug zur Abscheidung nur wenig bei. Dagegen führte die Dampfdosierung in die Verweilstrecke und das Einspritzen von Wasser mittels Einstoffdüse in die Abscheide-Packung zu einer deutlichen Verbesserung der Abscheidung. Offenbar spielte der Wasserfilm an der Leistenoberfläche, der durch Wasser aus der Einstoffdüse gebildet wurde, eine wichtige Rolle. Dieser Wasserfilm beförderte die abgeschiedenen Tropfen hinaus.

3. Mit den bei den Vorversuchen erworbenen Kenntnissen wurden experimentelle Hauptversuche für die Abscheidung von In-situ-USF-Partikeln und In-situ-TAMARA-Partikeln geplant und durchgeführt. Die optimalen Anlagenparameter aus dem Teilmultifaktorplan wurden den Bedingungen an den Verbrennungsanlagen angepasst. Als wichtige Ergebnisse wurde folgendes festgestellt:

- 70 % bis 95 % der feineren Partikeln im Bereich < 50 nm wurden in der mit Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne abgeschieden.
- Unter zusätzlicher Wirkung einer trockenen Abscheide-Packung wurde die Abscheidung von feineren Partikeln deutlich verschlechtert, dagegen die Abscheidung von gröbereren Partikeln verbessert. Die negativen Trenngrade über eine trockene Abscheide-Packung weisen auf die Neubildung von Partikeln im feineren Bereich $< 0,1$ µm hin.

- Mit der Einstoffdüse wurden die Trenngrade im ganzen Bereich erhöht. Dies weist auf die Vermeidung der Neubildung von Partikeln durch den Einsatz einer Einstoffdüse hin.
- Die beste Abscheidung wurde mit einer mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und einer durch eine Einstoffdüse berieselten Multiwir-Packung erzielt. Im Vergleich zu den In-situ-TAMARA-Partikeln sind die Abscheidegrade der In-situ-USF-Partikeln deutlich höher, obwohl sie eine höhere Anzahlkonzentration aufweisen.

Ergebnisse der Modellierung. Die wichtigen Schritte des Verfahrens wurden theoretisch beschrieben, um die experimentellen Ergebnisse zu erklären. Es läßt sich folgendes zusammenfassen:

1. Die Maßnahmen zur Gassättigung und zur Gasübersättigung wurden mittels Mollier-Diagramm beschrieben. Das Abgas soll schrittweise abgekühlt bzw. aufgesättigt werden, um die Abscheide-Bedingung durch Diffusion in der Füllkörperkolonne, und danach durch Trägheitskraft in der strukturierten Abscheide-Packung zu erfüllen.
 2. Die Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung wurde mit Hilfe des CFD-Programms FLUENT zur Gas- und Partikelströmung erstmals dreidimensional modelliert.
- Die Abscheidung in der Multiwir-Packung kann durch das Modell aus der FLUENT-Simulation sehr gut berechnet werden. In der Multiwir-Packung befinden sich drei Strömungen: die Zentralströmung Z, die Nebenströmung N und die Umlenkungsströmung U. Durch die Zentralströmung Z und die Nebenströmung N (Kanal-Effekt) lassen sich Partikeln nur geringfügig abscheiden. Dagegen sorgt die Umlenkungsströmung U (Wand-Effekt) für eine deutliche Partikelabscheidung. Das Simulationsergebnis stimmt mit den Ergebnissen der Experimente gut überein.
 - Die Abscheidung läßt sich durch einen kleineren Strömungsradius oder durch eine höhere Anzahl der Umlenkungsstellen verbessern. Der Strömungsradius läßt sich durch kleinere Leistenbreite herabsetzen. Die Anzahl der Umlenkungsstellen läßt sich erhöhen durch höhere Packung, durch flacheren Leistenwinkel oder durch Einbau zusätzlicher Innenwänden.
3. Zur analytischen Beschreibung der experimentellen Trennkurven wurde ein Modell erstellt. Mit diesem Modell wurden die experimentellen Trennkurven der In-situ-Partikeln für den

Fall ohne Neubildung von Partikeln mathematisch approximiert, wobei jedoch die Partikelvergrößerung berücksichtigt wurde. Die Rechnung weist auf einen starken Einfluß der Trägheitsabscheidung von der Gastemperatur hin.

Die vorliegende Arbeit stellt ein einfaches Verfahren zur Abscheidung von feinen und ultrafeinen In-situ-Partikeln vor, das aus einer Quenche, einer mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und einer durch eine Einstoffdüse berieselten Multiwir-Packung sowie eines Kimre-Tropfenabscheiders besteht. Dieses Verfahren besitzt wesentliche Vorteile: eine einfache Konstruktion, niedrige Investitionskosten, stabilen Betrieb und gleichzeitige Absorption gasförmiger Verunreinigungen.

Dieses Verfahren läßt sich in bestehenden Abscheide-Anlagen hinter dem Schlauchfilter oder Elektrofilter leicht integrieren, um eine zusätzliche Minderung der feinsten Partikeln zu erreichen. Weitere Anwendungsgebiete dieses Verfahrens können dort sein, wo der Einsatz vom Schlauchfilter aufgrund der Staubeigenschaften wie Explosionsgefahr, Feuchte und Klebrigkeit große Probleme bereitet. In diesem Fall wird das Verfahren als einzige Partikelabscheide-Einrichtung direkt hinter die Abgasquelle, z. B. die Feuerungsanlage, geschaltet.

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung und Aufgabenstellung	1
2	Stand der Technik	5
2.1	Industrielle Abscheider	5
2.2	Stand der Forschung	7
3	Theoretische Grundlagen	11
3.1	Gasbefeuchtung	12
3.1.1	Mollier h-x-Diagramm für feuchte Luft	12
3.1.2	Gasbefeuchtung durch Wasser oder Dampf	17
3.1.2.1	Gassättigung durch Kontakt mit Wasser	18
3.1.2.2	Gasübersättigung durch Kontakt mit Wasser	21
3.1.2.3	Gasübersättigung durch Zumischung von Dampf	22
3.2	Partikelwachstum	25
3.2.1	Partikelwachstum durch Koagulation	25
3.2.2	Partikelwachstum durch Wasserdampfkondensation	27
3.2.2.1	Homogene Kondensation	29
3.2.2.2	Heterogene Kondensation an unlöslichen Partikeln	30
3.2.2.3	Heterogene Kondensation an löslichen Partikeln	30
3.2.2.4	Heterogene Kondensation an Kollektiven löslicher Partikeln	31
3.2.3	Geschwindigkeit der Kondensation	32
3.3	Partikelabscheidung und Partikelaustrag	32
3.3.1	Transportmechanismen	32
3.3.2	Partikelaustrag	33
3.3.3	Partikelabscheidung in der Aerosolabscheideanlage	34
4	Untersuchte Partikeln	35
5	Vorgehensweise und Versuchsanlage	40
5.1	Vorgehensweise	40
5.2	Versuchsanlage – Aerosolabscheideanlage	41
5.2.1	Versuchsaufbau	41
5.2.2	Abscheide-Elemente	43
5.2.3	Düse	46
6	Partikelmeßtechnik und Auswertung	47
6.1	Meßtechnik für submikrone Partikeln mit dem Mobilitätsanalysator (SMPS)	47
6.1.1	Mobilitätsanalysator – Scanning Mobility Particle Sizer (SMPS)	47
6.1.2	Meßverfahren mit SMPS	49
6.1.3	Auswertung der Meßdaten des SMPS	50

6.2	Messung des Gesamtabscheidegrades durch gravimetrische Messung	51
6.2.1	Gravimetrische Messung nach VDI 2066	51
6.2.2	Meßverfahren	51
6.2.3	Gesamtabscheidegrad	52
6.3	Meßtechnik für Tropfen mit optischem Partikelzähler	52
6.3.1	Optischer Partikelzähler - OPZ	52
6.3.2	Meßverfahren mit Optischem Partikelzähler (OPZ)	53
6.3.3	Wachstumsfaktor von Partikeln	54
6.4	Unsicherheitsbetrachtung	54
7	Experimentelle Ergebnisse und ihre Interpretation	56
7.1	Identifikation der wesentlichen Anlagenparameter	56
7.1.1	Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung	56
7.1.2	Teilmultifaktorplan für die Aerosolabscheideanlage	57
7.1.3	Versuchsergebnisse und Auswertung des Teilmultifaktorplans	58
7.1.4	Abscheidung bei den optimierten Parametern	63
7.1.5	Ergänzungsversuche	63
7.1.6	Schlußfolgerung	64
7.2	Wachstum und Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln	65
7.2.1	Wachstum redispergierter TAMARA-Partikeln	65
7.2.2	Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln	67
7.3	Partikelabscheidung von In-situ-Partikeln	69
7.3.1	Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung	70
7.3.2	Versuchsbedingung	71
7.3.3	Abscheidung der In-situ-USF-Partikeln	72
7.3.4	Abscheidung der In-situ-TAMARA-Partikeln	74
7.3.5	Vergleich der Abscheidung von TAMARA- und USF-Partikeln	76
7.3.6	Kostenrechnung	78
7.3.7	Schlußfolgerung	78
8	Modellierung der Partikelabscheidung	80
8.1	Physikalische Prozesse in der Aerosolabscheideanlage	80
8.2	Partikelwachstumsvorgänge in der Aerosolabscheideanlage	82
8.3	Modellierung der Abscheidung in der Multiwir-Packung	82
8.3.1	Aufbau der Multiwir-Packung	83
8.3.2	Modell nach Leschonski	84
8.3.3	Modellrechnung mit FLUENT	84
8.3.4	Vergleich der beiden Modelle	89
8.3.5	Schlußfolgerung	89
8.4	Neubildung von Partikeln durch Tropfenzerfall	90
8.4.1	Grundlage des Tropfenzerfalls	90
8.4.2	Schlußfolgerung	93
8.5	Trenngrad-Berechnung	94

8.5.1	Modellaufbau, Modellansätze und Rechnungsstruktur	94
8.5.2	Grundlagen der Trenngrad-Rechnung	95
8.5.3	Ermittlung von Konstanten	101
8.5.4	Durchführung der Trenngrad-Rechnung	105
8.5.5	Vergleich der Rechnungsergebnisse beider In-situ-Partikeln	109
8.5.6	Schlußfolgerung	110
9	Zusammenfassung	111
10	Anhang	
A	Versuchsplan – Teilmultifaktorplan	116
B	Auswertung der Meßergebnisse	124
11	Literaturverzeichnis	137

Verzeichnis über Symbole und Indizes

Symbole

a	Dicke des Flüssigkeitsfilms auf der Unterlage	[mm]
A	Angeströmte Filterfläche	[m ²]
c	Leistenbreite	[mm]
C	Cunningham-Korrekturfaktor	[-]
c _a	Partikelkonzentration vor dem Filter (Aufgabegut oder Rohgas)	[1/cm ³]
c _f	Partikelkonzentration hinter dem Filter (Feingut oder Reingas)	[1/cm ³]
c _n	Anzahlkonzentration	[1/cm ³]
c _N	Spezifische Wärmekapazität des Nebels bzw. Wassers	[kJ/kgK]
c _{pG}	Spezifische Wärmekapazität des Gases bei konstantem Druck	[kJ/kgK]
c _{pD}	Spezifische Wärmekapazität des Dampfes bei konstantem Druck	[kJ/kgK]
d	Faserdurchmesser der Kimre-Packung	[mm]
d	Leistenabstand	[mm]
D	Diffusionskoeffizient	[m ² /s]
d _f	Durchmesser des Abscheide-Elementes	[mm]
E _m	Gesamtabscheidegrad	[-] bzw. [%]
E _r	Gesamttrenngrad bzw. Gesamtabscheidegrad bezogen auf Mengenart r	[-] bzw. [%]
f	Faktor	[-]
F _x	Testgröße des Parameters x	-
FG _{ges}	Anzahl der Freiheitsgrade der gesamten Versuche	[-]
FG _x	Anzahl der Freiheitsgrade des Einflussparameters x	[-]
h	Enthalpie des Gas-Dampf-Gemisches	[kJ/kg-Gas]
h	Haftanteil	[-]
h	Höhe der Packung	[mm]
h _D	Enthalpie des Dampfes bei der Temperatur t	[kJ/kg]
h _G	Enthalpie des Gases bei der Temperatur t	[kJ/kg]
h _N	Enthalpie des Nebels bei der Temperatur t	[kJ/kg]
h _w	Enthalpie des Wassers bei der Temperatur t	[kJ/kg]
h*	Effektive Höhe der Packung	[mm]
k	Boltzmann-Konstante (1,38066·10 ⁻²³ J/K)	[J/K]

K_0	Koagulationskoeffizient	$[m^3/s]$
m	Anzahl der mit gleichen x und gleichen y bezeichneten Versuche	$[-]$
m	Partikelmasse	$[kg]$
m_{GD}	Gesamtmasse des Gas-Dampf-Gemisches	$[kg]$
m_s	Masse des gelösten Salzes	$[kg]$
M	Momente	$-$
m_D	Dampfmasse des Gas-Dampf-Gemisches	$[kg]$
m_G	Gasmasse des Gas-Dampf-Gemisches	$[kg]$
M_w	Molare Masse der Wassermoleküle	$[kg/mol]$
M_s	Molare Masse des gelösten Salzes	$[kg/mol]$
\dot{m}	Massenstrom des Gases oder des Wassers	$[kg/h]$
n	Anzahl der Elementarladungen pro Partikel	$[-]$
n	Versuchsanzahl des Teilmultifaktorplans	$[-]$
$n(t)$	Anzahlkonzentration	$[1/cm^3]$
N	Anzahl der Versuchspunkte	$[-]$
p	Gesamtdruck eines Gas-Dampfgemisches	$[Pa]$
p_D	Partialdruck des Dampfes	$[Pa]$
p_G	Partialdruck aller übrigen Gase	$[Pa]$
p_s	Sättigungsdampfdruck	$[Pa]$
ΔP	Druckverlust	$[mbar]$
q	Wachstumsfaktor	$[-]$
$q(x)$	Partikelgrößenabhängiger Wachstumsfaktor	$[-]$
$q_r(x)$	Verteilungsdichte bezogen auf Mengenart r	$-$
\dot{Q}	Wärmestrom	$[kJ/h]$
$Q_r(x)$	Verteilungssumme bezogen auf Mengenart r	$[-]$
r	Kreisradius	$[m]$
r_0	Verdampfungsenthalpie des Wassers bei $0^\circ C$	$[kJ/kg]$
R_D	Gaskonstante des Dampfes	$[J/kgK]$
R_G	Gaskonstante	$[J/kgK]$
s	Faserabstand der Kimre-Packung	$[mm]$
S	Sättigungsgrad des Gas-Dampf-Gemisches	$[-]$
$S_{Krit.}$	Kritischer Sättigungsgrad	$[-]$
$SIGMA_{g,n}$	Anzahlbezogene geometrische Standardabweichung	$[-]$

SQ_{Fehler}	Anzahl der Freiheitsgrade der Fehler	-
SQ_{ges}	Summe der Quadrate der Abweichung vom Mittelwert für die gesamten Versuche	-
SQ_X	Summe der Quadrate der Abweichung vom Mittelwert für den Parameter x	-
t	Temperatur des Gases, des Dampfes, des Wassers oder des Nebels	[°C]
t	Zeit	[s]
T	Absolute Temperatur	[K]
$T(x)$	Trenngrad einer Faserschicht	[-] bzw. [%]
$T_r(x_i)$	Trenngrad bzw. Fraktionsabcheidegrad des i -ten Intervalls mit einem mittlerem Partikelgröße x_i bezogen auf Mengenart r	[-] bzw. [%]
v	Geschwindigkeit	[m/s]
V	Volumen	[m ³]
\dot{V}	Volumenstrom des Gases	[m ³ /h]
v_n	Normalgeschwindigkeit	[m/s]
v_t	Tangentialgeschwindigkeit	[m/s]
x	Absoluter Wassergehalt des Gases bzw. Wasserdampfbeladung	[kg/kg-Gas]
x	Anzahl der Einflußparameter	[-]
x	Partikelgröße bzw. Tropfendurchmesser	[nm] bzw. [µm]
x_F	Absoluter Wassergehalt des Austauschwassers ($x_F \rightarrow \infty$)	[kg/kg-Gas]
x_p	Partikeldurchmesser	[nm] bzw. [µm]
x_s	Absoluter Wassergehalt des gesättigten Gases	[kg/kg-Gas]
\bar{x}_r	Mittelwert bezogen auf Mengenart r	[nm]
\bar{x}_n	Anzahlbezogener Mittelwert	[nm]
$x_{50,r}$	Medianwert bezogen auf Mengenart r	[nm]
$x_{50,n}$	Anzahlbezogener Medianwert	[nm]
$x_{\text{mod},r}$	Modalwert bezogen auf Mengenart r	[nm]
$x_{\text{mod},n}$	Anzahlbezogener Modalwert	[nm]
$x_{g,r}$	Geometrischer Mittelwert bezogen auf Mengenart r	[nm]
$x_{g,n}$	Anzahlbezogener geometrischer Mittelwert	[nm]
y	Anzahl der Stufen der Einflußparameter	[-]
Z	Dicke der Faserschicht	[mm]
Z_n	n -te Versuchszielgröße	-
Z_p	Elektrische Mobilität	[m ² /V s]

β	Winkel	[°]
ε	Porosität – Hohlraum-Volumenanteil	[-]
η	Dynamische Zähigkeit der Flüssigkeit	[Ns/m ²]
$\eta(x)$	Einzel-Element-Auftreffgrad	[-] bzw. [%]
λ	Mittlere freie Weglänge der Luftmoleküle	[μ m]
μ	Dynamische Viskosität des Trägergases	[Pa s]
π	3,1415926	[-]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
σ	Oberflächenspannung des Wassertropfens	[J/m ²]
$\sigma_{g,n}$	Anzahlbezogene geometrische Standardabweichung	[-]
φ	Relative Feuchte des Gas-Dampf-Gemisches	[-]
$\varphi(x)$	Einzel-Element-Abscheidegrad	[-] bzw. [%]
$\sum_{x_{\min}}^{x_i}$	Summe zwischen der x_{\min} und x_i ,	-

Indizes

a	Aufgabegut bzw. im Rohgas
D	Dampf
f	Feingut bzw. im Reingas
F	Flüssigkeit oder –Wasser
FK	Füllkörperkolonne
g	Grobgut bzw. abgeschiedenes
ges	Gesamt
G	Gasphase bzw. Gas
GA	Gesamte Aerosolabscheideanlage
HD	Hochdruck
i	Anzahl der Ionen
i	i-tes Intervall
m	Masse (Mengenart)
M	Menge
max	Maximal
min	Minimal
n	Anzahl (Mengenart)

N	Nebel
N	Nebenströmung
OPZ	Optischer Partikelzähler
P	Partikelphase
PM	Partikelförmige Materie
PP	Polypropylen
r	Mengenart z. B. Anzahl, Volumen oder Masse
SMPS	Scanning Mobility Particle Sizer (Mobilitätsanalysator)
TA	Tropfenabscheider
TAMARA	Test-Anlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandsverwertung und Abwasserbehandlung
tr.	Trocken
U	Umlenkungsströmung
USF	Unterschubfeuerung
v	Volumen (Mengenart)
W	Wasser
W	Wirbel
Z	Zentralströmung

1 Einleitung und Aufgabenstellung

Aerosole [1-1, 1-2] sind feine im Gas dispergierte bzw. gasgetragene Teilchen (auch Partikel genannt) in flüssiger oder fester Phase, die in Wechselwirkung mit ihrer Umgebung stehen. Bei flüssigen Partikeln spricht man von einem Nebel, dagegen bei festen Partikeln von Rauch, Staub oder Dunst.

Aerosole als Ansammlung vieler Einzelpartikeln werden insbesondere durch die Partikelgröße und die Partikelanzahlkonzentration beschrieben [1-3, 1-4]. Es gibt keine einheitlichen Angaben zum relevanten Größenbereich der Partikeln. Friedlander [1-5] und Wagner [1-6] geben für die Aerosole einen Größenbereich von 1 nm (Molekülcluster) bis 100 µm an, dagegen schränken Hily [1-7] und Seinfeld [1-8] diesen Größenbereich auf 1 nm bis 10 µm ein. Die Partikelanzahlkonzentration von Aerosolen werden von verschiedenen Autoren ebenfalls unterschiedlich angegeben, wie z. B. 1 bis 10^{10} 1/cm³ bei Wagner [1-6] und 1 bis 10^8 1/cm³ bei Seinfeld [1-8]. Bei Aerosolen mit Partikelgrößen im submikronen Bereich und sehr hohen Partikelanzahlkonzentration ($>10^{10}$ 1/cm³) kommt es innerhalb kürzester Zeit aufgrund der Brownschen Molekularbewegung zur Koagulation der Partikeln und damit zur Abnahme der Anzahlkonzentration. Für atmosphärische Aerosole mit langer Verweilzeit von einigen Tagen führt dies zu einer Anzahlkonzentration von $10^2 - 10^5$ 1/cm³ [1-7]. Bei einer Verweilzeit im Sekundenbereich, wie sie typischerweise in industriellen Anwendungen und technischen Prozessen aufzutreffen sind, kann dagegen eine Partikelanzahlkonzentrationen von bis zu 10^9 1/cm³ [1-9, 1-10] bzw. eine Partikelmassenkonzentration von bis zu einigen Kilogramm pro Kubikmeter auftreten.

Während vor der Industrialisierung natürliche Vorgänge, wie z. B. Feuer, Vulkanausbrüche oder Entstehung von Salzpartikeln über dem Meer für die Aerosolentstehung verantwortlich waren, haben heute die anthropogenen Quellen, wie Verkehr und Industrielle Anlagen, einen wesentlichen Anteil an der Partikelimmission. Die von der Landesanstalt für Umweltschutz Baden-Württemberg zusammengestellten Partikelimmissionen für 2003, wie z. B. der Jahresmittelwert der Partikelimmission ca. $14 \mu\text{g}/\text{m}^3$ in Schwarzwald Süd mit wenigen Verkehr und industriellen Anlagen, und dagegen ca. $38 \mu\text{g}/\text{m}^3$ in Stuttgart mit vielen Verkehr und industriellen Anlagen [1-11], weisen auf die Ursache der heutigen Aerosolentstehung hin. In

vielen industriellen Abgasen aus thermischen Prozessen, wie z. B. aus Kraftwerken, aus Müll- oder Holzverbrennungsanlagen, sind überwiegend submikrone Partikeln mit einer großen Anzahlkonzentration von ca. 10^8 $1/\text{cm}^3$ [1-12] enthalten. Submikrone Partikeln z. B. aus Müll- oder Holzverbrennungsanlagen adsorbieren toxische Stoffe [1-10, 1-13, 1-14, 1-15, 1-16] auf der Partikeloberfläche. Sie dringen bis in die feinsten Lungenverästelungen, sogar bis in die Blutbahn vor und stellen ein Gesundheitsrisiko für Lungenkrebs und Herz-Kreislauf-Erkrankungen dar [1-17].

Am 19. Juli 1999 ist in der Europäischen Gemeinschaft die Richtlinie 1999/30/EG [1-18] über Grenzwerte für Partikeln und andere Schadstoffe in der Luft in Kraft getreten. Nach dieser Richtlinie gilt ab 01.01.2005 ein Immissionstagesgrenzwert der PM_{10} -Partikeln¹ von $50 \mu\text{g}/\text{m}^3$, eine schrittweise Absenkung ab 01.01.2001 ist ebenfalls geregelt. Die Richtlinie 1999/30/EG fordert die Bereitstellung von Meßstationen zur Messung der $\text{PM}_{2,5}$ -Partikeln. Um diese EU-Richtlinie in deutsches Recht zu überführen, wurde im Rahmen der Novellierung des BImSchG die alte TA-Luft [1-19] durch die neue TA-Luft [1-20] ersetzt, die zum 1. Oktober 2002 in Kraft tritt. Um diesen Immissionsgrenzwert zu erreichen, sind in der neuen TA-Luft deutlich niedrige Emissionsgrenzwerte für industrielle Anlagen festgelegt. Für die Müllverbrennungsanlagen gilt schon seit 1996 des Emissionsgrenzwerts von $10 \text{ mg}/\text{m}^3$ (17.Verordnung zum BImSchG [1-21]).

Da die submikronen Partikeln eine sehr geringe Partikelmasse haben, entspricht bei einem typischen Durchmesser von ca. $0,1 - 0,2 \mu\text{m}$ [1-12] der Emissionsgrenzwert von $10 \text{ mg}/\text{m}^3$ immerhin einer Partikelanzahlkonzentration von ca. $10^6 - 10^7$ $1/\text{cm}^3$. Dies übersteigt die Partikelanzahlkonzentration in der Umgebungsluft von ca. $10^3 - 10^5$ $1/\text{cm}^3$ um den Faktor 1000 bis 10000 [1-7]. Nach dem auf die Massenkonzentration bezogenen aktuellen gesetzlichen Emissionsgrenzwert ist die Abscheidung submikroner Partikeln noch nicht zwingend. Aber mit schärfer werdender Gesetzgebung gewinnt die Abscheidung submikroner Partikeln immer mehr Bedeutung.

¹ PM_{10} : die Partikel, die einen gröbselektierenden Lufteinlaß passieren, der für einen aerodynamischen Durchmesser von $10 \mu\text{m}$ eine Abscheidewirksamkeit von 50 % aufweist (**P**artikel-förmige **M**aterie (**PM**) [1-18]).

Um submikrone Partikeln in Filtersystemen erfolgreich abzuscheiden, müssen entweder hohe Investitionskosten oder ein deutlich erhöhter Energieverbrauch in Kauf genommen werden. Bei der Nassabscheidung eignen sich der HD-Venturiwäscher und der Naßelektrofilter für die Abscheidung von submikronen Partikeln. Der HD-Venturiwäscher hat aufgrund des hohen Differenzdruckes (bis 100 mbar) einen hohen Energieverbrauch [1-22]. Dagegen erfordert der Naß-Elektrofilter für die große spezifische Abscheidefläche hohe Investition [1-23]. Die wichtigsten trockenen Abscheider für die Abscheidung von submikronen Partikeln sind Schlauchfilter bzw. Gewebefilter und Elektrofilter. Sie benötigen einen vergleichsweise geringen Energieaufwand, jedoch hohe Investitionskosten [1-24] wegen der großen Anlagenvolumina bzw. der komplexen Anlagentechnologie. Im Rahmen der Verbundforschung Baden-Württemberg Zukunftsoffensive Junge Generation [1-12] wurde vom Forschungszentrum Karlsruhe, Institut für Technische Chemie – Bereich Thermische Abfallbehandlung ITC-TAB, die Abscheidung der submikronen Partikeln aus Holz- und Müllverbrennungsanlagen (In-situ-Partikeln genannt) untersucht, um ein kostengünstiges Verfahren zu entwickeln.

Das Verfahren, das in der vorliegenden Arbeit untersucht wird, ist ein kombiniertes Naßverfahren aus einer Füllkörperkolonne und einer strukturierten Packung (Kimre- bzw. Multiwir-Abscheide-Packung) mit einer vorgeschalteten Quenche. Wesentliche Abscheidung ist in der Quenche nicht zu erwarten. Die feineren submikronen Partikeln ($< 0,1\mu\text{m}$) lassen sich unvergrößert an den Füllkörpern der Füllkörperkolonne durch Diffusion leicht abscheiden. Dagegen ist aufgrund der geringen Partikelmasse die Abscheidung der noch im Gas verbleibenden submikronen Partikeln ($0,1 - 1\mu\text{m}$) durch Trägheitskraft noch unmöglich. Eine gute Abscheidung der im Gas verbleibenden submikronen Partikeln durch Trägheitskraft kann dennoch erreicht werden, wenn sie zuvor vergrößert und anschließend in eine geeignete strukturierte Abscheide-Packung eingeleitet werden. Die Vergrößerung kann durch Wasserdampfkondensation auf die Partikeloberfläche in der Füllkörperkolonne und in der Verweilstrecke erfolgen. Dadurch formt sich Nebel, dessen Tröpfchen einen Durchmesser vom mehrfachen des ursprünglichen Durchmessers erreichen und somit der Trägheitsabscheidung unterliegen.

Dieses Verfahren erfordert niedrige Investition und wenig Platz, es ist einfach aufgebaut und kann problemlos kontinuierlich betrieben werden. Außerdem ermöglicht dieses Verfahren die gleichzeitige Absorption von gasförmigen Verunreinigungen. Dies ist vorteilhaft, wenn

partikelförmige und gasförmige Schadstoffe gemeinsam im Abgas vorhanden sind, wie z. B. bei der Verbrennung von Abfällen.

Das Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, mit diesem Verfahren die submikronen Flugaschepartikeln aus Müll-, und Holzverbrennungsanlagen (In-situ-Partikeln genannt) zu mindern. Dabei wird die Abscheidung experimentell untersucht und die Vorgänge werden theoretisch beschrieben.

Für die experimentellen Untersuchungen wird eine Aerosolabscheideanlage ausgelegt und aufgebaut. Untersucht werden die redispergierten Partikeln aus einer Pilotfeuerungsanlage zur Abfallverbrennung TAMARA (Test-Anlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandsverwertung und Abwasserbehandlung), die In-situ-TAMARA-Partikeln und die In-situ-Partikeln einer Verbrennungsanlage zur Holzverbrennung USF (Unterschubfeuerung). Die Partikeln werden hauptsächlich durch einen Mobilitätsanalysator mit einem Meßbereich von 10 bis 800 nm [1-25] gemessen und charakterisiert. Zur Messung der vergrößerten Partikeln wird ein optischer Partikelzähler PCS-2000 im Größenbereich 0,3 – 20 µm [1-26] eingesetzt.

Zur Vorbereitung der Experimente werden Vorversuche mit den redispergierten TAMARA-Partikeln durchgeführt, wobei die Partikelvergrößerung und die Partikelabscheidung bei verschiedenen Verfahrensbedingungen untersucht werden. Zur Einleitung der Wasserdampfkondensation werden die Kühlung des Kreislaufwassers der Füllkörperkolonne und die Dampfdosierung in die Verweilstrecke untersucht. Die Partikelabscheidung findet in der Füllkörperkolonne und der strukturierten Packung statt. Bei den Hauptversuchen wird die Abscheidung der In-situ-TAMARA-Partikeln und der In-situ-USF-Partikeln unter diesen Verfahrensbedingungen untersucht.

Die Vorgänge, wie Gasbefeuchtung und Partikelabscheidung, werden theoretisch beschrieben. Die Gasbefeuchtung wird mittels Mollier h-x-Diagramm beschrieben. Die Gas- und Partikelströmung in der Multiwir-Packung werden mit Hilfe des CFD-Programms FLUENT [1-27] dreidimensional modelliert, um die Abscheide-Mechanismen klar darzustellen. Zur experimentell festgestellten Neubildung von Partikeln durch Tropfenzerfall während der Tropfenabscheidung in trockener Abscheide-Packung wird der Stand des Wissens diskutiert. Die experimentellen Trennkurven werden mathematisch approximiert.

2 Stand der Technik

Aufgrund verschärfter gesetzlicher Anforderungen, wie z. B. der EG-Richtlinie 1999/30/EG [1-18] und der neuen TA-Luft 2002 [1-20], kommt in Zukunft der möglichst weitgehenden Abscheidung von lungengängigen submikronen Partikeln eine besondere Bedeutung zu. Neben der Effizienzsteigerung von Entstaubungsanlagen stellt auch die Reduzierung der durch Investition und Betrieb der Anlage verursachten Kosten bei der Abgasreinigung ein weiteres wichtiges Entwicklungsziel dar. In diesem Kapitel wird der Stand der Entstaubungstechnik in der Industrie und Forschung vorgestellt.

2.1 Industrielle Staubabscheider

Das grundlegende Wirkprinzip aller Entstaubungsanlagen beruht auf dem Einwirken der an den im Gasstrom mitgeführten Partikeln angreifenden äußeren Kräfte. Diese Kräfte verursachen eine Relativbewegung der Partikeln, wodurch sie in Bereiche gelangen, in denen sie vom Gas nicht mehr wegtransportiert werden können [1-22]. Nach diesem Grundprinzip sind die heute industriell eingesetzten Staubabscheider nach ihrem Trennprinzip in vier Gruppen einzuteilen [1-22, 1-24]: Massenkraftstaubabscheider, filternde Staubabscheider, Elektrische Staubabscheider (Elektrofilter) und Naßstaubabscheider. Die charakteristischen Daten dieser Abscheider sind in Tab. 2.1 zusammengefaßt [1-24].

Im Massenkraftstaubabscheider [1-24, 2-1] bewirken lediglich Massenkräfte, wie Schwerkraft, Trägheitskraft oder Zentrifugalkraft, einzeln oder gemeinsam die Trennung der Staubpartikeln vom Gas. Die Massenkraftstaubabscheider durch Schwerkraft eignen sich nur für die Abscheidung grober Partikeln über 50 μm . Somit sind sie heute nur noch von geringer technischer Bedeutung. Eine Art von Massenkraftstaubabscheider, der Fliehkraftstaubabscheider, wie z. B. Zyklonabscheider, arbeitet viel wirksamer, er scheidet sogar Partikeln mit einer Korngröße von 10 μm ab. Für die Abscheidung submikroner Partikeln reicht der Zyklonabscheider jedoch nicht aus.

Bei filternden Staubabscheidern [1-24, 2-2, 2-3, 2-4, 2-5] werden poröse Systeme, wie Filtergewebe, Schüttschichten oder Sintermassen, zur Staubabscheidung verwendet. Unter Wirkung von Diffusion oder Trägheit werden die Partikeln an der Kollektoroberfläche abgeschieden. Ein bekannter Vertreter ist der Schlauchfilter (auch Gewebefilter genannt) [2-4], er ist der derzeit gebräuchlichste Staubabscheider bei der Abgasreinigung. Er eignet sich für die Abscheidung der submikronen Partikeln und der groben Partikeln. Der Energieverbrauch ist niedrig, jedoch die Investition hoch.

Tab. 2.1 Industrielle Staubabscheider

Gruppe	Vertreter	Trennprinzip	Einsatzbereich [μm]	Gesamtkosten [1-24]		Schrifttum
				Investition [€/(Nm^3/h)]	Energie* [kWh/1000 Nm^3]	
Massenkraftabscheider	Zyklon	Fliehkraft	> 10	ca. 0,9	ca. 0,9	[2-1]
Filternder Abscheider	Schlauchfilter	Diffusion Trägheit	0,01 - 100	10 - 20	0,5 - 2,5	[2-2] [2-4]
Elektrischer Abscheider	Trockener Elektrofilter	Elektr. Kraft	0,01 - 100	10 - 25	0,2 - 2,5	[2-6]
Naß-Abscheider	Naß-Elektrofilter	Elektr. Kraft	0,01 - 100	10 - 25	0,3 - 2,5	[2-6]
	Hochdruck-(HD) Venturiwäscher	Trägheit	> 0,1	10 - 20	1,5 - 6	[1-24] [1-10]
	Füllkörperkolonne	Diffusion Trägheit	< 0,05** > 1	ca. 2,5	0,2 - 1,5	[1-24] [2-8]
	Multiwir-Packung	Trägheit	> 0,1	keine Angabe		[2-10]

* Druckverlust von 2 bis 4 mbar erfordert einen Energieaufwand von 0,1 bis 0,2 kWh/1000 Nm^3 Abgas [1-24];

** Neue Kenntnisse dieser Arbeit [1-12].

In Elektroabscheidern [1-24, 2-6, 2-7] werden die Partikeln in einem elektrischen Hochspannungsfeld aufgeladen, anschließend wandern sie unter Wirkung der durch das elektrische Feld erzeugten Kraft zu einer Niederschlagselektrode, wo sie abgeschieden werden. Elektrofilter funktionieren besonders wirksam bei feinen Partikeln mit einem Abscheide-Minimum bei $0,5\mu\text{m}$. Die Investitions- und Energie-Kosten sind vergleichbar mit den filternden Abscheidern.

In Naßabscheidern [2-8] werden die Partikeln zu der ins Gas eingesprühten tropfenförmigen Waschflüssigkeit hin bewegt und können dort anhaften. Die Waschflüssigkeitstropfen scheiden sich gemeinsam mit den an sie gebundenen Partikeln im Tropfenabscheider ab. HD-Venturiwäscher und Füllkörperkolonne sind typische Naßabscheider. Der HD-Venturiwäscher ist der leistungsfähigste Naßabscheider. Nach Holzer beträgt

die Trenngrenze¹ des HD-Venturiwäschers $0,1 \mu\text{m}$, aber mit einem außerordentlich hohen Energieaufwand von bis zu $6 \text{ kWh pro } 1000 \text{ Nm}^3$ [1-10]. Eine Füllkörperkolonne ist ein Waschturm mit einer von Wasser berieselter Füllkörperschütterung. Sie kann für die Abscheidung von gröberen Partikeln ($> 1 \mu\text{m}$) eingesetzt werden; ihre Einsetzbarkeit auch für die Abscheidung von submikronen Partikeln ($< 0,05 \mu\text{m}$) wird durch moderne Aerosolmeßtechnik SMPS bestätigt [1-12]. Die Investitions- und Betriebskosten für die Füllkörperkolonne sind sehr niedrig.

In den letzten Jahren wurde von Leschonski eine Multiwir-Packung [2-9] zur Abscheidung trockener Partikeln entwickelt. Mit dieser Multiwir-Packung hat Chawla [2-10] einen Naßabscheider für die Partikelabscheidung entwickelt. In dieser Arbeit wird diese Multiwir-Packung als ein Abscheide-Element für die Abscheidung von Flugasche-Partikeln aus Verbrennungsanlagen untersucht.

2.2 Stand der Forschung

Die Partikeln in industriellen Abgasen weisen einen Durchmesser unter $1 \mu\text{m}$ und eine hohe Anzahlkonzentration auf [1-12]. Die Abscheidung mit konventionellen Staubabscheidern bedingt entweder hohe apparative Investitionen oder einen hohen energetischen Aufwand. Seit vielen Jahren wird daher versucht, alternative Verfahren zu entwickeln.

Als neues Prinzip wurde die Partikelvergrößerung durch Aufnahme von Wasserdampf bei salzhaltigen Partikeln eingeführt. Durch Kondensation von Wasserdampf lassen sich Submikronpartikeln auf ein mehrfaches ihres ursprünglichen Durchmessers vergrößern [2-11]. Ab einem Sättigungsgrad von ca. 0.8 beginnen die salzhaltigen Partikeln anzuwachsen. Bei einem Sättigungsgrad von 0,95 wird von Wieland [2-12] ein Wachstum der NaCl-Salzpartikeln um einen Faktor 3 experimentell festgestellt. Haryanto [2-13] stellt bei einem Sättigungsgrad von 0,99 ein Wachstum um einen Faktor 1,7 bei den wenig hygroskopischen Flugstaubpartikeln fest. Durch Mischung von zwei wasserdampfgesättigten Gasströmen unterschiedlicher Temperatur erzielten Heidenreich [2-14] und Sachweh [2-15] einen Sättigungsgrad zwischen 1,08 und 1,65 und damit einen Wachstumsfaktor zwischen 15 und 30 für NaCl-Partikeln mit einem mittleren Durchmesser von $0,12 \mu\text{m}$ bei einer Partikelkonzentration von $2,6 \cdot 10^4 \text{ 1/cm}^3$. Durch Kontakt des Gases mit Wasser tieferer oder höherer

¹ Trenngrenze: die zur Charakterisierung des Trennvermögens von Abscheidern verwendete Korngröße, für die eine 50%ige Abscheidewahrscheinlichkeit besteht.

Temperatur erzielte Vogt [2-16, 2-17] Übersättigung und damit einen Wachstumsfaktor um 20 für NaCl-Partikeln mit einem mittleren Durchmesser von $0,12 \mu\text{m}$ bei einer Konzentration von $7,5 \cdot 10^5 \text{ 1/cm}^3$.

Die Abscheidung der vergrößerten Partikeln kann mit einem erheblich geringeren Energieaufwand in einfacheren Abscheidern erfolgen. Sachweh [2-15] berichtete, daß ca. 60 % der NaCl-Partikeln mit einem mittleren Durchmesser von $0,12 \mu\text{m}$ in einem Abscheidezyklon nach Partikelvergrößerung bei einem Sättigungsgrad von 1,65 abgeschieden werden. Vogt [2-16, 2-17] hat über die Abscheidung von vergrößerten Submikronpartikeln in Füllkörperkolonne und Tropfenabscheider berichtet.

In den letzten Jahren wurden strukturierte Packungen, wie Kimre [2-18] und Multiwir [2-9], entwickelt. Die Kimre-Packung wurde als Tropfenabscheider eingesetzt. Fischer [2-19] untersuchte die Abscheidung trockener Partikeln mit einem mittleren Durchmesser von $2,5 \mu\text{m}$ in der Multiwir-Packung und erreichte einen Abscheidegrad von ca. 70 %. Chawla [2-10] setzte die Multiwir-Packung in Kombination mit Partikelwachstum für die Partikelabscheidung im Abgas ein. Damit ergab sich eine gute gravimetrische Abscheideleistung, aber die partikelgrößenabhängigen Trenngrade wurden nicht angegeben.

Die Ergebnisse bisher vorliegender Forschungsarbeiten werden mit der vorliegenden Arbeit in Tab. 2.2 verglichen. Die Forschungsarbeiten von Heidenreich [2-14], Sachweh [2-15] und Vogt [2-16, 2-17] an der Universität Kaiserslautern wurden im Labormaßstab mit NaCl-Partikeln durchgeführt (siehe Kaiserslautern in Tab. 2.2). Die eingesetzten NaCl-Partikeln befinden sich im submikronen Bereich. Die Anzahlkonzentration ist relativ niedrig bei 10^4 bis 10^6 1/cm^3 . Die Partikeln wurden nach Partikelwachstum in einer Füllkörperkolonne mit Tropfenabscheider abgeschieden.

Die Arbeiten von Leschonski [2-9] und Fischer [2-19] an der Technischen Universität Clausthal beschränken sich ebenfalls auf den Labormaßstab (siehe Clausthal in Tab. 2.2). Die Partikeln sind trockene Kalk-Partikeln von $1,2 - 3,5 \mu\text{m}$. Die Anzahlkonzentration ist ebenfalls niedrig bei ca. 10^5 1/cm^3 . Die Partikeln wurden in der Multiwir-Packung im trockenen Zustand abgeschieden. Die Rechnung nach dem von Leschonski vorgeschlagenen Mechanismus [2-9] hat einen großen Unterschied zu den Experimenten von Fischer [2-19] und Powitz [2-20] ergeben.

Tab. 2.2: Vergleich der unterschiedlichen Forschungsarbeiten

Verfahren		Kaiserslautern*		Clausthal*			Caldyn*	Diese Arbeit	
Wachstum	Gasbefeuchtung	S=1	S=1				S=1	S<0,80	
	Füllkörperkolonne							S=1	
	Gasmischung	S=1,65							
	Abgekühlte Füllkörperkolonne		S=1,1						S>1
	Zweistoffdüse						S>1	S>1	
	Dampfdosierung								S>1
Abscheidung	Zyklon (tr.)	ja							
	Füllkörperkolonne(naß)		ja					S<0,8	
	Tropfenabscheider (tr.)		ja						
	Kimre (naß)							ja	
	Multiwir (tr.)			ja				ja	
	Multiwir (naß)						ja	ja, S=1	ja, S=1 ja, S>1
untersuchte Partikeln	Partikeln	NaCl	NaCl	Kalkstein			(NH ₄) ₂ SO ₄	In-situ-Partikeln	
								Holz	Müll
	x _{g,n} [µm]	0,12	0,12	1,2	2,5	3,2	0,1 – 0,6	0,066	0,165
	c _{n,roh} [1/cm ³]	1,5·10 ⁵	8·10 ⁵	ca. 10 ⁵			250 mg/m ³	5,8·10 ⁷	2,8·10 ⁷
Trenngrad [%]		60	50 95	50	70	90	99 (grav.)	75 - 90	40 - 90

S: Sättigungsgrad; * Kaiserslautern [2-14, 2-15, 2-16, 2-17]; Clausthal [2-9, 2-19]; Caldyn [2-10]; x_{g,n}: Anzahlbezogener geometrischer Mittelwert.

Chawla [2-10] hat die Multiwir-Packung in Kombination mit dem Partikelwachstum für die Abscheidung von (NH₄)₂SO₄-Partikeln eingesetzt (siehe Caldyn in Tab. 2.2). Die Partikeln wurden nur gravimetrisch gemessen. Zur partikelgrößenabhängigen Abscheideleistung insbesondere im submikronen Bereich liegen keine Daten vor.

Zusammenfassend lässt sich zum Stand der Kenntnis vor dieser Arbeit feststellen:

- Die bisher vorliegenden Untersuchungen beschränkten sich weitgehend auf Laboruntersuchungen mit Modellpartikeln, die bei 10 – 100-fach niedrigeren Anzahlkonzentration als die Partikeln in der Abgasleitung der Verbrennungsanlage (als in-situ-Partikeln genannt) eingesetzt werden.
- Quantitative Daten zur Partikelabscheidung mit in-situ-Partikeln mittels Partikelvergrößerung in strukturierten Packungen liegen nicht vor.
- Die vorgeschlagenen Mechanismen der Abscheidung in diesen Packungen sind nicht in der Lage, die Abscheidegrade quantitativ zu berechnen.

Nach dem Stand des Wissens sollen folgende Punkte verbessert werden:

- Experimentelle Untersuchung des Partikelwachstums und der Partikelabscheidung, wobei bei der Untersuchung von Partikelabscheidung die in der Abgasleitung der Verbrennungsanlagen vorliegenden submikronen in-situ-Partikeln mit einer hohen Anzahlkonzentration von ca. 10^7 bis 10^8 $1/\text{cm}^3$ (siehe Tab. 2.2) untersucht und mit moderner Messtechnik - Mobilitätsanalysator SMPS im Bereich von 13 – 800 nm gemessen werden;
- Aufklärung der Abscheidemechanismen in strukturierten Packungen, um die Einsetzbarkeit solcher Abscheider in Verbrennungsanlagen abzuschätzen;
- Entwicklung eines Verfahrens zur Partikelabscheidung, das aus folgenden drei Schritten besteht: Zunächst werden die submikronen In-situ-Partikeln unvergrößert in der ersten Strecke der Füllkörperkolonne durch Diffusion abgeschieden. In der zweiten Strecke der Füllkörperkolonne wachsen die im Abgas verbleibenden In-situ-Partikeln durch Wasserdampfkondensation bei Sättigung oder Übersättigung an. Danach werden die vergrößerten In-situ-Partikeln in einer strukturierten Kimre- oder Multiwir-Packung durch Trägheitskraft abgeschieden.

3 Theoretische Grundlagen

Bei dem hier untersuchten Verfahren laufen mehrere Vorgänge simultan oder nacheinander ab. Sie lassen sich in drei Gruppen gliedern:

- Befeuchtung des Abgasstromes bis zur Übersättigung,
- Partikelwachstum durch heterogene Kondensation,
- Partikelabscheidung und Partikelaustrag.

Der Abgasstrom wird durch Verdunstung von Wasser schrittweise in der Quenche und in der Füllkörperkolonne vollständig gesättigt, wobei eine simultane Wärme- und Stoffübertragung zwischen dem Wasser und dem Abgasstrom stattfindet. Dieser Vorgang ist von verschiedenen Autoren eingehend untersucht worden [3-1, 3-2, 3-3]. Eine Übersättigung des Abgases kann durch Kontakt mit Wasser oder durch Zugabe von Dampf erzielt werden.

Für salzhaltige Partikeln kann eine spontane Kondensation schon bei einem Sättigungsgrad kleiner als 1 erreicht werden. Bis zur Sättigung des Abgases lassen sich die salzhaltigen Partikeln durch Wasserdampfkondensation jedoch nur begrenzt vergrößern. Um sie weiter zu vergrößern, muß die Gasphase einen Sättigungsgrad von ca. 1,04 überschreiten [1-4]. Der Wärme- und Stoffaustausch zwischen den Tropfen und der Gasphase führt dann zum Partikelwachstum.

Die Partikeln bzw. Tropfen werden durch den Diffusionsvorgang und den Trägheitsmechanismus zuerst in der Füllkörperkolonne und dann in der strukturierten Packung - Kimre oder Multiwir – abgeschieden. Da die Partikeln überwiegend wasserlöslich sind, werden sie durch Wasser sowohl aus der Füllkörperkolonne als auch aus der strukturierten Packung ausgetragen.

Im Folgenden werden die theoretischen Grundlagen der die Abscheide-Vorgänge bestimmenden Schritte erläutert.

3.1 Gasbefeuchtung

Die Befeuchtung eines Gas-Dampf-Gemisches läßt sich durch folgende Prozesse erzielen:

- Kontakt mit Wasser,
- Zumischung von Dampf,
- Kühlung an kalten Oberflächen,
- Mischung zweier Gasströme,
- Adiabatische Expansion.

In der vorliegenden Arbeit werden nur die hier relevanten Vorgänge wie

- Sättigung durch Kontakt mit Wasser,
- Übersättigung durch Kontakt mit Wasser,
- Übersättigung durch Zumischung von Dampf

mit Hilfe des Mollier-Diagramms (h,x -Diagramm) für feuchte Luft eingehend erläutert, wobei das Abgas vereinfachend als Luft betrachtet werden kann.

3.1.1 Mollier h - x -Diagramm für feuchte Luft

Der Gesamtdruck eines Gas-Dampfgemisches p

$$p = p_D + p_G \quad (3.1)$$

setzt sich aus dem Partialdruck des Dampfes p_D und dem Partialdruck aller übrigen Gase p_G zusammen.

Der Partialdruck von Gasen p_G kann beliebig groß sein. Dagegen kann bei einer Gemischtemperatur t der Partialdruck des Dampfes p_D den Sättigungsdruck p_s

$$p_s = f(t) \quad (3.2)$$

nicht überschreiten, es sei denn, das Gas ist übersättigt. Bei $p_D = p_s$ hat der Dampf den Sattdampfzustand, dagegen ist er ungesättigt bei $p_D < p_s$.

Das Verhältnis

$$\varphi = \frac{p_D}{p_s} \quad (3.3)$$

heißt relative Feuchte des Gas-Dampf-Gemisches [3-4] oder Sättigungsgrad S [3-5].

Für technische Rechnungen ist die relative Feuchte φ nicht gut geeignet. Man arbeitet dort mit der Wasserdampfbeladung x [3-5]

$$x = \frac{m_D}{m_G} = \frac{m_D}{m_{GD} - m_D} \quad (3.4)$$

wobei das Gas-Dampf-Gemisch m_{GD} aus der Dampfmasse m_D und der Gasmasse m_G besteht.

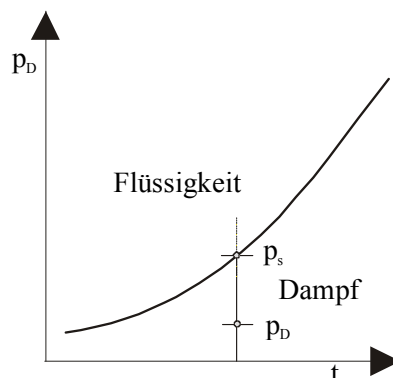


Abb. 3.1: Dampfdruckkurve [3-4]

Befinden sich Dampf m_D und Gase m_G in einem Raum mit einem Volumen V und einer Temperatur t , läßt sich das ideale Gasgesetz wie folgt formulieren: Dampf: $V p_D = R_D m_D (273 + t)$ und Gase: $V p_G = R_G m_G (273 + t)$, wobei R_D bzw. R_G Gaskonstante vom Dampf bzw. von Gas. Aus der Division der beiden Zustandgleichungen ergibt sich

$$\frac{m_D}{m_G} = \frac{R_G \cdot p_D}{R_D \cdot p_G} \quad (3.5)$$

Setzt man für $p_D = \varphi p_s$ aus Gl. (3.3) und $p_G = p - p_D$ aus Gl. (3.1) in Gl. (3.5) ein, gilt dann nach dem Vergleich mit Gl. (3.4)

$$x = \frac{m_D}{m_G} = \frac{R_G}{R_D} \cdot \frac{\varphi p_s}{p - \varphi p_s} \quad (3.6)$$

Im gesättigten Gas-Dampf-Gemisch mit $\varphi=1$ liegt der Höchstgehalt an Dampf

$$x_s = \frac{m_D}{m_G} = \frac{R_G}{R_D} \cdot \frac{p_s}{p - p_s} \quad (3.7)$$

vor, der nur von der Gemischtemperatur gemäß Gl. (3.2) abhängt.

Die Enthalpie des Gas-Dampf-Gemisches ergibt sich aus der Summe der Enthalpien der Gemischbestandteile – Gas und Dampf. Im Bereich mäßiger Dampfdrücke, wo Dampf sich annähernd wie ein ideales Gas verhält, kann nach Mollier die Enthalpie des Dampfes vereinfacht mit $h_D = r_0 + c_{pD}t$ (r_0 : Verdampfungsenthalpie des Wassers bei 0°C $r_0 = 2051$ [kJ/kg]; c_{pD} : spezifische Wärmekapazität des Dampfes bei konstantem Druck $c_{pD} = 1,86$ [kJ/kgK]) berechnet werden. Wird noch für die Gasenthalpie $h_G = c_{pG}t$ (c_{pG} : spezifische Wärmekapazität des Gases bei konstantem Druck $c_{pG} \approx 1$ [kJ/kgK]) gesetzt, so folgt für die Enthalpie des ungesättigten Gases ($\varphi < 1$)

$$h = h_G + xh_D = c_{pG}t + x(r_0 + c_{pD}t) \quad (3.8)$$

bzw. mit Gl. (3.6)

$$h = h_G + xh_D = c_{pG}t + \frac{R_G}{R_D} \cdot \frac{\varphi p_s}{p - \varphi p_s} (r_0 + c_{pD}t) \quad (3.9)$$

und für die Enthalpie des gesättigten Gases ($\varphi=1$)

$$h = h_G + x_s h_D = c_{pG}t + x_s (r_0 + c_{pD}t) \quad (3.10)$$

bzw. mit Gl. (3.7)

$$h = h_G + x_s h_D = c_{pG} t + \frac{R_G}{R_D} \cdot \frac{p_s}{p - p_s} (r_0 + c_{pD} t). \quad (3.11)$$

Ein Gas-Dampf-Gemisch kann, wenn es übersättigt ist, noch Nebel enthalten. Nebel besteht aus feinsten Wassertröpfchen, die im Gemisch verteilt sind. Er ist sichtbar, während Dampf unsichtbar ist. Enthält ein Gemisch x_N kg Nebel pro kg Gas, so ist seine Gesamtfeuchte $x = x_s + x_N$ und seine Enthalpie

$$h = h_G + x_s h_D + x_N h_N = c_{pG} t + x_s (r_0 + c_{pD} t) + x_N c_N t \quad (3.12)$$

mit spezifischer Wärmekapazität des Nebels bzw. Wassers $c_N = 4,19$ [kJ/kgK],

bzw.

$$h = c_{pG} t + x_s (r_0 + c_{pD} t) + (x - x_s) c_N t \quad (3.13)$$

Dabei ist

- h Enthalpie des Gas-Dampf-Gemisches in kJ/kg-Gas,
- h_G Enthalpie des Gases bei der Temperatur t in kJ/kg,
- h_D Enthalpie des Dampfes bei der Temperatur t in kJ/kg,
- h_N Enthalpie des Nebels bei der Temperatur t in kJ/kg,
- x absoluter Wassergehalt des Gases in kg/kg-Gas,
- x_s absoluter Wassergehalt des gesättigten Gases in kg/kg-Gas,
- c_{pG} spezifische Wärmekapazität des Gases bei konstantem Druck $c_{pG} \approx 1$ [kJ/kgK],
- c_{pD} spezifische Wärmekapazität des Dampfes bei konstantem Druck $c_{pD} = 1,86$ [kJ/kgK],
- c_N spezifische Wärmekapazität des Nebels bzw. Wassers $c_N = 4,19$ [kJ/kgK],
- r_0 Verdampfungsenthalpie des Wassers bei 0°C $r_0 = 2051$ [kJ/kg] und
- t Temperatur des Gases, des Dampfes oder des Nebels in $^\circ\text{C}$.

Das h - x -Diagramm von Mollier in Abb. 3.2 stellt die Zustandsgrößen des Luft-Dampf-Gemisches nach Gl. (3.8), Gl. (3.10) und Gl. (3.12) dar. Dabei wurde ein schiefwinkliges Koordinatensystem gewählt, um günstigere Darstellungen der Isothermen (t -Linie) zu ermöglichen. Die x -Achse hat die Steigung $\tan(\beta - 90^\circ) = -r_0$.

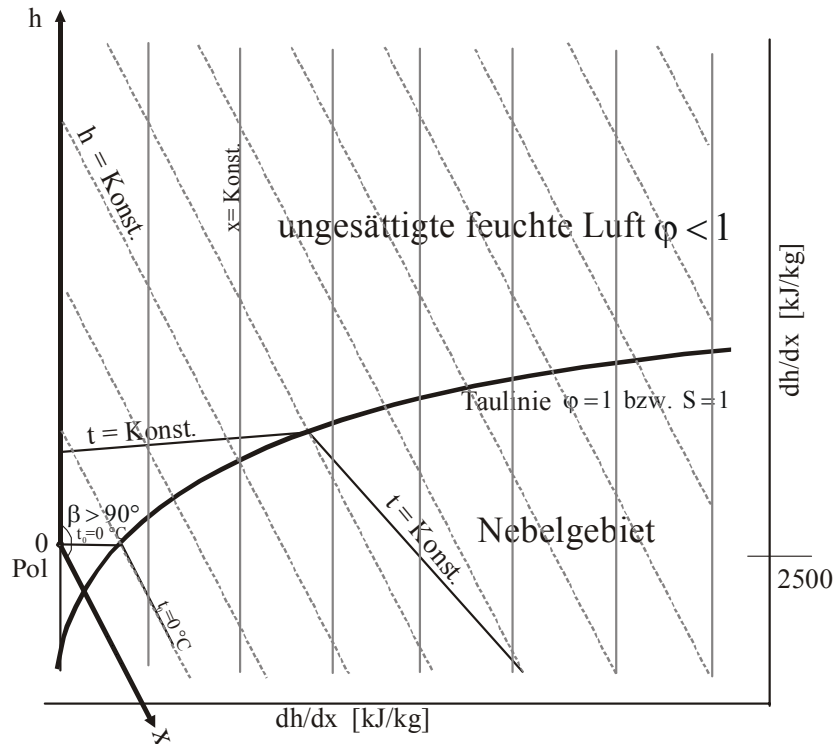


Abb. 3.2: Mollier h - x -Diagramm ($p=\text{konstant}$) mit einem Pol und Randmaßstab für dh/dx [3-4]

Durch die Linie $h = f(x)$ bei $\phi = 1$ ist das Gebiet des ungesättigten Luft-Dampf-Gemisches vom Nebelgebiet getrennt.

Bei einer konstanten Temperatur t stellt für das ungesättigte Luft-Dampf-Gemisch die Enthalpie mit einer Steigung von (aus Gl. (3.8))

$$\frac{dh}{dx} = r_0 + c_{pD}t \quad (3.14)$$

und für das Nebelgebiet die Enthalpie mit einer Steigung von (aus Gl. (3.12))

$$\frac{dh}{dx} = c_N t \quad (3.15)$$

eine Gerade dar, die einen Knickpunkt bei $x = x_s$ hat. Die Isothermen (t -Linien) der beiden Gebiete sind etwas auseinanderstrebende Geraden mit einer positiven Steigung. Sie steigen, bezogen auf der x -Achse, im ungesättigten Gebiet steil, im Nebelgebiet ganz flach an.

Die Isenthalpen – h-Linien – laufen parallel zur x-Achse. Linien gleicher absoluter Feuchte – x-Linien – parallel zur h-Achse. Der Koordinatenanfangspunkt wird Pol genannt. Der Randmaßstab ist dh/dx . Aufgrund ähnlicher Eigenschaften zwischen Luft und Abgas kann dieses Diagramm näherungsweise für das Abgas benutzt werden.

3.1.2 Gasbefeuchtung durch Wasser oder Dampf

Abb. 3.3 stellt einen adiabaten Kontaktapparat ($\dot{Q}_0 = 0$) für ein Gas-Dampf-Gemisch bei einem Zustand 1 (\dot{m}_G, h_1, x_1, t_1) mit fließendem Wasser beim Zustand W_1 ($\dot{m}_{W_1}, h_{W_1}, t_{W_1}$) dar. Nach dem Prozeß hat das Gas-Dampf-Gemisch einen neuen Zustand 2 (\dot{m}_G, h_2, x_2, t_2) und das fließende Wasser einen neuen Zustand W_2 ($\dot{m}_{W_2}, h_{W_2}, t_{W_2}$). Zwischen dem Gas-Dampf-Gemisch und fließendem Wasser findet Flüssigkeitsaustausch \dot{m}_F (Austauschwasser bei einem Zustand F ($\dot{m}_F, h_F, x_F \rightarrow \infty, t_F$)) und Wärmeaustausch \dot{Q} statt.

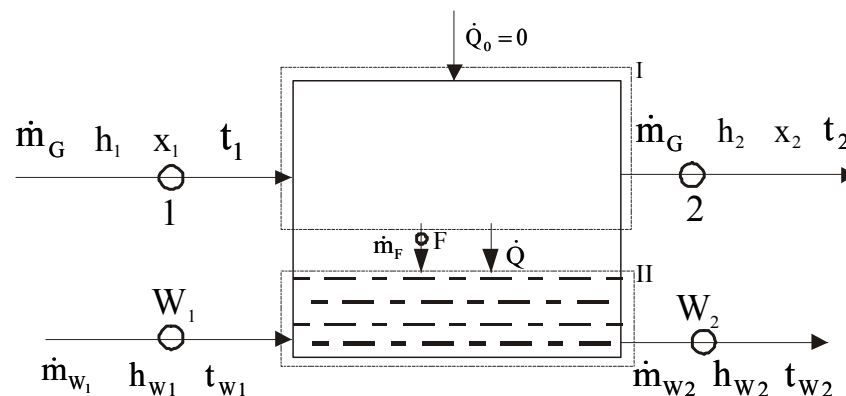


Abb. 3.3: Gasbefeuchtung eines Gas-Dampf-Gemisches durch Kontakt mit fließendem Wasser

Dabei ist

- \dot{m} Massenstrom des Gases oder des Wassers in kg/h,
- h spezifische Enthalpie des Gemisches in kJ/kg-Gas oder des Wassers in kJ/kg,
- x absolute Wassergehalt des Gemisches in kg/kg-Gas,
- x_F absolute Wassergehalt des Austauschwassers in kg/kg-Gas ($x_F = \dot{m}_F / \dot{m}_G = \dot{m}_F / 0 \rightarrow \infty$),
- t Temperatur des Wassers oder des Gas-Dampf-Gemisches in °C,
- G, W_1 , W_2 , F, 1, 2 Zustände und
- \dot{Q} Wärmestrom in kJ/h.

Für System I gilt als Wasserbilanz

$$\dot{m}_G x_1 - \dot{m}_F = \dot{m}_G x_2 \quad (3.16)$$

und Energiebilanz

$$\dot{m}_G h_1 - \dot{m}_F h_F - \dot{Q} = \dot{m}_G h_2 \quad . \quad (3.17)$$

Für System II gilt als Wasserbilanz

$$\dot{m}_{W_1} + \dot{m}_F = \dot{m}_{W_2} \quad (3.18)$$

und die Energiebilanz

$$\dot{m}_{W_1} h_{W_1} + \dot{m}_F h_F + \dot{Q} = \dot{m}_{W_2} h_{W_2} \quad . \quad (3.19)$$

Aus Gl. (3.16) und Gl. (3.18) ergibt sich

$$\dot{m}_G (x_2 - x_1) = \dot{m}_{W_1} - \dot{m}_{W_2} = -\dot{m}_F \quad . \quad (3.20)$$

Aus Gl. (3.17) und Gl. (3.19) ergibt sich

$$\begin{aligned} \dot{m}_G (h_2 - h_1) &= \dot{m}_{W_1} h_{W_1} - \dot{m}_{W_2} h_{W_2} = \dot{m}_{W_1} h_{W_1} - \dot{m}_{W_2} h_{W_2} + (\dot{m}_{W_2} h_{W_1} - \dot{m}_{W_2} h_{W_1}) \\ &= (\dot{m}_{W_1} - \dot{m}_{W_2}) h_{W_1} + \dot{m}_{W_2} (h_{W_1} - h_{W_2}) = -\dot{m}_F h_{W_1} + \dot{m}_F \left(\frac{\dot{m}_{W_1}}{\dot{m}_F} + 1 \right) (h_{W_1} - h_{W_2}) \end{aligned} \quad (3.21)$$

Aus Gl. (3.20) und Gl. (3.21) ergibt sich die Steigung der Mischrichtung

$$\frac{h_2 - h_1}{x_2 - x_1} = h_{W_1} - \left(\frac{\dot{m}_{W_1}}{\dot{m}_F} + 1 \right) (h_{W_1} - h_{W_2}) \quad . \quad (3.22)$$

Einige Fälle der Zustandänderung des Gas-Dampf-Gemisches bei Zumischung von Wasser oder Dampf sind in Abb. 3.4 – Abb. 3.6 dargestellt.

3.1.2.1 Gassättigung durch Kontakt mit Wasser

Das ungesättigte Gas-Dampf-Gemisch kann durch Kontakt mit fließendem Wasser bis zu $\varphi = 1$ befeuchtet werden. Dabei wird das ungesättigte Gas-Dampf-Gemisch abgekühlt und

Austauschwasser ins Gas-Dampf-Gemisch zugemischt ($\dot{m}_F < 0$) bzw. die absolute Feuchte erhöht. Die bei der Abkühlung des Gas-Dampf-Gemisches abgegebene Energie steht der Verdampfung des Austauschwassers und eventuell der Erwärmung des fließenden Wassers zur Verfügung.

Läuft das fließende Wasser im Kreislauf, stellt sich bei gleichen Gaseintrittsbedingungen im stationären Zustand, also für eine Zeit $t \rightarrow \infty$, stets die gleiche Kreislaufwassertemperatur t_{KW} ein, unabhängig von Gasaustrittszustand [3-5]. D.h. die Kreislaufwassertemperatur t_{KW} bleibt konstant bis der letzte Tropfen verdunstet ist, also das Kreislaufwasser erwärmt sich nicht ($t_{KW} = t_{w_1} = t_{w_2} = \text{Konst.}$ und $\dot{Q}_0=0$). In diesem Fall wird die bei der Abkühlung des Gas-Dampf-Gemisches abgegebene Energie als Verdampfungsenergie des Austauschwassers vollständig umgewandelt. Diese Kreislaufwassertemperatur t_{KW} nennt man auch Kühlgrenztemperatur t_{KG} .

Bei $t_{w_1} = t_{w_2}$ gilt

$$h_{w_1} = h_{w_2} \quad . \quad (3.23)$$

Aus Gl. (3.22) und Gl. (3.23) ergibt sich

$$\frac{h_2 - h_1}{x_2 - x_1} = h_{w_1} \quad . \quad (3.24)$$

Für Wasser gilt

$$h_{w_1} = c_w t_{w_1} = c_w t_{KW} = c_w t_{KG} \quad . \quad (3.25)$$

Die Zustandänderung des Gas-Dampf-Gemisches durch Kreislaufwasser mit einer Temperatur von $t_{KW} = t_{w_1} = t_{w_2} = t_{KG}$ ist in Abb. 3.4 eingetragen. Dabei wird Austauschwasser ($-\dot{m}_F = \Delta x_{2-1} \dot{m}_G$) verdunstet bzw. ins Gas-Dampf-Gemisch zugemischt. Der Mischzustand 2 liegt auf der Linie zwischen Punkt 1 und Punkt F. Aber der Punkt F läßt sich im h-x-Diagramm

als Punkt nicht darstellen, da reines Wasser $x_F = \frac{-\dot{m}_F}{\dot{m}_{G_2}} = \frac{-\dot{m}_F}{0} \rightarrow \infty$ bedeutet. Es läßt sich aber

die Richtung des Prozeßweges angeben, wobei im h - x -Diagramm hierzu der Randmaßstab $\Delta h/\Delta x$ benutzt wird [3-4, 3-5]. Die Mischrichtung, Linie Pol- a^* für diesen Fall, ist nach Gl. (3.24) und Gl. (3.25) zu bestimmen. Der Zustand des Gas-Dampf-Gemisches wandert nämlich von Punkt 1 (h_1, x_1, t_1) in die Richtung 1- a , die parallel zu der Linie Pol- a^* steht. Die endgültige Lage des Mischpunktes 2 hängt von der ins Gas-Dampf-Gemisch übergehenden Austauschwassermenge ($-\dot{m}_F$) ab. Erreicht der Mischzustand, (Punkt 2, h_2, x_2, t_2) die Sättigungslinie bzw. den Punkt A (h_A, x_A, t_A), ist das Gas-Dampf-Gemisch gesättigt. Es gilt dann $x_1 < x_A$ (x -Erhöhung oder Zumischung von Wasser), $t_1 > t_A = t_{KW} = t_{KG}$ (t -Senkung) und $h_1 < h_A$, sowie $x_2 \rightarrow x_A, t_2 \rightarrow t_A = t_{KW} = t_{W_1} = t_{W_2} = t_{KG}$ und $h_2 \rightarrow h_A$. Die ins Gas-Dampf-Gemisch zugemischte Wassermenge beträgt $-\dot{m}_F = \Delta x_{A-1} \dot{m}_G$. Der Punkt A auf der Sättigungslinie wird Taupunkt des Gases genannt.

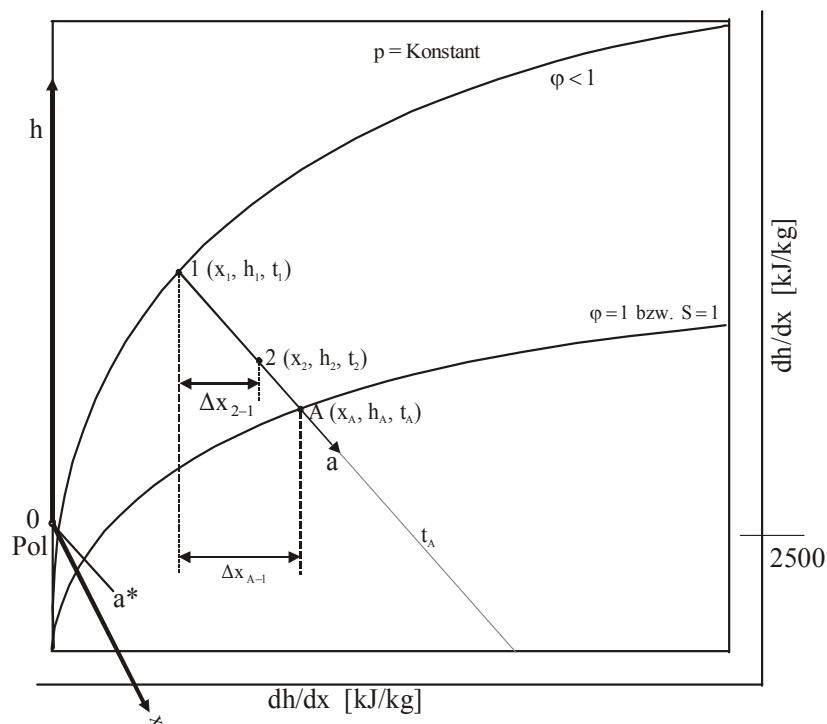


Abb. 3.4: Gassättigung durch Kontakt mit Wasser

Wegen der begrenzten Austauschfläche zwischen Kreislaufwasser und Abgas läßt sich das Abgas in der Quenche nicht bis zur Kühlgrenztemperatur t_{KG} abkühlen. Wenn ein Apparat, mit der Austauschfläche $A \rightarrow \infty$, z. B. eine Füllkörperkolonne, zur Verfügung steht, kann der Endzustand (Punkt 2) die Sättigungslinie bzw. den Punkt A erreichen.

3.1.2.2 Gasübersättigung durch Kontakt mit Wasser

Das gesättigte Gas, der Punkt A (h_A, x_A, t_A), kann durch Kontakt mit fließendem Wasser übersättigt werden. Im Fall $t_{w_1} = t_A$ stehen das gesättigte Gas und das fließende Wasser im Gleichgewicht, und es findet kein Wärme- und Stoffaustausch statt, somit ist dort eine Übersättigung unmöglich. Ist $t_{w_1} \neq t_A$, findet Wärme- und Stoffaustausch zwischen dem gesättigten Gas und dem fließenden Wasser statt, somit kann das gesättigte Gas übersättigt werden. Dabei wird Austauschwasser entweder aus dem Gas-Dampf-Gemisch ausgeschieden (x -Abnahme) oder ins Gas-Dampf-Gemisch (x -Zunahme) zugemischt.

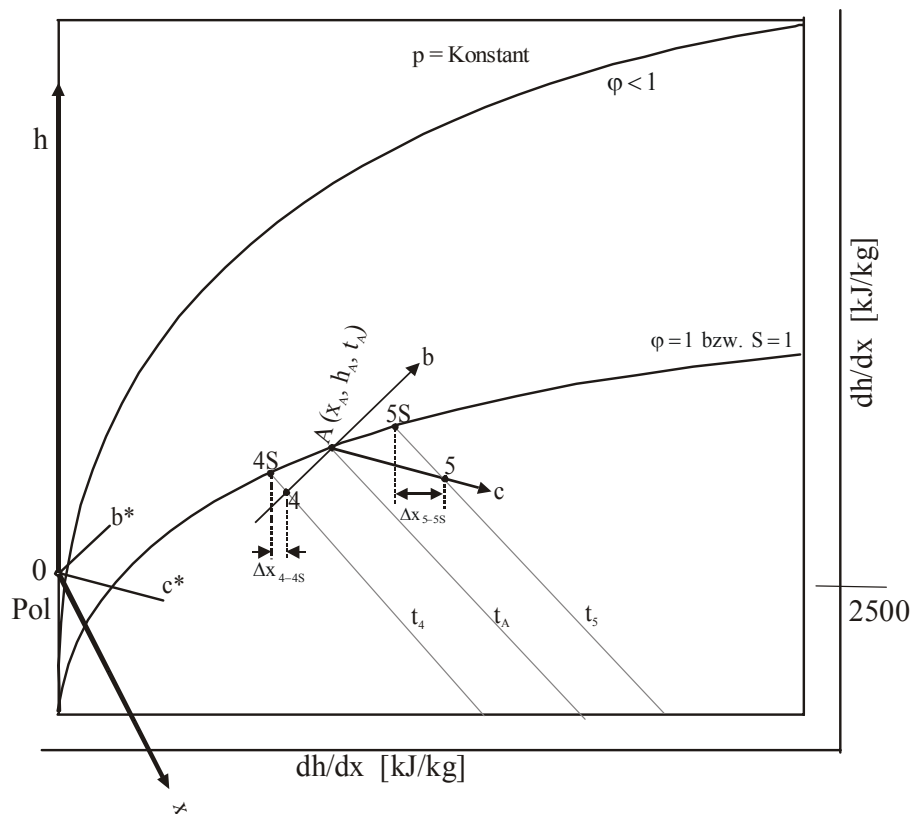


Abb. 3.5: Gasübersättigung durch Kontakt mit Wasser

In Abb. 3.5 ist die Zustandsänderung des gesättigten Gases durch Kontakt mit fließendem Wasser niedriger Temperatur ($t_{w_1} < t_A$) eingetragen (Punkt 4). Dabei wird das gesättigte Gas abgekühlt ($t_4 < t_A$) und zusätzlich Austauschwasser ($\dot{m}_F > 0$) aus dem Gas-Dampf-Gemisch ($x_4 < x_A$) ausgetaucht. Die dabei freigesetzte Energie steht der Erwärmung des fließenden Wassers ($t_{w_1} < t_{w_2}$) zur Verfügung. Ein Kühlapparat außerhalb der Mischkammer ermöglicht einen geschlossenen Wasserkreislauf.

Nach Ermittlung von t_{w_1} , t_{w_2} , \dot{m}_{w_1} und \dot{m}_F läßt sich die Mischrichtung nach Gl. (3.22) bestimmen. Aufgrund $t_{w_1} < t_{w_2}$ bzw. $h_{w_1} < h_{w_2}$ und $\dot{m}_{w_1} \gg \dot{m}_F > 0$, hat die Mischrichtung

A-b (parallel zu Pol-b*) eine große Steigung von $\frac{h_4 - h_A}{x_4 - x_A} = h_{w_1} - \left(\frac{\dot{m}_{w_1}}{\dot{m}_F} + 1\right)(h_{w_1} - h_{w_2}) \gg 0$.

Da $x_4 < x_A$ ist, befindet sich der Mischpunkt 4 links der x_A -Linie und unter der Sättigungslinie im Nebelgebiet. Der Mischpunkt 4 setzt sich aus gesättigtem Zustand 4S (h_{4S} , x_{4S} und t_{4S}) und im Gas verteiltem Nebel mit einer Menge von $\dot{m}_{\text{Nebel}} = \Delta x_{4-4S} \dot{m}_G$ zusammen. Die an der Wasseroberfläche ausgetauchte Austauschwassermenge ist $\dot{m}_F = \Delta x_{A-4} \dot{m}_G$. Die im Gas-Dampf-Gemisch übersättigte Wassermenge ist $\dot{m}_{\text{Nebel}} = \Delta x_{4-4S} \dot{m}_G$.

Im Fall $t_{w_1} > t_A$ kann das gesättigte Gas auch übersättigt werden. Die Zustandänderung davon ist ebenfalls in Abb. 3.5 eingetragen (Punkt 5). Dabei wird das fließende Wasser abgekühlt ($t_{w_1} > t_{w_2}$), das Gas-Dampf-Gemisch erwärmt und Austauschwasser ins Gas zugemischt ($\dot{m}_F < 0$). Die bei der Abkühlung des fließenden Wassers freigesetzte Energie wird bei der Verdampfung von Austauschwasser und bei der Erwärmung von Gas-Dampf-Gemisch aufgenommen. Ein Wärmetauscher außerhalb der Mischkammer ermöglicht einen geschlossenen Wasserkreislauf.

Nach Gl. (3.22) ist die Steigung der Mischrichtung A-c (parallel zu Pol-c*) ebenfalls positiv. Die genaue Steigung ist nach Ermittlung von t_{w_1} , t_{w_2} , \dot{m}_{w_1} und \dot{m}_F zu bestimmen. Der Mischpunkt 5 setzt sich aus gesättigtem Zustand 5S (h_{5S} , x_{5S} , t_{5S}) und im Gas verteiltem Nebel ($\dot{m}_{\text{Nebel}} = \Delta x_{5-5S} \dot{m}_G$) zusammen. Die ins Gas übergehende Austauschwassermenge ist $-\dot{m}_F = \Delta x_{5-A} \dot{m}_G$. Die im Gas-Dampf-Gemisch übersättigte Wassermenge ist $\dot{m}_{\text{Nebel}} = \Delta x_{5-5S} \dot{m}_G$.

3.1.2.3 Gasübersättigung durch Zumischung von Dampf

Das gesättigte Gas läßt sich durch Zumischung von Dampf – gasförmiges Wasser – auch übersättigen. Dieser Fall ist in Abb. 3.6 kenngezeichnet.

Bei Zumischung von Dampf (\dot{m}_D , h_D , t_D) ist $\dot{Q}=0$ und $\dot{m}_{W_2}=0$, somit gilt dann $\dot{m}_{W_1} = \dot{m}_D = -\dot{m}_F$. Nach Gl. (3.22) ist für diesen Fall die Mischrichtung A-d (parallel zu Pol-d*)

$$\frac{h_6 - h_A}{x_6 - x_A} = h_{W_1} \quad (3.27)$$

$$\text{mit } h_{W_1} = h_D = r_0 + c_D t_D \quad (3.28)$$

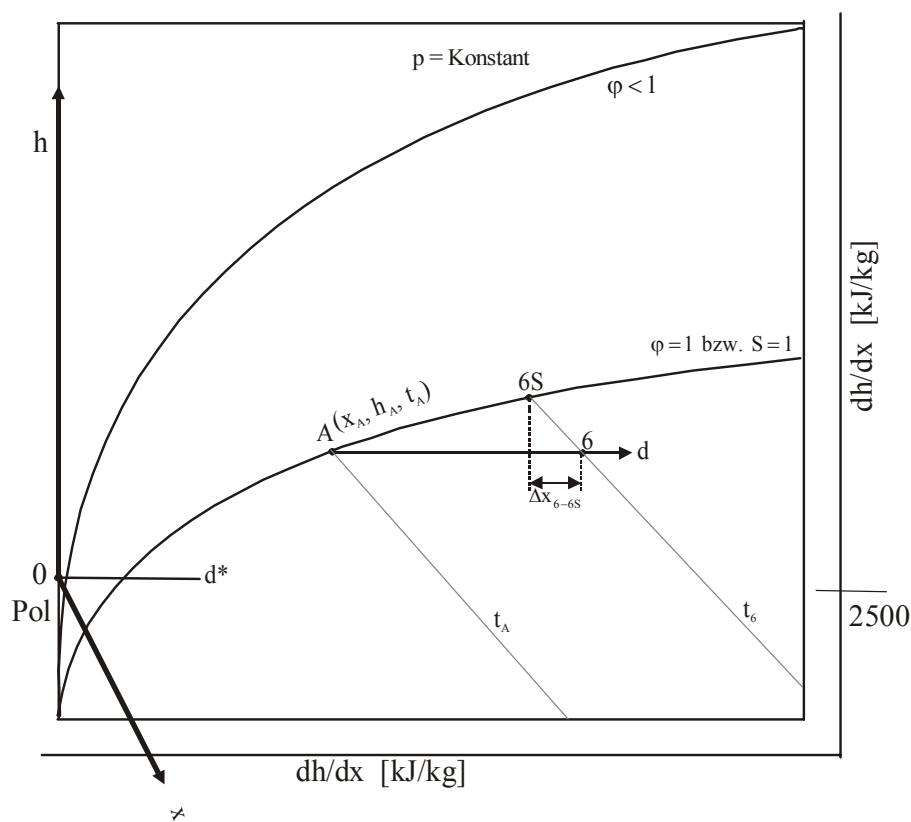


Abb. 3.6: Gasübersättigung durch Zumischung von Dampf

Der Zustand des gesättigten Gases von Punkt A (h_A , x_A , t_A) wandert in die Richtung A-d nach Punkt 6 (h_6 , x_6 , t_6). Dabei wird Dampf von einer Menge $\dot{m}_D = \Delta x_{6-A} \dot{m}_G$ zugemischt. Da $t_D > t_A$ ist, wird das gesättigte Gas erwärmt und nimmt Energie auf, die der Dampf bei Abkühlung und bei Nebelbildung abgibt. Es gilt $x_6 > x_A$, $t_6 > t_A$ und $h_6 > h_A$. Der Punkt 6 befindet sich im Nebelgebiet, und er setzt sich aus dem gesättigtem Zustand 6S (h_{6S} , x_{6S} , t_{6S}) und Nebel mit einer Menge von $\dot{m}_{\text{Nebel}} = \Delta x_{6-6S} \dot{m}_G$ zusammen. Die zugemischte Dampfmenge

ist $\dot{m}_D = \Delta x_{6-A} \dot{m}_G$. Die im Gas-Dampf-Gemisch übersättigte Wassermenge ist $\dot{m}_{\text{Nebel}} = \Delta x_{6-6S} \dot{m}_G$.

Mit dem ersten Term der Gl. (3.28) $r_0 = 2500 \text{ kJ/kg}$ liegt die Mischrichtung fast parallel zur x-Achse, zusätzlich mit dem zweiten Term $c_D t_D$ kann die Mischrichtung über die Sättigungslinie liegen, was zur Untersättigung des Gases führt. Deshalb soll die Temperatur des Dampfes möglichst niedrig gehalten werden.

Der Vorteil der Zumischung von Dampf besteht darin, daß der Sättigungsgrad beliebig eingestellt werden kann. Als Nachteil ist die eventuell notwendige große Menge an Dampf anzusehen, weil $\Delta x_{6-6S} < \Delta x_{6-A}$ ist.

3.2 Partikelwachstum

Partikelwachstum bzw. Partikelvergrößerung vor der eigentlichen Partikelabscheidung führt zu einer deutlichen Verbesserung der Partikelabscheidung, weil die Partikelabscheidung bei der Naßwäsche im wesentlichen von den Trägheitskräften der Partikeln bestimmt wird. Ein solches Partikelwachstum kann auf zwei unterschiedliche Wege erreicht werden: durch Koagulation kleiner Partikeln zu größeren und durch Wasserdampfkondensation auf die Partikeln.

3.2.1 Partikelwachstum durch Koagulation

Die in Aerosolen auftretenden Relativbewegungen der Partikeln verursachen Zusammenstöße und dabei häufig die Zusammenlagerung von Teilchen oder Tropfen zu größeren Aggregaten. Dieser Vorgang, der mit einer Verminderung der Anzahlkonzentration der Teilchen verbunden ist, wird als Koagulation bezeichnet. Je nach Art der Ursache für das Zusammenstoßen der Teilchen unterscheidet man die thermische Koagulation und die kinematische Koagulation. Bei thermischer Koagulation wird die Relativbewegung durch die Brownsche Molekularbewegung verursacht, bei kinematischer Koagulation spielen äußere Kräfte, z. B. elektrostatische Kraft, die Schwerkraft und Strömungseffekte, eine entscheidende Rolle.

Bei Aerosolteilchen mit einem Partikeldurchmesser $x < 1 \mu\text{m}$ dominiert die thermische Koagulation. Unter der Annahme, daß sich der Partikelstrom mit dem 1. Fickschen Gesetz beschreiben läßt, gilt für zeitlichen Verlauf der Anzahlkonzentration $c(t)$ eines Aerosols [1-4]

$$c(t) = \frac{c_0}{1 + c_0 K_0 t} \quad (3.29)$$

mit dem Koagulationskoeffizienten

$$K_0 = 4\pi x D. \quad (3.30)$$

Dabei ist

- $c(t)$ Anzahlkonzentration beim Zeitpunkt t in $1/\text{m}^3$,
- c_0 Anfangszahlkonzentration zur Zeit $t=0$ in $1/\text{m}^3$,
- K_0 Koagulationskoeffizient von Partikeln in m^3/s ,
- x Partikeldurchmesser in m und
- D Diffusionskoeffizient von Partikeln in m^2/s .

Die Abhängigkeit der K_0 -Werte von der Partikelgröße zeigt Abb. 3.7 [1-4]. Der Koagulationskoeffizient K_0 fällt bis zu einer Partikelgröße von $0,3 \mu\text{m}$ stark ab, und flacht dann ab. Dies bedeutet, daß eine starke Partikelreduzierung nur bei kleinen Partikeln stattfindet.

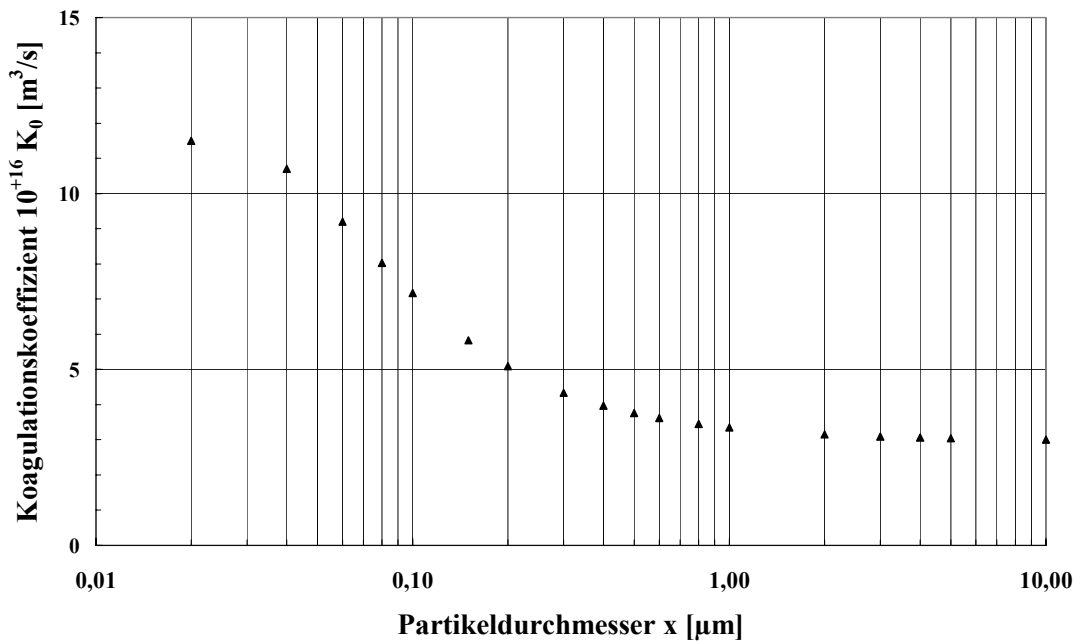


Abb. 3.7: Abhängigkeit des Koagulationskoeffizienten K_0 von der Partikelgröße (Daten aus [1-4] Table A11, Seite 458)

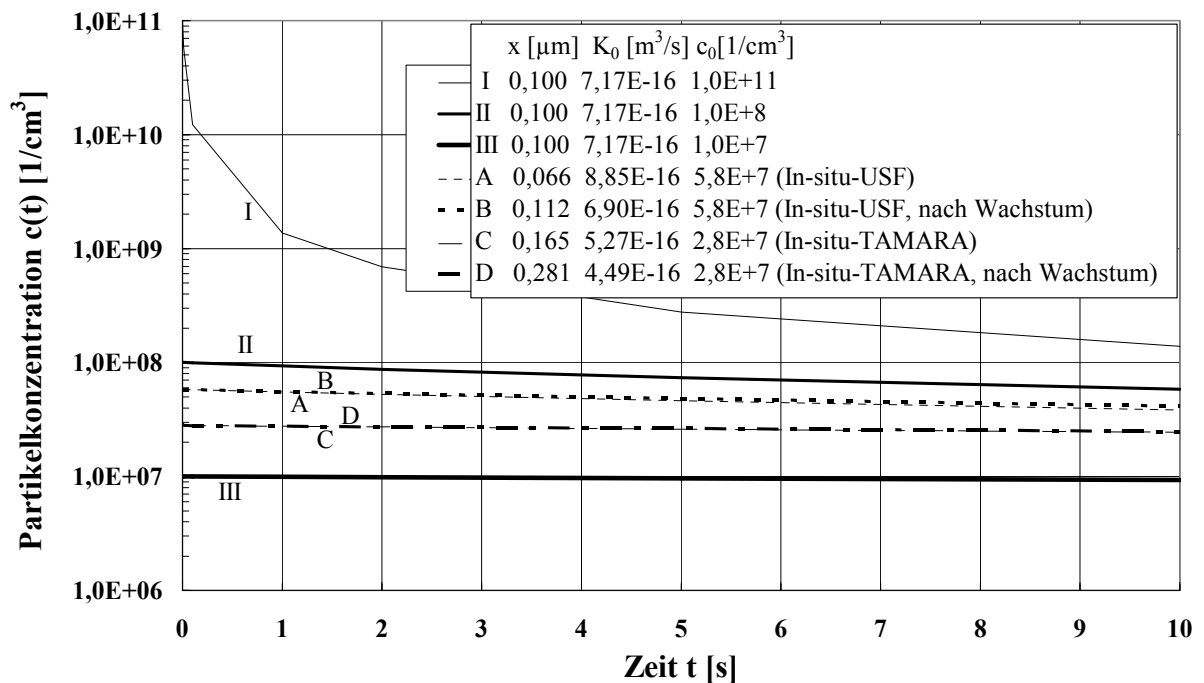


Abb. 3.8: Abhängigkeit der Anzahlkonzentration von Koagulationszeit für unterschiedliche Anfangskonzentrationen und Partikeldurchmessern (x : Partikelgröße; K_0 : Koagulationskoeffizient aus Abb. 3.7 [1-4]; c_0 : Anzahlkonzentration am Anfang).

Um den Einfluß von Anfangskonzentration und der Zeit auf die an Partikelwachstum gebundene Reduzierung der Partikelanzahlkonzentration zu erkennen, sind drei Kurven unterschiedlicher Anfangskonzentrationen (Kurve I, II und III) nach Gl. (3.29) in die Abb. 3.8 eingetragen. Es ist zu erkennen, daß das durch Koagulation bedingte Partikelwachstum bzw. die Absenkung der Partikelanzahlkonzentration sehr stark von der Anfangskonzentration abhängig ist.

Außerdem zeigen die Kurven A, B, C und D die nach Gl. (3.29) berechnete Änderung der Anzahlkonzentration der hier untersuchten Aerosole (Kurve A für die USF-Partikeln vor dem Wachstum: $x = 0,066 \mu\text{m}$, $c_0 = 5,8 \cdot 10^7 \text{ cm}^{-3}$; Kurve B für die USF-Partikeln nach der Wachstum: $x = 0,112 \mu\text{m}$, $c_0 = 5,8 \cdot 10^7 \text{ cm}^{-3}$; Kurve C für die TAMARA-Partikeln vor dem Wachstum: $x = 0,165 \mu\text{m}$, $c_0 = 2,8 \cdot 10^7 \text{ cm}^{-3}$; Kurve D für die TAMARA-Partikeln nach dem Wachstum: $x = 0,281 \mu\text{m}$, $c_0 = 2,8 \cdot 10^7 \text{ cm}^{-3}$). Hiernach ändert sich die Anzahlkonzentration nur einige Prozent innerhalb der typischen Verweilzeit im Abscheider (1 – 2 Sekunden) sowohl bei trockenen Partikeln als auch bei angewachsenen Partikeln. Daraus läßt sich folgern, daß ein durch Koagulation bedingtes Partikelwachstum im Abscheider für die untersuchten Anzahlkonzentrationen vernachlässigt werden darf. Die physikalischen und chemischen Eigenschaften der hier untersuchten In-situ-Partikeln werden in Kapitel 4 zusammengefaßt.

3.2.2 Partikelwachstum durch Wasserdampfkondensation

Unter Wasserdampfkondensation versteht man den Übergang der Wassermoleküle vom gasförmigen in den flüssigen Aggregatzustand. Voraussetzung für die Kondensation eines Dampfes ist, daß der Dampfdruck p_D dem Sättigungsdampfdruck $p_s(T)$ entspricht. Dann kann schon bei einer leichten Dampfdruckerhöhung oder einer geringen Temperaturabsenkung Kondensation auftreten. Der Sättigungsgrad S wird durch Gleichung [1-4]

$$S = \frac{p_D}{p_s(T)} \quad (3.31)$$

ausgedrückt.

Mit Hilfe der Kelvin-Gleichung [1-4]

$$S = \frac{p_D}{p_s(T)} = \exp\left(\frac{4\sigma \cdot M_w}{RT\rho \cdot x}\right) \quad (3.32)$$

läßt sich der Sättigungsgrad an der Oberfläche reiner Wassertropfen oder unlöslicher Partikeln berechnen, die vollständig von einer Wasserhaut umhüllt sind. Dabei ist

- σ Oberflächenspannung der Wassertropfen in J/m^2 ,
- M_w molare Masse der Wassermoleküle in kg/mol ,
- R Gaskonstante in J/kgK ,
- T absolute Temperatur in K ,
- ρ Dichte des Wassers in kg/m^3 und
- x Partikeldurchmesser in m .

Findet die Wasserdampfkondensation an löslichen Partikeln statt, wird die Gl. (3.32) nach Hinds [1-4] durch folgende Gleichung ersetzt:

$$S = \frac{p_D}{p_{DS}(T)} = \left(1 + \frac{6im_s M_w}{M_s \rho \pi x^3}\right)^{-1} \exp\left(\frac{4\sigma \cdot M_w}{RT\rho \cdot x}\right) \quad (3.33)$$

- mit m_s Masse des gelösten Salzes,
- M_s Molare Masse des Salzes,
- i Anzahl der Ionen, die beim Zerfall eines Salzmoleküls entstehen.

Der erste Faktor der Gleichung berücksichtigt den Einfluß der Dampfdruckerniedrigung durch die Salzmoleküle.

Abb. 3.9 zeigt den Verlauf des Sättigungsgrades über dem Tropfendurchmesser x nach Gl. (3.32) und Gl. (3.33) für heterogene Kondensation. Die Kurve A ist für unlösliche Partikel. Die Kurven C und E sind für lösliche Partikel unterschiedlicher Masse. Die Kurve B, C und D sind für lösliche Partikel bei verschiedenen Temperaturen. Dabei ist x_{tr} der Durchmesser trockener Partikel und $x_{S=1}$ der Tropfendurchmesser bei $S=1$. $x_{S=1}$ kann aus Gl. (3.33) ausgerechnet bzw. in Abb. 3.9 abgelesen werden. Es gilt für den Wachstumsfaktor q_1 : $q_1 = x_{S=1}/x_{tr}$.

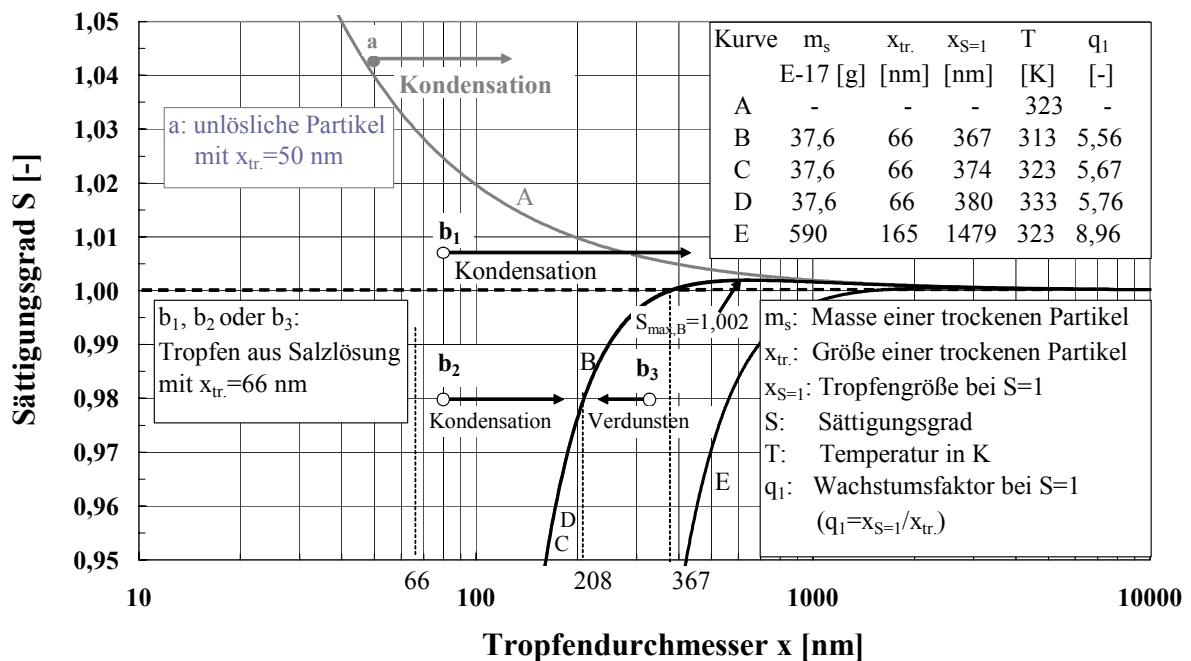


Abb. 3.9: Sättigungsgrad einer Gasphase mit Tropfen in Abhängigkeit vom Tropfendurchmesser (reiner Wassertropfen: Kurve A nach Gl. (3.32); Tropfen einer Na_2SO_4 -Lösung: Kurve B bis E nach Gl. (3.33); $q_1 = x_{S=1} / x_{tr}$).

Bei der Kondensation unterscheidet man zwischen zwei Arten der Tropfenbildung – homogene und heterogene Kondensation. Die unlöslichen und löslichen Keime oder Partikeln verhalten sich bei heterogener Kondensation sehr unterschiedlich. Mit Hilfe der Abb. 3.9 werden sie im Folgenden eingehend erläutert.

3.2.2.1 Homogene Kondensation

Um homogene Kondensation handelt es sich, wenn sich aus den kondensierenden Dämpfen von selbst Kondensationskeime bilden und keine fremde Oberfläche mitwirkt. Eigentlich lassen sich die Wassermoleküle als Keime betrachten, aber die Zusammenlagerung von Wassermolekülen erfordert einen hohen Sättigungsgrad S . Dieser Fall ist in der Kelvin-Gleichung enthalten, aber die Punkte liegen links oben auf der Kurve A außerhalb der Abb. 3.9, weil der Durchmesser der Moleküle sehr klein ist. Um eine homogene Kondensation einleiten zu können, ist ein Sättigungsgrad von ca. $S > 2$ erforderlich. Der Sättigungsgrad in der hier eingesetzten Aerosolabscheideanlage (Tab. 7.9) liegt in der Nähe von ca. $S_{v,p} = 1$, daher ist eine homogene Kondensation zur Tropfenbildung dort nicht gegeben.

3.2.2.2 Heterogene Kondensation an unlöslichen Partikeln

Bei heterogener Kondensation stehen zahlreiche fremde Partikeln zur Aufnahme von Dampf zur Verfügung. Handelt es sich um vollständig benetzbare unlösliche Partikel, läßt sich die Abhängigkeit des Sättigungsgrades von der Partikelgröße ebenfalls mit Hilfe der Kelvin-Gleichung berechnen. Dies entspricht der Kurve A in der Abb. 3.9. Generell gilt, daß mit abnehmender Partikelgröße der Sättigungsgrad S zunehmen muß. Für eine unlösliche Partikel mit einem Durchmesser von 50 nm ist nach Abb. 3.9 einen Sättigungsgrad $S > 1,04$ erforderlich, um eine Kondensationsvorgang auszulösen (a über der Kurve A: unlösliche Partikel mit $x_{tr.}=50$ nm).

3.2.2.3 Heterogene Kondensation an löslichen Partikeln

Viel bedeutender für das in dieser Arbeit untersuchte Verfahren ist die heterogene Kondensation an löslichen Partikeln. Der Kondensationsvorgang wird sogar bei $S < 1$ ausgelöst werden.

Die Kurve B zeigt den Verlauf des Sättigungsgrades über dem Tropfendurchmesser x für eine Na_2SO_4 -Partikel mit einem Durchmesser $x_{tr.}=66\text{nm}$ bei einer Temperatur von 313 K. Sie hat einen maximalen Sättigungsgrad $S_{Max,B}=1,002$. In Abb. 3.9 sind drei Tropfen aus einer trockenen Na_2SO_4 -Partikel mit einem Durchmesser $x_{tr.}=66\text{nm}$ eingezeichnet (b_1 : $x \geq 66\text{nm}$, b_2 : $66\text{nm} \leq x < 208$ nm und b_3 : $x > 208\text{nm}$). Wenn der Sättigungsgrad S den Wert $S_{Max,B}=1,002$ überschreitet, dann ist eine unbeschränkte Kondensation des Tropfens b_1 gegeben. Bei $S=0,98 < S_{Max,B}=1,002$ kann der Tropfen b_2 bis zu $x=208\text{nm}$ anwachsen, jedoch verdunstet der Tropfen b_3 bis zu $x=208\text{nm}$. Bis zu $S=1$ kann diese lösliche Na_2SO_4 -Partikel nur beschränkt bis zu 367 nm anwachsen.

Mit zunehmender Masse der trockenen Na_2SO_4 -Partikel verschiebt sich die Kurve C nach rechts zur Kurve E, d.h. bei größerer trockener Partikel ist der Wachstumsfaktor q_1 größer.

Bei einer Änderung der Temperatur um 10 K ist die Änderung der Kurve in Abb. 3.9 nicht zu erkennen (Vergleich B, C zu D), d.h. die Temperatur beeinflusst das Wachstum geringfügig.

Abb. 3.9 sollte aber nicht fehlinterpretiert werden. Es ist nicht möglich, daraus die Tropfengröße abzulesen bis zu der ein Kollektiv bei gegebenem Sättigungsgrad anwachsen kann, da

das Wachstum eines Partikelkollektivs weder bei konstanter Temperatur noch bei konstanter Sättigung stattfindet. D.h. die heterogene Kondensation eines Kollektivs verhält sich anders.

3.2.2.4 Heterogene Kondensation an Kollektiven löslicher Partikeln

Abb. 3.10 zeigt das experimentell ermittelte Wachstum eines Na_2SO_4 -Partikelkollektivs (Wieland [2-18]) und eines salzhaltigen Flugstaubpartikelkollektivs (Haryanto [2-19]). Die Salzpartikeln bzw. die salzhaltigen Flugstaubpartikeln bleiben bis zu einer relativen Feuchte von ca. 0,8 fast unverändert. Bei einer relativen Feuchte von ca. 0,9 ist der Tropfendurchmesser ca. 1,6 bis 2,2 mal so groß wie die trockenen Partikeln. Der Wachstumsfaktor $q_2 = x_{g,n,S=0,9} / x_{g,n,tr}$ hängt hauptsächlich von der relativen Feuchte φ und wenig von der Partikelart, der Partikelkonzentration und dem geometrischen Mittelwert des Partikelkollektivs $x_{g,n,tr}$ ab.

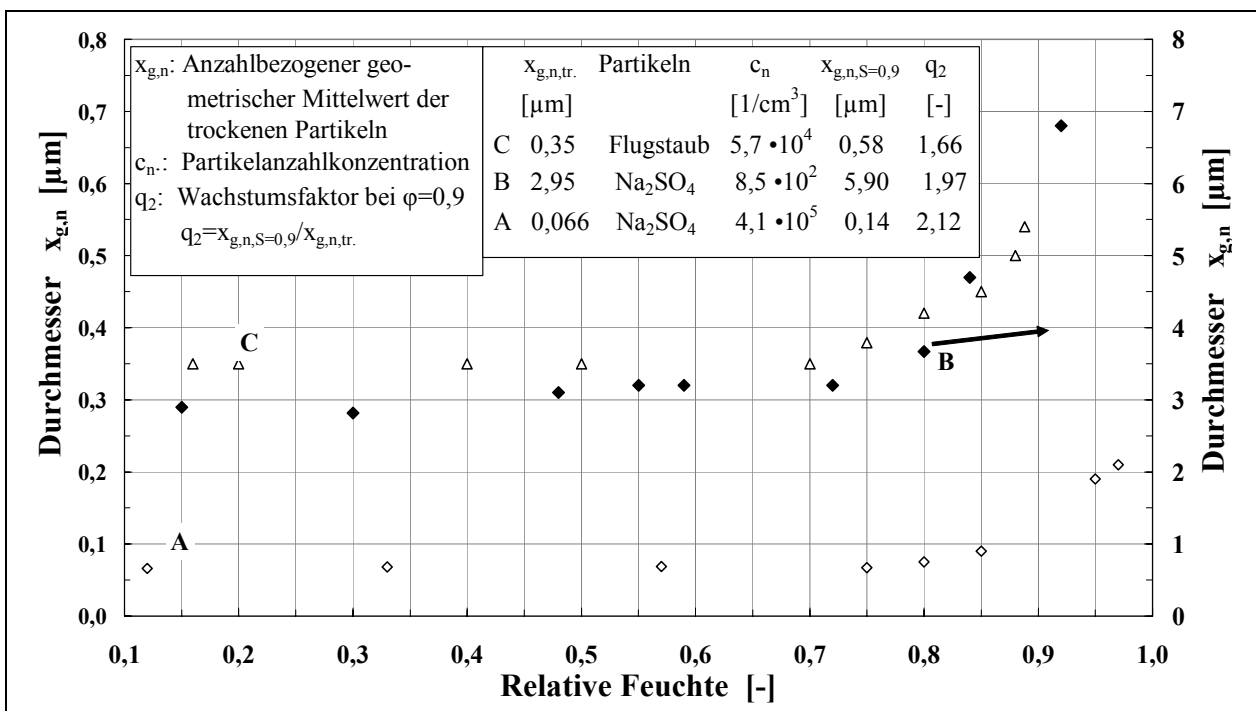


Abb. 3.10: Experimentell ermittelte Abhängigkeit des Tropfendurchmessers von der relativen Feuchte φ (A und B: Na_2SO_4 -Partikeln [2-18]; C: salzhaltige Flugstaubpartikeln [2-19])

Im Gegensatz zur Wachstumsrechnung einzelner Partikel (Abb. 3.9) ist der auf $x_{g,n}$ bezogene Wachstumsfaktor q_2 des größeren Partikelkollektivs kleiner (B zu A). Im Vergleich zu den salzhaltigen Partikeln sind die Flugstaubpartikeln weniger angewachsen (C zu A und B), was

auf den besonderen Wachstumsvorgang aufgrund der Form und Porosität der Flugaschepartikeln zurückgeführt werden könnte [2-19].

3.2.3 Geschwindigkeit der Kondensation

Der zeitliche Ablauf der Partikelgrößenänderung beeinflusst die technische Realisierung. Die Wachstumsgeschwindigkeit durch heterogene Wasserdampfkondensation an kleinen Keimen ist sehr schnell. Sachweh [2-21], Heidenreich [2-20] und Vogt [2-22], haben die Wachstumsgeschwindigkeit des Partikelkollektivs mit Hilfe eines Computerprogramms KONND berechnet. Das Partikelkollektiv mit einer Anzahlkonzentration von 10^5 bis 10^6 $1/\text{cm}^3$ und einer mittleren Partikelgröße von ca 0,07 μm wird bei konstantem Sättigungsgrad in einer Wachstumszeit kleiner als 0,02 - 0,05 Sekunden abgeschlossen. Mit zunehmender Partikelkonzentration wird die Wachstumszeit kürzer.

3.3 Partikelabscheidung und Partikelaustrag

Die Abscheidung der Partikeln setzt sich aus folgenden Vorgängen zusammen:

- der Transport der Partikeln an die Kontaktoberfläche,
- der Austrag der an der Kontaktoberfläche abgeschiedenen Partikeln.

3.3.1 Transportmechanismen

Der Kontakt einer Partikel mit einer Oberfläche kann prinzipiell aufgrund Diffusion (Brownsche Bewegung), Trägheitskräften, Sperreffekt, Schwerkraft oder elektrischen Kräften erfolgen [1-22, 3-6]. In dem hier untersuchten Verfahren steht die Abscheidung durch Diffusion und Trägheit im Vordergrund. Durch den Sperreffekt lassen sich nur die Partikel abscheiden, die den Stromlinien folgen und die Faser berühren kann (siehe Abb. 3.11). Die Abscheidung durch Schwerkraft hat keinen entscheidenden Anteil, weil die Sinkgeschwindigkeit einer Partikel oder eines Tropfens sehr klein ist. Die elektrische Kraft tritt nur bei geladenen Partikeln auf.

Zur Erklärung der Abscheidung einzelner Partikel durch Diffusions-, Trägheits- und Sperr-Effekt dient Abb. 3.11 als Modell [1-22].

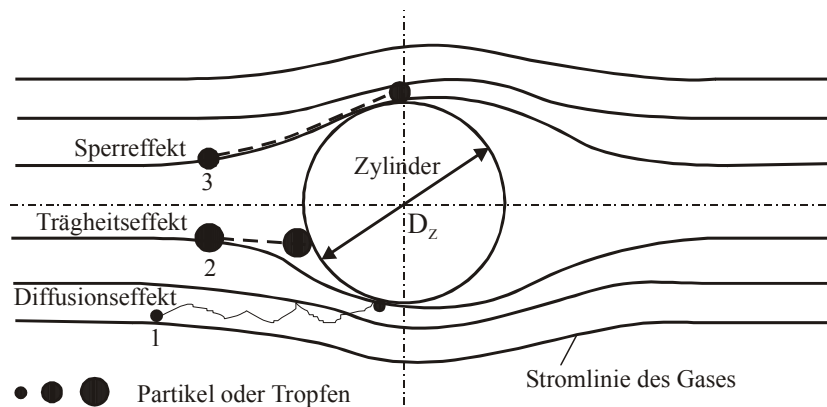


Abb. 3.11: Schematische Darstellung der Abscheidemechanismen an einem Zylinder durch Diffusion, Trägheitskraft und Sperreffekt

Transport durch Diffusion. Das Bewegungsverhalten kleiner Partikel, wie Partikel 1 wird durch die Brownschen Molekularbewegung bestimmt. Diese Partikel verbleibt nicht auf einer geradlinigen Bahn, sondern führt unregelmäßige Bewegung aus, die zum Kontakt mit der Oberfläche eines Zylinders führt. Dies wird Diffusionseffekt genannt.

Transport durch Trägheit. Ein Partikel mit größerer Masse wie Partikel 2 kann der Stromlinie des Gases nicht folgen und prallt somit auf den Zylinder. Die Abscheidung ist durch Trägheit der Partikel bedingt und wird Trägheitsabscheidung bezeichnet.

Tardos [3-7] hat die Partikelabscheidung in einer Kugelschüttung untersucht. Er wies darauf hin, daß der Abscheidegrad mit zunehmender Partikelgröße und / oder zunehmender Geschwindigkeit zunächst abnimmt und beim Übergang zur Trägheitsabscheidung wieder steil ansteigt. Die Diffusionsabscheidung ist vorwiegend im Partikelgrößenbereich ca. $x < 0,1 \mu\text{m}$ wirksam, die Trägheitskraft wirkt für die Partikelabscheidung bei Partikeln $> 1 \mu\text{m}$.

3.3.2 Partikelaustrag

Werden die zu der Kontaktoberfläche transportierten Partikeln oder Tropfen dort auch festgehalten oder entfernt, werden sie als abgeschieden betrachtet. Leider ist dies nicht immer der Fall. Zum „Wegschlagen“ schon abgeschiedener fester Partikeln durch Aufprall energiereicher fester Partikeln sind bisher keine systematischen Untersuchungen bekannt, allerdings wurde dieser Effekt mit Hilfe von Hochgeschwindigkeitsfilmaufnahmen zur Bestimmung des Haftanteils mehrfach von Löffler festgestellt [3-8]. Handelt es sich um Tropfenabscheidung an einer festen Kontaktoberfläche, ist eine Neubildung von Partikeln durch Zerfall energiereicher Tropfen zu befürchten. Dies könnte durch einen an der Packungsoberfläche gebildeten dicken

Wasserfilm vermieden werden. Dieser Wasserfilm trägt die abgeschiedenen Tropfen weg. Somit bleibt die Packungsoberfläche immer sauber. Die Neubildung von Partikeln durch Tropfenzerfall und ihr Vermeidung werden in Kapitel 8.4 diskutiert.

3.3.3 Partikelabscheidung in der Aerosolabscheideanlage

Quenche. Aufgrund der kleinen spezifischen Oberfläche der Sprühwassertropfen in der Quenche ist dort keine wesentliche Abscheidung von Partikeln zu erwarten.

Füllkörperkolonne. Die in der vorliegenden Arbeit untersuchten Partikeln haben einen wesentlichen Anteil an Partikeln $x < 100$ nm. Sie sind vor Eintritt in die Füllkörperkolonne wegen der niedrigen relativen Feuchte von ca. $\varphi=0,8$ nur wenig vergrößert (siehe Abb. 3.10). Durch Diffusion lassen sie sich überwiegend im ersten Teil der Füllkörperschüttung abscheiden. Im zweiten Teil der Füllkörperkolonne wird die Abscheidung aufgrund der Partikelvergrößerung durch Diffusion schwächer, aber durch Trägheitskraft stärker.

Strukturierte Packung. Nach der Partikelvergrößerung werden die Partikeln durch Trägheit bei erhöhter Gasgeschwindigkeit in der strukturierten Packung abgeschieden. In der Kimre-Packung scheiden sich Tropfen an der runden Faseroberfläche und in der Multiwir-Packung an der Oberfläche der Leiste oder der Wand ab. Die Tropfenabscheidung in der Gasströmung der Multiwir-Packung wird mit Hilfe des CFD – Programms FLUENT in Kapitel 8.3 simuliert.

Unter Berücksichtigung von Diffusion, Trägheit und Partikelvergrößerung werden die experimentellen Trennkurven der Aerosolabscheideanlage approximiert. Diese Berechnung ist in Kapitel 8.5 zu sehen.

4 Untersuchte Partikeln

Die in der vorliegenden Arbeit untersuchten Aerosole sind Flugaschepartikeln. Für die experimentellen Untersuchungen stehen drei Partikelarten, redispergierte TAMARA-, In-situ-TAMARA- und In-situ-USF-Partikeln zur Verfügung. Ein Überblick dazu ist in Tab. 4.1 zu sehen.

Tab. 4.1: Untersuchte Flugstaubpartikeln

Benennung	Redispergierte TAMARA-Partikeln	In-situ-TAMARA-Partikeln	In-situ-USF-Partikeln
Herkunft	Müllverbrennung (TAMARA)		Holzverbrennung (USF)
Zustand	redispergiert	in-situ	in-situ

TAMARA: Test-Anlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandverwertung und Abwasserbehandlung; USF: Unterschubfeuerung.

Die redispergierten TAMARA-Partikeln, die aus der Müllverbrennungsanlage TAMARA (Test-Anlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandsverwertung und Abwasserbehandlung des ITC-TAB vom Forschungszentrum Karlsruhe [4-1]) kommen, wurden bei den Vorversuchen mittels eines Bürstendosierers in Kreislauf Luft dispergiert (Redispergierte TAMARA-Partikeln). In den Hauptversuchen wurde Rauchgas vor dem Schlauchfilter der TAMARA entnommen und in die Aerosolabscheideanlage eingeleitet (In-situ-TAMARA-Partikeln). In gleicher Weise wurde das Rauchgas mit Flugaschepartikeln der USF (Unterschubfeuerung für Hackschnitzel des IVD von der Universität Stuttgart [4-2, 4-3]) in die Aerosolabscheideanlage eingeleitet (In-situ-USF-Partikeln).

Die Partikeln werden mit einem Scanning Mobility Particle Sizer (SMPS, siehe Kap. 6) [1-25] gemessen. Die Verteilungsdichtekurve und -summenkurve sowie die an der Verteilungsdichtekurve angenäherte logarithmische Normalverteilung werden in Abb. 4.1 bis 4.3 dargestellt. Die angenäherte logarithmische Normalverteilung beschreibt die Verteilungsdichtekurve durch den anzahlbezogenen geometrischen Mittelwert ($x_{g,n}$) und die geometrische Standardabweichung ($\sigma_{g,n}$) [1-4, 4-4]. Die Partikelanteile verschiedener Partikelgrößen können von der Verteilungssummenkurve abgelesen werden.

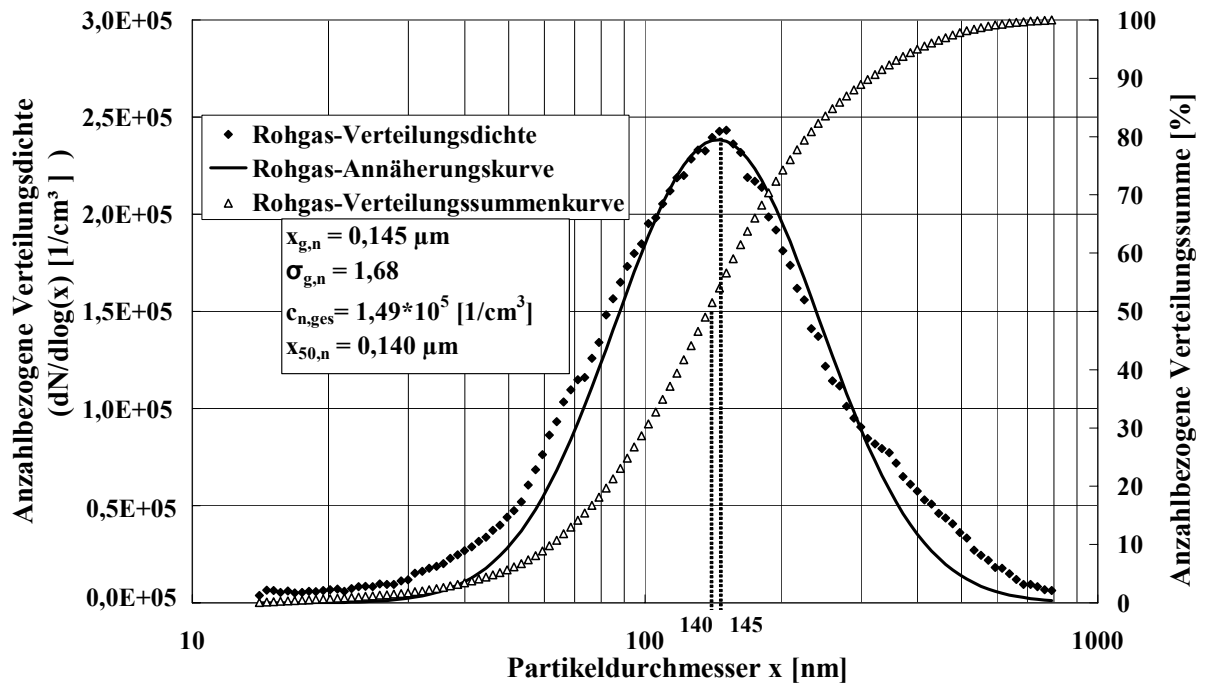


Abb. 4.1: Verteilungsdichtekurve und –summenkurve von redispergierten TAMARA-Partikeln

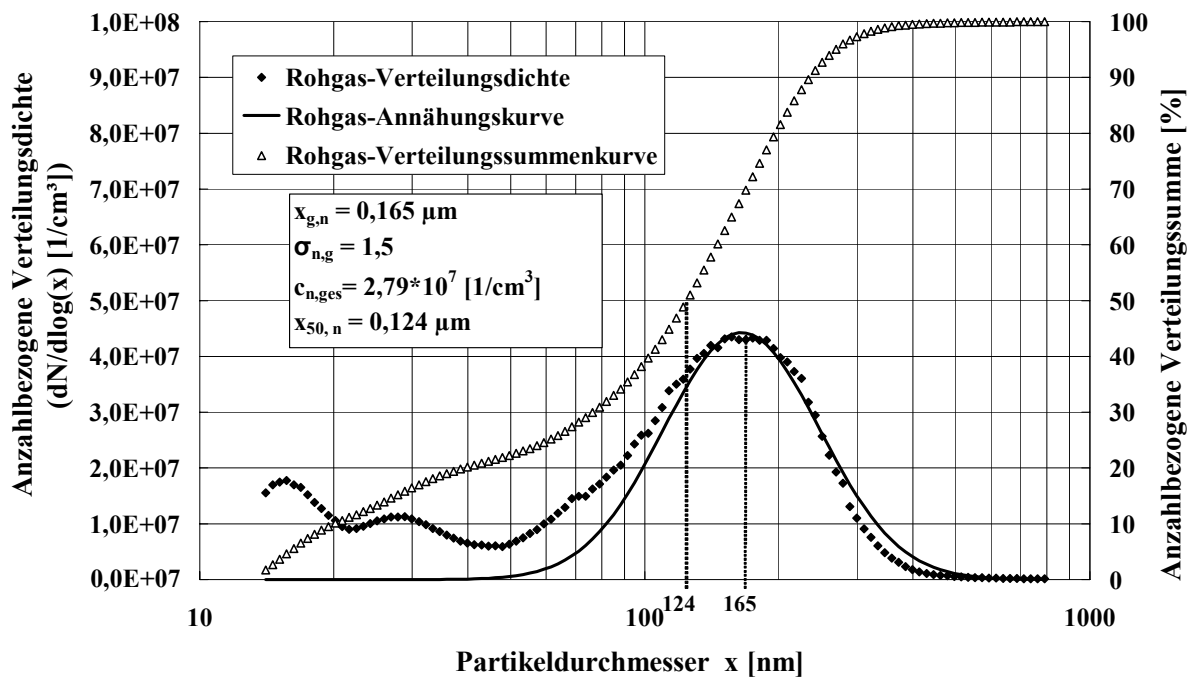


Abb. 4.2: Verteilungsdichtekurve und –summenkurve von In-situ-TAMARA-Partikeln

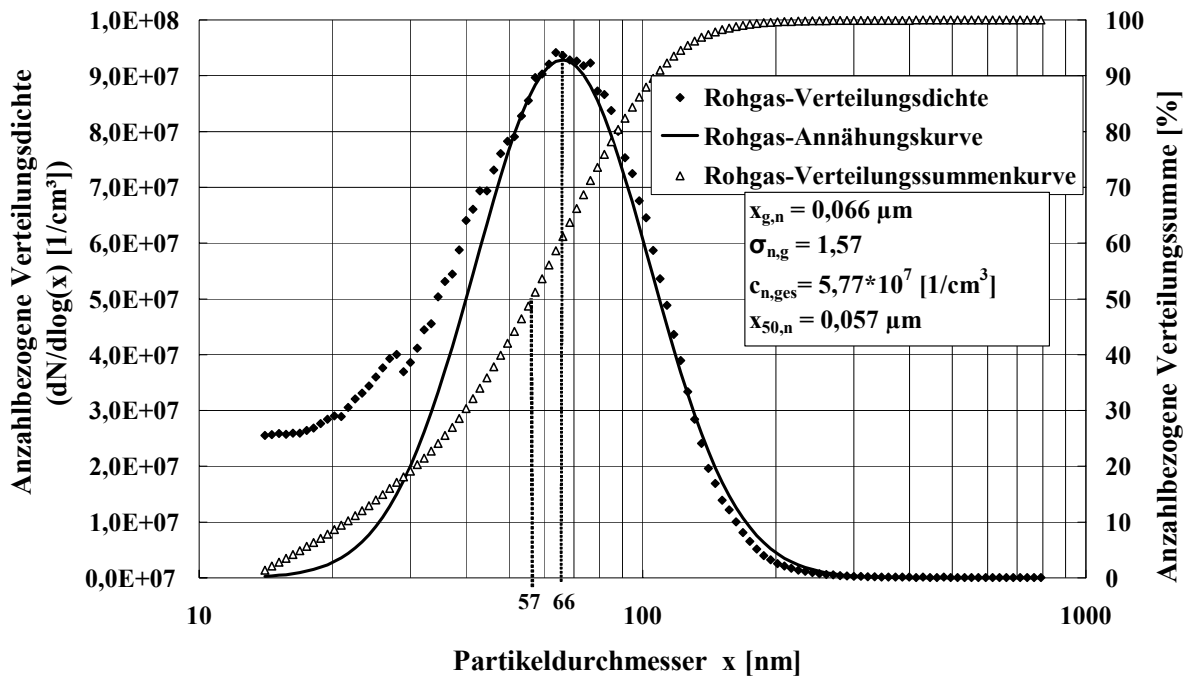


Abb. 4.3: Verteilungsdichtekurve und –summenkurve von In-situ-USF-Partikeln

Wieviel Partikeln außer dem SMPS-Meßbereich liegen, läßt sich mit einem Kaskadenimpaktor ermitteln, der eine massenbezogene Partikelgrößenverteilung liefert. Abb. 4.4 weist darauf hin,

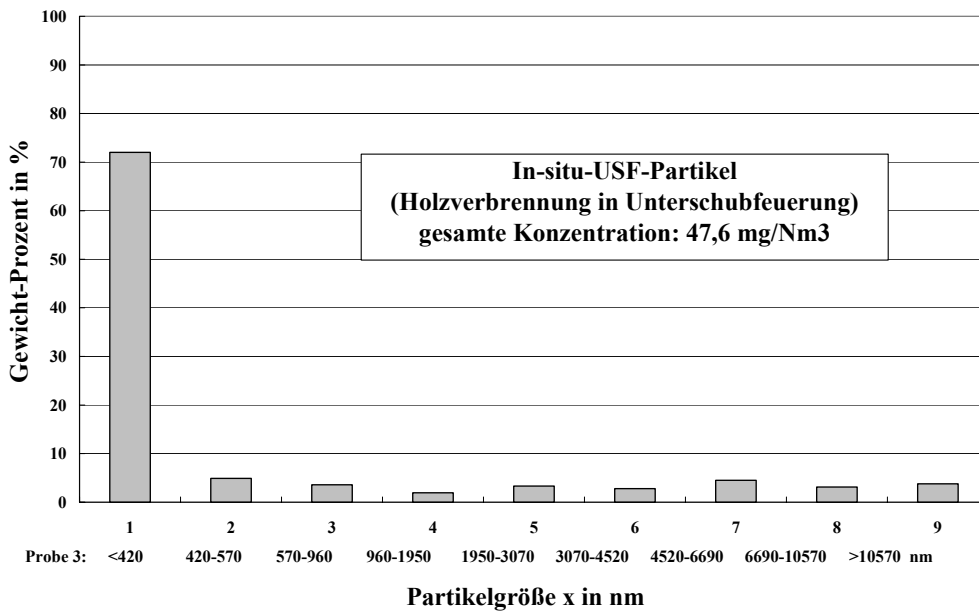


Abb. 4.4: Partikelgrößenverteilung aus Holzverbrennung der Unterschubfeuerung im IVD, mittels Kaskadenimpaktor [4-2]

daß der Grobanteil mit Korngrößen größer 1 μm bei In-situ-USF-Partikeln ca. 20 Gew.-% beträgt. Abb. 4.5 und Abb. 4.6 zeigen die REM-(**R**aster-**E**lektronen**m**ikroskopisch)-Aufnahme von In-situ-USF- und In-situ-TAMARA-Partikeln, sie beweisen die Feinheit der In-situ-Partikeln in Abb. 4.2 und Abb. 4.3 einerseits und das Vorhandensein größerer Partikeln andererseits. Weil die Partikelmasse mit der dritten Potenz des Partikeldurchmessers zunimmt, besitzen diese Grobpartikeln mit Korngrößen größer 1 μm aber nur eine geringe Anzahlkonzentration.

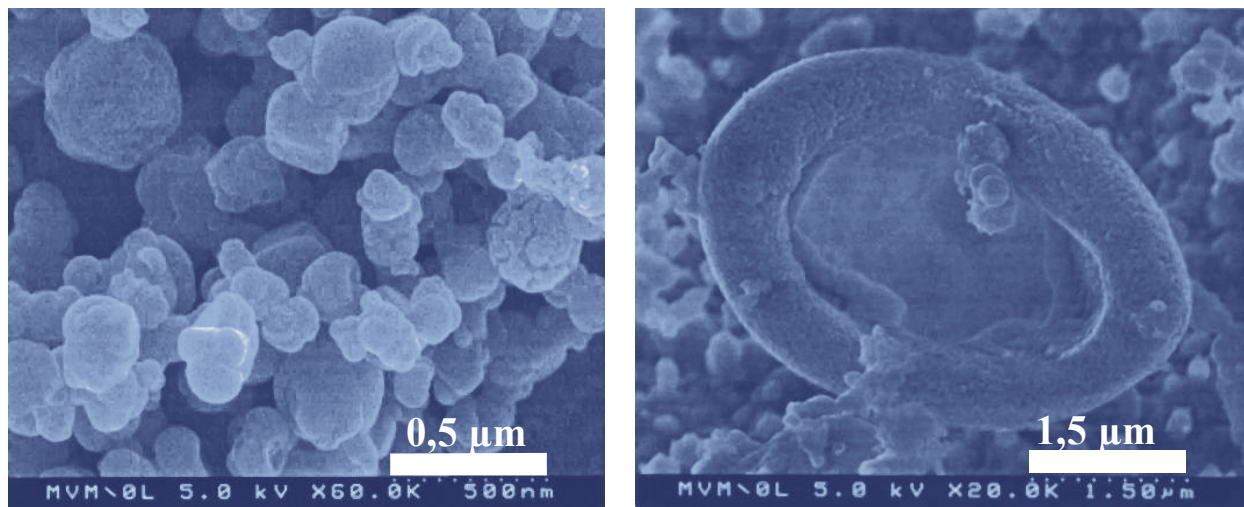


Abb. 4.5: Raster-Elektronenmikroskopische Aufnahmen von In-situ-USF-Partikeln

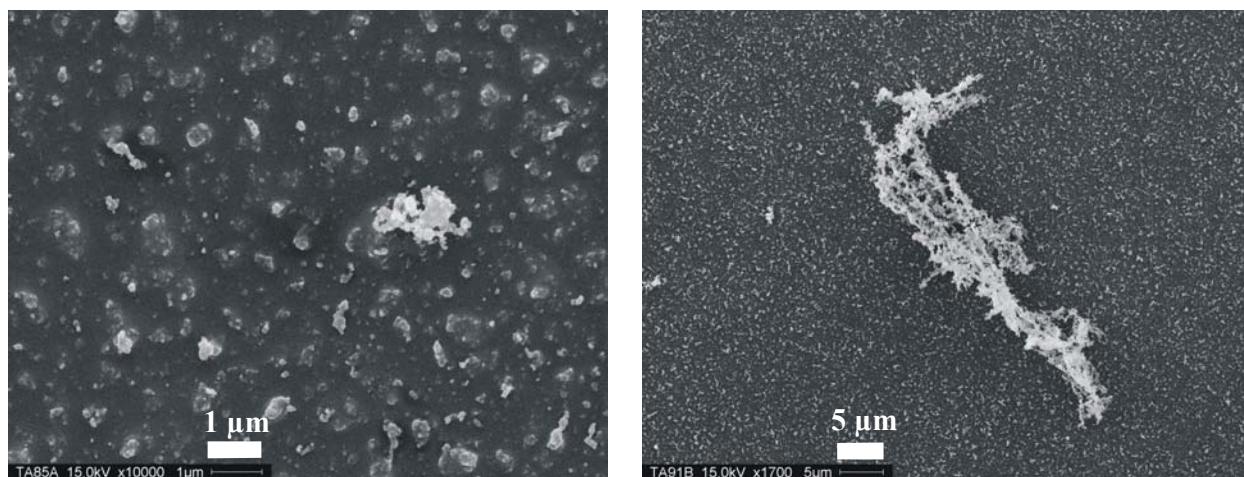


Abb. 4.6: Raster-Elektronenmikroskopische Aufnahmen von In-situ-TAMARA-Partikeln [4-3]

Außerdem wurde die chemische Zusammensetzung der Partikeln mittels Ionenchromatographie (IC, z. B. für Chlorid und Sulfat), Totalreflexions Röntgen Fluoreszenz Analyse (TRFA, für die Elemente) und Gaschromatographie – Massenspektroskopie (GC – MS, für Dioxine und Furane wie Polychlorierte Dibenzo-Dioxine, Polychlorierte Dibenzo-Furane, Hexachlor-dibenzo-p-Dioxine usw.) ermittelt.

Die wichtigsten physikalischen und chemischen Eigenschaften der drei verschiedenen untersuchten Partikelarten sind in Tabelle 4.2 zusammengefasst.

Tabelle 4.2: physikalische und chemische Eigenschaften der untersuchten Flugstaubpartikeln

Flugstaubpartikeln		Redispergierte TAMARA	In-situ-TAMARA	In-situ-USF
Größenverteilung		siehe Abb. 4.1	siehe Abb. 4.2	siehe Abb. 4.3
Partikelgröße $x_{g,n}$ [μm]		0,145	0,165	0,066
Anzahlkonzentration c_n [$1/\text{cm}^3$]		$1,49 \cdot 10^5$	$2,79 \cdot 10^7$	$5,77 \cdot 10^7$
Anzahlanteile [Anzahl-%]	0,01 – 0,10 μm	19,3	38,3	87,0
	0,10 – 0,30 μm	88,5	59,1	8,5
	0,30 – 0,80 μm	11,5	2,6	4,5
gesamter wasserlöslicher Anteil der Flugstaubpartikeln [Gew.-%]		62	62	65 – 85 [4-2]
Ionen in Lösung von Flugstaubpartikeln	Kation	Na^+, K^+	Na^+, K^+	$\text{Zn}^{2+}, \text{Fe}^{2+}, \text{Mn}^{2+}, \text{K}^+$
	Anion	$\text{Cl}^-, \text{SO}_4^{2-}$	$\text{Cl}^-, \text{SO}_4^{2-}$	$\text{Cl}^-, \text{SO}_4^{2-}$
Dioxin- u. Furan-Anteil [Gew.-%]		0,03	0,03 [4-5]	-
Feinanteil (< 1 μm) [Gew.-%]		---	60	80

Alle drei Arten von Partikeln befinden sich hauptsächlich im Bereich <0,3 μm .

Die redispergierten TAMARA-Partikeln weisen eine ähnliche Größenverteilung auf wie die In-situ-TAMARA-Partikeln. Die Partikelgröße von redispergierten TAMARA-Partikeln ist gleich wie die In-situ-TAMARA-Partikeln. Allerdings lässt sich beim Redispergieren mit dem Bürstendosierer [4-6] nur eine um den Faktor 200 niedrigere Konzentration verglichen mit den In-situ-TAMARA-Partikeln erreichen. Wegen der gleichen Herkunft sind die chemischen Eigenschaften der beiden Partikeln identisch. Ca. 62 % Massenanteil der beiden Partikelarten sind wasserlöslich. Die chemische Analyse weist darauf hin, daß der lösliche Anteil der beiden Partikelarten hauptsächlich aus Sulfaten und Chloriden besteht.

Vergleicht man die In-situ-USF-Partikeln mit den In-situ-TAMARA-Partikeln, wird der Unterschied der Partikelgrößenverteilung besonders deutlich. Die In-situ-USF-Partikeln sind viel feiner. Die In-situ-USF-Partikeln liegen meistens im Bereich von 0,01 bis 0,10 μm , aber die In-situ-TAMARA-Partikeln im größeren Bereich von 0,10 bis 0,30 μm . Die In-situ-USF-Partikeln haben eine um den Faktor 2 höhere Anzahlkonzentration als die In-situ-TAMARA-Partikeln.

5 Vorgehensweise und Versuchsanlage

Auf den theoretischen Grundlagen aufbauend ergibt sich das hier vorgestellte Verfahren zur Abscheidung der untersuchten Partikeln. Die Vorgehensweise und die Versuchsanlage – Aerosolabscheideanlage – werden in diesem Kapitel vorgestellt.

5.1 Vorgehensweise

Die im heißen Abgas suspendierten Partikeln – In-situ-Partikeln – sind sehr fein, ca. 60 - 80 Massen-% von ihnen sind kleiner als $1\ \mu\text{m}$ (siehe Abb. 4.4), davon über 95 Anzahl-% kleiner als $0,3\ \mu\text{m}$ (siehe Tab. 4.2). Die Partikeln im Größenbereich ca. $x < 0,1\ \mu\text{m}$ lassen sich durch Diffusion effektiv abscheiden. Auf diesem Grund soll ein Apparat zur Diffusionsabscheidung in die Versuchsanlage integriert werden.

Durch die Diffusionsabscheidung lassen sich die im heißen Abgas suspendierten Partikeln nur teilweise entfernen. Deswegen ist der Einbau eines Apparates notwendig, in dem die Partikeln durch Trägheitskraft abgeschieden werden.

Die nach der Diffusionsabscheidung noch im Abgas verbleibenden Partikeln sind zu klein für die Abscheidung durch Trägheitskraft. Um die Bedingung bei der Abscheidung durch Trägheitskraft zu erfüllen, sollen die Partikeln vergrößert werden. Dies läßt sich durch Erhöhung der Wasserdampfkonzentration auf einen Sättigungsgrad höher als 0,8 verwirklichen.

Um diese Bedingung zur Diffusionsabscheidung und Trägheitsabscheidung in einer Abscheideanlage zu erfüllen, soll das heiße Abgas schrittweise abgekühlt werden. Bis zum Apparat für Diffusionsabscheidung darf das Abgas nur begrenzt befeuchtet werden, wobei die Partikeln möglichst wenig vergrößert werden. Aber die anschließende Partikelvergrößerung muß gewährleistet werden, um die Bedingung der Trägheitsabscheidung zu erfüllen.

Um die Verstopfungsgefahr der Abscheideapparate zu beseitigen, sollen die abgeschiedenen Partikeln bzw. Tropfen aus den Abscheideapparaten rechtzeitig ausgetragen werden.

Zusammengefaßt müssen bei der Konstruktion der Aerosolabscheideanlage folgende Punkte berücksichtigt werden:

- Gasbefeuchtung vor und nach der Diffusionsabscheidung,
- Partikelabscheidung durch Diffusion vor der Partikelvergrößerung,
- Tropfenabscheidung durch Trägheitskraft nach der Partikelvergrößerung und
- Vermeidung der Verstopfungsgefahr.

5.2 Versuchsanlage - Aerosolabscheideanlage

5.2.1 Versuchsaufbau

Abb. 5.1 zeigt den Aufbau der für die Versuche eingesetzten Aerosolabscheideanlage mit einem Volumenstrom von ca. 320 Nm³/h. Diese Anlage besteht aus Quenche, Füllkörperkolonne, Verweilstrecke, Abscheide-Packung, Erhitzer und Gebläse.

Der erste Schritt der Gaskühlung bzw. Gasbefeuchtung findet in der Quenche statt. Dabei wird das heiße Abgas mit einer Temperatur von 160 - 190 °C durch Eindüsung von Wasser mittels Einstoffdüse auf eine Temperatur von 65 °C bis 70 °C abgekühlt. Der Sättigungsgrad des Abgases wird dadurch auf ca. 0,8 erhöht.

Das abgekühlte Abgas strömt anschließend in die Füllkörperkolonne ein. Aufgrund des niedrigen Sättigungsgrades am Eintritt wachsen die Partikeln zunächst fast nicht an und die Bedingung für die Diffusionsabscheidung ist erfüllt. Ein Teil dieser trockenen Partikeln scheiden sich an den Füllkörpern in dem unteren Teil der Füllkörperkolonne ab.

Im oberen Teil der Füllkörperkolonne nimmt die Gaskühlung bzw. Gasbefeuchtung zu, da Wasser mittels einer Einstoffdüse zur Gassättigung eingebracht wird. Dadurch wachsen die im Abgas verbleibenden Partikeln zu Tropfen an. Eine Übersättigung des Gases, die zur Entstehung von noch größeren Tropfen führen kann, ist durch zusätzliche Kühlung des Kreislaufwassers denkbar. Während der Wachstumszeit von Partikeln in der Füllkörperkolonne ist eine teilweise Abscheidung von Tropfen an den Füllkörpern durch Diffusion und Trägheitskraft zu erwarten.

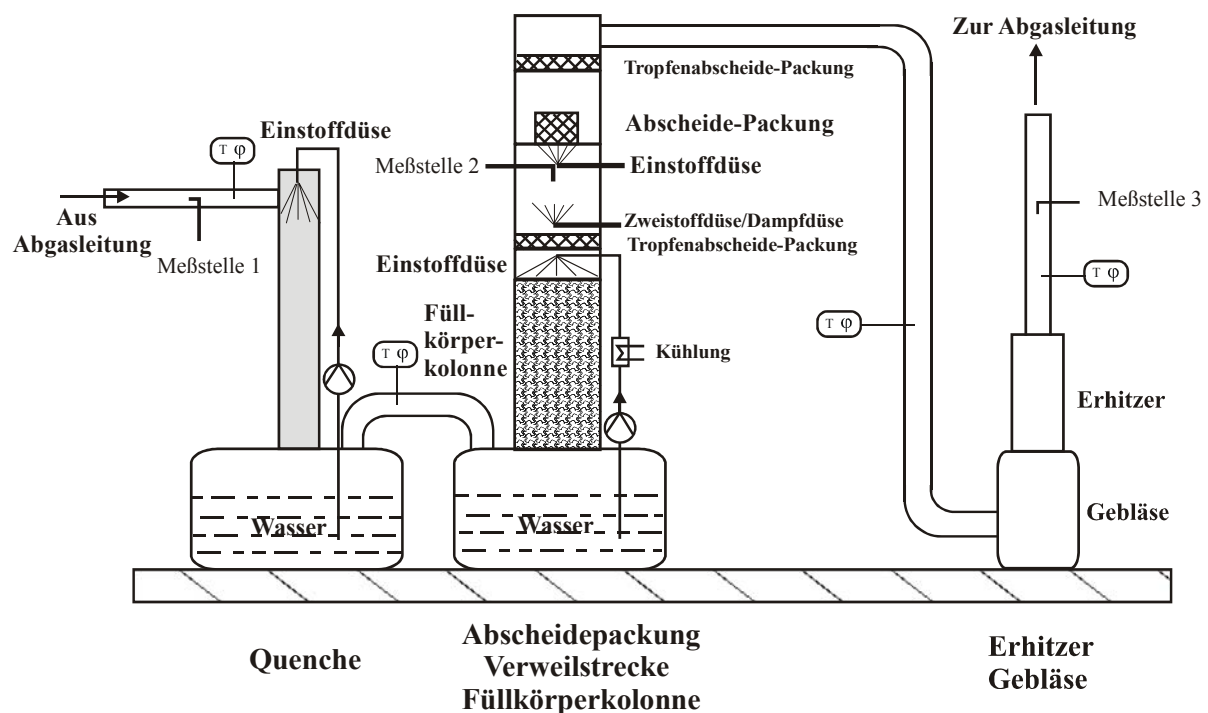


Abb. 5.1: Aufbau der Aerosolabscheideanlage (Volumenstrom: ca. 320 Nm³/h)

In der Verweilstrecke oberhalb der Füllkörperkolonne findet eine weitere Vergrößerung von Partikeln statt. Dort kann eine Zweistoffdüse oder eine Dampfdüse zur Gasübersättigung installiert werden.

Nach der Verweilstrecke ist eine Abscheide-Packung zur Tropfenabscheidung durch Trägheitskraft eingebaut. Die Abscheide-Packung wird von dem Wasser aus der Einstoffdüse gereinigt.

Um die aus der Füllkörperkolonne und aus der Abscheide-Packung mitgerissenen groben Tropfen zurückzuhalten, wird jeweils eine Tropfenabscheide-Packung dahinter eingebaut.

Das geregelte Gebläse zieht einen Abgasstrom mit einem konstanten Volumen aus der Abgasleitung ab. Nach der Wiederaufheizung mit einem elektrischen Erhitzer wird das Rauchgas in die Abgasleitung zurückgeleitet.

Die Partikeln im Rauchgas werden vor dem Eintritt zur Quenche (Messstelle 1) und nach dem Erhitzer (Messstelle 3) im trockenen Zustand charakterisiert. Vor der Abscheide-Packung befindet sich eine weitere Messstelle 2 zur Wachstumsuntersuchung.

5.2.2 Abscheide-Elemente

Als Abscheide-Elemente stehen Füllkörper und Abscheide-Packung (Kimre oder Multiwir) zur Verfügung.

Füllkörper

Der Füllkörper in Abb. 5.2 ist ein Pall@Ring 15 mm der Firma Vereinigte Füllkörper Fabrik GmbH + Co [5-1]. Er ist 80 kg/m^3 schwer, die spezifische Oberfläche beträgt ca. $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ und das freie Volumen ca. 91 %. Füllkörper werden in der Füllkörperkolonne eingesetzt, um eine große Oberfläche bereitzustellen, die als Abscheide-Kontaktfläche für die Partikeln und Tropfen sowie als Wärmeaustauschfläche bei der Gasbefeuchtung dient.



Abb. 5.2: Füllkörper in Füllkörperkolonne, Vereinigte Füllkörper Fabrik GmbH + Co.; Pall@Ring; Größe 15 mm; Gewicht 80 kg/m^3 ; spezifische Oberfläche $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$; freies Volumen 91% [5-1].

Kimre-Packung

Abb. 5.3a zeigt eine Schicht der Kimre-Packung[5-2]. Eine Kimre-Abscheide-Packung besteht aus mehreren solcher Schichten. Die Strukturen der Schicht zeigen Abb. 5.3b und Abb. 5.3c.

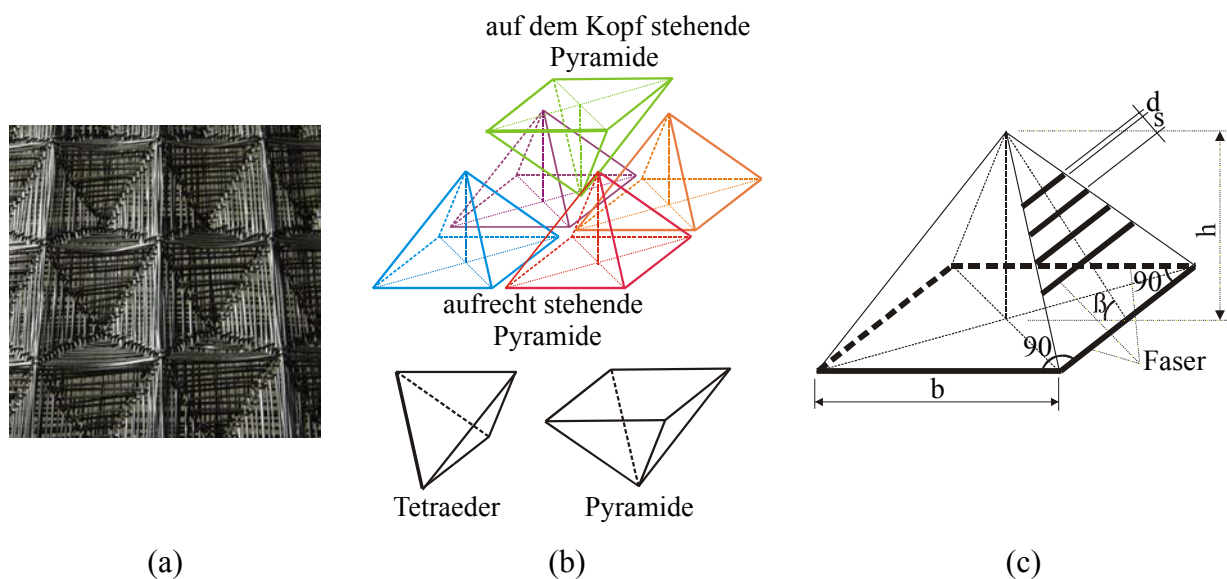


Abb. 5.3: Schicht der Kimre-Packung (a) und Struktur der Schicht (b und c) [5-2]

Die Schicht hat eine dreidimensionale Struktur aus Pyramiden und Tetraedern im Verhältnis 1:1. Zwischen zwei aufrecht stehenden und zwei auf dem Kopf stehenden Pyramiden befindet sich ein Tetraeder. Neben einer Pyramide stehen immer vier Tetraeder. Neben einem Tetraeder stehen immer zwei aufrecht stehende und zwei auf dem Kopf stehende Pyramiden. Die Pyramiden und Tetraeder werden aus vielen Fasern gebildet (Abb. 5.3c). Die einzelnen Fasern stehen immer parallel zur Schicht. Eine Schicht hat die Höhe einer Pyramide.

Die Gewebestrukturen der Schicht sind in verschiedenen Ausführungen erhältlich, sie unterscheiden sich durch den Faser-Durchmesser und das freie Volumen. Die Ausführungen sind 2/96, 4/96, 8/96, 16/96, 16/97, 37/94, 37/97, 62/94 und 62/97, die erste Zahl definiert den Faser-Durchmesser in mils (1 mils = 1/1000 Zoll = 25,4 Mikrometer), die zweite Zahl gibt das freie Volumen in % an. Die detaillierten Daten von einigen Ausführungen sind in Tab. 5.1 aufgelistet.

Tab. 5.1: Detaillierte Daten der Kimre-Schicht [5-2]

Bezeichnung	d [mm]	s [mm]	b [mm]	h [mm]	β^{**} [°]	ε^* [%]	Material
KIMRE 37/94	0,9398	1,6	28	15	47,0	94	HTPP; Teflon
KIMRE 16/96	0,4064	0,6	26	10	37,6	96	PP; Teflon
KIMRE 8/96	0,2032	0,4	13	4	31,6	96	PP; Teflon
KIMRE 4/96	0,1016	0,2	7	3	40,6	96	PP; Teflon

* ε : Leerraumvolumen in % ** $\tan\beta = 2h/b$ PP: Polypropylen

Die aus mehreren Schichten bestehenden Kimre-Packungen werden als Abscheide-Packung (Tab. 5.2a) und Tropfenabscheide-Packungen (Tab. 5.2b, c) in der Aerosolabscheideanlage eingesetzt. Die Tropfen werden hauptsächlich in den in der Packungsmitte stehenden feineren Schichten, z. B. die 8/96-Schichten bei der Abscheide-Packung (Tab. 5.2a), abgeschieden. Die größeren Schichten sind für die Stabilisierung der feineren Schichten eingebaut.

Tab. 5.2: Abscheide-Packung und Tropfenabscheide-Packung aus Kimre-Schichten

Packung	Bezeichnung der Schichten	Anzahl der Schichten
a) Kimre-Abscheide-Packung	Teflon 37/94 (oben)	1
	<u>Teflon 8/96</u>	11
	Teflon 16/96	2
	Teflon 37/94 (unten)	1
b) Kimre-Tropfenabscheide-Packung für die Füllkörperkolonne	PP 37/94 (oben)	2
	<u>PP 16/96</u>	6
	PP 37/94 (unten)	2
c) Kimre-Tropfenabscheide-Packung für die Abscheide-Packung	PP 37/94 (oben)	2
	<u>PP 16/96</u>	8
	PP 37/94 (unten)	2

PP: Polypropylen

Multiwir-Packung

Abb. 5.4 zeigt die Multiwir-Packung [2-26; 5-3; 2-25] und ihr Längenprofil mit der Gasströmungsrichtung. Die Multiwir-Packung besteht aus vielen, in einem Winkel β , gekreuzten nebeneinander stehenden Leistenschichten. Eine Leistenschicht besteht aus vielen parallelstehenden Leisten mit einem Leistenabstand d . Die Leistenbreite beträgt c . h ist die Höhe der Packung. Aber die effektive Höhe der Packung h^* ist der Abstand zwischen dem Packungsboden und der Unterkante des Kanals, der oben offen ist. h^* ist negativ bei $h < b$.

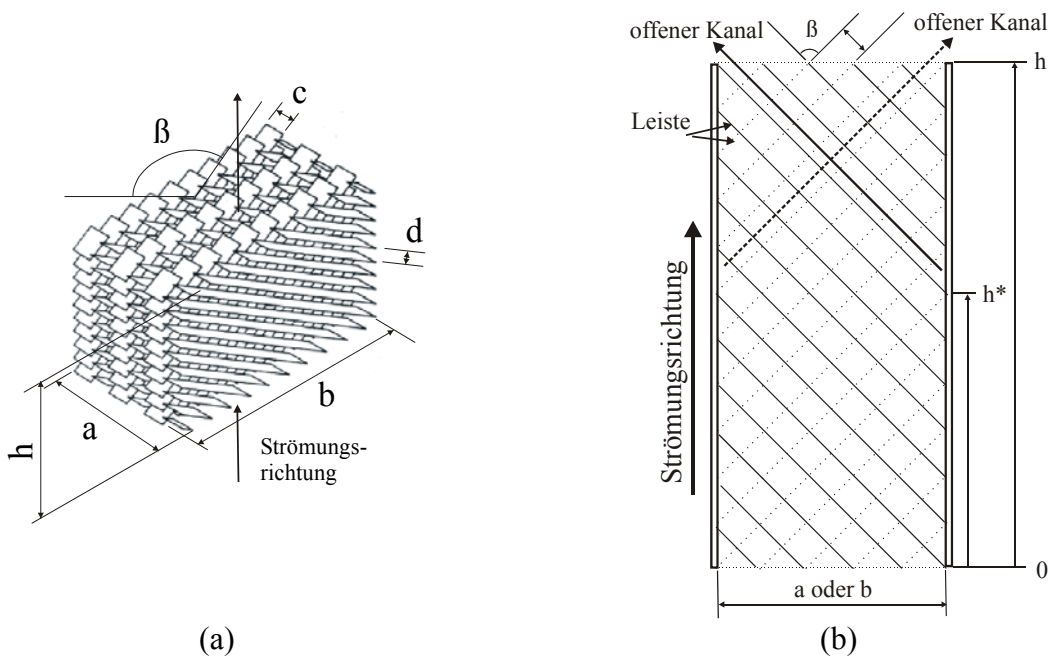


Abb. 5.4: Multiwir-Packung [2-26; 5-3; 2-25]. ($a \times b$: Querschnitt; c : Leistenbreite; d : Leistenabstand; β : Winkel der Leiste; h : Höhe der Packung; h^* : die effektive Packungshöhe)

Die physikalischen Daten der beiden hier eingesetzten Multiwir-Packungen sind in Tab. 5.3 aufgelistet.

Tab. 5.3: Multiwir- Abscheide-Packung und Multiwir-Tropfenabscheider

Packungen	Querschnitt ($a \times b$) [mm \times mm]	Höhe h [mm]	Leistenbreite c [mm]	Leistenabstand d [mm]	Winkel β [$^\circ$]	Effektive Höhe h^* [mm]
Multiwir-Abscheide-Packung	100 \times 100	250	30	15	90	149
Multiwir-Tropfenabscheider	215 \times 215	150	30	15	90	-65 *

* Eine negative h^* bedeutet $h < a$.

5.2.3 Düsen

Die Düsen spielen neben den Abscheide-Elementen eine entscheidende Rolle in der Aerosolabscheideanlage. Sie erfüllen die Abscheide-Bedingungen und besorgen den Austrag von Partikeln. In Tab. 5.4 werden die verwendeten Düsen und ihre Funktionen aufgelistet.

Tab. 5.4: Düsen und ihre Funktion

Düse und ihre Bezeichnung		Position	Funktion
Einstoffdüse	Spiraldüse BETE [5-4] 3/8TF16NN3N, 60°	für Quenche	Gasabkühlung (bis zu ca. S=0,8)
Einstoffdüse	Spiraldüse BETE [5-4] 3/8TF14FCN3, 90°	für Füllkörperkolonne	Gassättigung (bis zu ca. S=1)
Zweistoffdüse	Schlick 970, S8 [5-5]	in Verweilstrecke	Gasübersättigung
Zweistoffdüse	Caldyn Typ: CSL 1.8 [5-3]	in Verweilstrecke	Gasübersättigung
Dampfdüse	Schlick Mod. 630, Gr. 1, R 1/4“ AG [5-5]	in Verweilstrecke	Gasübersättigung
Einstoffdüse	Lechler Vollkegeldüse 120°, 460.408 17 CA [5-6]	vor Kimre-Abscheide- Pack.	Partikel-Austrag
Einstoffdüse	Spraying System [5-7] 0,5 mm	vor Multiwir- Abscheide-Pack.	Partikel-Austrag

6 Partikelmesstechnik und Auswertung

Zur Messung der Partikelgrößenverteilung submikroner Partikeln wird in der vorliegenden Arbeit der Mobilitätsanalysator – Scanning Mobility Particle Sizer (**SMPS**), TSI Modell 3934 [1-25] verwendet. Zur Bestimmung der Massenkonzentration der gesamten Partikeln wird die gravimetrische Messmethode [6-1] eingesetzt. Das Wachstum von Partikeln wird durch Messungen mit einem optischen Partikelzähler (**OPZ**) [6-2] bestimmt. In diesem Kapitel werden die verwendete Messtechnik und die Auswertung der Messungen vorgestellt.

6.1 Messtechnik für submikrone Partikeln mit dem Mobilitätsanalysator (SMPS)

Der Mobilitätsanalysator (SMPS) wurde früher ausschließlich im Labor und unter atmosphärischen Bedingungen verwendet [6-3]. Durch geeignete Konditionierung der Abgase ist seine Anwendung auch bei korrosiven Gasen und hohen Anzahlkonzentrationen möglich [2-15]. Weil die untersuchten Partikeln in der vorliegenden Arbeit wesentlich im Bereich kleiner 1 μm liegen, ist der Einsatz des SMPS mit einem Messbereich von 13 bis 800 nm für die Beurteilung des Abscheideverfahrens unbedingt notwendig. Die maximale Konzentration, die durch den Mobilitätsanalysator gemessen werden kann, beträgt 10^7 1/cm³. Bei höherer Konzentration muß das partikeltragende Gas durch gereinigtes Gas verdünnt werden.

6.1.1 Mobilitätsanalysator – Scanning Mobility Particle Sizer (SMPS)

Der Mobilitätsanalysator (SMPS), dessen Aufbau in Abb. 6.1 gezeigt wird, ist ein kombiniertes Messsystem aus einem differentiellen elektrischen Mobilitätsanalysator (Electrostatic Classifier, auch Differential Mobility Analyzer, **DMA** genannt, TSI Modell 3071A) und einem Kondensationspartikelzähler (Condensation Particle Counter, **CPC**, TSI Model 3022A). Dabei werden die Partikeln vom DMA klassiert und die Anzahlkonzentration der klassierten Partikeln vom CPC bestimmt.

Die Grundidee des DMA basiert auf der Mobilität der geladenen submikronen Partikeln im elektrischen Feld [6-4]. Die Partikeln werden zunächst vor dem DMA durch eine Kr-85 Strahlungsquelle ins Ladungsgleichgewicht gebracht [6-5]. Die Bewegungsgeschwindigkeit

der geladenen Partikeln nimmt mit zunehmender Feldstärke und mit abnehmender Partikelgröße zu [6-3, 6-6]. Bei einer konstanten Feldstärke strömen somit die Partikeln mit einer engen Größebandbreite in den schmalen Schlitz des DMA ein [1-25]. Durch Variation der elektrischen Feldstärke im DMA werden die Partikeln klassiert.

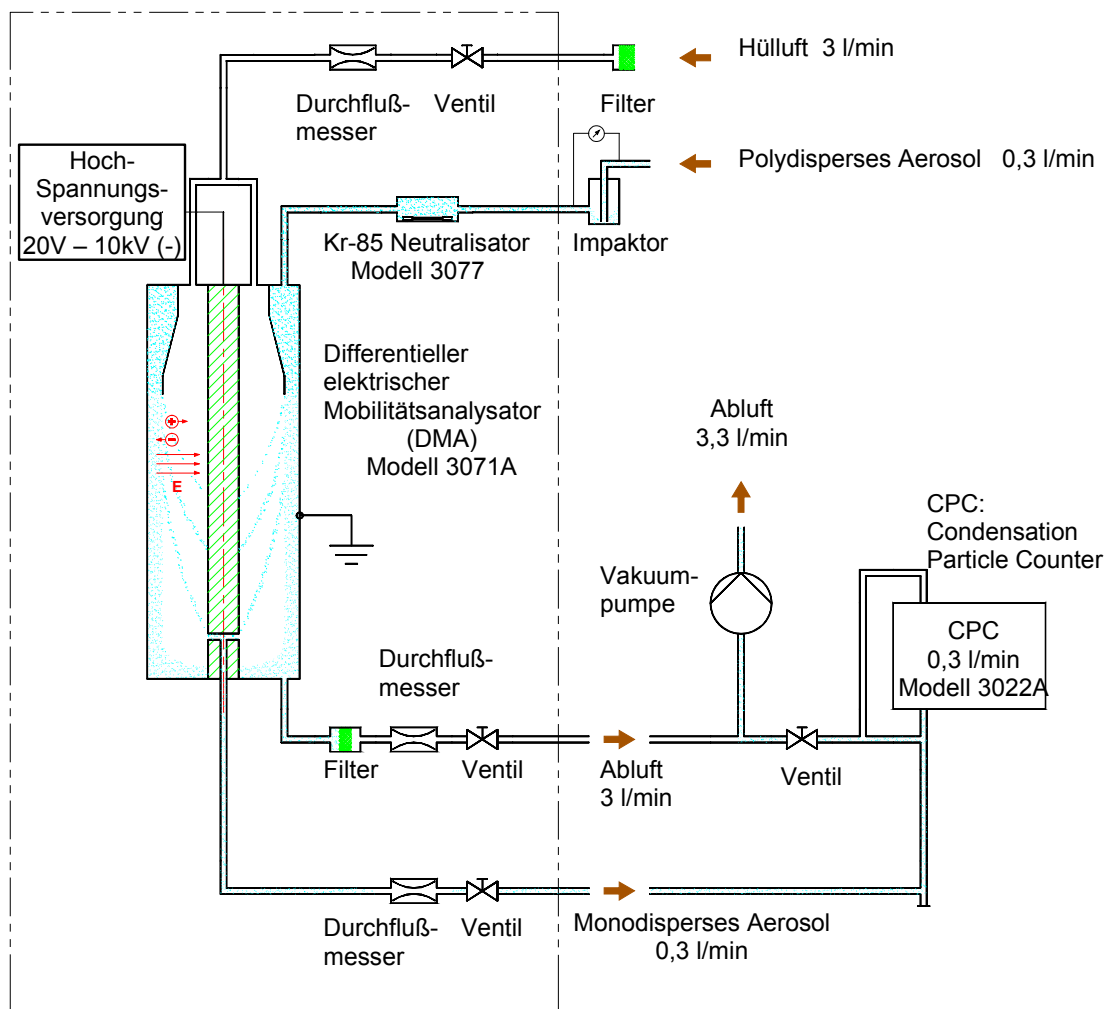


Abb. 6.1 Aufbau von Scanning Mobility Particle Sizer, SMPS, TSI Modell 3934 [1-25]

Das Messprinzip des CPC beruht auf der Vergrößerung der zu messenden Partikeln durch heterogene Kondensation von Alkoholdampf, die dann in einem einfachen optischen Partikelzähler registriert werden können [1-25].

Mit SMPS lässt sich die Partikelgrößenverteilung – die Abhängigkeit der Partikelanzahlkonzentration der Größenklassen i , $c_n(\bar{x}_i)$, von dem mittleren Partikeldurchmesser \bar{x}_i [1-25]

$$c_n(\bar{x}_i) = f(\bar{x}_i). \quad (6.1)$$

ermitteln.

6.1.2 Messverfahren mit SMPS

Das Messverfahren mit SMPS zur Messung von submikronen Partikeln in Abgasen wird in Abb. 6.2 dargestellt.

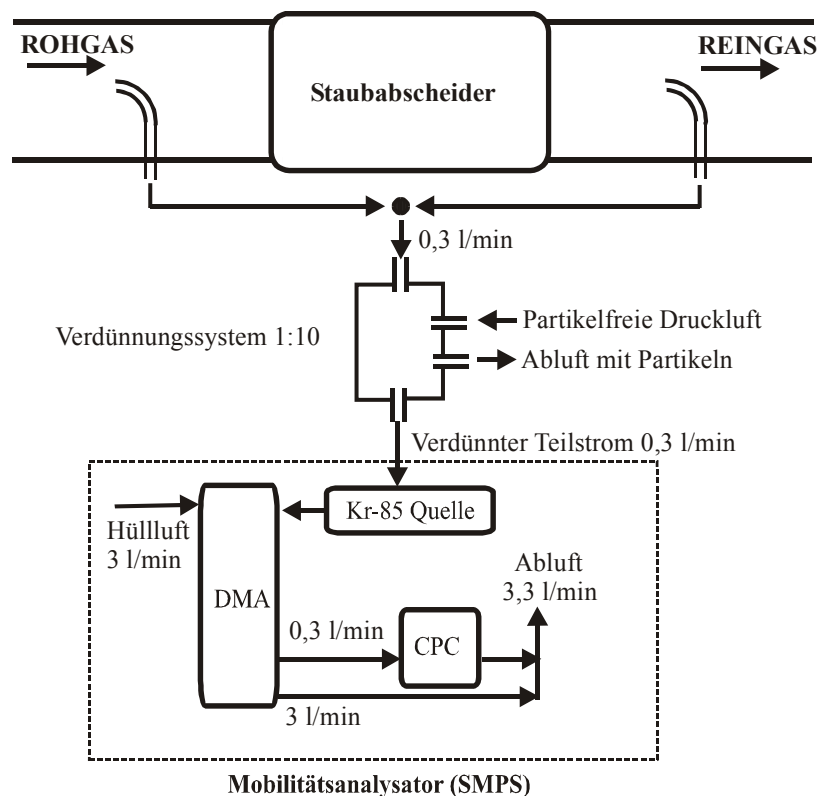


Abb. 6.2 Messverfahren mit Mobilitätsanalysator (SMPS) [1-12]

Dieses Messverfahren besteht aus zwei Hakensonden, einem Verdünnungssystem und dem SMPS. Durch die Hakensonden wird ein Teilstrom aus dem Gasstrom isokinetisch entnommen. Dieser Teilstrom wird in eine Verdünnungsstufe weitergeleitet, die von trockener partikelfreier Druckluft besorgt wird. Der Verdünnungsfaktor beträgt 10. Dadurch kann die Kondensation von Wasserdampf im Messsystem ausgeschlossen werden und die Partikeln liegen trocken vor. Aus der Verdünnungsstufe wird ein Teilstrom entnommen und dem SMPS zugeführt. Die Partikelgrößenverteilung wird vom SMPS ermittelt. Bei diesem Messverfahren können die Messstellen manuell schnell gewechselt werden.

6.1.3 Auswertung der Messdaten des SMPS

Die mathematische Methode zur Auswertung der Messdaten wird im Anhang B beschrieben. Die Messdaten des Mobilitätsanalytators werden durch eine Verteilungsdichtekurve Gl. (B.9b) dargestellt, die die Abhängigkeit der Partikelanzahlkonzentration von der Partikelgröße in der Form von einer Variante der Log-Fraktionsdichte beschreibt. Zur Beurteilung der charakteristischen Eigenschaft des Abscheiders werden die Trenngradkurve Gl. (B.16) und der Gesamtabscheidegrad Gl. (B.19) verwendet. Die Trenngradkurve beschreibt die Abscheideergebnisse von einzelnen Partikelklassen. Die Abscheideleistung im Messbereich des SMPS bzw. im ganzen Partikelbereich wird durch den Gesamtabscheidegrad beschrieben. Aus dem Anhang B ergeben sich zwei wichtige Schlußfolgerungen:

- 1: Da das SMPS nur einen Teil der Partikeln messen kann, werden die im Gas dispergierten Partikeln durch eine Verteilungssummenkurve fehlerhaft, aber dagegen durch eine Verteilungsdichtekurve fehlerfrei beschrieben.
- 2: Der Gesamtabscheidegrad, durch den die Abscheideleistung des Trennvorganges ermittelt werden kann, ist von der Mengengröße abhängig ($E_m = E_v \neq E_n$), der Trenngrad jedoch von der Mengengröße unabhängig ($T_m(\bar{x}_i) = T_v(\bar{x}_i) = T_n(\bar{x}_i)$). Dabei ist m für Masse, v für Volumen und n für Anzahl.

Aus der ersten Schlußfolgerung wird zur Beschreibung von Partikeln die anzahlbezogene Verteilungsdichtekurve gewählt, die sich aus den SMPS-Rohdaten ergibt.

Aus der zweiten Schlußfolgerung wird zur Beurteilung des Trennvorganges die Trenngradkurve nach Gl. (B.16) $T_n(\bar{x}_i) = 1 - \frac{c_{n,f}(\bar{x}_i)}{c_{n,a}(\bar{x}_i)}$ benutzt, die für jede Größenklasse i mit mittlerem

Partikeldurchmesser von \bar{x}_i das Verhältnis der abgeschiedenen Partikelmenge bezogen auf die im Rohgas enthaltene Partikelmenge angibt. Dabei sind $c_{n,f}(\bar{x}_i)$ und $c_{n,a}(\bar{x}_i)$ die von SMPS gemessenen Anzahlkonzentrationen für die Größenklasse i im Reingas und im Rohgas. Die Trenngradkurve liefert die Abscheideleistung aller Partikelklassen im Bereich 13 – 800 nm.

6.2 Messung des Gesamtabscheidegrades durch gravimetrische Messung

6.2.1 Gravimetrische Messung nach VDI 2066

Zur Bestimmung der Massenkonzentration aller Partikeln wird die gravimetrische Messmethode nach VDI 2066 [6-1] verwendet. Für die gravimetrische Messung wird ein vorgewogener Planfilter eingesetzt, der sich in einem Filtergehäuse befindet (siehe Abb. 6.3). Aufgrund der Feinheit der Filterporen werden alle Partikeln durch Diffusion und Trägheit abgeschieden. Während das Gas durch den Planfilter durchströmt, bleiben die Partikeln auf dem Planfilter haften.



Abb. 6.3 Planfilter (links) und Filtergehäuse (rechts) für gravimetrische Messungen

6.2.2 Messverfahren

Abb. 6.4 zeigt ein Fließbild für die gravimetrische Messung mit den Komponenten beheizte Entnahmesonde, Planfilter im Filtergehäuse, Trockenturm und Probenahme-System DESAGA (Name des Gerätes), das die Pumpe und die Gasmengenmessenrichtung enthält. Nach der Beladung wird der Planfilter ausgebaut und bis zur Gewichtskonstanz gewogen.

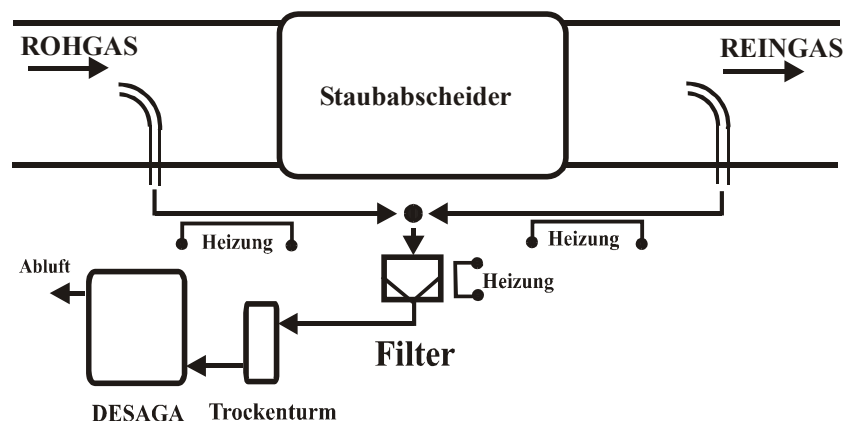


Abb. 6.4 Gravimetrische Bestimmung der Staubbelastung nach VDI 2066 [6-1]

6.2.3 Gesamtabscheidegrad

Aus der Differenz der beiden trockenen Massen Δm , die sich aus der Beladung des Planfilters ergibt, und über das abgezogene Gasvolumen V_{Probe} kann die Massenkonzentration c_m [6-1]

$$c_m = \frac{m_{\text{beladener Filter}} - m_{\text{leerer Filter}}}{V_{\text{Probe}}} = \frac{\Delta m}{V_{\text{Probe}}} \quad (6.2)$$

ermittelt werden.

Der massenbezogene Gesamtabscheidegrad E_m ergibt sich aus der Reingas- und der Rohgasmassenkonzentrationen nach Gl.(B.19), nämlich $E_m = \frac{c_{m,a} - c_{m,f}}{c_{m,a}} = 1 - \frac{c_{m,f}}{c_{m,a}}$, wobei $c_{m,f}$ die gravimetrisch gemessene Massenkonzentration im Reingas und $c_{m,a}$ die im Rohgas ist.

Der Gesamtabscheidegrad aus den gravimetrischen Messungen ist unabhängig von den Partikelgrößen. Aus diesem Grund wird diese Messmethode in der vorliegenden Arbeit als Ergänzung zur SMPS-Messung verwendet.

6.3 Messtechnik für Tropfen mit optischem Partikelzähler

Zur Messung der Größenverteilung der durch heterogene Kondensation entstandenen tropfenförmigen Partikeln (als Wassertropfen genannt) wird ein optischer Partikelzähler (OPZ, Palas® Modell PCS-2000 [6-2]) eingesetzt. Im Gegensatz zum SMPS hat dieser OPZ einen anderen Messbereich zwischen $0,3 \mu\text{m}$ und $20 \mu\text{m}$. Die maximale Anzahlkonzentration beträgt 10^6 l/cm^3 . Mit SMPS können nur trockene Partikeln gemessen werden. Auf diesem Grund werden die tropfenförmigen Partikeln mit OPZ bei der Wachstumsuntersuchung gemessen.

6.3.1 Optischer Partikelzähler - OPZ

Der Strahlengang des optischen Partikelzählers – OPZ, Modell PCS-2000 [6-2, 6-7, 6-8] ist in Abb. 6.5 schematisch dargestellt.

Der OPZ besteht aus einem Strömungskanal, einer Xenonhochdrucklampe, zwei Photomultipliern (PM 1 und PM 2) und zwei digitalen Signalregistern für die Spannungssignalen U_1 und U_2 . Eine Partikel strömt durch den Strömungskanal. Dieser Strömungskanal wird von

der Xenonhochdrucklampe über die Blende 0 und eine entsprechende Optik beleuchtet. Das Licht wird von der sich im Strömungskanal befindenden Partikel gestreut. Das gestreute Licht wird jeweils unter einem mittleren Winkel von 90° von zwei Photomultipliern (PM 1 und PM 2) detektiert, in denen die Lichtsignale in Spannungssignale (U_1 und U_2) umgewandelt werden, welche an die digitale Signalverarbeitung weitergegeben werden. Der Photomultiplier PM 1 steht zur Verfügung für die Messung und der Photomultiplier PM 2 für die Korrektur der Messfehler beim Photomultiplier PM 1.

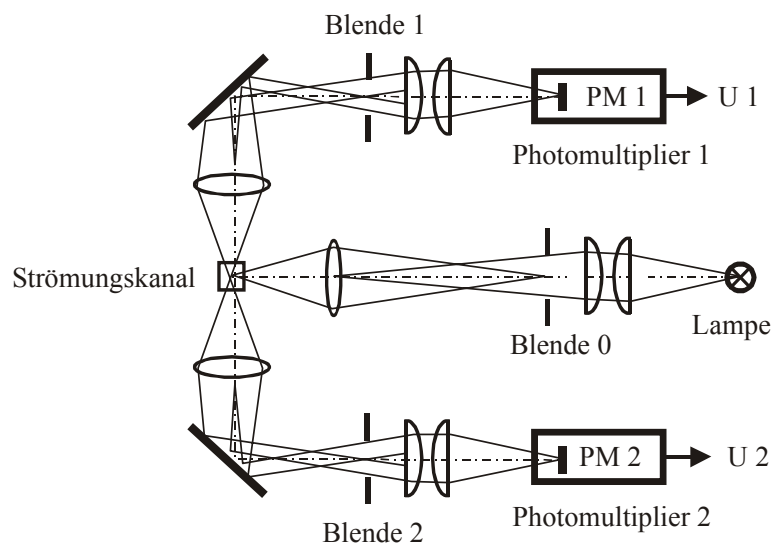


Abb. 6.5: Strahlengang des optischen Partikelzählers (OPZ) [6-2]

Der OPZ nutzt die Streulichtimpulse des an einer Einzelpartikel gestreuten Lichtes zur Ermittlung der Partikelgröße und der Partikelkonzentration. Die Höhe des Streulichtimpulses ist ein Maß für die Partikelgröße, während die Anzahl der Impulse der Partikelkonzentration proportional ist. Daraus ergibt sich die Partikelgrößenverteilung - die Abhängigkeit der Partikelanzahlkonzentration $c_n(\bar{x}_i)$ von der Partikelgröße \bar{x}_i

$$c_n(\bar{x}_i) = f(\bar{x}_i). \quad (6.3)$$

Die Zulässigkeit dieser Methode für die Messung von Wassertropfen wurde von Heidenreich [6-9] nachgewiesen.

6.3.2 Messverfahren mit optischem Partikelzähler (OPZ)

Das Messverfahren mit optischem Partikelzähler (OPZ) für Wassertropfen ist in Abb. 6.6 dargestellt. Das Messsystem besteht aus einer Hakensonde, dem OPZ, einem Probenahme-System DESAGA und einer isolierten Rohrleitung zwischen Hakensonde und OPZ.

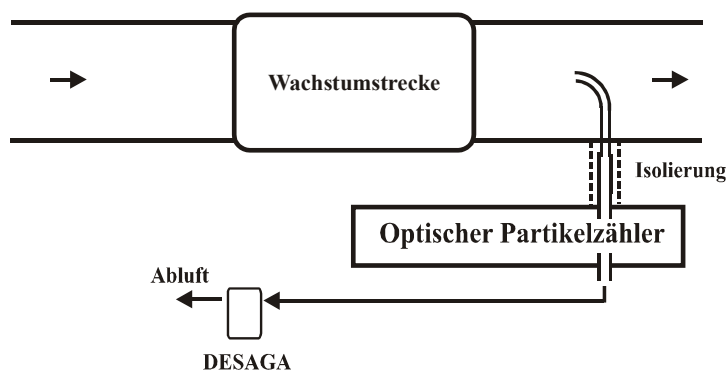


Abb. 6.6: Messverfahren mit einem optischen Partikelzähler (OPZ)

Durch die Hakensonde wird ein Teilstrom aus dem Gasstrom isokinetisch entnommen. Der konstant bleibende Teilstrom wird von dem Probenentnahme-System DESAGA abgezogen. Die Rohrleitung zwischen Hakensonde und OPZ ist isoliert und möglichst kurz, damit möglichst kein Wärmeaustausch zwischen dem Teilstrom und der Umgebung entsteht. So können Veränderungen des Tropfendurchmessers weitgehend vermieden werden.

6.3.3 Wachstumsfaktor von Partikeln

Die mit dem OPZ gemessene Abhängigkeit der Tropfenanzahlkonzentration $c_n(\bar{x}_i)$ von der Tropfengröße \bar{x}_i in der Gl. (6.3) wird zu einer logarithmischen anzahlbezogenen Verteilungsdichtekurve in der Gl. (B.9b) umgewandelt. Diese Kurve läßt sich durch eine logarithmische anzahlbezogene Normalverteilungsdichtekurve in der Gl. (B.10a) mit einem anzahlbezogenen geometrischen Mittelwert $x_{g,n}$ und einer geometrischen Standardabweichung $\sigma_{n,g}$ beschreiben.

Das ausschließlich durch die Wasserdampfkondensation erzielte Wachstum wird durch einen Wachstumsfaktor q beschrieben, der als Quotient aus dem anzahlbezogenen geometrischen Mittelwert von Tropfen $x_{g,n,P2}$ und von trockenen Partikeln $x_{g,n,P1}$ definiert wird:

$$q = \frac{x_{g,n,P2}}{x_{g,n,P1}} \quad (6.4)$$

Daneben wird auch die Änderung der geometrischen Standardabweichung betrachtet.

6.4 Unsicherheitsbetrachtung

Jedes Messergebnis ist mit Unsicherheiten behaftet. Unterscheiden lassen sich zwei Unsicherheitsarten – die systematischen und die zufälligen bzw. statistischen Unsicherheiten [6-10].

Die systematischen Unsicherheiten werden durch ungenaue Messmethoden oder ungenaue Kalibrierung des Messgerätes verursacht. Sie sind durch eine gute Versuchsvorbereitung und Versuchsdurchführung vermeidbar, allerdings ist eine vollständige Beseitigung doch nicht erreichbar, d.h. die Messergebnisse sind nicht 100% sicher, aber mit einem bestimmten Unsicherheitsfaktor.

Die zufälligen bzw. statistischen Unsicherheiten werden durch unkontrollierbare Störeinflüsse, wie Schwankungen der Versuchsbedingungen und Änderung des Messgerätes, verursacht. Sie verändern die Messergebnisse regellos. Um solche Unsicherheiten möglichst zu vermindern, werden die Versuchsbedingungen und das Messgerät möglichst konstant betrieben und mehrere Messungen zur Prüfung der Reproduzierbarkeit durchgeführt.

Jedes Messgerät hat einen eigenen Unsicherheitsfaktor, der unbekannt ist. Werden das Rohgas und das Reingas mit zwei Messgeräten gleichzeitig gemessen, sind die Messergebnisse vom Rohgas und vom Reingas an den systematischen Unsicherheiten mit unterschiedlichen Unsicherheitsfaktoren der beiden Messgeräte und an den zufälligen bzw. statistischen Unsicherheiten mit einer zusätzlichen Verfälschung behaftet. Deshalb sollen die Rohgas- und Reingas-Messungen mit demselben Messgerät durchgeführt werden.

Um die beiden Unsicherheiten in den Messergebnissen reduzieren zu können, müssen erstens die Versuchsbedingungen konstant bleiben, und zweitens muß für die jeweilige Messmethode ein gut arbeitendes Messgerät zur Verfügung stehen, das sowohl bei Rohgasmessung als auch bei Reingasmessungen benutzt werden muß.

In der vorliegenden Arbeit sind die Partikelgrößenverteilungskurve und die Massenkonzentration als Messergebnisse zu sehen. Diese Messergebnisse werden zu Auswertungsergebnissen, wie Trenngrad, Abscheidegrad und Wachstumsfaktor, umgewandelt. Solche Auswertungsergebnisse sind von dem Quotienten abhängig, der sich aus den Reingas- und Rohgas-Messergebnissen ergibt. Deshalb heben sich die in den Rohgas- und Reingas-Messergebnissen mit einem gleichen Unsicherheitsfaktor versteckten systematischen Unsicherheiten in den Auswertungsergebnissen auf. Dagegen können die zufälligen bzw. statistischen Unsicherheiten in den Messergebnissen die Auswertungsergebnisse weiter verfälschen.

7 Experimentelle Untersuchungen und ihre Interpretation

Die Partikelabscheidung wird mit der in Kapitel 5 vorgestellten Aerosolabscheideanlage experimentell untersucht. Die Vorversuche beinhalten erstens die Optimierung der Anlagenparameter, zweitens die Untersuchung des Partikelwachstums und drittens die Messung der Partikelabscheidung. Bei den Vorversuchen werden redispergierte TAMARA-Partikeln eingesetzt. Mit den aus den Vorversuchen erworbenen Kenntnissen werden die Pläne für die Hauptversuche erstellt. Bei den Hauptversuchen wird die Aerosolabscheideanlage an der Rostfeuerungsanlage für Abfall „TAMARA“ des ITC-TAB vom Forschungszentrum Karlsruhe [4-1] und an der Unterschubfeuerung für Holzschnitzel „USF“ des IVD der Universität Stuttgart [4-2] – angeschlossen, um die Abscheidung von In-situ-Partikeln zu untersuchen. Die experimentellen Ergebnisse werden hier vorgestellt und interpretiert.

7.1 Identifikation der wesentlichen Anlagenparameter

Die Partikelabscheidung wird von zahlreichen Anlagenparametern, wie Volumenstrom, Gastemperatur, Wasserdurchsatz in den Düsen, Packungsmaterial usw. beeinflusst. Mit Hilfe eines Teilmultifaktorplans werden die Anlagenparameter identifiziert und optimiert. Die Untersuchungen werden mit in Luft redispergierten TAMARA-Partikeln durchgeführt.

7.1.1 Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung

Abb. 7.1 stellt den Versuchsaufbau schematisch dar. Abweichend von dem in Abb. 5.1 beschriebenen Aufbau wird die Anlage im Kreislauf mit Luft betrieben, wobei die Kreislauf Luft nach dem Elektroerhitzer über einen Absolutfilter von Partikeln vollständig gereinigt wird. Die Einstoffdüse in der Quenche wird nicht benutzt. Die redispergierten TAMARA-Partikeln werden vor der Verweilstrecke dosiert. Die Partikeln werden gravimetrisch gemessen. Die Messungen finden vor der Abscheide-Packung für das Rohgas (Stelle v.P) und nach dem Erhitzer für das Reingas (Stelle n.E) statt. Der Druckverlust der Abscheide-Packung wird gemessen.

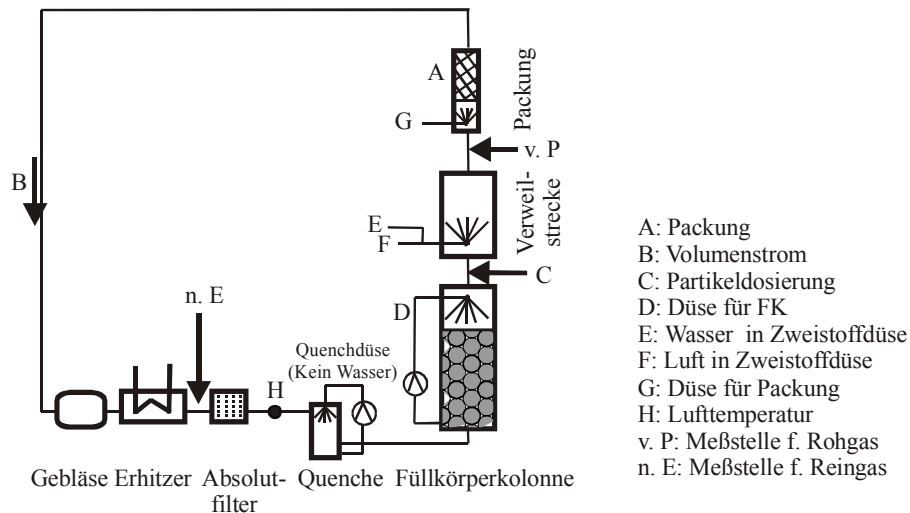


Abb. 7.1: Versuchsaufbau für den Teilmultifaktorplan

7.1.2 Teilmultifaktorplan für die Aerosolabscheideanlage

Die Methodik des Teilmultifaktorplans für die Parameteroptimierung [7-1] wird in Anhang A vorgestellt. Nach dem Prinzip des Teilmultifaktorplans werden Einflußparameter, Parameterstufen und Zielgrößen ausgewählt, um den Versuchsplan konstruieren zu können. Durch den Einsatz des Teilmultifaktorplans kann die Anzahl der Experimente stark reduziert werden.

Auswahl der Einflußparameter, Parameterstufen und Antwortgrößen

Abb. 7.1 und Tab. 7.1 stellen die ausgewählten Einflußparameter, Parameterstufen und Antwortgrößen dar. Als Einflußparameter werden das Material der Abscheide-Packung A, der Volumenstrom B, die Staubkonzentration C, der Wasserdurchsatz in den Düsen für die Füllkörperkolonne D, der Durchsatz von demineralisiertem Wasser in der Zweistoffdüse E, der Luftdurchsatz in der Zweistoffdüse F, der Wasserdurchsatz in der Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung G und die Lufttemperatur H gewählt. Die Einflußparameter haben drei bzw. zwei Parameterstufen, der Gesamtabscheidegrad oder der Differenzdruck der Kimre-Packung werden als Zielgrößen eingesetzt. Weitere Anlagenparameter, wie der Wasserdurchsatz in der Quenchdüse und die Zusammensetzung der jeweiligen Packung, werden konstant gehalten.

Konstruktion des Teilmultifaktorplans

Aus Tab. 7.1 ist zu erkennen, daß es sich um einen Parameter (H) mit zwei Stufen und um sieben Parameter (A, B, C, D, E, F, und G) mit drei Stufen handelt. Darum wird ein in der

Literatur vorhandener Teilmultifaktorplan $L_{18}(2^13^7)$ [7-1] gewählt, wobei die gesamte Versuchsanzahl 18 beträgt. Der Teilmultifaktorplan $L_{18}(2^13^7)$ ist in Tab. 7.2a bzw. Tab. 7.3a zu sehen.

Tab. 7.1: Einflußparameter, Parameterstufen und Antwortgrößen für Teilmultifaktorplan

		Bezeichnung	Einheit	Parameterstufen			
				1	2	3	
Einflußparameter	variabel	A: Material der Kimre-Abscheide-Packung	-	8/96 PP	8/96 Teflon	4/96 PP	
		B: Volumenstrom	Nm ³ /h	300	330	360	
		C: Partikelkonzentration (dosiert)	mg/Nm ³	30	55	85	
		D: Wasserdurchsatz in der Düse* für die Füllkörperkolonne	l/h	0	1200	1000	
		E: Durchsatz von demineralisiertem Wasser in der Zweistoffdüse**	l/h	0	4	6	
		F: Luftdurchsatz in der Zweistoffdüse	m ³ /h	0	2,8	3,4	
		G: Wasserdurchsatz in Einstoffdüse***	l/h	0	50	60	
		H: Lufttemperatur am Eintritt	°C	60	40	-	
	konstant	Wasserdurchsatz in Quenchedüse****	l/h	0			
		Länge der Füllkörperkolonne (Pall 15)	m	1			
		Tropfenabscheide-Packung nach der Füllkörperkolonne	2 PP 37/94, 6 PP 16/96, 2 PP 37/94				
		8/96 PP Abscheide-Packung	1 PP 37/94, 2 PP 16/96, 15 PP 8/96, 2 PP 16/96, 1 PP 37/94				
		8/96 Teflon Abscheide-Packung	1 Tef 37/94, 2 Tef 16/96, 15 Tef 8/96, 2 Tef 16/96, 1 Tef 37/94				
		4/96 PP Abscheide-Packung	1 PP 37/94, 1 PP 8/96, 10 PP 4/96, 1 PP 8/96, 1 PP 37/94				
	Tropfenabscheide-Packung nach der Abscheide-Packung	1 PP 37/94, 8 PP 16/96, 2 PP 37/94					
Antwortgrößen	Gesamtabscheidegrad oder Differenzdruck		% oder mbar				

*Spiraldüse BETE 3/8TF14FCN3, 90°; **Schlick 970 S8 mit Einstellung: 1,5; ***Lechler Vollkegeldüse 120°, 460.408 17 CA 1,18l/h bei 3 bar ü; ****Spiraldüse BETE 3/8TF16NN3N, 60°; PP: Polypropylen.

7.1.3 Versuchsergebnisse und Auswertung des Teilmultifaktorplans

Abscheideleistung

Um die Abscheideleistung einer Kimre-Abscheide-Packung zu ermitteln, werden die Versuche nach dem in Tab. 7.2a dargestellten Teilmultifaktorplan durchgeführt. Die Versuchsergebnisse sind ebenfalls in Tab. 7.2a aufgelistet. Diese Versuchsergebnisse werden nach den im Anhang aufgeführten Gl. (A.1) bis (A.11) analysiert. Die Auswertungsergebnisse sind in Tab. 7.2b aufgelistet.

Tab. 7.2a: Teilmultifaktorplan $L_{18}(2^1 3^7)$ und Versuchsergebnisse (Gesamtabscheidegrad)

Versuchs-Nr.	Parameter x								$\eta_{ges.} [\%]^*$
	H	A	B	C	D	E	F	G	
1	1	1	1	1	1	1	1	1	77,4
2	1	1	2	2	2	2	2	2	95,0
3	1	1	3	3	3	3	3	3	93,3
4	1	2	1	1	2	2	3	3	91,8
5	1	2	2	2	3	3	1	1	80,0
6	1	2	3	3	1	1	2	2	85,1
7	1	3	1	2	1	3	2	3	90,5
8	1	3	2	3	2	1	3	1	86,7
9	1	3	3	1	3	2	1	2	88,4
10	2	1	1	3	3	2	2	1	88,5
11	2	1	2	1	1	3	3	2	92,0
12	2	1	3	2	2	1	1	3	89,7
13	2	2	1	2	3	1	3	2	88,9
14	2	2	2	3	1	2	1	3	92,0
15	2	2	3	1	2	3	2	1	90,5
16	2	3	1	3	2	3	1	2	88,1
17	2	3	2	1	3	1	2	3	89,6
18	2	3	3	2	1	2	3	1	91,3
$I_{1,x}$	788,2	535,9	525,2	529,8	528,3	517,4	515,6	514,4	T=1598,8 $\mu=88,8$
$I_{2,x}$	810,6	528,4	535,3	535,4	541,7	547,1	539,2	537,5	
$I_{3,x}$		534,5	538,4	533,7	528,8	534,4	544,1	546,8	
mittlere $I_{1,x}$	87,6	89,3	87,5	88,3	88,1	86,2	85,9	85,7	
mittlere $I_{2,x}$	90,1	88,1	89,2	89,2	90,3	91,2	89,9	89,6	
mittlere $I_{3,x}$		89,1	89,7	88,9	88,1	89,1	90,7	91,1	

* $\eta_{ges.}$: Gesamtabscheidegrad der Kimre-Abscheide-Packung; A – H: siehe Tab. 7.1 bzw. Tab. 7.2b.

Tab. 7.2b: Auswertungsergebnisse bezogen auf Gesamtabscheidegrad

Parameter x	SQ	FG	SQ*	FG*	F*	$F_{Tab}(2, 6)$		$F_{Tab}(1, 6)$		Signifi- kanz
						0,99	0,95	0,99	0,95	
A (Material der Pack.)	5,3	2	-	-	-	10,9	5,1			sehr schwach
B (Volumenstrom)	15,8	2	15,8	2	2,9					schwach
C (Partikelkonzentration)	2,3	2	-	-	-					sehr schwach
D (Düse f. FK)	19,4	2	19,4	2	3,5					schwach
E (Wasser in Zweistoffdüse)	74,1	2	74,1	2	13,5					hoch
F (Luft in Zweistoffdüse)	77,5	2	77,5	2	14,1					hoch
G (Düse f. Pack.)	92,7	2	92,7	2	16,9					sehr hoch
H (Lufttemperatur)	27,8	1	27,8	1	10,1		13,7	6,0	stark	
Gesamt	323,8	17	323,8	17	optimierte	$A_0 B_0 C_0 D_0 E_2 F_3 G_3 H_2$				
Unsicherheit	8,9	2	16,5	6	Parameter	„0“ bedeutet eine der drei Stufen				

A – H: siehe Tab. 7.1; $SQ_{Unsicherheit}^* = SQ_{Unsicherheit} + SQ_A + SQ_C$; $SQ_B^* = SQ_B$; $FG_{Unsicherheit}^* = FG_{Unsicherheit} + FG_A + FG_C$;

$FG_B^* = FG_B$ (auch in Text)

SQ nach Gl. (A.4) bzw. Gl. (A.5) bedeutet die Summe der Quadrate der Abweichung vom Mittelwert für jeweiligen Parameter. FG nach Gl. (A.6) bzw. Gl. (A.7) ist die Anzahl der Freiheitsgrade des jeweiligen Einflussparameters. Die Anzahl der Freiheitsgrade FG bezeichnet die Anzahl der voneinander unabhängigen Versuchsmöglichkeiten. $SQ_{\text{Unsicherheit}}$ wird nach Gl. (A.8) berechnet, und $FG_{\text{Unsicherheit}}$ nach Gl. (A.9). Ist SQ eines Einflußparameters im Vergleich zu anderen deutlich klein, läßt er sich von der Versuchsstreuung schwer unterscheiden. Deshalb darf er als Messunsicherheit behandelt und als sehr schwach signifikant betrachtet werden. Somit ergeben sich z.B. $SQ_{\text{Unsicherheit}}^* = SQ_{\text{Unsicherheit}} + SQ_A + SQ_C$, $SQ_B^* = SQ_B$, $FG_{\text{Unsicherheit}}^* = FG_{\text{Unsicherheit}} + FG_A + FG_C$ und $FG_B^* = FG_B$. Aus SQ^* und FG^* ergibt sich eine Testgröße F^* nach Gl. (A.11) für jeweilige Parameter. Die Testgröße F^* bedeutet das Verhältnis der Abweichung des jeweiligen Parameters (SQ^*/FG^*) zur Abweichung der gesamten Unsicherheit ($SQ_{\text{Unsicherheit}}^*/FG_{\text{Unsicherheit}}^*$). Nach dem Vergleich mit den Werten $F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,95)$ und $F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,99)$ [7-1] läßt sich nach einer Faustregel die Einfluß-Stärke der Parameter erkennen. Die Faustregel lautet:

$F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,99) < F_x$	der Effekt ist hoch signifikant,
$F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,95) < F_x < F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,99)$	der Effekt ist signifikant,
$F_x < F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,95)$	der Effekt ist nur möglicherweise signifikant.

Aus Tab. 7.2b ergibt sich folgendes. Die Einstoffdüse vor der Kimre-Abscheide-Packung (G) hat die Abscheideleistung sehr stark beeinflusst. Die Zweistoffdüse in der Verweilstrecke (E und F) beeinflusst die Abscheideleistung stark. Der gleichzeitige Einfluß von Wasser- und Druckluftdurchsatz weist darauf hin, daß sowohl die Menge des zu verdampfenden Wassers als auch die Feinheit von Tropfen eine Rolle spielen. Die anderen Parameter wie das Material der Abscheide-Packung (A), Gasvolumenstrom (B), Partikelkonzentration (C) und die Einstoffdüse für die Füllkörperkolonne (D) zeigen dagegen nur einen geringen Einfluß. Die Gas-temperatur (H) beeinflusst die Partikelabscheidung nur mäßig. Nach einer Analyse ergeben sich die optimierten Parameter, die ebenfalls in Tab. 7.2b eingetragen sind.

Differenzdruck

Der Differenzdruck der Kimre-Abscheide-Packung wird als zweite Antwortgröße betrachtet. Die Versuchsergebnisse sind in Tab. 7.3a aufgelistet. Diese Versuchsergebnisse werden in

Tab. 7.3a: Teilmultifaktorplan $L_{18}(2^1 3^7)$ und Versuchsergebnisse (Differenzdruck)

Versuchs-Nr.	Parametern x								Differenzdruck [mbar] *
	H	A	B	C	D	E	F	G	
19	1	1	1	1	1	1	1	1	12,0
20	1	1	2	2	2	2	2	2	17,4
21	1	1	3	3	3	3	3	3	23,9
22	1	2	1	1	2	2	3	3	27,4
23	1	2	2	2	3	3	1	1	14,9
24	1	2	3	3	1	1	2	2	31,3
25	1	3	1	2	1	3	2	3	22,6
26	1	3	2	3	2	1	3	1	16,2
27	1	3	3	1	3	2	1	2	27,6
28	2	1	1	3	3	2	2	1	11,9
29	2	1	2	1	1	3	3	2	29,8
30	2	1	3	2	2	1	1	3	20,8
31	2	2	1	2	3	1	3	2	14,6
32	2	2	2	3	1	2	1	3	22,1
33	2	2	3	1	2	3	2	1	21,3
34	2	3	1	3	2	3	1	2	21,6
35	2	3	2	1	3	1	2	3	24,0
36	2	3	3	2	1	2	3	1	21,1
$I_{1,x}$	193,3	115,8	110,1	142,1	138,9	118,9	119	97,4	T=380,5 $\mu=21,14$
$I_{2,x}$	187,2	131,6	124,4	111,4	124,7	127,5	128,5	142,3	
$I_{3,x}$		133,1	146,0	127,0	116,9	134,1	133	140,8	
mittlere $I_{1,x}$	21,5	19,3	18,4	23,7	23,2	19,8	19,8	16,2	
mittlere $I_{2,x}$	20,8	21,9	20,7	18,6	20,8	21,3	21,4	23,7	
mittlere $I_{3,x}$		22,2	24,3	21,2	19,5	22,4	22,2	23,5	

* Differenzdruck der Kimre-Abscheide-Packung; A – H: siehe Tab. 7.1 bzw. Tab. 7.3b.

Tab. 7.3b: Auswertungsergebnisse bezogen auf Differenzdruck

Parameter x	SQ	FG	SQ*	FG*	F*	F _{Tab(2, 8)}		Signifikanz
						0,99	0,95	
A (Material der Packung)	30,6	2	30,6	2	1,4	8,7	4,5	schwach
B (Volumenstrom)	108,9	2	108,9	2	4,8			hoch
C (Partikelkonzentration)	78,6	2	78,6	2	3,5			schwach
D (Düse f. FK)	41,5	2	41,5	2	1,8			schwach
E (Wasser in Zweistoffdüse)	19,4	2	---	---	---			sehr schwach
F (Luft in Zweistoffdüse)	17,0	2	---	---	---			sehr schwach
G (Düse f. Pack.)	216,8	2	216,8	2	9,5			sehr hoch
H (Lufttemperatur)	2,1	1	---	---	---			sehr schwach
Gesamt	567,4	17	567,4	17	optimierte Parameter	A ₀ B ₁ C ₀ D ₀ E ₀ F ₀ G ₁ H ₀		
Unsicherheit	52,5	2	91,0	8		„0“ eine der dreien Stufen		

A – H: siehe Tab. 7.1; $SQ_{\text{Unsicherheit}}^* = SQ_{\text{Unsicherheit}} + SQ_E + SQ_F + SQ_H$; $SQ_B^* = SQ_B$; $FG_B^* = FG_B$;

$FG_{\text{Unsicherheit}}^* = FG_{\text{Unsicherheit}} + FG_E + FG_F + FG_H$

gleicher Weise wie die Abscheideleistung ausgewertet. Die Auswertungsergebnisse sind in Tab. 7.3b aufgelistet.

Aus Tab. 7.3b läßt sich folgendes feststellen. Der Druckverlust ist durch den Wasserdurchsatz in der Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung (G) sehr stark und durch den Volumenstrom (B) stark beeinflusst. Die anderen Parameter zeigen dagegen nur einen geringen Einfluß. Die optimierten Parameter für den Druckverlust sind auch in Tab. 7.3b eingetragen.

Optimierte Anlagenparameter

Die optimalen Anlagenparameter in Tab. 7.4 ergeben sich aus Tab. 7.2b und Tab. 7.3b unter Berücksichtigung der Versuchsbedingungen an der realen Verbrennungsanlage.

Nach den Versuchen zeigt die Abscheide-Packung aus Teflon eine geringere Verschmutzung als die aus PP, darum wird A₂ gewählt. Der Volumenstrom von 330 Nm³/h (B₂) wird nach der Kapazität des Gebläses gewählt. C₃ wird gewählt, weil die Partikelkonzentration im Abgas aus einer Verbrennungsanlage normalerweise höher als 85 mg/m³ ist. Um das Wachstum von Flugaschepartikeln bei hoher Feuchte zu gewährleisten, ist der Wasserdurchsatz in der Einstoffdüse der Füllkörperkolonne von 1200 l/h (D₂) einzusetzen. Die Eintrittstemperatur von 60°C (H₁) wird gewählt, weil das Abgas aus einer Verbrennungsanlage eine höhere Temperatur besitzt.

Die wichtigsten Parameter aus dem Teilmultifaktorplan sind der Wasserdurchsatz in der Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung (G), der Wasserdurchsatz in der Zweistoffdüse (E) und der Luftdurchsatz in der Zweistoffdüse (F). E₂ und F₃ können nach Tab. 7.3a und Tab. 7.3b bestimmt werden. Trotz des hohen Druckverlustes wird der Wasserdurchsatz in der Einstoffdüse auf G₃=60 l/h gesetzt, um einen hohen Partikelabscheidegrad zu erreichen.

Tab. 7.4: Optimale Anlagenparameter für die Aerosolabscheideanlage

Parameter	Einheit	optimierte Parameterstufen	
A: Material der Kimre-Abscheide-Packung	-	8/96 Teflon	A ₂ *
B: Volumenstrom	Nm ³ /h	330	B ₂
C: Partikelkonzentration (dosiert)	mg/Nm ³	85	C ₃
D: Wasserdurchsatz in Einstoffdüse der Füllkörperkolonne	l/h	1200	D ₂
E: Durchsatz von demineralisiertem Wasser in der Zweistoffdüse	l/h	4	E ₂
F: Luftdurchsatz in der Zweistoffdüse	m ³ /h	3,4	F ₃
G: Wasserdurchsatz in der Einstoffdüse	l/h	60	G ₃
H: Lufttemperatur am Eintritt	°C	60	H ₁

7.1.4 Abscheidung bei den optimierten Parametern

Unter den optimierten Parametern werden auf der Basis der gravimetrischen Meßwerte die redispergierten TAMARA-Partikeln zu ca. 95 % abgeschieden, wobei die Kimre-Abscheide-Packung einen Druckverlust von ca. 25 mbar hat, und die gesamte Anlage von ca. 35 mbar (siehe Tab. 7.5).

Tab. 7.5: Optimale Abscheideleistung und Differenzdruck der Aerosolabscheideanlage

Betriebsbedingungen (siehe Tab.7.4)	Differenzdruck [mbar]		Gesamtabscheidegrad [%] *		
	Abscheide-Packung	Gesamte Anlage	Nr. 37	Nr. 38	Nr. 39
A* ₂ B ₂ C ₃ D ₂ E ₂ F ₃ G ₃ H ₁	25 – 26	34 – 36	95,45	95,56	94,44

* Gesamtabscheidegrad der Kimre-Packung aus gravimetrischen Messungen; A*₂: Nach folgenden Ergänzungsversuchen wird A₂ durch A_{2,1} ersetzt.

7.1.5 Ergänzungsversuche

Um die Einflüsse der Zweistoffdüse in der Verweilstrecke und der Einstoffdüse vor der Kimre-Abscheide-Packung, also von den Parametern G, E und F, auf die Abscheideleistung genau (nicht statistisch) zu untersuchen, werden weitere Versuche durchgeführt. Außerdem wird auch die Abhängigkeit der Abscheideleistung von der Anzahl der Kimre-Abscheideschichten und von dem Volumenstrom untersucht. Die Ergebnisse sind in Tab. 7.6 zusammengestellt.

Tab. 7.6: Einfluß unterschiedlicher Parameter auf die Versuchsergebnisse

Versuchs-Nr.	Versuchsparameter und Parameterstufen								Differenzdruck [mbar]	Gesamtabscheidgrad [%]
	A	B	C ₃	D ₂	E ₂	F ₃	G ₃	H ₁		
40	-	X	X	X	-	-	-	X	0,1	57,0
41	-	X	X	X	X	X	-	X	0,1	57,0
42	A _{2,1}	X	X	X	-	-	-	X	7,8-9,1 (50min)	79,3
43	A _{2,1}	X	X	X	-	-	X	X	23,5	91,6
44	A _{2,1}	X	X	X	X	X		X	14,4-15,3 (60min)	94,0
45	A _{2,1}	X	X	X	X	X	X	X	23,5	96,0
46	A ₂	X	X	X	X	X	X	X	25,9	95,5
47	A _{2,2}	X	X	X	X	X	X	X	17,7	95,0
48	A ₂	B ₂	X	X	X	X	X	X	23,0	93,33
49	A ₂	B ₁	X	X	X	X	X	X	20,1 – 20,3	93,33

A: Abscheide-Packung; A_{2,1}: Teflon-Kimre-Abscheide-Packung mit 11 Schichten; A₂: Teflon-Kimre-Abscheide-Packung mit 15 Schichten; A_{2,2}: Teflon-Kimre-Abscheide-Packung mit 8 Schichten; B₁: 300 Nm³/h; B₂: 330 Nm³/h; B₃: 360 Nm³/h; D₂: 1200 L/h Wasser in der Füllkörperkolonne; E₂: 4 L/h Demineralisiertes Wasser in der Zweistoffdüse; F₃: 3,4 m³/h Druckluft in der Zweistoffdüse; G₃: 60 L/h Wasser in der Einstoffdüse; H₁: Lufttemperatur vor der Quenche 60°C.

Ca. 57% Flugaschepartikeln werden ohne Kimre-Abscheide-Packung (Nr. 40 und 41) an der Innenwand der Anlage abgeschieden, wobei die Zweistoffdüse die Abscheide-Leistung nicht beeinflusst. Dies ist auf die fehlende Abscheide-Packung zurückzuführen.

Der Gesamtabscheidegrad steigt auf ca. 79% mit einer trockenen Kimre-Abscheide-Packung (Nr. 42). Gleichzeitig besteht jedoch eine Verstopfungsgefahr der Kimre-Abscheide-Packung wegen des steigenden Differenzdrucks.

Mit der Einstoffdüse verbessert sich die Abscheideleistung von ca. 79% bei trockener Kimre-Abscheide-Packung (Nr. 42) auf ca. 92 % (Nr. 43), der Differenzdruck steigt nicht (Nr. 43 und Nr. 45); dadurch wird die Verstopfungsgefahr der Kimre-Abscheide-Packung beseitigt und ein stabiler Betrieb der Anlage erreicht. Dagegen ist eine Verstopfungsgefahr nur bei dem Betrieb mit einer Zweistoffdüse zu erwarten (Nr. 44). Neben der Einstoffdüse hat die Zweistoffdüse die Abscheideleistung nur wenige Prozent verbessert (Nr. 43 und Nr. 45).

Durch die Reduzierung der Kimre-Schichten (Nr. 45, 46 und 47) von 15 auf 8 Schichten sinkt die Abscheideleistung geringfügig, aber der Druckverlust der Kimre-Abscheide-Packung nimmt dadurch relativ stark ab. Aus diesem Grund werden die Hauptversuche mit der A_{2,1}-Packung (11 Schichten) durchgeführt.

Die durch den Teilmultifaktorplan schwach signifikante Abhängigkeit der Abscheideleistung vom Volumenstrom wird mit den Versuchen Nr. 46, 48 und 49 bestätigt.

Mittels Einstoffdüse bildet sich ein Wasserfilm an den Fasern der Abscheide-Packung, dieser Wasserfilm trägt die abgeschiedenen Tropfen aus und reinigt die Abscheide-Packung gleichzeitig, dadurch ist ein stabiler Betrieb möglich.

Die Zweistoffdüse mit demineralisiertem Wasser sorgt hierbei für eine vollständige Sättigung des Gases, was zum Anwachsen der Partikeln durch Wasserdampfkondensation führt.

7.1.6 Schlußfolgerung

Die optimalen Anlagenparameter (siehe Tab. 7.4) werden mit Hilfe des Teilmultifaktorplans identifiziert. Der Einsatz einer Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung hat sowohl für die Verbesserung der Partikelabscheidung als auch für den stabilen Betrieb der Anlage einen entscheidenden Einfluß. Die Zweistoffdüse mit demineralisiertem Wasser beeinflusst die

Abscheidung stark. Dagegen zeigen die anderen Parameter nur einen geringen Einfluß auf die Abscheidung.

7.2 Wachstum und Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln

Zur Vorbereitung der Hauptversuche an der Verbrennungsanlage werden das Wachstum und die Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln in Luft experimentell untersucht. Eine Multiwir-Packung wird als Abscheide-Packung eingesetzt. Aufgrund des unveränderten Partikelwachstums und des gleichen Reinigungseffektes der Packung werden die optimalen Anlagenparameter aus dem Teilmultifaktorplan hierbei verwendet. Dabei werden zusätzlich die Dampfdosierung und die Kühlung des Kreislaufwassers der Füllkörperkolonne eingesetzt, um das Wachstum der Partikeln zu verbessern und damit einen höheren Abscheidegrad zu erreichen.

7.2.1 Wachstum redispergierter TAMARA-Partikeln

Versuchsaufbau

Abb. 7.2 zeigt den Versuchsaufbau für die Untersuchungen zum Wachstum redispergierter TAMARA-Partikeln schematisch. Die Anlage wird wie in Abb. 7.1 beschrieben aufgebaut aber mit folgenden Unterschieden: Vor der Quenche werden die Partikeln dosiert und dort im trockenen Zustand gemessen (Meßstelle v.Q). Ein Wärmetauscher wird zur Abkühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne installiert. Zum Wachstum von Partikeln wird eine Dampfdüse am Eintritt der Wachstumsstrecke eingebaut. Die Messung der angewachsenen Partikeln befindet sich vor der Abscheide-Packung (Meßstelle v.P). Eine Multiwir-Abscheide-Packung wird bei den Versuchen eingesetzt. Die Messungen werden mit OPZ durchgeführt.

Versuchsbedingungen

Zur experimentellen Untersuchung des Partikelwachstums werden Versuche unter den in Tab. 7.7 aufgelisteten Versuchsbedingungen durchgeführt. Dabei werden die Temperatur und der Sättigungsgrad an verschiedenen Stellen gemessen.

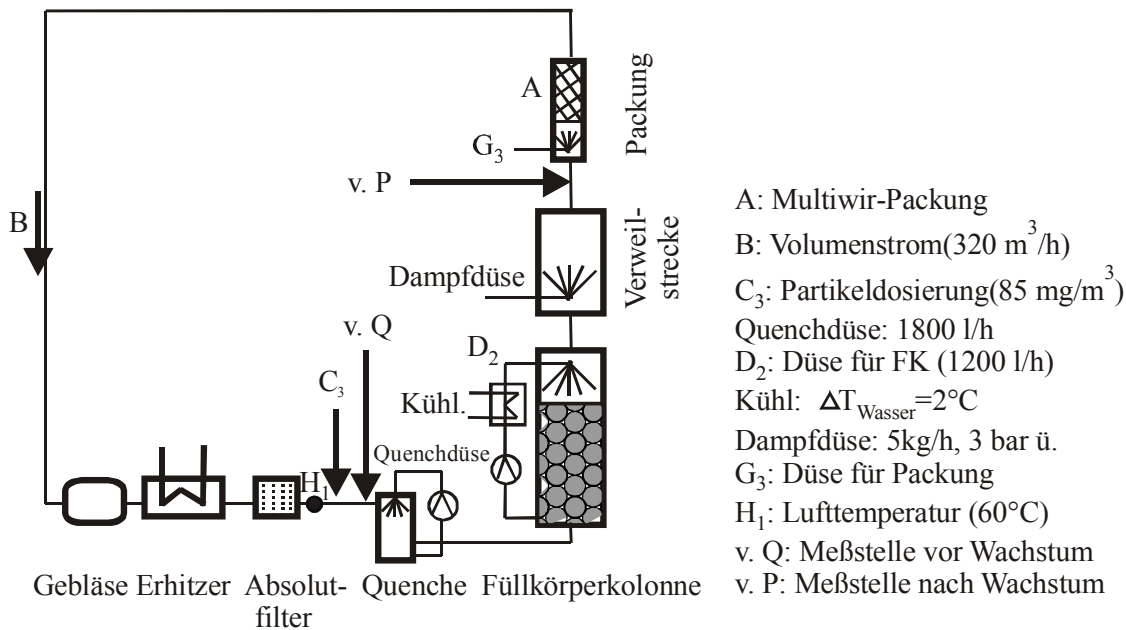


Abb. 7.2: Versuchsaufbau für das Wachstum redispergierter Partikeln

Tab. 7.7: Bedingungen bei den Versuchen zum Wachstum

Versuchs-Nr. *	Versuchsbedingungen										S _{v,FK} [-]	T _{v,P} [°C]	S _{v,P} [-]	Meßstelle	
	A	B	C ₃	D ₂	E ₂	F ₃	Kühl.	Dampf	G ₃	H ₁				v.Q	v.P
50	x	x	x	x	-	-	X	X	-	x	0,8	25	>>1	---	x
51	x	x	x	x	-	-	X	-	-	x		22	>=1	---	x
52	x	x	x	x	-	-	-	-	-	x		41	0,99	---	x
53	x	x	x	x	-	-	-	-	-	x		T _{v,O} 60	S _{v,Q} <0,5	x	---

* Wasserdurchsatz in Quenchedüse: 1800 L/h (konstant); A: Multiwir-Packung; B: 320 Nm³/h; C₃: 85 mg/Nm³; D₂: 1200 L/h Wasser in der Düse für Füllkörperkolonne; E₂ und F₃: ausgeschaltet wegen schneller Verstopfung der Aufnahmeleitung; Kühl.: Temperaturunterschied des Waschwassers ca. 2 °C; Dampf: 5 kg/h Satttdampf bei 3 bar Überdruck; G₃: ausgeschaltet; H₁: Lufttemperatur vor Quenche 60°C; S_{v,FK}: Sättigungsgrad vor der Füllkörperkolonne; T_{v,P}: Lufttemperatur vor der Abscheide-Packung; T_{v,Q}: Lufttemperatur vor Quenche; S_{v,P}: Sättigungsgrad vor Abscheide-Packung; S_{v,Q}: Sättigungsgrad vor Quenche; v.Q: Meßstelle vor Quenche; v.P: Meßstelle vor der Abscheide-Packung.

Wachstum redispergierter TAMARA-Partikeln

Abb. 7.3 zeigt die Verteilungen der Partikeln bzw. Tropfen unter verschiedenen Bedingungen. Mit dem OPZ (Modell PCS 2000) wird nur der rechte Teil der Größenverteilung von trockenen und angewachsenen Partikeln gemessen. Aus dieser Verteilung ergibt sich der anzahlbezogene geometrische Mittelwert ($x_{g,n}$). Der Wachstumsfaktor ist $q = x_{g,n,Tropfen} / x_{g,n,trockene Partikeln}$. Durch Wachstum wird die geometrische Standardabweichung $\sigma_{g,n}$ kleiner und verschiebt sich die Kurve nach rechts. Somit werden mehr Partikeln vom OPZ erfasst.

Die Kurve 53 zeigt die Größenverteilung der trockenen Partikeln vor der Quenche. Durch Gassättigung mittels Kreislaufwasser in der Füllkörperkolonne entwickeln sich die trockenen

Partikeln zu Tropfen. Der Wachstumsfaktor beträgt 1,6 (Kurve 52), was mit dem Ergebnis von Haryanto übereinstimmt [2-19]. Bei zusätzlicher Kühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne bleibt der Wachstumsfaktor gleich, aber die durch OPZ gemessene Tropfenanzahl ist deutlich erhöht (siehe Kurve 51). Eine weitere Erhöhung auf einen Wachstumsfaktor 1,9 und eine wesentliche Zunahme der Tropfenanzahl werden neben der Kühlung durch die Dampfdosierung erzielt (Kurve 50). Das Wachstum ist auf die Wasserdampfkondensation an den Partikeln zurückzuführen. Die redispergierten TAMARA-Partikeln sind teilweise wasserlöslich. Sie wachsen bei einem Sättigungsgrad $S < 1$ bereits an.

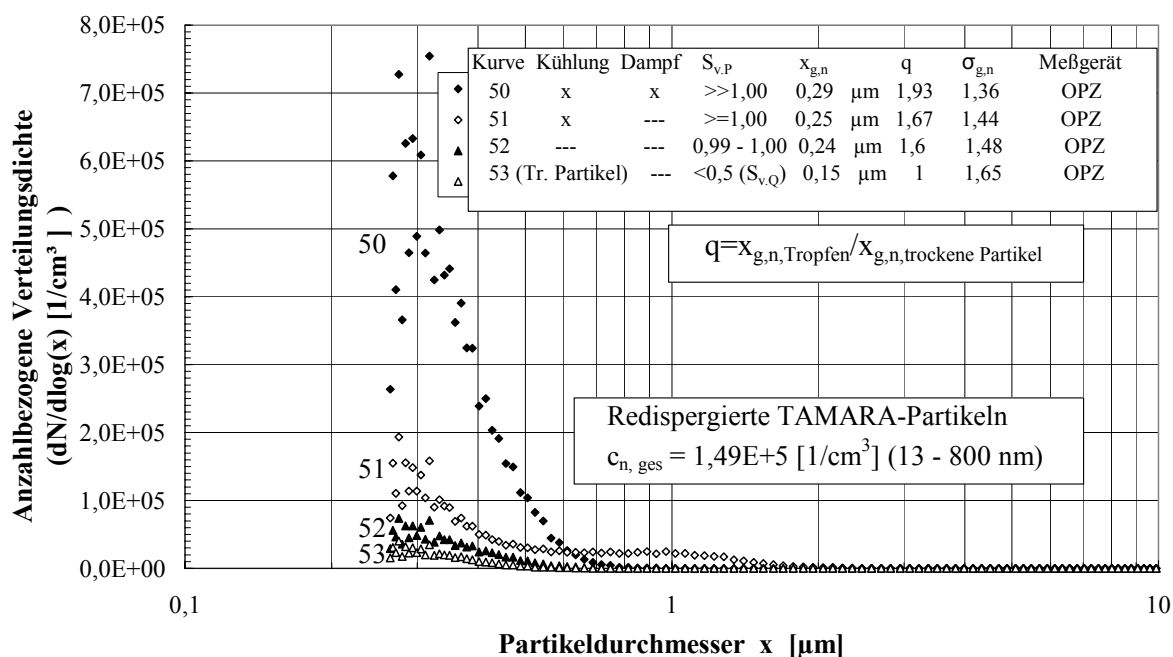


Abb. 7.3: Wachstum von redispergierten TAMARA-Partikeln.

Durch Kühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne wird das Gas nur wenig übersättigt, und eine weitere Partikelvergrößerung ist kaum erkennbar. Aus diesem Grund wird auf diese Maßnahme bei den Hauptversuchen verzichtet.

7.2.2 Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln

Versuchsaufbau

Abb. 7.4 zeigt den Versuchsaufbau für die Abscheidung redispergierter Partikeln schematisch. Die Anlage wird wie bei den Wachstumsuntersuchungen (siehe Abb. 7.2) betrieben, mit einem Unterschied der Meßstelle für Reingas. Die Meßstelle für das Reingas (Meßstelle n.E) befindet sich nach dem Erhitzer. Die Messungen werden mit SMPS durchgeführt.

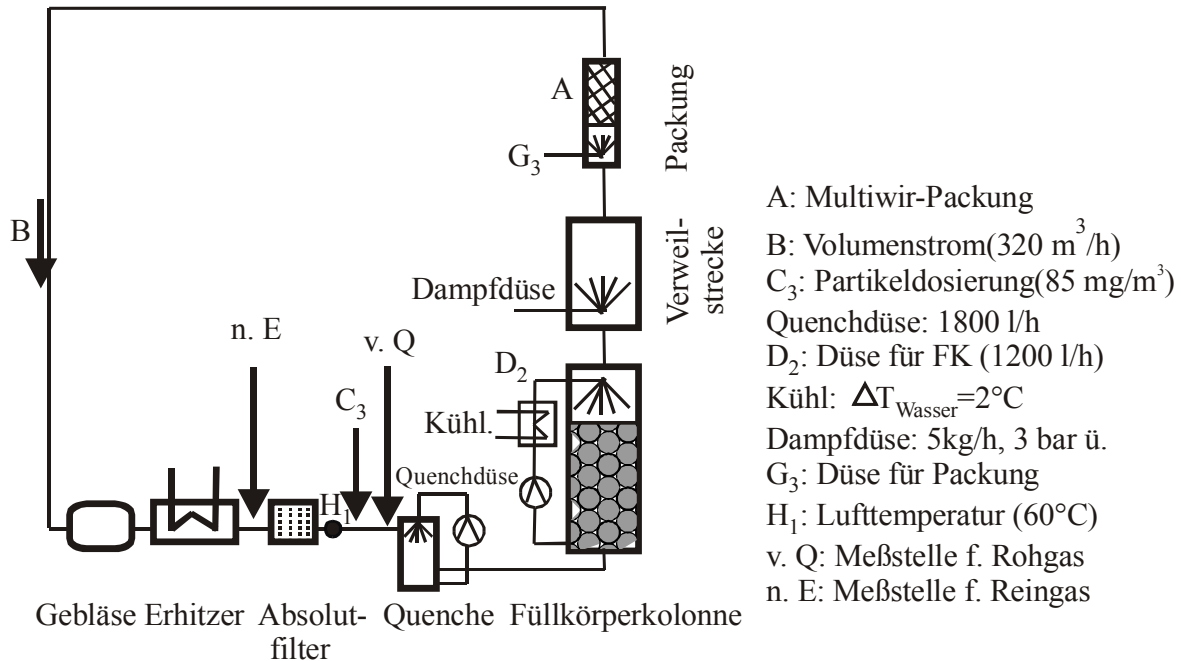


Abb. 7.4: Versuchsaufbau für die Abscheidung redispergierter Partikeln

Versuchsbedingungen

Die Abscheidung von luftgetragenen redispergierten TAMARA-Partikeln über die Multiwir-Packung wird unter den in Tab. 7.8 aufgelisteten Versuchsbedingungen durchgeführt. Dabei werden die Temperatur und der Sättigungsgrad an verschiedenen Stellen gemessen.

Tab. 7.8: Bedingungen bei den Versuchen für Partikelabscheidung

Kurve-Nr.*	Versuchsbedingungen										S _{v,FK} [-]	T _{v,P} [°C]	S _{v,P} [-]	Meßstelle	
	A	B	C ₃	D ₂	E ₂	F ₃	Kühl.	Dampf	G	H ₁				v.Q	n.E
54	x	x	x	x	-	-	-	X	X	x	0,8	44	>>1	x	x
55	x	x	x	x	-	-	-	-	X	x		41	0,99	x	x
56	x	x	x	x	-	-	-	X	-	x		44	>>1	x	x
57	x	x	x	x	-	-	X	-	-	x		22	>=1	x	x
58	x	x	x	x	-	-	-	-	-	x		41	0,99	x	x

* Wasserdurchsatz in Quenchdüse: 1800 L/h (konstant); A: Multiwir-Packung; B: 320 Nm³/h; C₃: 85 mg/Nm³; D₂: 1200 L/h Wasser in der Düse der Füllkörperkolonne; E₂, F₃: ausgesetzt; Kühl.: Temperaturunterschied des Waschwassers ca. 2 °C; Dampf: 5 kg/h Sattedampf bei 3 bar Überdruck; G: 20 L/h Wasser in der Einstoffdüse; H₁: Lufttemperatur vor Quenche 60°C; S_{v,FK}: Sättigungsgrad vor der Füllkörperkolonne; T_{v,P}: Lufttemperatur vor der Abscheide-Packung; S_{v,P}: vor der Abscheide-Packung; v.Q: Meßstelle vor Quenche; n.E: Meßstelle nach Erhitzer.

Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln

Abb. 7.5 zeigt die Trenngradkurve in der Füllkörperkolonne und der Multiwir-Packung. Die Partikeln bis zu einem Durchmesser von 200 nm werden in der mit Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne und in der trockenen Multiwir-Packung nicht abgeschieden (Kurve 58). Auch die Kühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne erhöht die Abscheidung nur

geringfügig auf 20-40% (Kurve 57). Die Kurve 56 und 55 weisen auf eine deutliche Wirkung der Dampfduüse in der Verweilstrecke oder der Einstoffduüse vor der Abscheide-Packung hin. Eine weitere deutliche Erhöhung der Trenngrade ist bei gleichzeitiger Benutzung von Dampfduüse und Einstoffduüse nicht feststellbar (Vergleich der Kurve 54 mit Kurven 56 und 55).

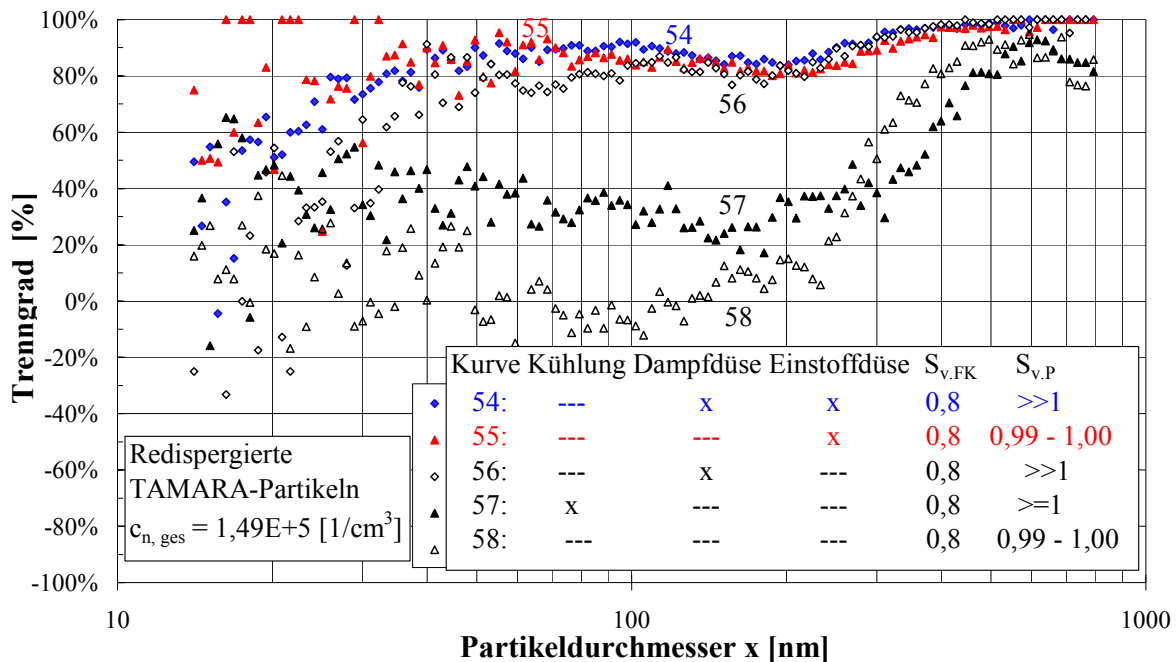


Abb. 7.5: Abscheidung redispergierter TAMARA-Partikeln in der Füllkörperkolonne und in der Multiwir-Packung (Dosierstelle: vor Quenche).

Offenbar spielt der dicke Wasserfilm, der sich durch Wasser aus der Einstoffduüse möglicherweise auch durch Kondensat des Dampfs aus der Dampfduüse gebildet hat, für die Erhöhung des Abscheidegrades auch eine Rolle. Dieser Wasserfilm auf den Abscheideleisten befördert die abgeschiedenen Tropfen hinaus.

Aus diesen Versuchen ergibt sich für die Partikelabscheidung ein einfaches Verfahren, bei dem die Partikeln in der mit ungekühltem Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne anwachsen und dann in der durch eine Einstoffduüse berieselten Multiwir-Packung abgeschieden werden. Zusätzliche Maßnahmen wie die Abkühlung oder Dampfduüsierung sind nicht erforderlich.

7.3 Partikelabscheidung von In-situ-Partikeln

Die Aerosolabscheidungsanlage wird an der Abgasleitung der Verbrennungsanlagen angeschlossen, um die Abscheidung von In-situ-Partikeln zu untersuchen. Mit den bei

experimentellen Untersuchungen von redispergierten TAMARA-Partikeln erworbenen Kenntnissen und den theoretischen Grundlagen wurden die Hauptversuche für die Abscheidung von In-situ-USF-Partikeln und In-situ-TAMARA-Partikeln geplant und durchgeführt. Aufgrund des geringen Einflusses auf die Partikelvergrößerung und die Partikelabscheidung wird auf die Kühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne verzichtet. Aus technischen Gründen wurde Leitungswasser statt demineralisiertes Wasser in die Zweistoffdüse eingesetzt. Die optimalen Anlagenparameter aus dem Teilmultifaktorplan werden den Bedingungen an den Verbrennungsanlagen angepasst. Untersucht wird die Abscheidung der In-situ-Partikeln in der Füllkörperkolonne und in den Abscheide-Packungen. Als Abscheide-Packung werden sowohl Kimre-Packung als auch Multiwir-Packung eingesetzt.

7.3.1 Versuchsaufbau und Versuchsdurchführung

Abb. 7.6 zeigt den Versuchsaufbau für die Abscheidung von In-situ-Partikeln schematisch. Ein Gasstrom aus der Abgasleitung der Verbrennungsanlage – USF oder TAMARA - wird in die Aerosolabscheideanlage eingeleitet. Der Wasserdurchsatz in der Quenchedüse und in der Einstoffdüse der Füllkörperkolonne wird konstant gehalten. Der Abgasdurchsatz bleibt ebenfalls konstant. Untersucht wird der Einfluß von Partikelarten, Abscheide-Packungen, Zweistoffdüsen, Dampfdüsen und Einstoffdüsen auf die Abscheideleistung.

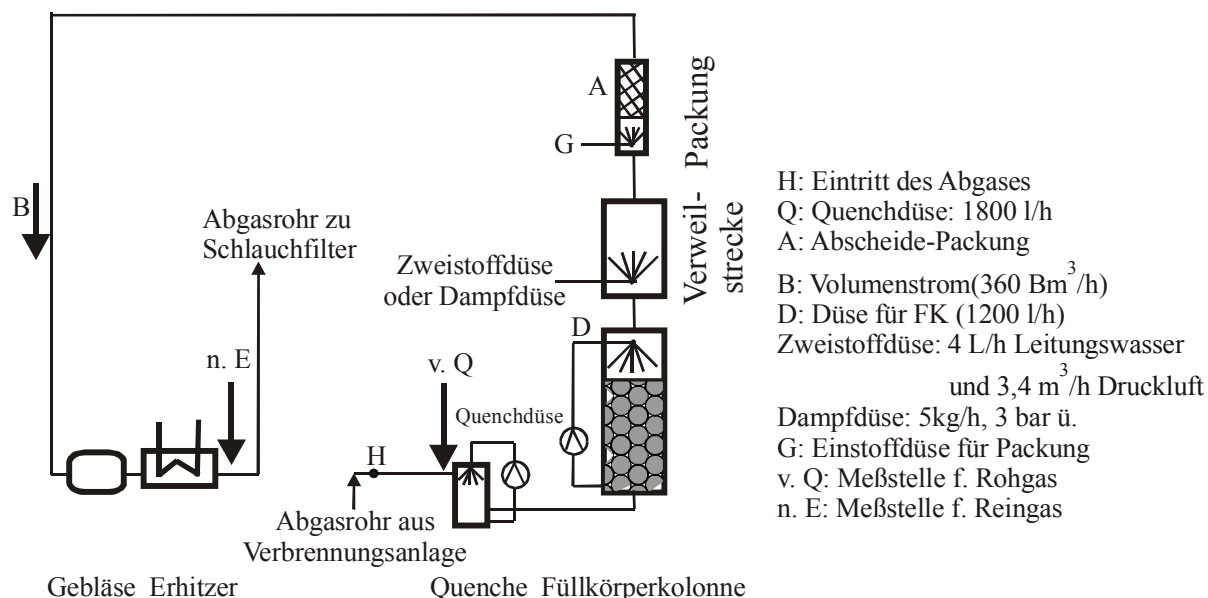


Abb. 7.6: Versuchsaufbau für die Abscheidung von In-situ-Partikeln

Die Partikeln werden mit SMPS und gravimetrisch in trockenem Zustand gemessen. Die Meßstellen befinden sich vor der Quenche (Meßstelle v.Q) für das Rohgas, und nach dem Erhitzer nach der Abscheide-Packung (Messstelle n.E) für das Reingas. Um zusätzlich die

Partikeln nach der Füllkörperkolonne zu messen, wird jeweils die Abscheide-Packung kurzzeitig ausgebaut, und nach dem Erhitzer (Messstelle n.E) gemessen.

7.3.2 Versuchsbedingung

Mit einer konstanten Partikelkonzentration liefert die Unterschubfeuerung (USF) einen Abgasstrom mit einem Durchsatz von $360 \text{ Bm}^3/\text{h}$ und mit einer Temperatur von 160°C direkt in die Aerosolabscheideanlage an. Dagegen entsteht ein Abgasstrom mit einem Durchsatz von ca. $1000 \text{ Bm}^3/\text{h}$ und mit einer Temperatur von 185°C aus TAMARA. Ein Teilstrom mit einem Durchsatz von $360 \text{ Bm}^3/\text{h}$ wird aus der TAMARA-Abgasleitung in die Aerosolabscheideanlage eingeleitet und nach dem Durchlauf wieder in die TAMARA-Abgasleitung zurückgeführt. Die Abscheidung von In-situ-Partikeln wird unter den in Tab. 7.9 aufgelisteten Versuchsbedingungen durchgeführt.

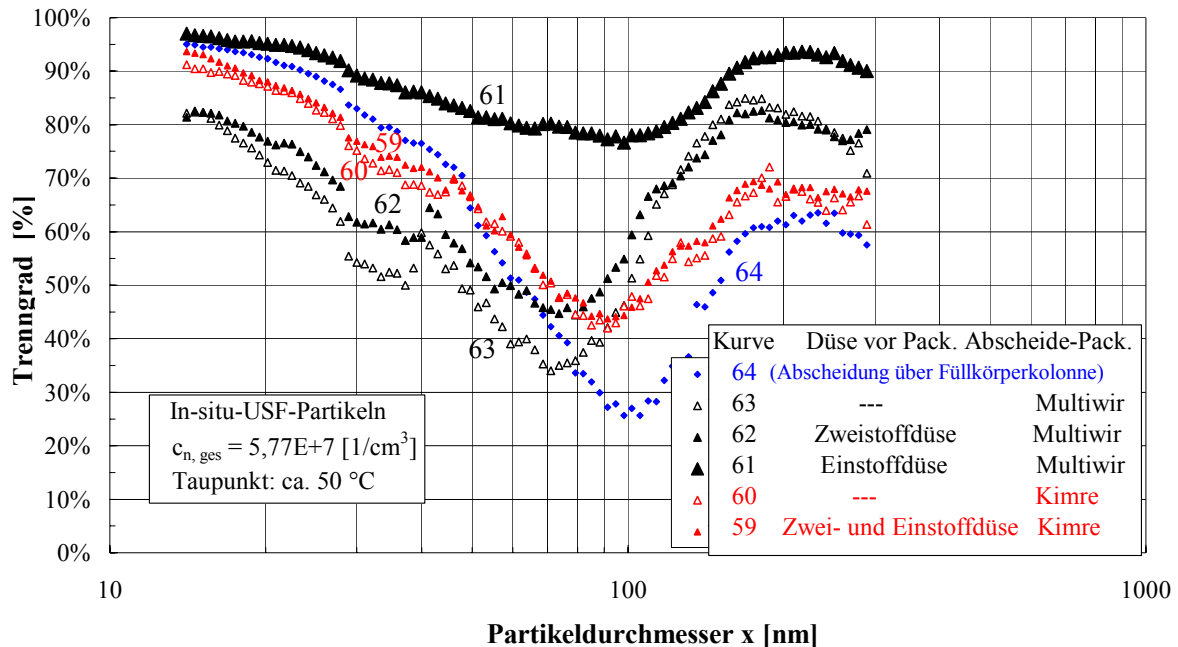
Tab. 7.9: Versuchsbedingungen bei den Hauptversuchen

Versuchs-Nr.	Versuchsbedingungen								$T_{v,FK}$ [°C]	$S_{v,FK}$ [-]	$T_{v,P}$ [°C]	$S_{v,P}$ [-]	Meßstelle		
	P	Q	A	B	D	E, F	Dampf düse	G					$T_{v,Q}$ [°C]	v.Q	n.E
59	In-situ-USF	x	K	x	x	Z_k	-	G_k	160	65	0,76	50	>1	x	x
60		x	K	x	x	-	-	-					0,99	x	x
61		x	M	x	x	-	-	G_m					0,99	x	x
62		x	M	x	x	Z_m	-	-					>1	x	x
63		x	M	x	x	-	-	-					0,99	x	x
64		x	-	x	x	-	-	-					0,99	x	x
65	In-situ-TAMARA	x	-	x	x	-	-	-	185	70	0,79	60	0,99	x	x
66		x	M	x	x	-	-	-					0,99	x	x
67		x	M	x	x	-	X	-					>>1	x	x
68		x	M	x	x	-	-	G_m					0,99	x	x
69		x	M	x	x	-	X	G_m					>>1	x	x
70		x	K	x	x	-	-	-					0,99	x	x
71		x	K	x	x	-	X	-					>>1	x	x
72		x	K	x	x	-	-	G_k					0,99	x	x
73		x	K	x	x	-	X	G_k					>>1	x	x

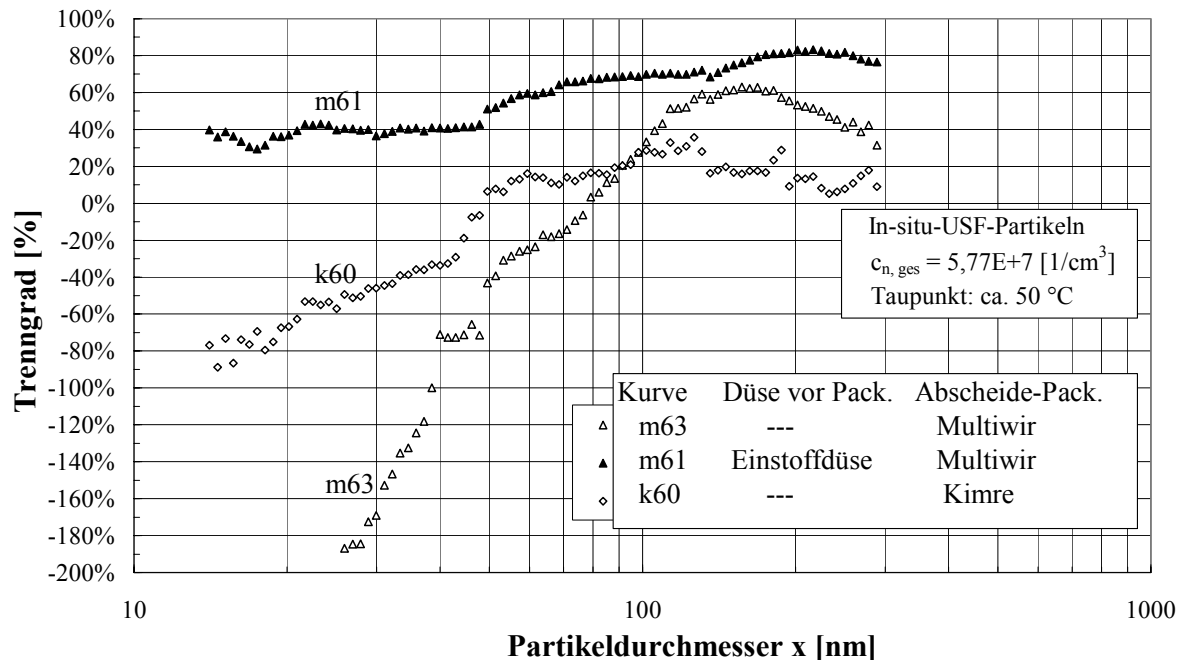
P: Art der Partikeln; Q: Wasserdurchsatz in der Quenchdüse: 1800 L/h (konstant); A: Packung (K für die A_{2,1}-Kimre-Packung, M für die Multiwir-Packung); B: $360 \text{ Bm}^3/\text{h}$; D: 1200 L/h Wasser in der Einstoffdüse der Füllkörperkolonne; E, F: für Zweistoffdüse; Z_k : Zweistoffdüse für die Kimre-Packung (4 L/h Leitungswasser und $3,4 \text{ m}^3/\text{h}$ Druckluft); Z_m : Zweistoffdüse für die Multiwir-Packung (20 L/h Wasser und $6 \text{ m}^3/\text{h}$ Druckluft); Dampf Düse: 5 kg/h Satttdampf bei 3 bar Überdruck; G: Einstoffdüse vor Abscheide-Packung; G_m : Einstoffdüse für die Multiwir-Packung (20 L/h Wasser); G_k : Einstoffdüse für die Kimre-Packung (60 L/h Wasser); $T_{v,Q}$: Abgastemperatur; $T_{v,FK}$: Temperatur vor Füllkörperkolonne; $S_{v,FK}$: Sättigungsgrad vor Füllkörperkolonne; $T_{v,P}$: Taupunkt des Abgases; $S_{v,P}$: Sättigungsgrad vor Abscheide-Packung; v. Q: Meßstelle vor Quenche f. Rohgas; n. E: Meßstelle nach Erhitzer f. Reingas.

7.3.3 Abscheidung der In-situ-USF-Partikeln

Abb. 7.7 (a) zeigt die Trenngradkurve von In-situ-USF-Partikeln unter verschiedenen Bedingungen im Größenbereich von 13 nm bis 300 nm.



(a) Abscheidung in der Füllkörperkolonne (64) bzw. in der gesamten Anlage (59 – 63)



(b) Abscheidung in der Multiwir-Packung bzw. Kimre-Packung

Abb. 7.7: Abscheidung von In-situ-USF-Partikeln unter verschiedenen Bedingungen (Abgastemperatur vor Quenche: ca. 160 °C, Taupunkt des Abgases: ca. 50 °C).

Die Trennkurve 64 zeigt die Abscheidung in der mit Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne. Sie zeigt einen typischen Verlauf, der auf eine Verschlechterung des Trenngrades im

Übergangsbereich von 50-150 nm zwischen diffusiver und trägheitsbestimmter Abscheidung hinweist. 70 % bis 95 % der feineren Partikeln im Bereich < 50 nm werden in der Füllkörperkolonne abgeschieden. Aufgrund des niedrigen Sättigungsgrades in der Quenche ($S < 0,8$) sind die Partikeln beim Eintritt in die Füllkörperkolonne noch nicht vergrößert. Sie werden hauptsächlich durch Diffusion in der ersten Strecke der Füllkörperkolonne abgeschieden. In der Füllkörperkolonne entwickeln sich dann wegen der Erhöhung des Sättigungsgrades die trockenen Partikeln zu Tropfen, deren Durchmesser allmählich zunimmt. Ein Teil dieser Tropfen scheidet sich schon in der Füllkörperkolonne durch Diffusion und Trägheitskraft ab. Der Wasserfilm an den Füllkörpern wäscht die abgeschiedenen Partikeln bzw. Tropfen von den Füllkörpern ab.

Die Kurven 63 und 60 zeigen die Abscheidung mit einer trockenen Abscheide-Packung. Im Vergleich zur Abscheidung über die Füllkörperkolonne (Kurve 64) weisen sie auf eine deutliche Verschlechterung der Abscheidung von feineren Partikeln bzw. auf die Neubildung von Partikeln, und eine deutliche Verbesserung der Abscheidung von größeren Partikeln hin. Im Vergleich zur Kimre-Packung tritt dieser Effekt bei der Multiwir-Packung verstärkt auf. Die Neubildung von Partikeln könnte auf den Tropfenzerfall zurückzuführen (siehe Kap. 8.4).

Der Einsatz der Zweistoffdüse mit Leitungswasser weist ebenfalls auf eine Verschlechterung der Abscheidung von feineren Partikeln bzw. auf die Neubildung von Partikeln hin (Vergleich der Kurven 59 und 62 zu der Kurve 64).

Beim Einsatz der Einstoffdüse wird die Neubildung von Partikeln vermieden und die beste Abscheidung mit einer Multiwir-Packung erzielt (Kurve 61).

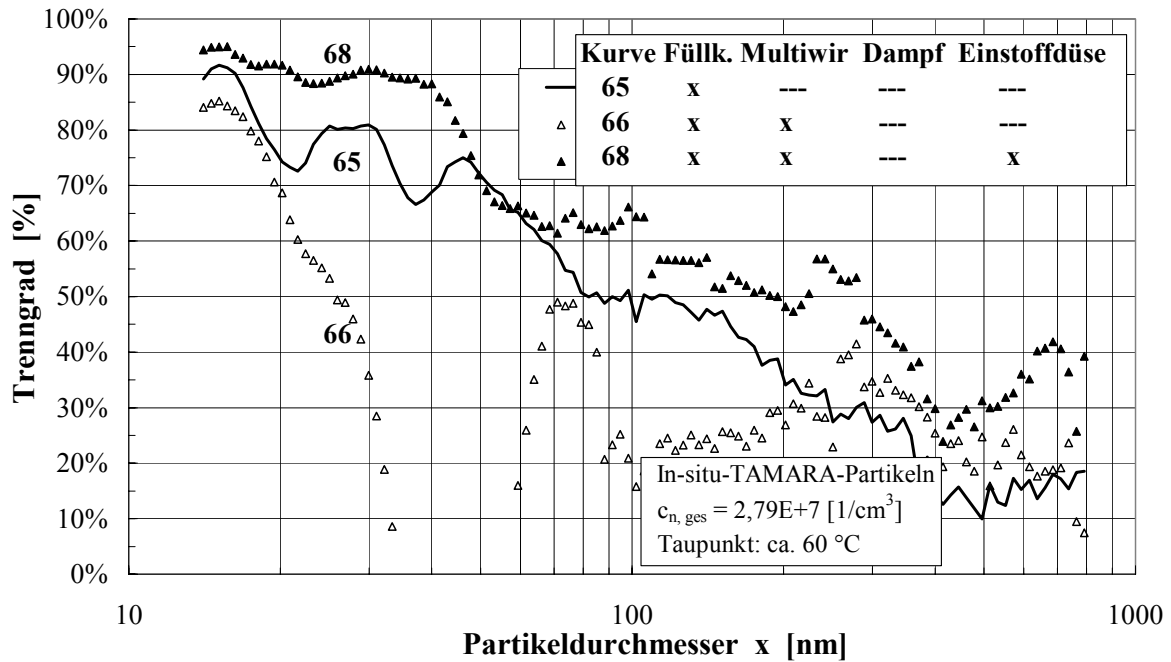
Um den Einfluß der Abscheide-Packungen und der Einstoffdüse auf die Abscheidung der angewachsenen Partikeln zu verdeutlichen, werden von den Kurven 60, 61 und 63 der Abb. 7.7 (a) die Trenngrade der Füllkörperkolonne abgezogen. Somit ergeben sich die Trenngradekurven über die Abscheide-Packung, die in Abb. 7.7 (b) mit Nummer k60, m61 und m63 dargestellt sind.

Die negativen Trenngrade sind auf eine erhöhte Partikelanzahlkonzentration im Reingas gegenüber dem Rohgas zurückzuführen. Die ungespülten Abscheide-Packungen (Kurve k60 und m63) führen zur deutlichen Neubildung von Partikeln im feineren Bereich hin. Im Vergleich zur Kimre-Packung (Kurve k60) ist dieser Effekt bei der Multiwir-Packung (Kurve

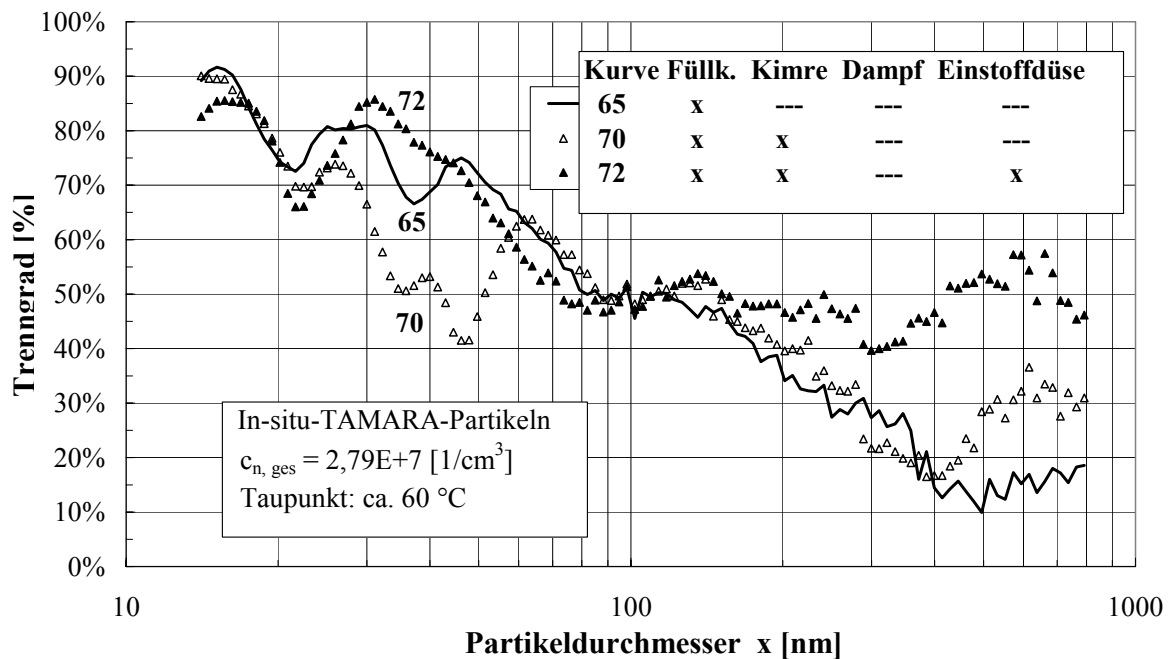
m63) verstärkt. Dieser Effekt wird beim Einsatz von einer Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung vermieden (Vergleich Kurve m61 mit m63).

7.3.4 Abscheidung von In-situ-TAMARA-Partikeln

Die Trennkurven von In-situ-TAMARA-Partikeln sind in Abb. 7.8 (a) und (b) eingetragen.



(a) Abscheidung in Füllkörperkolonne und Multiwir-Packung



(b) Abscheidung in Füllkörperkolonne und Kimre-Packung

Abb. 7.8: Abscheidung von In-situ-TAMARA-Partikeln unter verschiedenen Bedingungen (Abgastemperatur vor Quenche: 185 °C, Taupunkt des Abgases: ca. 60 °C).

Die Trenngrade in der Füllkörperkolonne (Kurve 65) nehmen mit steigender Partikelgröße von 90 % bis zu 15 % ab. Beim Einsatz einer trockenen Abscheide-Packung ist die Neubildung von Partikeln, die mit Abnahme der Trenngrade im Bereich < 100 nm verbunden ist, deutlich zu beobachten (Kurve 66 und 70). Mit der Einstoffdüse werden die Trenngrade im ganzen Bereich erhöht (Kurve 68 und 72), was auf die Vermeidung der Neubildung von Partikeln zurückgeführt ist.

Beim Einsatz einer Dampfduüse (Versuche 67 und 71) ergeben sich wie beim Einsatz der Einstoffdüse ähnliche Trennkurven, die in Abb. 7.8 nicht eingetragen sind. Die Trennkurven beim Einsatz einer Dampfduüse neben der Einstoffdüse (Versuche 69 und 73), die in Abb. 7.8 auch nicht eingetragen sind, unterscheiden sich von den Kurven mit einer Einstoffdüse ebenfalls kaum, weil sich eine wesentliche Partikelvergrößerung durch eine kleine Dampfmenge bei hoher Partikelanzahlkonzentration nicht erwarten läßt.

Die Kurven 68 und 72 werden in Abb. 7.8 (c) wiedergegeben, um die Abscheidung in beiden Abscheide-Packungen vergleichen zu können. Hierbei ist festzustellen, daß höhere Trenngrade mit der Multiwir-Packung fast im ganzen Bereich erzielt werden. Aufgrund niedriger Anzahlkonzentration im Bereich > 400 nm (siehe Abb. 4.2) sind dort größere Messunsicherheit zu erwarten.

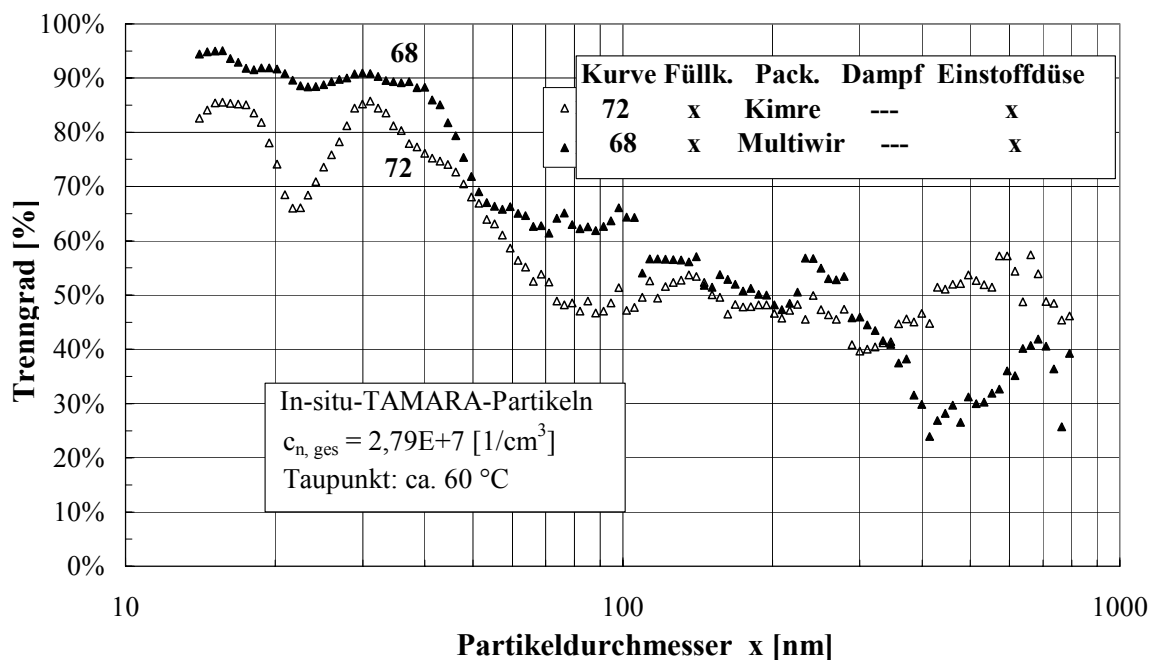


Abb. 7.8(c): Abscheidung von In-situ-TAMARA-Partikeln in Füllkörperkolonne und Abscheide-Packung mit Einstoffdüse

7.3.5 Vergleich der Abscheidung von TAMARA- und USF-Partikeln

Trenngradkurve

Abb. 7.9 zeigt den Unterschied der Abscheidung der beiden In-situ-Partikeln in der gesamten Anlage beim Einsatz einer Einstoffdüse. Die Trenngrade der beiden In-situ-Partikeln unterscheiden sich im Bereich < 50 nm voneinander kaum. Im Vergleich zu den TAMARA-Partikeln sind die Trenngrade im ganzen SMPS-Meßbereich bei USF-Partikeln deutlich höher trotz höherer Anzahlkonzentration. Der Temperaturunterschied von 10°C beeinflusst die Partikelwachstum kaum (siehe Abb. 3.9). Dagegen sinkt bei höherer Temperatur die Trägheitsabscheidung der groben TAMARA-Partikeln (siehe Abb. 4.2 und Abb. 4.3) deutlich ab (siehe Kap. 8.5.5).

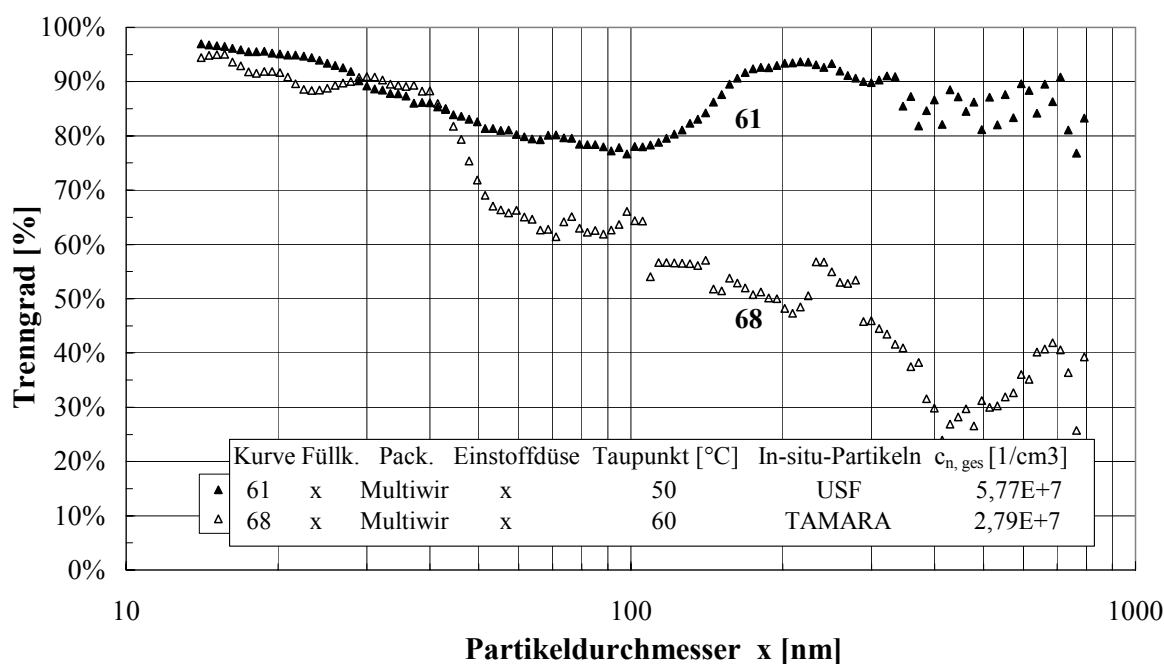


Abb. 7.9: Vergleich der Abscheidung der beiden In-situ-Partikeln in der mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und in der durch Einstoffdüse berieselten Multiwir-Packung

Gesamtabscheidegrad E_m und Druckverlust

Der gravimetrisch gemessene massenbezogene Gesamtabscheidegrad E_m und der Druckverlust der in Abb. 7.9 gezeigten Versuche werden in Tab. 7.10 aufgelistet. Aus SMPS-Daten kann der massenbezogene Gesamtabscheidegrad berechnet werden, der ebenfalls in Tab. 7.10 in Klammern eingetragen ist.

Tab. 7.10: Gesamtabscheidegrad E_m und Druckverlust ΔP der Füllkörperkolonne (FK) und der gesamten Aerosolabscheideanlage (GA) – Kurve 61 und 68 in Abb. 7.9

Nr.	Abgas								TA	E_m [%]		ΔP [mbar]	
	In-situ-Partikeln	$c_{m, ges. Roh.}$ [mg/Nm ³]	V [Bm ³ /h]	$T_{v,Q}$ [°C]	$T_{v,FK}$ [°C]	$S_{v,FK}$ [-]	$T_{v,P}$ [°C]	$S_{v,P}$ [-]		FK	GA	MP	GA
61	USF	46	360	160	65	0,76	50	0,99	M	55 (47)	12* (78)	19	26
68	TAMARA	419	360	185	70	0,79	60	0,99	K	37 (31)	54 (48)	23	30

$c_{m, ges. Roh.}$: Massenkonzentration im Rohgas; V: Volumenstrom; $T_{v,Q}$: Abgastemperatur; $T_{v,FK}$: Temperatur vor Füllkörperkolonne; $S_{v,FK}$: Sättigungsgrad vor Füllkörperkolonne; $T_{v,P}$: Taupunkt des Abgases; $S_{v,P}$: Sättigungsgrad vor Abscheide-Packung; TA: Tropfenabscheider nach der Abscheide-Packung (M: Multiwir, K: Kimre); FK: Füllkörperkolonne; GA: Gesamte Anlage; E_m ohne Klammern: Gesamtabscheidegrade aus gravimetrischen Messungen; E_m mit Klammern: Gesamtabscheidegrade aus SMPS-Daten; ΔP : Druckverlust. MP: Multiwir-Packung; * bei kurzer Multiwir-Tropfenabscheider nach der Abscheide-Packung.

Die gravimetrische Meßmethode kann alle Partikeln erfassen, dagegen SMPS nur die Partikeln im Bereich 13 – 800nm. Aus diesem Grund sind die Gesamtabscheidegrade aus gravimetrischen Messungen etwas höher als die aus SMPS-Daten.

Der schlechteste Gesamtabscheidegrad (12%) aus gravimetrischen Messungen mit Multiwir-Tropfenabscheider in der gesamten Anlage ist auf den Multiwir-Tropfenabscheider zurückzuführen. Durch die offenen Kanäle des Multiwir-Tropfenabscheiders, der eine negativ effektive Höhe h^* hat (siehe Tab. 5.3), können die aus der Abscheide-Packung mitgerissenen groben kalkhaltigen Tropfen aus Leitungswasser in die Reingasseite gelangen. Solche Tropfen besitzen nach der Trocknung eine große Masse. Sie werden von der gravimetrischen Meßmethode erfaßt, jedoch nicht durch SMPS. Dadurch weichen die beiden Gesamtabscheidegrade in der gesamten Anlage im Fall mit Multiwir-Tropfenabscheider voneinander sehr stark ab.

Die gravimetrischen Abscheidegrade der Füllkörperkolonne in Tab. 7.10 weisen erneut auf eine schlechtere Abscheideleistung beim Abgas mit höherem Taupunkt hin.

Der Druckverlust hängt ebenfalls von der Gastemperatur ab. Mit steigender Temperatur nimmt die Gaszähigkeit zu, somit wird die Druckdifferenz höher.

Die gesetzliche Emissionsgrenze ist allein durch dieses Verfahren nicht einzuhalten. Aber dieses Verfahren lässt sich in den Wäschern hinter dem Schlauchfilter oder Elektrofilter sehr leicht integrieren, um die feinsten Partikeln weiter zu reduzieren.

7.3.6 Kostenrechnung

Anlagenkosten

Ausgehend von einer Standardanlage mit Schlauchfilter bzw. Elektrofilter und Wäscher-System ergibt sich folgende Abschätzung: Eine Investition von ca. 1000 € bei einem Volumenstrom von 300 Nm³/h ist für die Tropfenabscheider aus Kimre-Packung, die Füllkörpern, die Düse und die Multiwir-Packung nötig. Dies entspricht einer Investition von ca. 3 €/(Nm³/h). Diese Investition ist etwas höher als bei der Füllkörperkolonne (ca. 2,5 €/(Nm³/h) [2-13]), siehe Tab. 2.1), aber viel niedriger als beim HD-Venturiwäscher, Schlauchfilter bzw. Elektrofilter (ca. 20 €/(Nm³/h) [2-8, 2-10]).

Energieaufwand

In Tab. 7.11 sind die Betriebsdaten der Aerosolabscheideanlage wie der Volumenstrom, die Temperatur und die Druckverluste über die Anlagenteile aufgelistet.

Tab. 7.11: Betriebsdaten der Aerosolabscheideanlage

Volumenstrom [Bm ³ /h]	Temperatur [°C]	Druckverlust ΔP [mbar]			
		Quenche	2 TA	FK	Multiwir-Packung
360	60	3,2	0,6	1,7	23

TA: Tropfenabscheider aus Kimre-Packung, jeweils eine TA nach der Füllkörperkolonne und nach der Multiwir-Packung; FK: Füllkörperkolonne.

Ein Druckverlust von 2 bis 4 mbar erfordert einen Energieaufwand von 0,1 bis 0,2 kWh/1000 Nm³ Abgas [2-4]. Der Druckverlust der gesamten Aerosolabscheideanlage beträgt ca. 28 mbar. Dies entspricht einem Energieaufwand von ca. 4,7 kWh/1000 Nm³. Dieser Energieaufwand ist höher als beim Schlauchfilter bzw. Elektrofilter (ca. 2 kWh/1000 Nm³, siehe Tab. 2.1), aber niedriger als bei HD-Venturiwäscher (ca. 6 kWh/1000 Nm³, siehe Tab. 2.1).

7.3.7 Schlußfolgerung

Aus den experimentellen Untersuchungen ergibt sich zur Abscheidung von In-situ-Partikeln ein einfaches Verfahren, das aus einer Quenche, einer mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und einer ebenfalls mit Wasser berieselten Multiwir-Packung sowie eines Kimre-Tropfenabscheiders besteht. Das Abgas wird in der Quenche teilweise abgekühlt, um die Bedingung für die Diffusionsabscheidung in der Füllkörperkolonne zu erfüllen. Das Abgas wird dann in der Füllkörperkolonne gesättigt, um die Partikeln zu vergrößern und somit die Tropfenabscheidung durch die Trägheitskraft in der Multiwir-Packung zu gewährleisten. Die Abscheidung über die trockene Abscheide-Packung weist auf die Neubildung von Partikeln deutlich hin. Somit muß die Multiwir-Packung mit Wasser berieselt werden, um die

Neubildung von Partikeln zu vermeiden und die abgeschiedenen Partikeln wegzuspülen. Die Kimre-Tropfenabscheider halten die aus Füllkörperkolonne oder Multiwir-Abscheide-Packung mitgerissenen groben Tropfen zurück.

Dieses Verfahren besitzt wesentliche Vorteile: eine einfache Konstruktion, niedrige Investitionskosten aufgrund des einfachen Aufbaus und stabiler Betrieb.

Dieses Verfahren eignet sich besonders für die Abscheidung feinerer Partikelfraktion $<100\text{nm}$. Dieses Verfahren läßt sich in den Wäschern hinter dem Schlauchfilter oder Elektrofilter sehr leicht integrieren, um die feinsten Partikeln weiter zu reduzieren. Weitere Anwendungsgebiete dieses Verfahrens können dort sein, wo der Einsatz von Schlauchfilter aufgrund der Staubeigenschaften wie Explosionsgefahr, Feuchte und Klebrigkeit große Probleme bereitet.

8 Modellierung der Partikelabscheidung

In Kapitel 3 wurden die theoretischen Grundlagen für das in der vorliegenden Arbeit untersuchte Verfahren vorgestellt. In diesem Kapitel wird dieses untersuchte Verfahren theoretisch vertieft beschrieben, um die experimentellen Ergebnisse zu erklären. Es handelt sich um

- Darstellung der physikalischen Prozesse,
- Vorgang des Partikelwachstums,
- Mechanismus der Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung,
- Neubildung von Partikeln und ihre Vermeidung sowie
- theoretische Rechnung der Abscheideleistung – Trenngrad-Rechnung.

8.1 Physikalische Prozesse in der Aerosolabscheideanlage

Abb. 8.1 stellt die physikalischen Prozesse in der Aerosolabscheideanlage schematisch dar. In vier Teilaggregaten der Aerosolabscheideanlage finden folgende Prozesse simultan oder nacheinander statt:

- Gaskühlung bzw. Gasaufsättigung,
- Partikelvergrößerung,
- Partikelabscheidung,
- Tropfenabscheidung,
- Tropfenzerfall,
- Partikelaustrag.

Gaskühlung bzw. Gasbefeuchtung findet in Quenche und in der Füllkörperkolonne statt (Pos. 1 – 3). Das Gas wird nach der Quenche bzw. vor der Füllkörperkolonne bis einen Sättigungsgrad von 0,80 aufgesättigt (Pos. 1 - 2), um die Partikeln unvergrößert in der Füllkörperkolonne durch Diffusionseffekt abzuschneiden. Das Gas wird in der Füllkörperkolonne durch die Eindüsung von Wasser gesättigt (Pos. 2 – 3), damit die Partikeln anwachsen können.

Durch Aufnahme von Wasserdampf werden die Partikeln in der Füllkörperkolonne und in der Verweilstrecke vergrößert (Pos. 2 - 4), um die Partikeln durch Trägheitseffekt besser abzuscheiden.

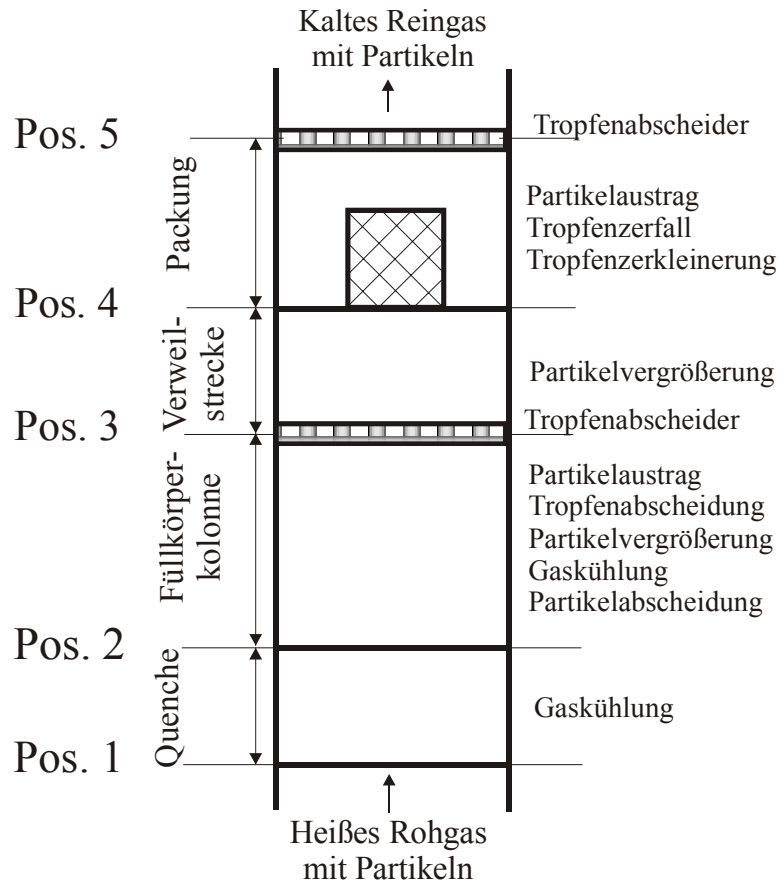


Abb. 8.1: Vorgänge in der Aerosolabscheideanlage

Partikeln bzw. Tropfen lassen sich hauptsächlich durch Diffusionseffekt und durch Trägheitseffekt in der Füllkörperkolonne (Pos. 2 - 3) und in der Packung (Pos. 4 - 5) abscheiden. Die Mechanismen der Partikel- und Tropfenabscheidung in der Füllkörperkolonne sind bekannt [2-22]. Dagegen ist die Tropfenabscheidung in der strukturierten Packung bisher noch unklar.

Bei der Tropfenabscheidung ist ein Zerfall energiereicher Tropfen zu befürchten. Durch erhöhte Gasgeschwindigkeit konnte der Tropfenzerfall in der Packung (Pos. 4 - 5) stattfinden.

Das Wasser aus der Einstoffdüse bildet einen fließenden Wasserfilm an den Abscheide-Elementen. Dieser Wasserfilm trägt die abgeschiedenen Partikeln bzw. Tropfen aus. Somit wird die Verstopfungsgefahr der Abscheideapparate beseitigt.

Der Tropfenabscheider hält die aus der Füllkörperkolonne bzw. aus der Packung mitgerissenen groben Tropfen zurück.

8.2 Partikelwachstumsvorgänge in der Aerosolabscheideanlage

Abb. 8.2 stellt den Partikelwachstumsvorgang in der Aerosolabscheideanlage dar. Das Partikelkollektiv kann in der Füllkörperkolonne und in der Verweilstrecke (Position 2 bis Position 4 in Abb. 8.1) anwachsen. Aufgrund niedriger Partikelanzahlkonzentration ($<10^8 \text{ cm}^{-3}$) kann ein Partikelwachstum durch Koagulation von Partikeln vernachlässigt werden (siehe Abb. 3.8). Die Partikeln werden im Wesentlichen durch heterogene Wasserdampfkondensation anwachsen. Durch die Partikelvergrößerung wird die Partikelabscheidung durch Trägheitskraft in der Abscheide-Packung erleichtert.

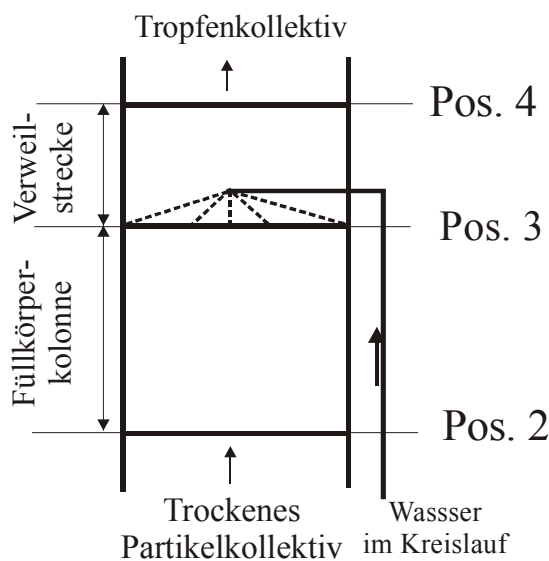


Abb. 8.2: Partikelwachstumsvorgang in der Aerosolabscheideanlage

8.3 Modellierung der Abscheidung in der Multiwir-Packung

Eine bessere Partikelabscheidung wurde beim Einsatz der Multiwir-Packung experimentell festgestellt. Deshalb wird die Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung in diesem Kapitel modelliert. Ein Modell zur Rechnung der Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung wurde von Leschonski entwickelt [2-15]. Die hieraus errechneten Daten unterscheiden sich stark von den experimentellen Ergebnissen besonders im Partikelgrößenbereich $< 1 \mu\text{m}$. Daher wird eine Modellrechnung für die Multiwir-Packung mit Hilfe des CFD-Programms FLUENT zur Gas- und Partikelströmung [1-27] durchgeführt.

8.3.1 Aufbau der Multiwir-Packung

Abb. 8.3 zeigt den Aufbau der in Abb. 5.4 vorgestellten Multiwir-Packung [2-15, 2-26]. Dabei sind die 1. und 2. Schicht einer Multiwir-Packung mit Wänden (L, V, und R) eingezeichnet. Jede Schicht besteht aus parallel angeordneten Leisten (a, b, c, ...), die sich gegen die z-Richtung um 45° neigen. Die Leisten benachbarter Schichten sind um 90° gedreht, so sind die Leisten der 1. Schicht (1.a, 1.b, 1.c, ...) senkrecht zu den Leisten der 2. Schicht (2.a, 2.b, 2.c, ...). Somit werden viele Kanäle gebildet. Der Kanalquerschnitt der 1. Schicht beträgt $15 \times 15 \text{ mm}^2$, dagegen der Kanalquerschnitt der 2. Schicht $15 \times 30 \text{ mm}^2$. Die Fläche benachbarter Schichten wird Grenzfläche G genannt. Die Strömungsrichtung ist die z-Richtung. Die Parameter der Multiwir-Packung sind in Tab. 8.2 aufgelistet. Die zur Leiste 2a parallel verlaufender drei Flächen (A-, B- und C-Fläche) und der Kanalquerschnitt (Fläche D) werden bei der Erklärung zum Abscheidemechanismus verwendet.

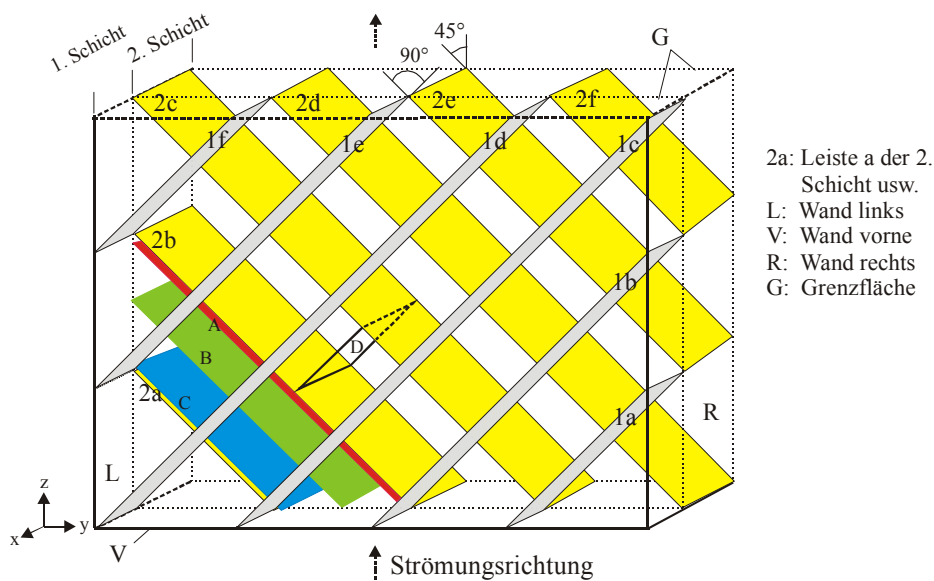


Abb. 8.3: Schematischer Aufbau der Multiwir-Packung (2 Schichten)

Tab. 8.2: Parameter der Multiwir-Packung (Querschnitt: $90 \times 90 \text{ mm}^2$; Höhe: 63,5 mm)

Schicht	Leiste				Richtung [mm]	Wand Position	Kanal	
	Dicke [mm]	Abstand [mm]	Breit [mm]	Länge [mm]			Querschnitt [mm×mm]	Richtung
1	1	15	15	position-abhängig	yz	L, V, R	15×15	yz
2	1	15	30		-yz	L, R	15×30	-yz
3*	1	15	30		yz	L, R	15×30	yz
4*	1	15	15		-yz	L, H, R	15×15	-yz

* 3. u. 4. Schicht sind in Abb. 8.3 nicht eingezeichnet; L: Wand links; V: Wand vorne; H: Wand hinten; R: Wand rechts.

8.3.2 Modell nach Leschonski

Von Leschonski [2-15] wurde ein Modell zur Rechnung der Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung vorgeschlagen. Abb. 8.4 zeigt dieses Modell, wobei die Strömungen auf dem Kanalquerschnitt zwischen den Leisten 2a und 2b eingezeichnet sind. Der gesamte Gasstrom wird durch die Multiwir-Packung in viele kleine Teilströmungen T zerteilt. Eine Teilströmung T besteht aus zwei gegenläufigen schraubenförmigen Wirbeln W. Sie laufen in die (-yz)-Richtung. Sie bleiben bis zur Packungswand in demselben Kanal. Die Wirbel werden durch die Wechselwirkung der Teilströmungen benachbarter Schichten verursacht.

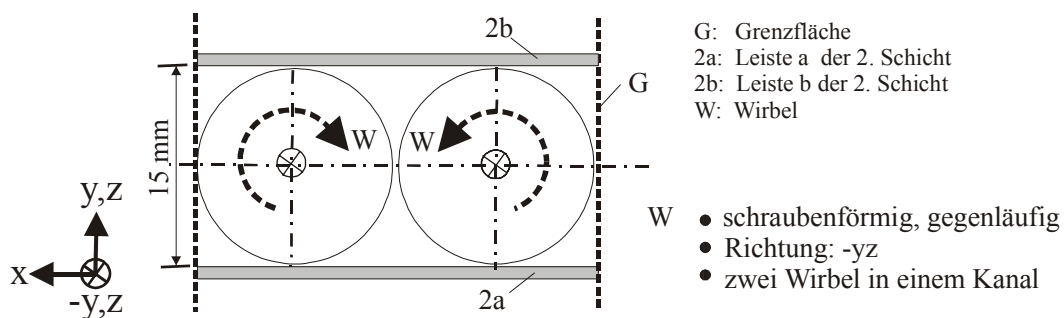


Abb. 8.4: Modell nach Leschonski – Wirbel in dem Kanal zwischen Leisten 2a und 2b [2-15]

In diesem Modell werden die Partikeln *ausschließlich* durch Fliehkraft der Wirbel an den Leisten abgeschieden. Dadurch werden die Partikeln mit einem Durchmesser von $0,4 \mu\text{m}$ zu ca. 5 % abgeschieden [2-15]. Dagegen ergibt sich aus den von Powitz [2-27] durchgeführten Experimenten unter gleicher Bedingung für gleiche Partikeln ein Abscheidegrad bei ca. 70 %. Somit kann dieses Modell die Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung nicht aufklären.

Mit Hilfe des CFD-Programms FLUENT zur Gas- und Partikelströmung [1-27] wurde die Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung simuliert. Die Rechnung aus der FLUENT-Simulation stimmt mit den experimentellen Ergebnissen sehr gut überein [8-1].

8.3.3 Modellrechnung mit FLUENT

CFD-Programm FLUENT und FPM-Programm

FLUENT [1-27] ist ein CFD(Computational Fluid Dynamics)-Finite-Volumen-Programm zur Lösung von strömungsmechanischen Problemen. Auf der Basis von FLUENT wurde ein FPM- (Fine Particle Model) Programm [1-27] zur Simulation von Partikeltransport, Partikelwachstum und Partikelabscheidung in Gas oder Flüssigkeiten entwickelt. Dabei können

Stofftransport, Wärmetransport und chemische Reaktionen berücksichtigt werden. Die Partikelabscheidung wird durch Schwerkraft, Diffusionseffekt und Trägheitskraft verursacht.

Modellaufbau

Bei der Modellrechnung wurde die Multiwir-Packung wie in Abb. 8.3 dargestellt aufgebaut.

Ansätze für Modellrechnung

Bei der Modellrechnung wird folgendes angenommen:

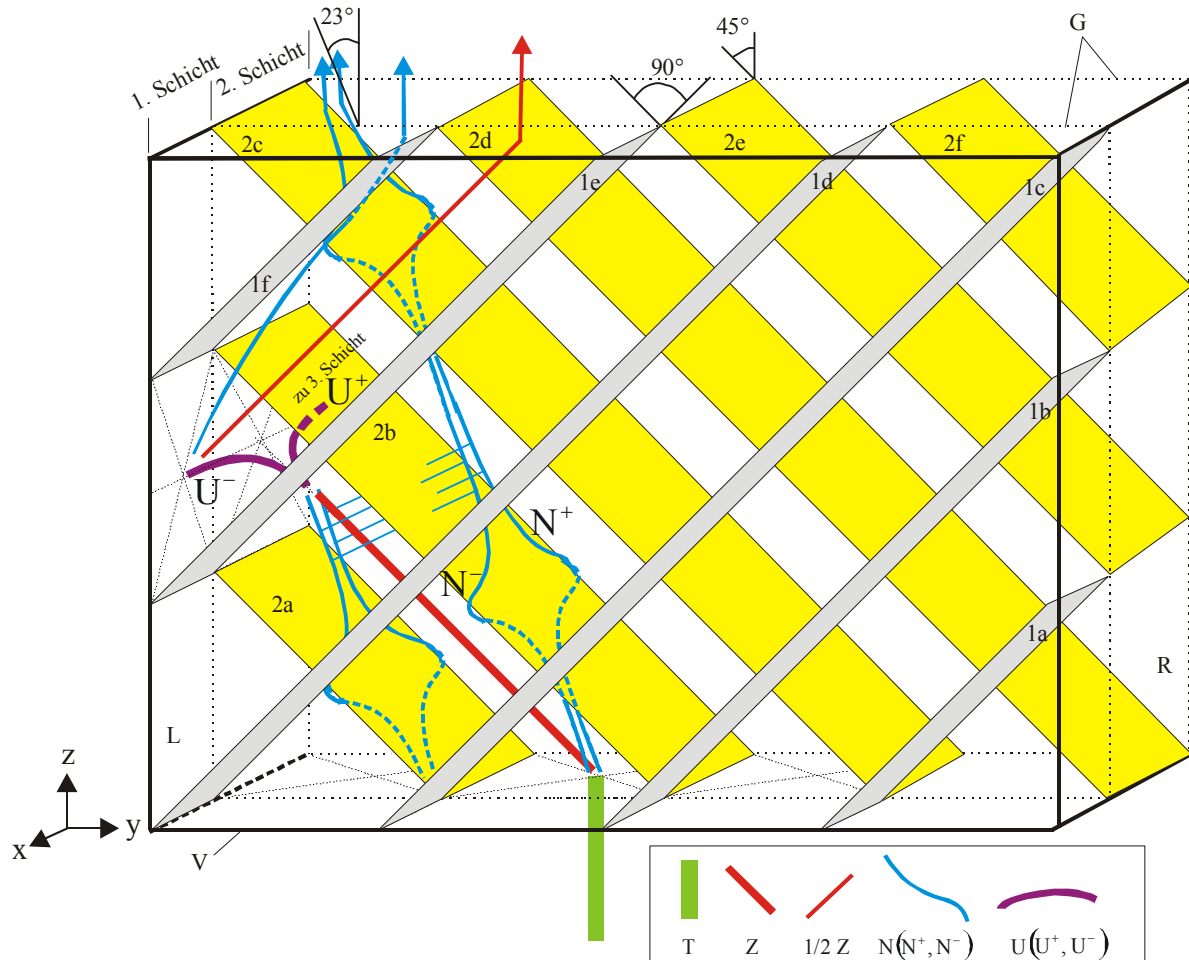
- Eine laminare Gasströmung mit einer Geschwindigkeit von 9 m/s und einer Temperatur von 333 K strömt von unten in die Packung (z-Richtung) ein [8-1].
- Die Partikeln mit einer Dichte von 1000 kg/m^3 , einem Durchmesser von $0,4 \text{ }\mu\text{m}$ und einer Massenkonzentration von $2,00\text{E-}04 \text{ kg/m}^3$ werden in der Strömung vor dem Eintritt in die Packung gleichmäßig verteilt.
- Die Partikelgröße ändert sich bei der Rechnung nicht. Treffen die Partikeln auf die Oberfläche der Packungsleisten oder Packungswand auf, verschwinden sie sofort, d. h. sie sind abgeschieden.

Strömungen

Im folgenden werden die Ergebnisse der Strömungsberechnung in der Multiwir-Packung zusammengefasst. Die berechneten Strömungen sind in Abb. 8.5 vereinfacht dargestellt.

Der gesamte Gasstrom tritt von unten in die Multiwir-Packung ein und wird entsprechend der Anzahl der Kanäle in die Teilströmungen T (grün) aufgespaltet. Die Volumina der Teilströmungen sind proportional zur Fläche der Kanalöffnungen der Packung. Im folgenden wird das Verhalten einer Teilströmung beschrieben, die in den von den Leisten 2a und 2b begrenzten Kanal eintritt.

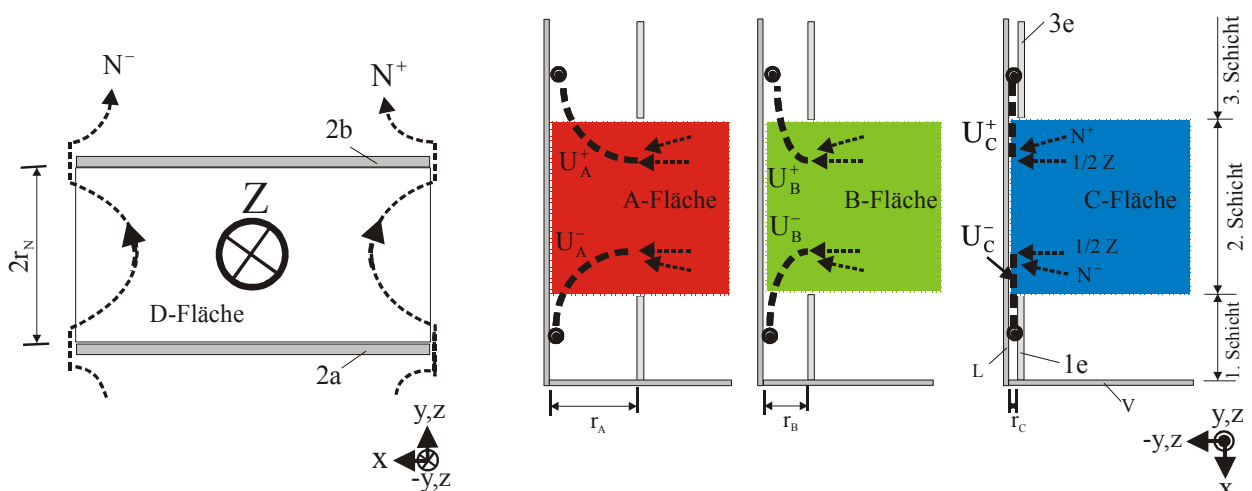
Die Teilströmung T wird beim Eintritt in den Kanal in eine Zentralströmung Z (rot) und in zwei Nebenströmungen N^+ und N^- (blau) aufgespaltet.



T: Teilströmung; Z: Zentralströmung; N: Nebenströmung; U: Umlenkungsströmung

2a: Leiste a der 2. Schicht usw.; L: Wand links; V: Wand vorne; R: Wand rechts; G: Grenzfläche

Abb. 8.5: Strömungen nach FLUENT-Simulation [8-1]



(a) Kanalquerschnitt D-Fläche (s. Abb. 8.3) (b) parallel zur Leiste 2a stehende A-, B-, u. C-Fläche (s. Abb. 8.3)

Abb. 8.6: Zweidimensionale Darstellung der Strömungen nach FLUENT-Simulation [8-1]

- | | | | |
|---------------------|----------------------|--------------------|-------------------------------------|
| Kanal-Effekt | ● Z: gerade | Wand-Effekt | ● U _A : Kreisförmig |
| | ● N: halbkreisförmig | | ● U _B : Ellipsenförmige |
| | | | ● U _C : Zick-zack-förmig |

Die Zentralströmung Z verbleibt im Kanal zwischen den Leisten 2a und 2b und bewegt sich im Winkel von 45° nach oben in Richtung zur Wand L. Am Ende des Kanals vereinigt sie sich mit zwei Nebenströmungen und bildet zwei Umlenkungsströmungen U^+ und U^- (violett).

Die zwei Umlenkungsströmungen U^+ und U^- verlassen nunmehr den Kanal und treten in die jeweils benachbarte Schicht ein. Dort kehren sie wieder in die Form von Zentralströmung und Nebenströmung zurück.

Die zwei Nebenströmungen N^+ und N^- verlassen den Kanal und umströmen die Leiste 2b. Dann treten sie in den darüber gelegenen Kanal zwischen den Leisten 2b und 2c ein. Sie durchströmen diesen Kanal schräg nach links oben und umströmen die Leiste 2c, um sich im nächsten Kanal zwischen den Leisten 2c und 2d zu vereinen. Der Winkel der Nebenströmungsachse zur z -Richtung beträgt 23° [8-1].

Die Zentralströmung Z , die Nebenströmungen N (N^+ , N^-) und die Umlenkungsströmungen U (U^+ , U^-) aus Abb. 8.5 sind in Abb. 8.6 zweidimensional wiedergegeben. Abb. 8.6a zeigt eine Zentralströmung Z und zwei gegenläufige halbschraubenförmige Nebenströmungen N (N^+ , N^-) auf einem Kanalquerschnitt (D-Fläche) zwischen Leisten 2a und 2b. Die Zentralströmung Z läuft parallel zum Kanalachse in die ($-yz$)-Richtung. Die Nebenströmungen N (N^+ , N^-) sind halbkreisförmig und kanalübergreifend.

Die Form der Umlenkungsströmungen U (U^+ , U^-) ist positionsabhängig. Sie sind in Abb. 8.6b gezeigt, auf drei verschiedenen Flächen (A-, B- und C-Fläche), die parallel zur Leiste 2a zwischen Leisten 2a und 2b verlaufen (siehe Abb. 8.3). Je nach Position ist die Umlenkungsströmung kreisförmig (U_A auf der A-Fläche), ellipsenförmig (U_B auf der B-Fläche) oder zick-zack-förmig (U_C auf der C-Fläche).

Partikelabscheidung

In Tab. 8.3 sind die physikalischen Eigenschaften der Strömungen Z , N und U (Form, Radius r und Umfangsgeschwindigkeit v), die Stärke der Fliehkraft von Strömungen und die Position der Strömungen aufgelistet. Der Abscheidegrad bezieht sich auf eine Packung mit einer Höhe von 250 mm.

Tab. 8.3: Physikalische Eigenschaften der Strömungen [8-1]

Strömung	Physikalische Eigenschaften			Fliehkraft	Position
	Form	r [mm]	v [m/s]		
Z	gerade	∞	0	$F_Z=0$	Kanal
N	$\frac{1}{2}$ -kreis	r_N	v_N	F_N	
U_A	$\frac{1}{4}$ -kreis	$r_A: 2r_N$	ca. $2v_N$	$2F_N$	Wand (L oder R)
U_B	$\frac{1}{4}$ -ellipsen	$r_B: 2r_N \rightarrow 0$		ca. $2F_N \rightarrow \infty$	
U_C	zick-zack	$r_C: \rightarrow 0$		∞	

r: Radius der Kreis oder Kurzradius der Ellipsen (siehe Abb. 8.6); $r_N=7,5$ mm; v: Umfangsgeschwindigkeit; $v_N=13$ m/s [8-1]; F_N : Fliehkraft der Nebenströmung; c_m : Partikelmassenkonzentration.

Tab. 8.3 weist auf folgende Abscheidemechanismen hin:

- Partikelabscheidung im Kanal – **Kanal-Effekt**

Partikeln können der Zentralströmung folgen. Somit ist eine Abscheidung von Partikeln durch die Zentralströmung nicht zu erwarten. Können Partikeln aufgrund ihrer Trägheit der Nebenströmung nicht folgen, werden sie an den Leisten abgeschieden. Die Rechnung zeigt eine geringe Abnahme der Partikelkonzentration (c_m) im Kanal der Packung. Dies bedeutet, daß die Fliehkraft der Nebenströmung (F_N) bei vorgegebenen Rechnungsbedingungen für die Partikelabscheidung nicht ausreicht. Die Abscheidung im Kanal wird als Kanal-Effekt bezeichnet.

- Partikelabscheidung in der Nähe der Wände – **Wand-Effekt**

Im Vergleich zur Nebenströmung bewirkt die Umlenkungsströmung eine stärkere Fliehkraft (Fliehkraft der Umlenkung F_U : ca. $2F_N \rightarrow \infty$). Somit ist eine bessere Partikelabscheidung durch die Umlenkungsströmung in der Nähe der Wände (L oder R) zu erwarten. Die Abscheidung in der Nähe der Wände wird als Wand-Effekt genannt.

Unter Wirkung des Kanal-Effektes und hauptsächlich des Wand-Effektes werden die Partikeln mit einem Durchmesser von $0,4 \mu\text{m}$ durch eine Multiwir-Packung (Höhe: 250 mm) zu ca. 75 % abgeschieden. Diese Rechnung stimmt mit dem Experiment (Kurve m61 in Abb. 7.7b: $0,4 \mu\text{m}$ -Partikeln entspricht ungefähr trockene $0,25 \mu\text{m}$ -Partikel mit einem Abscheidegrad von ca. 80 %) gut überein.

Aus der Kenntnis des Abscheidemechanismus ergeben sich folgende Vorschläge für die Optimierung der Multiwir-Packung. Die Abscheidung lässt sich durch einen kleineren Strömungsradius oder durch eine höhere Anzahl der Umlenkungsstellen (Wand-Effekt) verbessern. Der Strömungsradius lässt sich durch kleinere Leistenbreite herabsetzen. Die

Anzahl der Umlenkungsstelle wird erhöht, durch eine höhere Packung, durch flacheren Leistenwinkel oder durch Einbau einiger Innenwände, die parallel zur Wand L bzw. R stehen.

8.3.4 Vergleich der beiden Modelle

In Tab. 8.4 sind die Ergebnisse der beiden Modelle mit den jeweiligen experimentellen Ergebnissen vergleichend aufgelistet.

Tab. 8.4: Vergleich der beiden Modelle

		Leschonski	FLUENT		
		Kanal-Effekt	Kanal-Effekt		Wand-Effekt
Strömung		W	Z	N	U
Fliehkraft		$F_W=F_N$	$F_Z=0$	$F_W=F_N$	$F_U: \text{ca. } 2F_N \rightarrow \infty$
Abscheidegrad (0,4 μm -Partikeln)	Rechnung	5 % [2-15]	75 % [8-1]		
	Experiment	70 % [2-27]	80 %		

W: Wirbel; Z: Zentralströmung; N: Nebenströmung; U: Umlenkungsströmung.

Bei Leschonski [2-15] wird die Partikelabscheidung nur auf die Wirbelbildung im Kanal zurückgeführt. Aus der FLUENT-Simulation wird die Partikelabscheidung durch den Kanal-Effekt und den Wand-Effekt erklärt. Wesentlich ist hierbei der Wand-Effekt, der durch die Umlenkung der Zentralströmung und der Nebenströmung an der Wand L oder R eine effektive Partikelabscheidung hervorruft. Die Rechnung aus der FLUENT-Simulation stimmt mit den experimentellen Ergebnissen überein.

8.3.5 Schlussfolgerung

Der Abscheidemechanismus in der Multiwir-Packung kann durch das Modell der FLUENT-Simulation aufgeklärt werden. In der Multiwir-Packung bilden sich drei Strömungen aus: Zentralströmung Z, Nebenströmung N und Umlenkungsströmung U.

Durch die Zentralströmung Z und Nebenströmung N (Kanal-Effekt) lassen sich die Partikeln nur geringfügig an den Leisten abscheiden. Dagegen sorgt die Umlenkungsströmung U (Wand-Effekt) für eine deutliche Partikelabscheidung an der linken oder rechten Wand. Das Simulationsergebnis über die Abscheidung durch die Packung stimmt mit Experimenten gut überein.

Auf der Basis der Modellrechnung ist zu erwarten, dass die Partikelabscheidung durch einen kleineren Strömungsradius oder durch eine höhere Anzahl der Umlenkungsstelle verbessert wird. Der Strömungsradius lässt sich durch kleinere Leistenbreite herabsetzen. Die Anzahl der

Umlenkungsstelle lässt sich erhöhen, durch höhere Packung, durch flacheren Leistenwinkel oder durch den Einbau einiger parallel zur linken bzw. rechten Wand stehenden Innenwänden.

8.4 Neubildung von Partikeln durch Tropfenzerfall

Bei den experimentellen Untersuchungen wurde im Bereich $< 0,1 \mu\text{m}$ bei trockenem Betrieb im Vergleich zum Rohgas eine erhöhte Partikelanzahl im Reingas festgestellt. Dies lässt sich durch Berieselung der Abscheide-Packung mit Wasser mittels einer Einstoffdüse vermeiden. Dies könnte auf die Neubildung von Partikeln zurückzuführen sein.

Aerosole können durch Verbrennung, elektrostatische Effekte, chemische Reaktion, Kondensation von Spurengasen oder mechanische Zerkleinerung entstehen. Die Entstehung von Aerosolen durch Verbrennung und elektrostatische Effekte ist in der Abscheide-Packung ausgeschlossen. Aerosole könnten in der Abscheide-Packung durch chemische Reaktion und Kondensation von Spurengasen wie z. B. H_2S , NH_3 , NO_x , HCl gebildet werden [2-17]. Aber solche Aerosole verdampfen bei einer Temperatur von $100 \text{ }^\circ\text{C}$, bei der die Partikeln im Reingas gemessen wurden. Eine Möglichkeit zur Entstehung von Aerosolen in der Abscheide-Packung ist die mechanische Zerkleinerung von salzhaltigen Tropfen. Die dadurch entstandenen Aerosole können nach Trocknung im Reingas als feste Partikeln gemessen werden.

Schmidt [8-3] und Walzel [8-4] haben den mechanischen Tropfenzerfall beim Aufprall untersucht. Im Folgenden werden experimentelle Befunde anderer Autoren zur Bildung von Partikeln diskutiert und mit den Ergebnissen dieser Arbeit verglichen.

8.4.1 Grundlage des Tropfenzerfalls

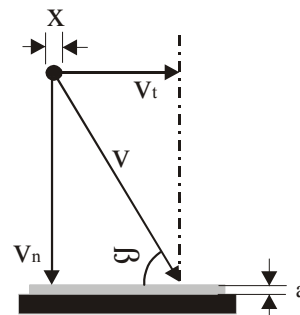
Bei Abscheidung trockener Partikeln können die abgeschiedenen Partikeln durch Aufprall energiereicher Partikeln weggeschlagen werden, dieser Effekt wurde bei Hochgeschwindigkeitsfilmaufnahmen zur Bestimmung des Haftanteils an Filterfasern von Löffler und Umhauer [3-16, 8-2] mehrfach festgestellt. Bei der Abscheidung von Tropfen ist ein Tropfenzerfall durch Aufprall energiereicher Tropfen möglich, der zur Neubildung von Partikeln führen könnte.

Der Aufprall eines Flüssigkeitstropfens auf eine Unterlage führt zum Zerteilen des Tropfens ab einer bestimmten Prallgeschwindigkeit, die als normale Zerteilgrenzgeschwindigkeit $v_{n,g}$ bezeichnet wird. Abb. 8.7 zeigt das Zerteilen eines Flüssigkeitstropfens auf eine mit Flüssigkeitsfilm bedeckte Acrylglas-Unterlage [8-4], wobei zahlreiche wesentlich kleinere Tropfen durch den Aufprall entstanden sind. Der Aufprall eines Tropfens gegen eine Unterlage ist in Abb. 8.8 dargestellt.



- $x = 5 \text{ mm}$
- $a/x = 0,1$

(a und x: in Abb. 8.8)



- a: Dicke des Flüssigkeitsfilms auf der Unterlage
- x: Tropfendurchmesser
- v: Tropfengeschwindigkeit
- v_n : Normalgeschwindigkeit
- v_t : Tangentiale Geschwindigkeit
- β : Kontaktwinkel

Abb. 8.7: Aufprall eines Wassertropfens auf einen Acrylglaszylinder mit Flüssigkeitsfilm [8-4]

Abb. 8.8: Darstellung des Aufpralls eines Tropfens gegen eine Unterlage

Die Normalgeschwindigkeit v_n

$$v_n = v \sin \beta \quad (8.1)$$

trägt zum Zerfall des Tropfens bei.

Die normale Zerteilgrenzgeschwindigkeit eines Tropfens $v_{n,g}$ ist abhängig von Stoffwerten der Flüssigkeit, dem Tropfendurchmesser x und dem Wert a/x [8-4]

$$v_{n,g} = f(\rho, \eta, \sigma, x, a/x) , \quad (8.2)$$

wobei ρ die Dichte der Flüssigkeit, η die dynamische Zähigkeit der Flüssigkeit und σ die Grenzflächenspannung der Flüssigkeit und a die Dicke des Flüssigkeitsfilms auf der Unterlage ist.

Schmidt und Walzel haben den Aufprall eines Tropfens auf eine ebene glatte Unterlage experimentell untersucht. Bei zwei unterschiedenen a/x -Werten wurden für reine Wassertropfen mit einem Tropfendurchmesser von x folgende Beziehungen

$$v_{n,g} = 2,8 \cdot 10^5 \rho^{-1,2} \eta^{1,4} \sigma^{-0,2} x^{-1,2} = 2,854 \cdot 10^{-3} x^{-1,2} \quad (350 \mu\text{m} < x < 5000 \mu\text{m}; \quad \mathbf{a/x=0}) \quad (8.3)$$

und

$$v_{n,g} = 50 \cdot \rho^{-0,6} \eta^{0,2} \sigma^{0,4} x^{-0,6} = 6,015 \cdot 10^{-2} x^{-0,6} \quad (50 \mu\text{m} < x < 1000 \mu\text{m}; \quad \mathbf{a/x=0,1}) \quad (8.4)$$

festgestellt. Dabei ist $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\eta = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ Ns/m}^2$ und $\sigma = 71 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}$. Für $a/x=0$ liegt eine trockene Unterlage vor. Dagegen ist bei $a/x=0,1$ ein Wasserfilm auf der Unterlage vorhanden.

In Abb. 8.9 ist die Zerteilgrenzgeschwindigkeit in Abhängigkeit vom Partikeldurchmesser aufgetragen. Kurve A stellt für Gl. (8.3) und Kurve B für Gl. (8.4) dar. Ist die normale Geschwindigkeit des Tropfens höher als die normale Zerteilgrenzgeschwindigkeit $v_{n,g}$, entstehen kleinere Tropfen. Mit abnehmendem Durchmesser des aufprallenden Tropfens ist eine höhere Geschwindigkeit des Tropfens erforderlich, um den Tropfen zu zerteilen. Im Vergleich zum Fall $a/x=0$ entstehen bereits bei $a/x=0,1$ bei wesentlich kleineren Aufprallgeschwindigkeiten kleinere Tropfen, die aus dem Wasserfilm herausgelöst werden. Der Verlauf der Zerteilgrenzlinie bei anderen a/x -Werten wurde nicht untersucht.

In Abb. 8.9 sind der Bereich C für Wassertropfen mit einem Durchmesser zwischen $100 - 300 \mu\text{m}$ aus der Einstoffdüse [8-5, 8-6], der Bereich D für kalkhaltige Tropfen aus der Zweistoffdüse mit einem Durchmesser von $5 - 100 \mu\text{m}$ [8-7, 8-8] und der Bereich E für die angewachsenen Tropfen mit einem Durchmesser von $0,01 - 1 \mu\text{m}$ eingezeichnet. Dabei liegt die Tropfengeschwindigkeit zwischen 0 und 26 m/s [8-1].

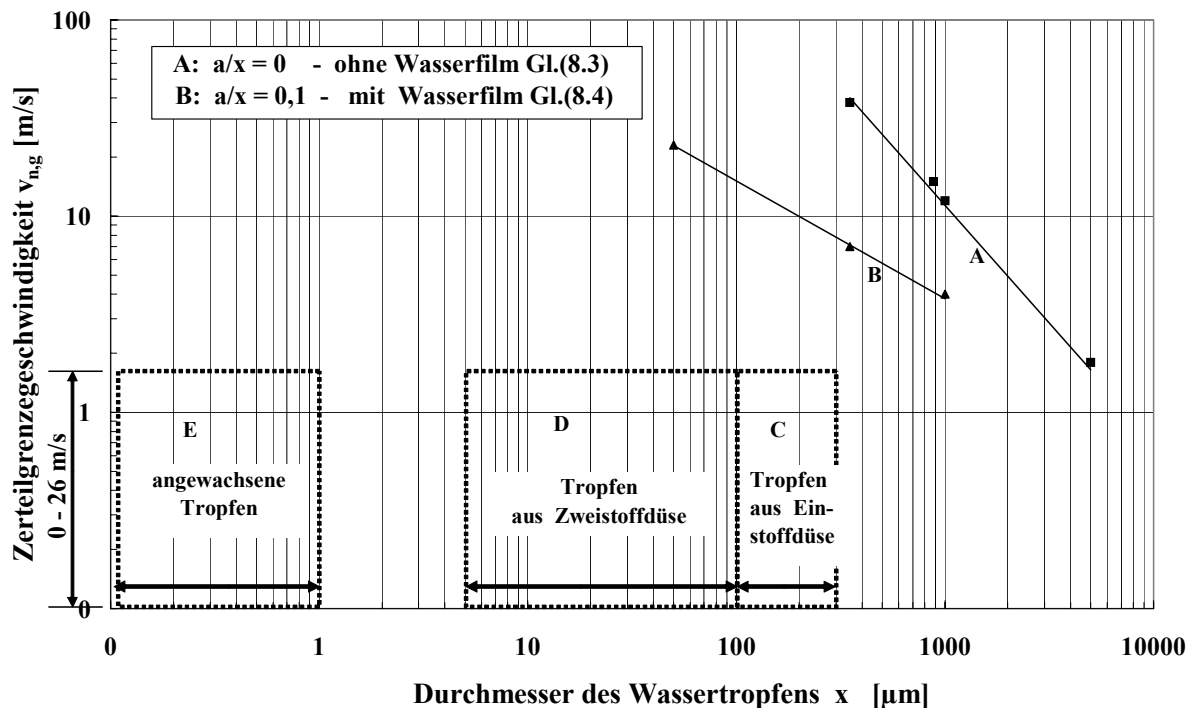


Abb. 8.9: Abhängigkeit der Zerteilgrenzgeschwindigkeit $v_{n,g}$ von Tropfengröße x und a/x .

Abb. 8.9 zeigt, dass der mechanische Tropfenzerfall bei $a/x=0,1$ und bei den hier vorliegenden Geschwindigkeiten für Tropfen aus Einstoffdüse (Bereich C) und aus Zweistoffdüse (Bereich D) eine Rolle spielt. Dagegen reicht für die Tropfen mit einem Durchmesser $<1 \mu\text{m}$ (Bereich E) die verfügbare kritische Energie nicht aus, um die Tropfen zu zerstäuben. Eine weitere Interpretation über den Tropfenzerkleinerung und ihre Vermeidung in der Abscheide-Packung für die submikronen Tropfen ist aufgrund der fehlenden Experimente bei anderen a/x -Werten nicht sinnvoll.

Der Vorgang des Tropfenzerfalls durch Aufprall ist sehr komplex. Die Massen- und Energiebilanzen vor und nach dem Aufprall sind experimentell schwierig zu ermitteln. Eine mathematische Beschreibung des Tropfenzerfalls ist daher schwierig.

8.4.2 Schlußfolgerung

Bisher liegen zu wenige Kenntnisse über den Tropfenzerfall durch Aufprall vor. Die experimentellen Zerfallversuche von Tropfen im Bereich unter $50 \mu\text{m}$ sind schwierig durchzuführen. Deswegen läßt sich die experimentell bewiesene Neubildung von Partikeln aufgrund dieses Effektes nicht erklären.

8.5 Trenngrad-Rechnung

Partikeln oder Tropfen werden in der Füllkörperkolonne und in der strukturierten Packung abgeschieden. Zur Beschreibung der experimentellen Trennkurven wird ein Modell erstellt; mit diesem Modell werden die experimentellen Trennkurven für den Fall ohne Neubildung von Partikeln mathematisch approximiert, wobei jedoch die Partikelvergrößerung berücksichtigt wird.

8.5.1 Modellaufbau, Modellansätze und Rechnungsstruktur

Abb. 8.10 stellt ein dreistufiges Modell und die Struktur der Rechnung für die Abscheidung in der Aerosolabscheideanlage dar.

Modell		Struktur der Rechnung			
		Auftreffgrad einzelnes Abscheide-Elementes*	Trenngrad einer Stufe	Trenngrad der gesamten Anlage	
	3. Stufe Tropfenabscheidung	$T_3(x)$	$\eta_3(x) = \eta_{D.3}(x) + \eta_{Tr.3}(x)$ (Tropfenabscheidung durch Diffusion und Trägheit)	$T_3(x)$	$T_{GA}(x)$
	keine Abscheidung	Verweilstrecke	keine Abscheidung		
	2. Stufe Tropfenabscheidung	$T_2(x)$	$\eta_2(x) = \eta_{D.2}(x) + \eta_{Tr.2}(x)$ (Tropfenabscheidung durch Diffusion und Trägheit)	$T_2(x)$	
1. Stufe Partikelabscheidung	Füllkörperkolonne $T_1(x)$	$\eta_1(x) = \eta_{D.1}(x) + \eta_{Tr.1}(x)$ (Abscheidung trockener Partikeln durch Diffusion und Trägheit)	$T_1(x)$		

* Eine Stufe besteht aus vielen Abscheide-Elementen.

Abb. 8.10: Dreistufiges Modell zur Trenngrad-Rechnung

Modellaufbau

Um die Abscheidung von Tropfen in der Füllkörperkolonne berücksichtigen zu können, wird die Füllkörperkolonne in zwei Stufen betrachtet. In der ersten Stufe werden die trockenen Partikeln abgeschieden, in der zweiten Stufe die angewachsenen Partikeln bzw. Tropfen. Die Packung ist die dritte Abscheide-Stufe, dort werden Tropfen abgeschieden. In der Verweilstrecke werden keine Tropfen abgeschieden.

Modellansätze

Bei der Rechnung wird folgendes angenommen:

- Die Füllkörperkolonne und Multiwir-Packung werden analog einer faserähnlichen Packung betrachtet.
- In jeder Stufe bleibt die Größenverteilung des Partikel- bzw. Tropfenkollektivs konstant.
- Für die berechneten Fälle, bei denen die Füllkörper bzw. die Multiwir-Packung mit Wasser berieselt sind, wird ein Haftfaktor von 1 angenommen ($h = 1$).

Struktur der Rechnung

Die Rechnung wird dreistufig durchgeführt. Der Trenngrad der gesamten Anlage $T_{GA}(x)$ ergibt sich aus den Trenngraden aller drei Stufen: $T_1(x)$, $T_2(x)$ und $T_3(x)$. Der Trenngrad einer Stufe hängt vom Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ ab. Bei einem Haftanteil von 100% ist der Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ gleich dem Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta(x)$. Der Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta(x)$ setzt sich aus dem Einzel-Element-Auftreffgrad durch Diffusion $\eta_D(x)$ und dem Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta_{Tr}(x)$ zusammen. Bei gegebenen Versuchsbedingungen hängen $\eta_D(x)$ und $\eta_{Tr}(x)$ von der Partikel- bzw. Tropfengröße ab.

8.5.2 Grundlagen der Trenngrad-Rechnung

Trenngrad mehrerer Abscheide-Stufen

Werden n Abscheide-Stufen $T_1(x)$, $T_2(x)$, ... und $T_n(x)$ hintereinandergeschaltet, beträgt der gesamte Trenngrad $T_{ges}(x)$ [1-22]

$$T_{ges}(x) = 1 - [1 - T_1(x)] \cdot [1 - T_2(x)] \cdot \dots \cdot [1 - T_n(x)] \quad (8.5)$$

Trenngrad einer Abscheide-Stufe

Die Abscheidung von Partikeln oder Tropfen in der Füllkörperkolonne und in der strukturierten Packung findet an der Oberfläche von Abscheide-Elementen statt. Die Abb. 8.11 stellt die Abscheidung in einer Abscheide-Stufe dar, die aus Abscheide-Elementen, wie z. B. Fasern, besteht.

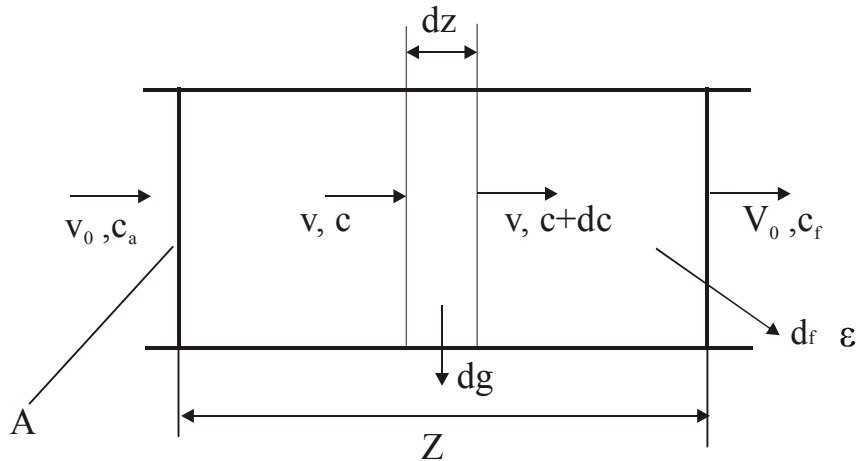


Abb. 8.11: Modell zur Abscheidung in einer Abscheide-Stufe [1-22].

Dabei ist v_0 = Geschwindigkeit vor bzw. hinter dem Filter,
 $v = v_0/\varepsilon$ = Geschwindigkeit im Filter,
 c_a = Partikelkonzentration vor dem Filter (Aufgabegut oder Rohgas),
 c_f = Partikelkonzentration hinter dem Filter (Feingut oder Reingas),
 c = Partikelkonzentration vor der Abscheide-Schicht dz ,
 dg = die in der Schicht dz abgeschiedene Partikelmenge,
 ε = Porosität – Hohlraum-Volumenanteil,
 d_f = Durchmesser des Abscheide-Elementes,
 Z = Dicke der Faserschicht,
 A = angeströmte Filterfläche und
 $\dot{V} = v_0 A$ = Volumenstrom des Gases.

Der Abscheidegrad einer Schicht aus Abscheide-Elementen in Abhängigkeit von der Partikelgröße wird als Trenngrad $T(x)$

$$T(x) = \frac{dM_a(x) - dM_f(x)}{dM_a(x)} = \frac{dM_a(x)/\dot{V} - dM_f(x)/\dot{V}}{dM_a(x)/\dot{V}} = \frac{c_a(x) - c_f(x)}{c_a(x)} \quad (8.6)$$

bezeichnet. Der Trenngrad gibt für jede Partikelgröße x die abgeschiedene Partikelmenge $dM_a(x) - dM_f(x)$ bzw. -konzentration $c_a(x) - c_f(x)$ an, bezogen auf die im Rohgas enthaltene Partikelmenge $dM_a(x)$ bzw. -konzentration $c_a(x)$. $dM_f(x)$ bzw. $c_f(x)$ ist die im Reingas enthaltene Partikelmenge bzw. -konzentration für die Partikelgröße x .

Nach dem in Abb. 8.11 dargestellten Modell gibt Löffler [8-9] den Zusammenhang zwischen dem Trenngrad $T(x)$ einer Faserstufe und dem Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$

$$T(x) = \frac{c_a(x) - c_f(x)}{c_a(x)} = 1 - \exp[-f \cdot \varphi(x)] \quad (8.7)$$

mit

$$f = \frac{4(1-\varepsilon)}{\pi\varepsilon} \frac{Z}{d_f} \quad \text{bzw.} \quad f = f(\varepsilon, Z, d_f) \quad (8.8)$$

für kreisförmige Fasern an. Der Faktor f beschreibt die Geometrie der Faserschicht. Der Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ ist von der Partikelgröße abhängig. Die Ermittlung des Trenngrades $T(x)$ wird auf die Ermittlung des Einzel-Element-Abscheidegrades $\varphi(x)$ zurückgeführt.

Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$

Nicht alle Partikeln, die zum Kontakt mit der Oberfläche eines Abscheide-Elementes kommen, verbleiben auf der Oberfläche. Deshalb setzt sich der Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ aus dem Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta(x)$ und dem Haftanteil h zusammen. Der Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ [8-10, 8-11, 3-16] ist daher

$$\varphi(x) = h \cdot \eta(x) \quad (8.9)$$

Der Haftanteil h gibt die Haftwahrscheinlichkeit an, welcher Anteil der auf die Kontakt-oberfläche auftreffenden Partikeln dort auch haften bleibt. h beträgt maximal 1. Für Submikronpartikeln auf der von Wasser benetzten Oberfläche wird im Folgenden der Haftanteil von 1 angenommen. Wie der Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ ist der Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta(x)$ ebenfalls von Partikelgröße x abhängig. Während der Einzel-Element-Abscheidegrad $\varphi(x)$ die tatsächliche Abscheidung angibt, beschreibt der Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta(x)$ den Transportschritt.

Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta_D(x)$ und $\eta_{Tr}(x)$

In dem hier untersuchten Verfahren steht der Transport von Partikeln zur Oberfläche durch Diffusion und Trägheit im Vordergrund. Der Einzel-Element-Auftreffgrad $\eta(x)$ besteht aus dem Einzel-Element-Auftreffgrad durch Diffusion $\eta_D(x)$ und Einzel-Element-Auftreffgrad durch Trägheit $\eta_{Tr}(x)$

$$\eta(x) = \eta_D(x) + \eta_{Tr}(x) \quad . \quad (8.10)$$

Die theoretische Berechnung über $\eta_D(x)$ bzw. $\eta_{Tr}(x)$ erfordert die Lösung der Bewegungsgleichung der Partikel durch Diffusion bzw. Trägheitskraft, was mathematisch recht schwierig ist. Somit kann $\eta(x)$ nur approximativ abgeschätzt werden.

$\eta_D(x)$. In der Literatur werden von zahlreichen Autoren Approximationsgleichungen für die Berechnung von $\eta_D(x)$ angegeben. Tardos [3-15] gibt für eine Kugel folgende analytische Lösung

$$\eta_D = g(\varepsilon)Pe^{-2/3} \quad (8.11)$$

mit der Peclet-Zahl Pe
$$Pe = \frac{v_0 d_f}{D_p} \quad (8.12)$$

und dem Partikel-Diffusionskoeffizient D_p
$$D_p = \frac{kT}{3\pi x \mu} \quad (8.13)$$

an. Dabei ist

x = Partikelgröße,
 v_0 = Geschwindigkeit der ungestörten Anströmung,
 d_f = Durchmesser des Abscheide-Elementes,
 μ = dynamische Gaszähigkeit,
 k = Boltzmann-Konstante und
 T = absolute Temperatur.

$g(\varepsilon)$ stellt eine von der Packungsporosität ε abhängige Korrekturfunktion dar, mit der das Geschwindigkeitsprofil um eine Kugel in einer Schüttung berücksichtigt wird.

Aus Gl. (8.11), Gl. (8.12) und Gl. (8.13) ergibt sich allgemein

$$\eta_D = \frac{a_1}{(v_0 x)^{a_2}} \quad \text{für trockene Partikeln} \quad (8.14)$$

mit zwei Konstanten a_1 und a_2 .

$$a_1 = f\left(\varepsilon(T, \frac{1}{\mu}, \frac{1}{d_f})\right) \quad (8.15)$$

hängt von der Packungsporosität ε , der Temperatur, der dynamischen Gaszähigkeit und der Abmessung des Abscheide-Elementes ab. a_2 ist eine Konstante. a_1 und a_2 können durch die Annäherung an eine experimentelle Kurve ermittelt werden. Der Auftreffgrad $\eta_D(x)$ nimmt mit zunehmender Partikelgröße x und mit zunehmender Geschwindigkeit v_0 ab.

In dem hier untersuchten Verfahren geht es neben der Abscheidung von trockenen Partikeln auch um die Abscheidung von Tropfen. Die Tropfen sind aus den trockenen Partikeln angewachsen. Bei einem Partikelkollektiv werden die kleineren Partikeln im Vergleich zu den größeren stärker vergrößert. Angenommen wird die Tropfengröße

$$x_T = q(x) \cdot x \quad (8.16)$$

$$\text{mit } q(x) = \frac{b_1}{x^{b_2}} \quad (8.17)$$

Dabei stellt $q(x)$ einen partikelgrößenabhängigen Wachstumsfaktor dar. Die Konstanten b_1 und b_2 werden aus experimentellen Wachstumskurven ermittelt und in Kap. 8.5.3 beschrieben. Sie hängen von dem Gaszustand (Temperatur und Sättigungsgrad) und der Partikeleigenschaft ab. Ist $b_1 = 1$ und $b_2 = 0$, gibt es kein Partikelwachstum.

Wird an der Stelle x in Gl. (8.14) x_T eingesetzt, ergibt sich der Auftreffgrad von angewachsenen Partikeln durch Diffusion unter Berücksichtigung des Partikelwachstums

$$\eta_D = \frac{a_1}{\left(v_0 b_1 x^{(1-b_2)}\right)^{a_2}} \quad \text{für angewachsene Partikeln bzw. Tropfen.} \quad (8.18)$$

$\eta_{Tr}(x)$. $\eta_{Tr}(x)$ infolge von Trägheitskräften ebenfalls nach Tardos [3-15, 8-12] lautet

$$\eta_{Tr} = \frac{St^{c_2^*}}{St^{c_2^*} + c_1^*} \quad (8.19)$$

mit korrigierter Stokes-Zahl $St' = F \cdot St = F \frac{\rho_p x^2 v_0 C}{9\mu \cdot d_f}$ (8.20)

und mit empirischen Konstanten c_1^* und c_2^* . Dabei ist ρ_p die Partikeldichte. F [3-15, 8-12] ist

$$F = 1 + \frac{1,75 \cdot Re}{150(1 - \varepsilon)} \quad (8.21)$$

mit $Re = \frac{v_0 d_f \rho_{Gas}}{\mu} = \text{Reynolds-Zahl}$ (8.22)

steht für die Stokes-Zahl-Korrektur, die als eine Konstante bei konstant bleibenden v_0 , d_f , ρ_{Gas} , μ und ε zu sehen ist.

Für Partikeln $< 1 \mu\text{m}$ gilt die Cunningham-Korrektur C [8-13]

$$C = 1 + \frac{\lambda}{x} \cdot \left[2,514 + 0,8 \cdot e^{\left(-0,55 \frac{x}{\lambda}\right)} \right] \quad \text{für trockene Partikeln bzw.} \quad (8.23)$$

für nicht kugelförmige Partikeln und

$$C = 1 + \frac{\lambda}{x} \cdot \left[2,492 + 0,84 \cdot e^{\left(-0,435 \frac{x}{\lambda}\right)} \right] \quad (8.24)$$

für kugelförmige Partikeln mit einer mittleren Weglänge der Luftmolekülen λ [8-14]

$$\lambda = 22,7 \cdot 10^{-6} \frac{T}{p} = 2,27 \cdot 10^{-10} \cdot T \quad , \quad (8.25)$$

wobei $p=1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa}$, T in K und λ in m sind. Die sogenannte Cunningham-Korrektur stellt das Verhältnis der vergrößerten Partikelsinkgeschwindigkeit, die aufgrund einer vergleichbaren Partikelgröße ($< 1000 \text{ nm}$) mit der mittleren Weglänge der Gasmoleküle (ca. 76 nm für Luft bei ca. $T=333 \text{ K}$ nach Gl. (8,25)) verursacht ist, zur stationären Sinkgeschwindigkeit im Schwerfeld dar.

Aus Gl. (8.19) bis Gl. (8.25) ergibt sich

$$\eta_{Tr} = \frac{1}{1 + \frac{c_1}{(C \cdot \rho_p \cdot v_0 \cdot x^2)^{c_2}}} \quad \text{für trockene Partikeln} \quad (8.26)$$

mit den Konstanten c_1 und c_2 . Die Konstante c_1

$$c_1 = f(\mu, d_z). \quad (8.27)$$

hängt von der dynamischen Gaszähigkeit und dem Abscheide-Element ab. c_2 ist eine Konstante. c_1 und c_2 können durch Annäherung an die experimentellen Kurven ermittelt werden. Der Auftreffgrad $\eta_{Tr}(x)$ nimmt mit zunehmender Partikelgröße x , mit zunehmender Geschwindigkeit v_0 und mit zunehmender Partikeldichte ρ_p zu.

Ähnlich wie bei der Gl. (8.18) ergibt sich der Auftreffgrad der angewachsenen Partikeln infolge der Trägheitskraft ebenfalls nach dem Partikelwachstum

$$\eta_{Tr} = \frac{1}{1 + \frac{c_1}{\left(C^* \cdot \rho_p \cdot v_0 \cdot (b_1 \cdot x^{1-b_2})^2\right)^{c_2}}} \quad \text{für angewachsene Partikeln bzw. Tropfen} \quad (8.28)$$

mit

$$C^* = 1 + \frac{2,27 \cdot 10^{-10} T}{b_1 x^{(1-b_2)}} \cdot \left[2,492 + 0,84 \cdot e^{\left(\frac{-0,435 \cdot b_1 x^{(1-b_2)}}{2,27 \cdot 10^{-10} T} \right)} \right] \quad (8.29)$$

für angewachsene Partikeln bzw. für kugelförmige Partikeln. C^* ist dadurch entstanden, daß x in der Gl. (8.24) von x_T der Gl. (8.16) ersetzt ist.

8.5.3 Ermittlung von Konstanten

Um die experimentellen Trennkurven nachrechnen zu können, müssen die in den in Kap. 8.5.2 abgeleiteten Gleichungen auftauchenden Konstanten v_0 , ρ_p , f , und b ermittelt werden.

v_0 Die Geschwindigkeiten v_0 zu jeder Stufe sind konstant und vom Gasdurchsatz abhängig. Die Geschwindigkeiten v_0 für die erste und zweite Stufe beträgt 1 m/s, und für die dritte Stufe (Multiwir-Packung) 9 m/s.

ρ_p Bei den Ansätzen wird die Partikel- bzw. Tropfendichte jeder Stufe als Konstante betrachtet. Aufgrund des niedrigen Gassättigungsgrades von ca. 0,80 strömen die Partikeln fast unvergrößert in die erste Stufe der Füllkörperkolonne ein, die Partikeln in der ersten Stufe haben eine Dichte der trockenen Partikeln von 2000 kg/m^3 . Aufgrund der Partikelvergrößerung haben die Tropfen in der zweiten und dritten Stufe eine Dichte des Wassers von 1000 kg/m^3 .

f Der Faktor f ist abhängig von der Porosität und der Dicke der Packungsschicht sowie dem Durchmesser des Abscheide-Elementes. Der Faktor f wird näherungsweise nach Gl. (8.8) berechnet. Die Daten der Abscheide-Stufen und die ausgerechneten Faktoren f sind in Tab. 8.5 aufgelistet.

Tab. 8.5: Daten und Faktor f verschiedener Abscheide-Stufen

Abscheide-Stufe	1 (Füllkörper)	2 (Füllkörper)	3 (Multiwir-Packung)
Porosität der Packungsschicht ε [-]	0,91	0,91	0,93
Dicke der Packungsschicht Z [mm]	500	500	250
Durchmesser des Abscheide-Elementes d_f [mm]	2	2	(1× 30) 3,09
Faktor f [-]	31,5	31,5	9,6

$q(x)$ und die Konstanten b_1 und b_2 Mit SMPS können nur trockene Partikeln gemessen werden. Die Anzahlkonzentration der angewachsenen In-situ-Partikeln ist höher als die von OPZ gemessene Anzahlkonzentration. Somit lassen sich die angewachsenen In-situ-Partikeln experimentell nicht ermitteln. Der partikelgrößenabhängige Wachstumsfaktor $q(x)$ der beiden In-situ-Partikeln (siehe Abb. 4.2 und Abb. 4.3) wird abgeschätzt nach den mit redispergierten TAMARA-Partikeln durchgeführten experimentellen Wachstumsergebnissen, die in Abb. 8.13 bzw. Abb. 7.3 dargestellt sind.

Für das Wachstum der beiden In-situ-Partikeln ist folgendes angenommen:

- Der auf $x_{g,n}$ bezogene Wachstumsfaktor von Partikelkollektiv q hängt wesentlich von der Feuchte des Gases ab, und wenig von der Partikelanzahlkonzentration und dem $x_{g,n}$ -Wert der trockenen Partikeln (siehe Abb. 3.10). Ein Temperaturunterschied von 10 – 20 °C beeinflusst den Wachstumsfaktor q_1 kaum (siehe Abb. 3.9). Aus diesen Gründen lassen

sich bei gleicher Wachstumsbedingung ($S=1$ am Ende des Wachstums) der auf $x_{g,n}$ bezogene Wachstumsfaktor und der $\sigma_{g,n}$ -Wert der beiden In-situ-Partikeln gleich wie die redispergierten Partikeln annehmen.

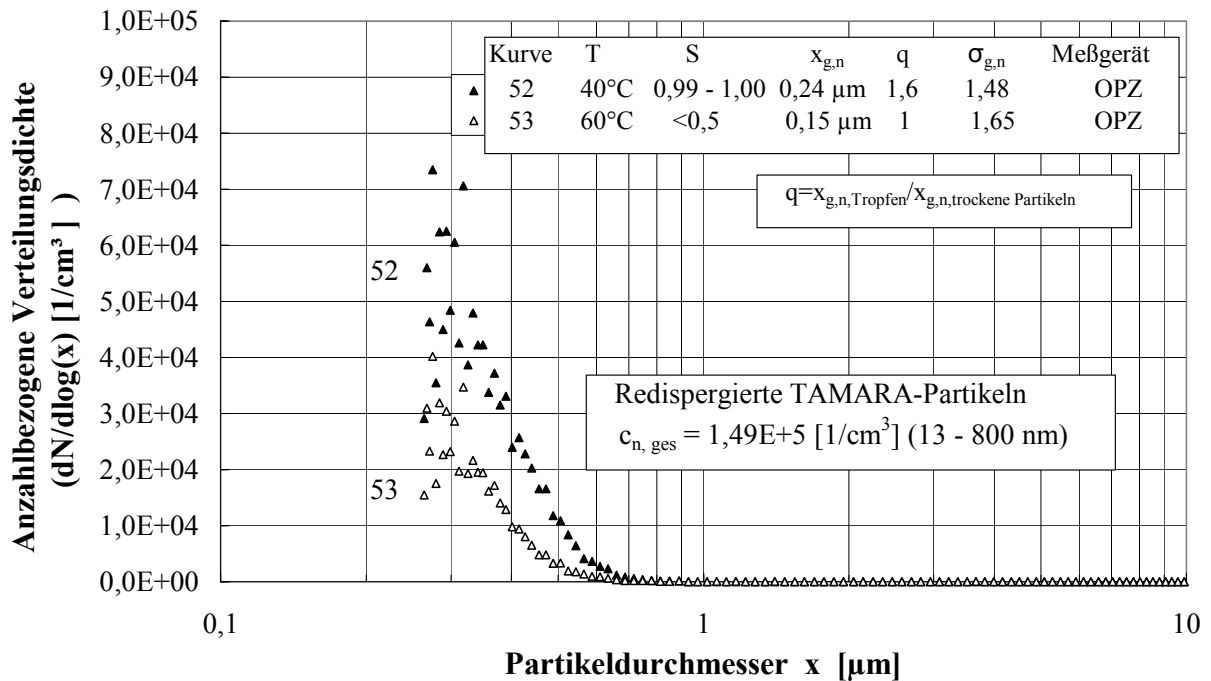


Abb. 8.13: Verteilungsdichtekurve der redispergierten TAMARA-Partikeln vor und nach Wachstum (Kurve 53: Trockene Partikeln; Kurve 52: nach Wachstum vor der Packung; $\sigma_{g,n}$: die anzahlbezogene geometrische Abweichung; $x_{g,n}$: die anzahlbezogene geometrische Durchmesser)

- Das Partikelwachstum erfolgt sehr schnell - innerhalb von 0,02 – 0,05 Sekunden [2-20]. Die Verweilzeit der Partikeln in der Füllkörperkolonne beträgt 0,5 Sekunden. In der leeren Verweilstrecke ändert sich die Feuchte wenig. Daher wird angenommen, daß die Tropfenverteilung vor der zweiten Stufe der vor der dritten Stufe gleicht (Abb. 8.12). D. h. das Wachstum der Partikeln ist vor der zweiten Stufe abgeschlossen.

Auf der Basis der oben genannten Annahmen lassen sich die $x_{g,n}$ - und $\sigma_{g,n}$ -Werte der beiden In-situ-Partikeln nach dem Wachstum ermitteln. Die $x_{g,n}$ - und $\sigma_{g,n}$ -Werte der redispergierten TAMARA-Partikeln und der beiden In-situ-Partikeln vor und nach Wachstum sind in Tab. 8.6 aufgelistet.

Mit den Werten $x_{g,n}$, $\sigma_{g,n}$ und $c_{n,ges}$ aus Tab. 8.6 lassen sich die beiden In-situ-Partikeln vor und nach Wachstum in Abb. 8.14 darstellen.

Tab. 8.6: Experimentelle und abgeschätzte (*) $x_{g,n}$ -Werte und $\sigma_{g,n}$ -Werte (Erklärung siehe Abb. 8.13) verschiedener Partikeln vor und nach Wachstum

Partikeln	Position	$x_{g,n}$ [nm]	$\sigma_{g,n}$ [-]	$c_{n,ges}$ [1/cm ³]
Redispergierte TAMARA-	vor 1. Stufe (trocken)	150	1,65	1,49 E+05
	vor 3. Stufe ($S = 0,99 - 1$)	240	1,48	
In-situ-TAMARA-	vor 1. Stufe (trocken)	165	1,5	2,57 E+07
	vor 2. und 3. Stufe ($S = 0,99 - 1$)	264 *	1,35 *	
In-situ-USF-	vor 1. Stufe (trocken)	66	1,57	5,77 E+07
	vor 2. und 3. Stufe ($S = 0,99 - 1$)	106 *	1,41 *	

* abgeschätzte Werte nach den Annahmen, z. B. In-situ-TAMARA-P.: $(240/150) \cdot 165 = 264$; $(1,48/1,65) \cdot 1,5 = 1,35$

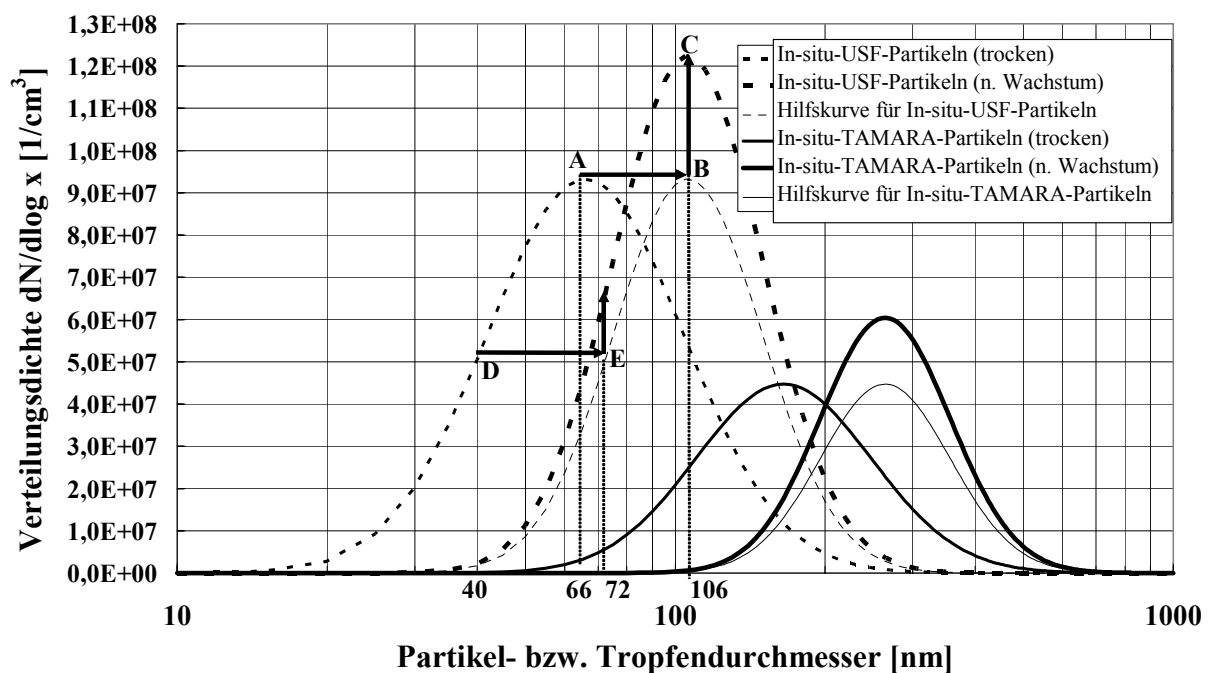


Abb. 8.14: Verteilungen der beiden In-situ-Partikeln vor und nach Wachstum sowie Hilfskurven zur Ermittlung von Wachstumsfaktoren

Aufgrund vernachlässigbarer Koagulation bei untersuchter Partikelanzahlkonzentration (siehe Abb. 3.8) ändert sich durch Wachstum die gesamte Partikelanzahlkonzentration c_n (Fläche unter der Kurve) nicht. Somit ist die Kurve nach dem Wachstum höher als vor dem Wachstum. Um die Wachstumsfaktoren der jeweiligen Partikelgrößen zu ermitteln, ist jeweils eine Hilfskurve auch in Abb. 8.14 eingetragen. Die Hilfskurve ist so erstellt, daß sie einen gleichen $x_{g,n}$ und $\sigma_{g,n}$ wie die Verteilungskurve nach Wachstum aber eine niedrige Partikelkonzentration hat. Die Höhe der Hilfskurve entspricht der Verteilungskurve der trockenen Partikeln. Die Partikeln mit einem Durchmesser von 66 nm (Punkt A) werden zu Tropfen mit einem Durchmesser von 106 nm (Punkt B) vergrößert. Mit gleicher Weise kann der Wachstumsfaktor der anderen Partikelklassen ermittelt werden, wie z. B. die Partikeln mit

einem Durchmesser von 40 nm (Punkt D) werden zu Tropfen mit einem Durchmesser von 72 nm (Punkt E) vergrößert. Die so ermittelten Wachstumsfaktoren der beiden In-situ-Partikeln werden als Zeichen in Abb. 8.15 eingetragen.

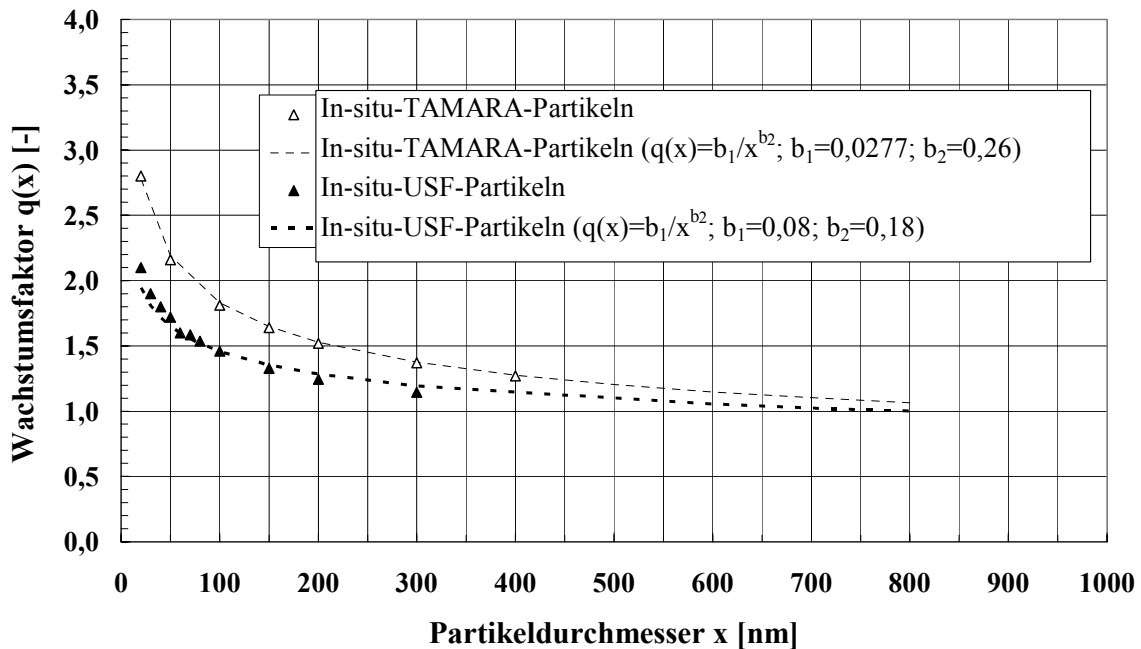


Abb. 8.15: Aus der Abb. 8.14 berechnete Abhängigkeit des Wachstumsfaktors von Partikelgröße – $q(x)$

Die Abhängigkeit des Wachstumsfaktors von der Partikelgröße $q(x)$ läßt sich näherungsweise durch Gl. (8.17) beschreiben, die in Abb. 8.15 als Kurve eingezeichnet ist. Die dadurch ermittelten Werte b_1 und b_2 der beiden In-situ-Partikeln sind in Tab. 8.7 aufgelistet.

Tab. 8.7: Werte b_1 und b_2 der beiden In-situ-Partikeln

Partikeln	Gl. (8.17) $q(x) = \frac{b_1}{x^{b_2}}$ für 2. und 3. Stufe	
	b_1	b_2
In-situ-TAMARA-Partikeln	0,0277	0,26
In-situ-USF-Partikeln	0,08	0,18

8.5.4 Durchführung der Trenngrad-Rechnung

Die in der Abb. 8.10 dargestellte Struktur der Rechnung wird in Tab. 8.8 umformuliert dargestellt. Die Trenngrad-Rechnung wird nach Gl. (8.18), Gl. (8.28), Gl. (8.10), Gl. (8.9), Gl. (8.7) und Gl. (8.5) durchgeführt.

In der ersten Stufe werden nur trockene Partikeln abgeschieden. Somit ist der Wachstumsfaktor $q(x)=1$. In der zweiten und dritten Stufe werden die angewachsenen Partikeln abgeschieden (Wachstumsfaktor $q(x)$ nach Gl. (8.17) und Tab. 8.7).

Tab. 8.8 : Umformulierte Struktur der Trenngrad-Rechnung

		Füllkörperkolonne (FK)		Multiwir-Packung
		Stufe 1	Stufe 2	Stufe 3
Wachstum		$q(x)=1$		$q(x)$
Einzel-Element		$\eta_{D.1}(x)$ $\eta_{Tr.1}(x)$	$\eta_{D.2}(x)$ $\eta_{Tr.2}(x)$	$\eta_{D.3}(x)$ $\eta_{Tr.3}(x)$
		Diffusion in 1-2 Stufe	Trägheit in 1-2 Stufe	Trägheit in 3. Stufe
	$\eta(x)$	$\eta_{D.1-2}(x)=\eta_{D.1}(x)+\eta_{D.2}(x)$	$\eta_{Tr.1-2}(x)=\eta_{Tr.1}(x)+\eta_{Tr.2}(x)$	$\eta_3(x)=\eta_{D.3}(x)+\eta_{Tr.3}(x)$ $\approx\eta_{Tr.3}(x)$
$\varphi(x)$	$\varphi_{D.1-2}(x)=h\cdot\eta_{D.1-2}(x)$	$\varphi_{Tr.1-2}(x)=h\cdot\eta_{Tr.1-2}(x)$	$\varphi_3(x)\approx h\cdot\eta_3(x)$	
Trenngrad einer Stufe	$T_{D.1-2}(x)=1-\exp[-f\cdot\varphi_{D.1-2}(x)]$ (zur linken Seite der Kurve 64)	$T_{Tr.1-2}(x)=1-\exp[-f\cdot\varphi_{Tr.1-2}(x)]$ (zur rechten Seite der Kurve 64)	$T_3(x)\approx 1-\exp[-f\cdot\varphi_3(x)]$ (zur Kurve m61)	
Trenngrad der Anlage	$T_{GA}(x)=1-[1-T_1(x)]\cdot[1-T_2(x)]\cdot[1-T_3(x)]$ (zur Kurve 61)			

$q(x)=1$ für trockene Partikeln; $q(x)$ für Tropfen; $\eta(x)$ für Einzel-Element-Auftreffgrad; $\varphi(x)$ für Einzel-Element-Abscheidegrad; $T(x)$ für Trenngrad einer Abscheide-Stufe; D für Diffusion; Tr für Trägheitskraft; GA : Gesamte Anlage.

Die erste und zweite Stufe werden durch eine gemeinsame experimentelle Trennkurve beschrieben. Aus diesem Grund ist eine getrennte Rechnung für die erste oder die zweite Stufe unmöglich. Ein hintereinandergeschaltetes zweistufiges Abscheide-System mit gleichen Abscheide-Elementen kann aufgrund

$$\begin{aligned}
 T_{1-2}(x) &= 1 - [1 - T_1(x)] \cdot [1 - T_2(x)] \\
 &= 1 - \left[1 - (1 - e^{-f_1 \cdot h \cdot \eta_1(x)}) \right] \cdot \left[1 - (1 - e^{-f_2 \cdot h \cdot \eta_2(x)}) \right] \\
 &= 1 - \left\{ e^{-f_1 \cdot h \cdot [\eta_{D.1}(x) + \eta_{Tr.1}(x)]} \cdot e^{-f_2 \cdot h \cdot [\eta_{D.2}(x) + \eta_{Tr.2}(x)]} \right\} \\
 &\xrightarrow{f_1 = f_2 = f \text{ (siehe Tab.8.5)}} = 1 - \left\{ e^{-f \cdot h \cdot \{[\eta_{D.1}(x) + \eta_{Tr.1}(x)] + [\eta_{D.2}(x) + \eta_{Tr.2}(x)]\}} \right\} \\
 &= 1 - \left\{ e^{-f \cdot h \cdot \{[\eta_{D.1}(x) + \eta_{D.2}(x)] + [\eta_{Tr.1}(x) + \eta_{Tr.2}(x)]\}} \right\} \\
 &= 1 - \left\{ e^{-f \cdot h \cdot [\eta_{D.1}(x) + \eta_{D.2}(x)]} \cdot e^{-f \cdot h \cdot [\eta_{Tr.1}(x) + \eta_{Tr.2}(x)]} \right\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 1 - \left[1 - (1 - e^{-f \cdot h \cdot [\eta_{D.1}(x) + \eta_{D.2}(x)]}) \right] \cdot \left[1 - (1 - e^{-f \cdot h \cdot [\eta_{Tr.1}(x) + \eta_{Tr.2}(x)]}) \right] \\
&= 1 - \left[1 - (1 - e^{-f \cdot h \cdot \eta_{D.1-2}}) \right] \cdot \left[1 - (1 - e^{-f \cdot h \cdot \eta_{Tr.1-2}}) \right] \\
&= 1 - \left[1 - T_{D.1-2}(x) \right] \cdot \left[1 - T_{Tr.1-2}(x) \right]
\end{aligned}$$

als ein Abscheide-System aus einer Diffusionsabscheide-Stufe und einer Trägheitsabscheide-Stufe betrachtet werden, die hintereinandergeschaltet werden. Es gilt: $\eta_{D.1-2}(x) = \eta_{D.1}(x) + \eta_{D.2}(x)$ für die Diffusionsabscheide-Stufe und $\eta_{Tr.1-2}(x) = \eta_{Tr.1}(x) + \eta_{Tr.2}(x)$ für die Trägheitsabscheide-Stufe. Nach Gl. (8.15) und Gl. (8.27) hängen a_1 und c_1 von Temperatur, ε und d_f ab. Aufgrund der fehlenden experimentellen Trennkurven der ersten und zweiten Stufe wird die Temperaturabhängigkeit der Konstanten a_1 und c_1 für die beiden Stufen bei der Rechnung nicht berücksichtigt. Somit werden a_1 und c_1 für die beiden Stufe bei gleichen ε und d_f gleich gestellt, ebenfalls die Konstanten a_2 und c_2 . Daher lässt sich bei gegebenen v_0 , ρ_p , h , f , b_1 und b_2 die experimentell ermittelte Trennkurve in der Füllkörperkolonne (Kurve 64 in Abb. 8.16) durch die Diffusionsabscheidung $T_{D.1-2}(x)$ (Kurve I in Abb. 8.16: a_1 für die Höhe der Kurve, a_2 für die Lage der Kurve) und durch die Trägheitsabscheidung $T_{Tr.1-2}(x)$ (Kurve II in Abb. 8.16: c_1 für die Höhe der Kurve, c_2 für die Lage der Kurve) annähern.

In der dritten Stufe strömen die angewachsen Partikeln mit stark erhöhter Geschwindigkeit, somit wird die Diffusionsabscheidung in der dritten Stufe nach $\eta_3(x) = \eta_{D.3}(x) + \eta_{Tr.3}(x) \approx \eta_{Tr.3}(x)$ vernachlässigt.

Aus den Trenngraden $T_{D.1-2}(x)$, $T_{Tr.1-2}(x)$ und $T_3(x)$ ergibt sich der Trenngrad der gesamten Anlage $T_{GA}(x)$.

Folgend wird der Approximationsprozess zu den experimentellen Trennkurven der In-situ-USF-Partikeln als ein Beispiel erläutert. Drei experimentelle Trennkurven sind in Abb. 8.16 eingezeichnet (Kurve 64 für die Füllkörperkolonne, Kurve m61 für die Multiwir-Packung und Kurve 61 für die gesamte Anlage, siehe auch Abb. 7.7). Die berechneten Trennkurven, die ebenfalls in Abb. 8.16 eingezeichnet sind, beschreiben folgende Abscheide-Vorgänge: (I: Diffusionsabscheidung in der Füllkörperkolonne - $T_{D.1-2}(x)$); II: Trägheitsabscheidung in der Füllkörperkolonne - $T_{Tr.1-2}(x)$); III: Gesamtabsecheidung in der Füllkörperkolonne (aus I und II); IV: Abscheidung in der Multiwir-Packung - $T_3(x)$); V: Abscheidung der gesamten Anlage (aus I, II und IV).

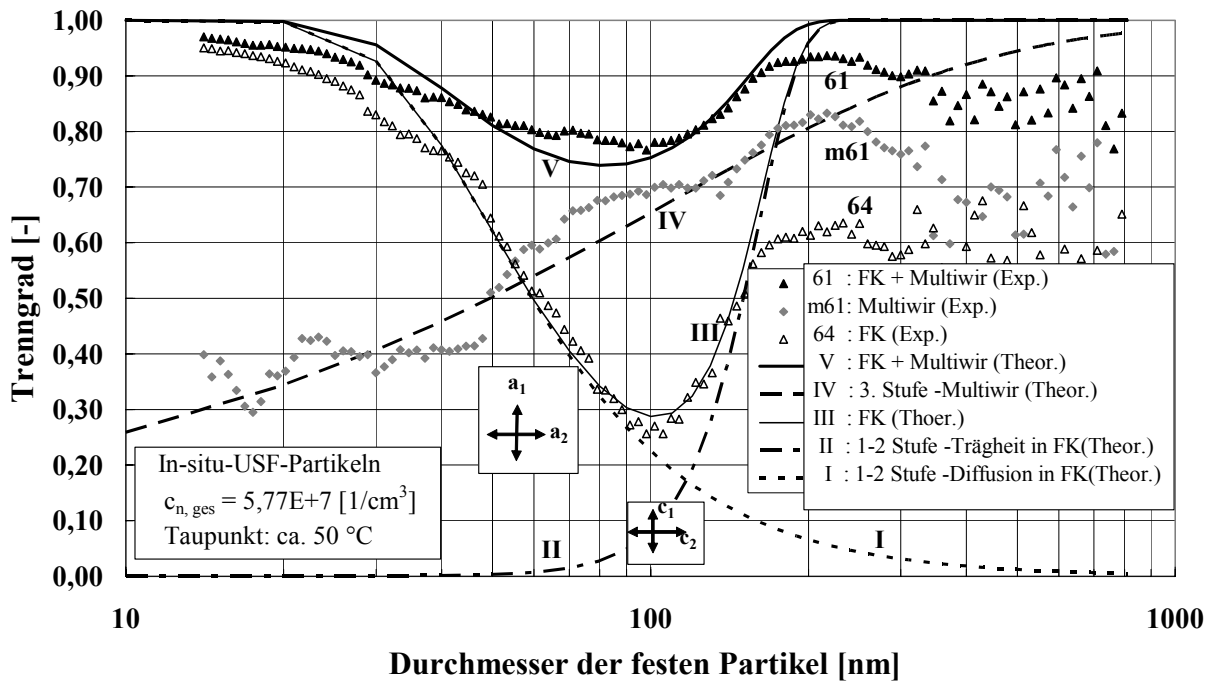


Abb. 8.16: Vergleich der experimentellen und der approximierten Trennkurven der In-situ-USF-Partikeln (FK: Füllkörperkolonne)

Die Trennkurven der In-situ-TAMARA-Partikeln werden in gleicher Weise wie bei In-situ-USF-Partikeln approximiert. Die experimentellen und approximierten Trennkurven der In-situ-TAMARA-Partikeln sind in Abb. 8.17 eingezeichnet.

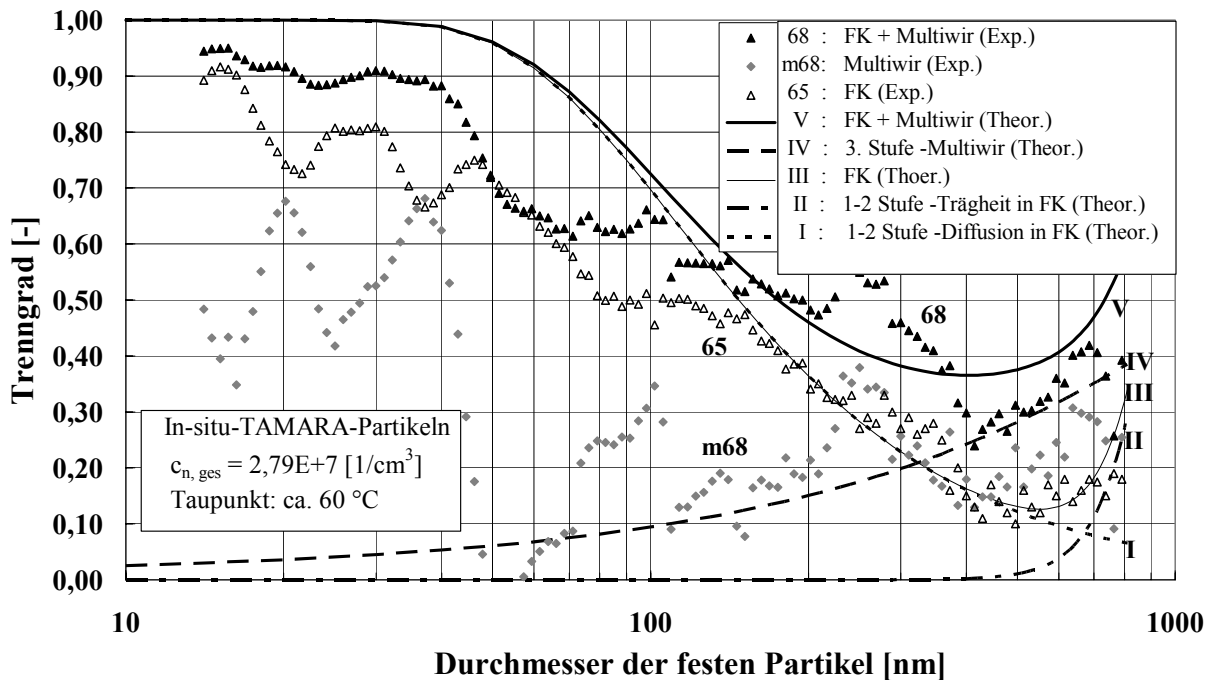


Abb. 8.17: Vergleich der experimentellen und der approximierten Trennkurven der In-situ-TAMARA-Partikeln (FK: Füllkörperkolonne)

8.5.5 Vergleich der Berechnungsergebnisse beider In-situ-Partikeln

Um die Abscheidung der beiden In-situ-Partikeln vergleichen zu können, sind die bei der Approximation eingesetzten Konstanten in Tab. 8.9 aufgelistet.

Der Taupunkt des Abgases der USF beträgt 50 °C, und der Taupunkt des Abgases bei TAMARA ist 10 °C höher als bei USF. Somit müssen die temperaturabhängigen Konstanten a_1 , a_2 , c_1 und c_2 bei der Approximation für die In-situ-TAMARA-Partikeln geändert werden. Bei höherer Gastemperatur müssen a_1 größer, a_2 kleiner, c_1 größer und c_2 größer werden.

$v_0 b_1 x^{(1-b_2)}$ in Gl. (8.18) ist kleiner als 1, somit nimmt mit abnehmendem a_1 oder a_2 der Wert $\eta_D(x)$ ab, was nach einer sich aus Gl. (8.7), Gl. (8.9) und Gl. (8.10) ergebenden Gleichung $T(x) = 1 - e^{-f \cdot h \cdot \eta_D(x)} \cdot e^{-f \cdot h \cdot \eta_{Tr}(x)}$ zur niedrigen Abscheidung führt. Eine größere Konstante a_1 führt zu höherer Diffusionsabscheidung, dagegen eine kleinere Konstante a_2 zu niedriger Diffusionsabscheidung. In Resultat ändert sich die Diffusionsabscheidung durch Erhöhung der Gastemperatur nur wenig.

Tab. 8.9: Vergleich der eingesetzten Konstanten der beiden In-situ-Partikeln

Partikel	In-situ-USF			In-situ-TAMARA		
	Füllkörperkolonne (FK)		Multiwir	Füllkörperkolonne (FK)		Multiwir
Anlagenteil	1. Stufe	2. Stufe	3. Stufe	1. Stufe	2. Stufe	3. Stufe
Stufe	1. Stufe	2. Stufe	3. Stufe	1. Stufe	2. Stufe	3. Stufe
v_0 [m/s]	1	1	9	1	1	9
h	1	1	1	1	1	1
f	31,5	31,5	9,6	31,5	31,5	9,6
T [°C]	$T_1=65$ $T_2=50$	$T_1=65$ $T_2=50$	$T_3=50$	$T_1=70$ $T_2=60$	$T_1=70$ $T_2=60$	$T_3=60$
ρ_p [kg/m ³]	$\rho_{p1}=2000$ $\rho_{p2}=1000$	$\rho_{p1}=2000$ $\rho_{p2}=1000$	$\rho_{p3}=1000$	$\rho_{p1}=2000$ $\rho_{p2}=1000$	$\rho_{p1}=2000$ $\rho_{p2}=1000$	$\rho_{p3}=1000$
b_1	1	0,08	0,08	1	0,0277	0,0277
b_2	0	0,18	0,18	0	0,26	0,26
	Diffusion 1 -2 Stufe	Trägheit 1 -2 Stufe	Trägheit 3. Stufe	Diffusion 1 -2 Stufe	Trägheit 1 -2 Stufe	Trägheit 3. Stufe
a_1	$3,4 \cdot 10^{-17}$	-	-	$6,2 \cdot 10^{-13}$	-	-
a_2	2,03	-	-	1,52	-	-
c_1	-	$6,8 \cdot 10^{-38}$	$2,4 \cdot 10^{-5}$	-	$1,2 \cdot 10^{-35}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$
c_2	-	3,9	0,59	-	4,2	0,63

$C^* \rho_p v_0 (b_1 x^{(1-b_2)})^2$ in Gl. (8.28) ist kleiner als 1, somit nimmt mit zunehmendem c_1 und c_2 der Wert $\eta_{Tr}(x)$ ab, was nach einer sich aus Gl. (8.7), Gl. (8.9) und Gl. (8.10) ergebenden

Gleichung $T(x) = 1 - e^{-f \cdot h \cdot \eta_D(x)} \cdot e^{-f \cdot h \cdot \eta_{Tr}(x)}$ zur niedrigen Abscheidung führt. Sowohl eine größere Konstante c_1 als auch eine größere Konstante c_2 führen zur niedrigen Trägheitsabscheidung. Somit nimmt die Trägheitsabscheidung durch Erhöhung der Gastemperatur wesentlich ab.

Die Approximationsergebnisse weisen darauf hin, daß die Gastemperatur die Partikelabscheidung stark beeinflusst. Insbesondere müssen bei höherer Gastemperatur größere Konstanten c_1 und c_2 , die zur niedrigen Trägheitsabscheidung führen, in die Approximationsformel eingesetzt werden.

8.5.6 Schlußfolgerung

Zur Beschreibung der experimentellen Trennkurven in der Aerosolabscheideanlage wurde ein dreistufiges Modell erstellt. Die Füllkörperkolonne wurde in zwei Stufen betrachtet. In der ersten Stufe wurden die trockenen Partikeln abgeschieden, in der zweiten Stufe die Tropfen. Die Packung ist die dritte Abscheide-Stufe, dort werden Tropfen abgeschieden. Die Tropfen sind aus den trockenen Partikeln durch die Wasserdampfkondensation entstanden. Bei der Rechnung wurden in jeder Abscheide-Stufe sowohl die Diffusionsabscheidung als auch die Trägheitsabscheidung berücksichtigt.

Die Approximationen der experimentellen Trennkurven von In-situ-USF-Partikeln und In-situ-TAMARA-Partikeln wurden durchgeführt. Die Änderungen von Konstanten c_1 und c_2 aus den Approximationen weisen auf einen großen Einfluß der Gastemperatur für die Trägheitsabscheidung hin. Aufgrund höherer Gastemperatur ist die Trägheitsabscheidung bei In-situ-TAMARA-Partikeln wesentlich niedriger als bei In-situ-USF-Partikeln.

9 Zusammenfassung

Aerosole bzw. Partikeln sind im Gas dispergierte bzw. gasgetragene Teilchen in flüssiger oder fester Phase im Größenbereich von 1 nm bis 10 μm . Flugaschepartikeln in industriellen Abgasen weisen einen Durchmesser unter 1 μm und eine hohe Anzahlkonzentration auf. Sie stellen ein Gesundheitsrisiko für Lungenkrebs und Herz-Kreislauf-Erkrankungen dar. Die Gesetze bzw. Vorschriften, die neuen TA-Luft 2002 [1-21], fordern die Abscheidung solcher submikronen Partikeln. Die Abscheidung mit konventionellen Staubabscheidern bedingt entweder hohe apparative Investitionen oder einen hohen energetischen Aufwand.

Das Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, ein Verfahren zur Minderung von submikronen In-situ-Flugaschepartikeln zu entwickeln, die Abscheidung experimentell zu untersuchen und die Vorgänge theoretisch zu beschreiben.

Die vorliegende Arbeit besteht wesentlich aus folgenden Schritten: Aufbau einer Aerosolabscheideanlage und der Messtechnik, Charakterisierung der untersuchten Flugaschepartikeln, experimentelle und theoretische Untersuchungen.

Aerosolabscheideanlage. Ein kombiniertes Naßverfahren bestehend aus Diffusionsabscheidung, Partikelwachstum und Trägheitsabscheidung wurde konzipiert. Für die experimentellen Untersuchungen wurde nach diesem Konzept eine Aerosolabscheideanlage mit einem Volumenstrom von ca. 320 Nm^3/h ausgelegt und aufgebaut. Die Aerosolabscheideanlage besteht aus einer Quenche, einer Füllkörperkolonne, einer Verweilstrecke und einer durch eine Einstoffdüse berieselten strukturierten Abscheide-Packung sowie jeweils einem Tropfenabscheider hinter der Füllkörperkolonne und der Abscheide-Packung. Wesentliche Abscheidung ist in der Quenche nicht zu erwarten. In der Quenche wird das heiße Abgas abgekühlt und bis zu einem Sättigungsgrade von ca. 0,8 aufgesättigt, wobei die In-situ-Partikeln fast unvergrößert verbleiben. Die unvergrößerten submikronen Partikeln ($<0,1 \mu\text{m}$) lassen sich insbesondere an den Füllkörpern der Füllkörperkolonne durch Diffusion leicht abscheiden. Die Füllkörperkolonne wird mit Wasser berieselt. Dadurch werden einerseits die abgeschiedenen Partikeln abgespült, und andererseits wird das Abgas befeuchtet. Die im Abgas verbleibenden Partikeln (0,1–1 μm) wurden in der Füllkörperkolonne durch Wasser-

dampfkondensation vergrößert, danach wurden sie in der Verweilstrecke weiter vergrößert. Nach dem Partikelwachstum scheiden sich die Partikeln in der strukturierten Packung durch ihre Trägheit ab. Die aus der Füllkörperkolonne oder der Abscheide-Packung mitgerissenen groben Tropfen wurden von dem Tropfenabscheider zurückgehalten. Mittels Einstoffdüse werden die in der Abscheide-Packung abgeschiedenen Partikeln oder Tropfen weggespült. Als strukturierte Packung wurden eine Kimre- und eine Multiwir-Packungen eingesetzt.

Messtechnik. Die Partikeln werden hauptsächlich durch einen Mobilitätsanalysator mit einem Meßbereich von 13 bis 800 nm gemessen und charakterisiert. Zur Messung der vergrößerten Partikeln wird ein optischer Partikelzähler OPZ (Typ PCS-2000 mit einem Meßbereich von 0,3 – 20 µm) eingesetzt.

Charakterisierung der untersuchten Partikeln. Untersucht wurden folgende Flugasche-partikeln: die In-situ-USF-Partikeln (USF: Unterschubfeuerung für Hackschnitzel des IVD von der Universität Stuttgart [4-2, 4- 3]), die In-situ-TAMARA-Partikeln und die redispergierten TAMARA-Partikeln (TAMARA: Test-Anlage zur Müllverbrennung, Abgasreinigung, Rückstandsverwertung und Abwasser-behandlung des ITC-TAB vom Forschungszentrum Karlsruhe [4-1]). Die In-situ-USF-Partikeln weisen Durchmesser von 0,01 bis 0,10 µm auf. Dagegen haben die In-situ-TAMARA-Partikeln und die redispergierten TAMARA-Partikeln meistens Durchmesser von 0,01 bis 0,30 µm. Die In-situ-USF-Partikeln haben eine Anzahlkonzentration von $5,77 \cdot 10^7$ 1/cm³, die In-situ-TAMARA-Partikeln eine Anzahlkonzentration von $2,79 \cdot 10^7$ 1/cm³ und die redispergierten TAMARA-Partikeln eine Anzahlkonzentration von $1,49 \cdot 10^5$ 1/cm³. Die chemische Analyse weist darauf hin, daß ca. 62 % Massenanteil der beiden Partikelarten wasserlöslich sind, und daß der lösliche Anteil hauptsächlich aus Sulfaten und Chloriden besteht.

Experimentelle Ergebnisse. Bei den experimentellen Untersuchungen wurden die wichtigen Verfahrensparameter identifiziert, die Vorversuche mit den redispergierten TAMARA-Partikeln durchgeführt, und die In-situ-USF-Partikeln und In-situ- TAMARA-Partikeln bei den Hauptversuchen untersucht. Die wesentlichen experimentellen Ergebnisse lassen sich wie folgt zusammenfassen:

1. Die Anlagenparameter wurden mit Hilfe eines Teilmultifaktorplans experimentell optimiert, wobei die Einstoffdüse vor der Abscheide-Packung sowohl für die Verbesserung

der Partikelabscheidung als auch für den stabilen Betrieb der Anlage eine entscheidende Rolle spielt.

2. Bei den Vorversuchen mit redispergierten Partikeln läßt es sich folgendes feststellen:

- Durch Gassättigung mittels Kreislaufwasser in der Füllkörperkolonne wurde ein Wachstumsfaktor von 1,6 festgestellt. Unter zusätzlicher Wirkung von Kühlung des Kreislaufwassers der Füllkörperkolonne um 2 °C blieb der Wachstumsfaktor gleich, aber die durch OPZ gemessene Tropfenanzahl war deutlich höher. Eine weitere Erhöhung auf einen Wachstumsfaktor 2 und eine wesentliche Zunahme der Tropfenanzahl wurde bei gleichzeitiger Kühlung und Dampfdosierung erzielt.
- In der mit Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne und in der trockenen Multiwir-Packung wurden nur sehr wenige Partikeln bis zu einem Durchmesser von 200 nm abgeschieden. Die Kühlung des Kreislaufwassers in der Füllkörperkolonne trug zur Abscheidung nur wenig bei. Dagegen führte die Dampfdosierung in die Verweilstrecke und das Einspritzen von Wasser mittels Einstoffdüse in die Abscheide-Packung zu einer deutlichen Verbesserung der Abscheidung. Offenbar spielte der Wasserfilm an der Leistenoberfläche, der durch Wasser aus der Einstoffdüse gebildet wurde, eine wichtige Rolle. Dieser Wasserfilm beförderte die abgeschiedenen Tropfen hinaus.

3. Mit den bei den Vorversuchen erworbenen Kenntnissen wurden experimentelle Hauptversuche für die Abscheidung von In-situ-USF-Partikeln und In-situ-TAMARA-Partikeln geplant und durchgeführt. Die optimalen Anlagenparameter aus dem Teilmultifaktorplan wurden den Bedingungen an den Verbrennungsanlagen angepasst. Als wichtige Ergebnisse wurde folgendes festgestellt:

- 70 % bis 95 % der feineren Partikeln im Bereich < 50 nm wurden in der mit Kreislaufwasser berieselten Füllkörperkolonne abgeschieden.
- Unter zusätzlicher Wirkung einer trockenen Abscheide-Packung wurde die Abscheidung von feineren Partikeln deutlich verschlechtert, dagegen die Abscheidung von gröbereren Partikeln verbessert. Die negativen Trenngrade über eine trockene Abscheide-Packung weisen auf die Neubildung von Partikeln im feineren Bereich $< 0,1$ µm hin.

- Mit der Einstoffdüse wurden die Trenngrade im ganzen Bereich erhöht. Dies weist auf die Vermeidung der Neubildung von Partikeln durch den Einsatz einer Einstoffdüse hin.
- Die beste Abscheidung wurde mit einer mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und einer durch eine Einstoffdüse berieselten Multiwir-Packung erzielt. Im Vergleich zu den In-situ-TAMARA-Partikeln sind die Abscheidegrade der In-situ-USF-Partikeln deutlich höher, obwohl sie eine höhere Anzahlkonzentration aufweisen.

Ergebnisse der Modellierung. Die wichtigen Schritte des Verfahrens wurden theoretisch beschrieben, um die experimentellen Ergebnisse zu erklären. Es läßt sich folgendes zusammenfassen:

1. Die Maßnahmen zur Gassättigung und zur Gasübersättigung wurden mittels Mollier-Diagramm beschrieben. Das Abgas soll schrittweise abgekühlt bzw. aufgesättigt werden, um die Abscheide-Bedingung durch Diffusion in der Füllkörperkolonne, und danach durch Trägheitskraft in der strukturierten Abscheide-Packung zu erfüllen.
 2. Die Partikelabscheidung in der Multiwir-Packung wurde mit Hilfe des CFD-Programms FLUENT zur Gas- und Partikelströmung erstmals dreidimensional modelliert.
- Die Abscheidung in der Multiwir-Packung kann durch das Modell aus der FLUENT-Simulation sehr gut berechnet werden. In der Multiwir-Packung befinden sich drei Strömungen: Zentralströmung Z, Nebenströmung N und Umlenkungsströmung U. Durch die Zentralströmung Z und die Nebenströmung N (Kanal-Effekt) lassen sich Partikeln nur geringfügig abscheiden. Dagegen sorgt die Umlenkungsströmung U (Wand-Effekt) für eine deutliche Partikelabscheidung. Das Simulationsergebnis stimmt mit den Ergebnissen der Experimente gut überein.
 - Die Abscheidung läßt sich durch einen kleineren Strömungsradius oder durch eine höhere Anzahl der Umlenkungsstellen verbessern. Der Strömungsradius läßt sich durch kleinere Leistenbreite herabsetzen. Die Anzahl der Umlenkungsstellen läßt sich erhöhen durch höhere Packung, durch flacheren Leistenwinkel oder durch Einbau zusätzlicher Innenwänden.
3. Zur analytischen Beschreibung der experimentellen Trennkurven wurde ein Modell erstellt. Mit diesem Modell wurden die experimentellen Trennkurven der In-situ-Partikeln für den

Fall ohne Neubildung von Partikeln mathematisch approximiert, wobei jedoch die Partikelvergrößerung berücksichtigt wurde. Die Rechnung weist auf einen starken Einfluß der Trägheitsabscheidung von der Gastemperatur hin.

Die vorliegende Arbeit stellt ein einfaches Verfahren zur Abscheidung von feinen und ultrafeinen In-situ-Partikeln vor, das aus einer Quenche, einer mit Wasser berieselten Füllkörperkolonne und einer durch eine Einstoffdüse berieselten Multiwir-Packung sowie eines Kimre-Tropfenabscheiders besteht. Dieses Verfahren besitzt wesentliche Vorteile: eine einfache Konstruktion, niedrige Investitionskosten, stabilen Betrieb und gleichzeitige Absorption gasförmiger Verunreinigungen.

Dieses Verfahren läßt sich in bestehenden Abscheide-Anlagen hinter dem Schlauchfilter oder Elektrofilter leicht integrieren, um eine zusätzliche Minderung der feinsten Partikeln zu erreichen. Weitere Anwendungsgebiete dieses Verfahrens können dort sein, wo der Einsatz vom Schlauchfilter aufgrund der Staubeigenschaften wie Explosionsgefahr, Feuchte und Klebrigkeit große Probleme bereitet. In diesem Fall wird das Verfahren als einzige Partikelabscheide-Einrichtung direkt hinter die Abgasquelle, z. B. die Feuerungsanlage, geschaltet.

10 Anhang

A Versuchsplan-Teilmultifaktorplan

A.1 Allgemeines

Für jedes Analyseverfahren sind die bestmöglichen Arbeitsbedingungen aufzusuchen. Die bestmöglichen Arbeitsbedingungen werden durch viele oft in unübersichtlicher Weise zusammenwirkenden Parametern (auch Faktoren genannt) bestimmt. Deshalb wird eine statistische Methode für die Optimierung der Messparameter benutzt. Diese statistische Methode nennt man statistische Versuchsplanung [7-1], wobei die Versuche nach einem Teilmultifaktorplan durchgeführt werden.

Nach der herkömmlichen Versuchsplanung wird ein der Parameter ausgewählt und stufenweise verändert, und dabei werden alle anderen konstant gehalten. Dann wird ein anderer Parameter verändert und die übrigen konstant gehalten usw. So werden auf diese Weise Versuchsergebnisse gefunden, die die Abhängigkeit der Zielgröße von jeweils einem Parameter bei konstanten Stufen der jeweils übrigen Parameter erkennen lassen (z.B. in Form einer Kurve). Die erforderliche Anzahl der Versuche ist groß, und im Optimalbereich liegen nur wenige oder gar keine Versuche, denn dafür müssten alle konstant gehaltenen Parameter im Optimalniveau liegen, und das ist unwahrscheinlich. Die statistische Versuchsplanung gestattet, alle Parameter innerhalb des Versuchsplanes gleichzeitig zu verändern. Mit wenig Versuchen gelingt es dadurch, wesentliche Parameter von unwesentlichen zu unterscheiden und die Richtung zu erkennen, in der das Optimum zu erwarten ist. Absolut wenige Versuche sind erforderlich, und absolut mehr Aussagen über den Optimalbereich liegen vor.

Von großem Vorteil ist, daß viele Parameter gleichzeitig untersucht werden können. Dadurch ergibt sich neben der Verringerung der Versuchsanzahl ein Einblick in ihr Zusammenwirken. Unter vielen möglichen Parametern können die signifikanten ermittelt und für weitere Untersuchungen ausgesiebt werden. Wechselwirkungen zwischen den Parametern werden

erkannt und auch quantitativ erfaßt. Alle Effekte gelten für den gesamten untersuchten Bereich und sind dadurch allgemein deutbar.

Es ist sehr schwierig, die Anwendungsmöglichkeiten der statistischen Versuchsplanung zu umreißen, weil sie so vielfältig sind. Sie können immer benutzt werden, wenn es um systematisches Experimentieren im Zusammenhang mit Einfluß-Wirkung-Beziehungen geht. Eine Auswahl von Anwendungssituationen soll das verdeutlichen:

- Die Abhängigkeit zwischen Einflußparameter und Zielgrößen soll erfaßt werden. Das Bestehen einer solchen Abhängigkeit soll innerhalb vorgegebener Grenzen überprüft werden.
- Für das Optimum oder für vorgegebene Werte bestimmter Zielgrößen sollen die zugehörigen Werte der Einflußparameter ermittelt werden.
- Variationen von Technologien sollen bezüglich bestimmter Zielgrößen miteinander verglichen werden.

Vorrangig geht es dabei um statistische Beziehungen für den stationären Zustand eines Systems. Darauf bleibt die Versuchsplanung aber keineswegs beschränkt.

Aber gibt es natürlich auch Einschränkungen. Die Versuchsplanung ist ein Hilfsmittel neben anderen. Sie ist nur begrenzt anwendbar, wenn das Zeitverhalten des Systems (z. B. Einschwingungen) untersucht werden soll oder wenn Systeme mit periodischem oder unstetigem Verhalten vorliegen. Wenn trotz der Vielzahl der Versuche die Übersicht gewahrt bleibt und geringe Anforderungen an die Auswertung gestellt werden, sowie wenn mit geringem Aufwand in kurzer Zeit viele Versuche ausgeführt werden können, dann ist die Anwendung der Versuchsplanung nicht erforderlich.

Als wesentliche Vorteile der statistischen Versuchsplanung sind zu nennen:

- Sie spart Forschungsaufwand, indem die Anzahl der Versuche der zu lösenden Aufgabe angepaßt wird.
- Sie ermöglicht objektive und präzisierte Aussagen.
- Sie ermöglicht eine grobe Modellierung und Optimierung.

A.2 Konstruktion von Teilmultifaktorenplan

Zur Konstruktion eines Multifaktorenplans sind folgende Begriffe nötig:

- *Einflußparameter oder Einflußgröße*: unabhängige Parameter;
- *Parameterstufen oder Stufen der Einflußparameter*: bestimmte Einstellwerte der Einflußparameter;
- *Zielgröße oder Antwortgröße*: abhängige Größe, also das Ergebnis eines Versuchs;
- *Störgröße*: unbeabsichtigt wirkende und unkontrollierte Einflußparameter, die die zufälligen Schwankungen der Antwortgröße hervorrufen;
- *Versuchspunkte oder Stufenkombination*: die für einen Versuch festgelegten Stufen aller variablen Einflußparameter;
- *Versuchsplan*: eine Reihe von Versuchspunkten;
- *Multifaktorplan (auch vollständiger Multifaktorenplan)*: ein Versuchsplan, dessen Versuchspunkte nach ganz bestimmten Regeln gebildet sind;
- *Teilmultifaktorplan*: ein Versuchsplan, dessen Versuchspunkte in der Anzahl im Vergleich zum Multifaktorplan stark reduziert sind.

Ein (vollständiger) Multifaktorplan mit x Einflußparametern, y Parameterstufen und N Versuchspunkten ist ein $L_N(y^x)$ -Multifaktorplan, wobei

y Anzahl der Stufen der Einflußparameter,

x Anzahl der Einflußparameter und

$N = y^x$ Anzahl der Versuchspunkte, sind.

Z.B. $L_8(2^3)$ -Multifaktorplan bedeutet ein Versuchsplan mit 3 Einflußparametern und 2 Parameterstufen, wobei die Zahl der Versuchspunkte 8 beträgt. Wegen der Vielzahl der Versuchspunkte werden in der Praxis üblicherweise nur bis zu 3 Parameterstufen, also ein $L_N(3^x)$ -Multifaktorplan, verwendet.

Aufbauprinzip des Multifaktorplans

Die Versuchspunkte des Multifaktorplans sind nach ganz bestimmten Regeln, also nach Orthogonalität, angeordnet. Ein $L_8(2^3)$ -Multifaktorplan und ein $L_{27}(3^3)$ -Multifaktorplan sind in der Abb. A.1 dargestellt. Die Versuchspunkte eines $L_8(2^3)$ -Multifaktorplans liegen in den Ecken eines Würfels, wenn die drei Parameter alle gleichzeitig in zwei Stufen variiert werden. Der $L_{27}(3^3)$ -Multifaktorplan setzt sich aus den Würfelpunkten: Würfecken ($L_8(2^3)$ -Multifaktorplan), Oktaederpunkten (Flächenmitten), Kubooktaederpunkten (Kantenmitten) und dem Zentralpunkt (Würfelmitte) zusammen.

Werden von einigen Parametern x nur 2 Parameterstufen, aber von anderen Parametern x^* doch 3 Parameterstufen erwartet, wird ein $L_N(2^x 3^{x^*})$ -Multifaktorplan aufgestellt, wobei $N=2^x 3^{x^*}$ ist. Dieser $L_N(2^x 3^{x^*})$ -Multifaktorplan kann als reduzierter $L_N(3^x)$ -Multifaktorplan aufgefaßt werden.

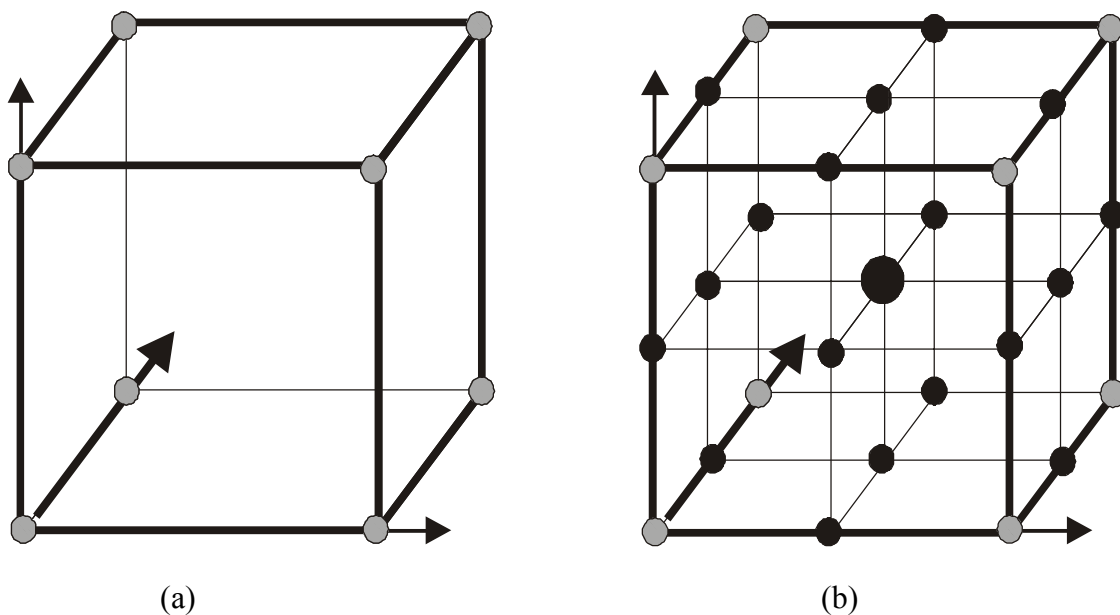


Abb. A.1: (a): $L_8(2^3)$ -Multifaktorplan und (b): $L_{27}(3^3)$ -Multifaktorplan

Aufbauprinzip des Teilmultifaktorplans

Die Versuchsanzahl ist abhängig von der Anzahl der Einflußparameter und von der Anzahl der Einflußparameterstufen. Aus Tab. A.1 ist zu erkennen, daß die Versuchsanzahl des vollständigen Multifaktorplans bei mehreren Parametern zu hoch ist.

Tab. A.1: Abhängigkeit der Versuchsanzahl eines vollständigen Multifaktorplans von der Anzahl der Parameter und der Parameterstufen

Anzahl der Parameterstufen Y	Anzahl der Parameter x	Versuchsanzahl N
2	2	4
	3	8
	4	16
	5	32
	6	64
3	2	9
	3	27
	4	81
	5	243
	6	729

Die Reduzierung der Versuchsanzahl ist möglich, weil die von den vollständigen Multifaktorplänen für fünf und mehr Parameter gelieferten Informationen mehr als nötig sind. Der reduzierte Multifaktorplan heißt Teilmultifaktorplan. Der Teilmultifaktorplan unterscheidet sich vom Multifaktorplan dadurch, daß die gesamte Versuchsanzahl sehr stark reduziert ist.

In der statistischen Versuchsplanung werden außer den Effekten der Einflußparameter selbst, auch die Effekte ihrer Wechselwirkungen erfaßt. Die Wechselwirkungen treten wie die Parameter als unabhängige Variable auf. Die Anzahl der möglichen Wechselwirkungen nimmt mit der Anzahl der Einflußparameter stark zu. Bei der Untersuchung von k Einflußparametern gibt es insgesamt 2^k Einflüsse, davon

k	1-Parameter-Wechselwirkungen,
$k \cdot (k-1) / 2$	2-Parameter-Wechselwirkungen,
$k \cdot (k-1) \cdot (k-2) / 1 \cdot 2 \cdot 3$	3-Parameter-Wechselwirkungen,
$k \cdot (k-1) \cdot (k-2) \dots (k-h+1) / 1 \cdot 2 \cdot 3 \dots h$	h -Parameter-Wechselwirkungen,
$k \cdot (k-1) \cdot (k-2) \dots (k-k+1) / 1 \cdot 2 \cdot 3 \dots k = 1$	k -Parameter-Wechselwirkungen und
$2^{k=0} = 1$	0-Parameter-Wechselwirkung.

Jeder Multifaktorplan mit N Versuchen liefert N Informationen. Wenn wir die Versuchsanzahl reduzieren wollen, bedeutet das eine gleichzeitige Verringerung an Informationen. Wir dürfen aber nur auf unwichtige Informationen verzichten. Unwichtig sind fast immer die Informa-

tionen über 3-Parameter-Wechselwirkungen und über alle höheren Parameter-Wechselwirkungen, da sich deren Effekte in der Regel nicht von der Versuchsstreuung unterscheiden. Die Anzahl der vernachlässigbaren höheren Parameter-Wechselwirkungen ist sehr hoch, deshalb ergibt sich hieraus die Einsparung vieler Versuche. Der Teilmultifaktorplan ist auf diese Weise entstanden. Diese Regel gilt auch für den $L_N(2^x 3^{x^*})$ -Multifaktorplan, wobei $N=2^x 3^{x^*}$ ist. x ist die Anzahl der Parameter mit 2 Parameterstufen. x^* ist die Anzahl der Parameter mit 3 Parameterstufen.

Der durchgeführte Versuchsplan ist der Teilmultifaktorenplan, der in der Literatur vorhanden und wählbar ist. Im folgenden wird ein Teilmultifaktorplan in Form $L_n(y^x)$ dargestellt und analysiert, wobei n die durchgeführte Versuchsanzahl des Teilmultifaktorplans ist.

A.3 Varianzanalyse des Teilmultifaktorplans

Mit Hilfe der Varianzanalyse lassen sich die Effekte von einer oder mehreren Einflußparametern auf eine oder mehrere Zielgrößen untersuchen.

Im folgenden soll der Teilmultifaktorplan $L_n(y^x)$ ausgewertet werden, wobei

- x : Anzahl des Einflußparameters,
 y : Anzahl der Parameterstufe und
 n : Versuchsanzahl des Teilmultifaktorplans sind.

Zusätzlich gilt

- m : Anzahl der mit gleichen x und gleichen y bezeichneten Versuche und
 Z_n : die n -te Versuchszielgröße.

Daraus ergeben sich die Summe der mit gleicher Stufe y bezeichneten Versuchszielgrößen beim Parameter x

$$I_{y,x} = \sum Z_n, \quad (A.1)$$

die Summe aller Versuchszielgrößen

$$T = \sum_{n=1}^n Z_n \quad (A.2)$$

und die durchschnittliche Zielgröße aller Versuche

$$\mu = T/n \quad . \quad (A.3)$$

Die Summe der Quadrate der Abweichung vom Mittelwert für die gesamten Versuche ist

$$SQ_{\text{ges}} = \sum_{n=1}^n (Z_n - \mu)^2 \quad . \quad (A.4)$$

Die Summe der Quadrate der Abweichung vom Mittelwert für den Parameter x wird berechnet nach

$$SQ_X = \sum_{y=1}^y \frac{I_{y,x}^2}{m} - \frac{T^2}{n} \quad . \quad (A.5)$$

Die Anzahl der Freiheitsgrade bezeichnet die Anzahl der voneinander unabhängigen Versuchsmöglichkeiten. Sie wird für die gesamte versuche aus der Anzahl des Teilmultifaktorplans n abgeleitet:

$$FG_{\text{ges}} = n-1 \quad , \quad (A.6)$$

wobei 1 der Anzahl des Mittelwertes bedeutet.

Für die mit dem Einflussparameter x bezeichneten Versuche wird die Anzahl der Freiheitsgrade der Einflussparameter x genannt und aus der Versuchsanzahl m abgeleitet:

$$FG_x = m-1 \quad , \quad (A.7)$$

wobei 1 der Anzahl des Mittelwertes der zu bestimmenden Einflussparameter bedeutet.

Aus SQ_{ges} und SQ_x ergibt sich die Summe der Quadrate der Abweichung vom Mittelwert für die gesamte Unsicherheit

$$SQ_{\text{Unsicherheit}} = SQ_{\text{ges}} - \sum_{x=1}^x SQ_x \quad (A.8)$$

und aus FG_{ges} und FG_x die Anzahl der Freiheitsgrade der Unsicherheit

$$FG_{\text{Unsicherheit}} = FG_{\text{ges}} - \sum_{x=1}^x FG_x \quad . \quad (A.9)$$

Aus der Summe der Quadrate der Abweichung (SQ) und der Anzahl der Freiheitsgrade (FG) ergibt sich die mittlere Quadratsumme (MQ):

$$MQ = \frac{SQ}{FG}. \quad (\text{A.10})$$

$MQ_x = \frac{SQ_x}{FG_x}$ bedeutet die mittlere Quadratsumme der Abweichung vom Mittelwert für den

Parameter x. $MQ_{\text{Unsicherheit}} = \frac{SQ_{\text{Unsicherheit}}}{FG_{\text{Unsicherheit}}}$ bedeutet die mittlere Quadratsumme der Abweichung vom Mittelwert für die gesamte Unsicherheit.

Der Quotienten aus MQ_x und $MQ_{\text{Unsicherheit}}$ wird als Testgröße der Parameter x (F_x) bezeichnet:

$$F_x = \frac{SQ_x / FG_x}{SQ_{\text{Unsicherheit}} / FG_{\text{Unsicherheit}}} = \frac{MQ_x}{MQ_{\text{Unsicherheit}}}. \quad (\text{A.11})$$

Die Testgröße der Parameter x (F_x) bedeutet das Verhältnis der Abweichung des Parameter x zur Abweichung der gesamten Unsicherheit. Sie läßt sich mit $F_{\text{Tab}} = F(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, P)$, die in der Tabelle von Quantile $F(v_1, v_2, P)$ der F-Verteilung ($v_1 = FG_x$, $v_2 = FG_{\text{Unsicherheit}}$, $P = \text{Auflösungsvermögen oder Signifikanzniveau}$) steht, vergleichen, um den Einfluß des Parameters x zu ermitteln. Dies wird als Signifikanztest genannt.

Aus der Tabelle sind $F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,95)$ und $F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,99)$ zu ersehen. Als Faustregel gilt:

$F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,99) < F_x$	der Effekt ist hoch signifikant,
$F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,95) < F_x < F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,99)$	der Effekt ist signifikant,
$F_x < F_{\text{Tab}}(FG_x, FG_{\text{Unsicherheit}}, 0,95)$	der Effekt ist nur möglicherweise signifikant.

Diese Varianzanalyse ist auch gültig für den Teilmultifaktorplan $L_n(2^x 3^{x*})$.

B Auswertung der Meßergebnisse

B.1 Einleitung

In einem polydispersen Partikelkollektiv variiert die Partikelgröße innerhalb einer Spannweite. Die Häufigkeit, mit der eine bestimmte Partikelgröße im Partikelkollektiv vertreten ist, wird mit Hilfe der Partikelgrößenverteilung beschrieben. Um diesen Begriff näher zu erklären, werden zwei Teilbegriffe, *Partikelgröße* und *Verteilung*, benutzt. Die *Partikelgröße* ist das physikalische Merkmal der Ausdehnung eines Aerosolteilchens mit der Dimension „Länge“, im Begriff „Partikelgröße“ ist die Unbestimmtheit der Partikelform und die Abhängigkeit vom Meßverfahren enthalten, aber diese Einflüsse dürfen bei der Beschreibung von Aerosolteilchen vernachlässigt und zur Vereinfachung nur kugelförmige Aerosolteilchen betrachtet werden. Die *Verteilung* eines Merkmals ist der Ausdruck dafür, daß dieses Merkmal bei den verschiedenen Elementen des dispersen Systems unterschiedlich häufig verschiedene Werte annimmt. Quantitativ wird der Zusammenhang zwischen Merkmal und Mengenanteil durch die Verteilungssumme und die Verteilungsdichte beschrieben. Je nach Art der betrachteten Menge kann die Verteilung bezogen auf Anzahl, Volumen oder Massen dargestellt werden [B-1].

Feste oder flüssige Partikeln können durch einen Staubabscheider aus Gasen nahezu vollständig entfernt werden. Dieser Trennvorgang wird auch als Phasentrennung bezeichnet. Die im Gas dispergierten Partikeln besitzen in aller Regel eine Partikelgrößenverteilung, die sich oft über einen weiten Bereich erstrecken kann. Die Eigenschaften und das Verhalten der dispersen Phase werden entscheidend von der Partikelgrößenverteilung bestimmt. Um den Trennvorgang zu beurteilen, wird die Trenngradkurve benutzt, die sich aus den Verteilungsdichtekurven ergibt und die Abhängigkeit des Trenngrades von den Partikelgrößen beschreibt [4-6, B-2, B-3].

In diesem Kapitel werden Partikelgrößenverteilung, Trenngradkurve und Gesamtabscheidegrad beschrieben.

B.2 Mengenz Bilanz und Partikelgrößenverteilung

Das Partikelkollektiv soll durch eine Verteilungsfunktion der Partikelgröße dargestellt werden. Zur Beschreibung einer Partikelgrößenverteilung wird neben der Partikelgröße eine Angabe

über die zugehörigen Mengenanteile benötigt. Hierzu wird die gesamte Partikelmenge nach der Partikelgröße geordnet und in Teilmengen eingeteilt.

Hierbei wird immer die Partikelgröße x auf der Abszissenachse und der Mengenanteil auf der Ordinatenachse aufgetragen. Es gibt zwei Arten von Mengenanteilen: Verteilungssumme (Häufigkeitssumme, Fraktionssumme) und Verteilungsdichte (Häufigkeitsdichte, Fraktionsdichte, Log-Fraktionsdichte).

B.2.1 Mengenbilanz

In Abb. B.1 werden die Bezeichnungen der Mengenströme und der Verteilungen einer Zweigut-Trennung eingetragen, bei der das Aufgabegut (Rohgas) ins Grobgut (abgeschiedenes) und Feingut (im Reingas) aufgeteilt wird.

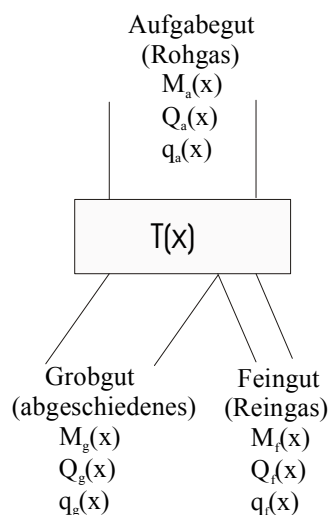


Abb. B.1 Mengenströme bei der Trennung

Hierbei stehen M für die Menge, Q für die Häufigkeitssumme, q für die Häufigkeitsdichte, a für das Aufgabegut (Rohgas), g für das Grobgut (abgeschiedenes), f für das Feingut (im Reingas) und x für die Partikelgröße.

B.2.2 Häufigkeitssumme $Q_r(x)$ und Häufigkeitsdichte $q_r(x)$

Häufigkeitssumme $Q_r(x)$

Die Häufigkeitssumme $Q_r(\bar{x}_i)$ ist definiert

$$Q_r(\bar{x}_i) = \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_i} \Delta M_r(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_r(\bar{x}_i)} = \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_i} \Delta M_r(\bar{x}_i)}{M_{r,\text{ges}}} \quad (\text{B.1})$$

als die Teilmenge $\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_i} \Delta M_r(\bar{x}_i)$ zwischen der minimalen Partikelgröße \bar{x}_{\min} und dem jeweils betrachteten Wert \bar{x}_i , bezogen auf die Gesamtmenge $M_{r,\text{ges}}$ von \bar{x}_{\min} bis \bar{x}_{\max} . $Q_r(\bar{x}_i)$ ist also ein dimensionsloser Mengenanteil für den $x \leq \bar{x}_i$. Dabei ist $\bar{x}_i = (x_i + x_{i+1})/2$. Der Index r beschreibt für die gemessene Mengengart z. B. $r = n$ für Anzahl, $r = v$ für Volumen und $r = m$ für Masse.

Von der Gesamtmenge $M_{r,\text{ges}}$ entfällt auf das i -te Intervall die Teilmenge $\Delta M_r(\bar{x}_i)$. Der Mengenanteil in dem i -ten Intervall ist die relative Häufigkeit des i -ten Intervalls

$$\Delta Q_r(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_r(\bar{x}_i)}{M_{r,\text{ges}}} \quad (\text{B.2})$$

mit

$$\Delta M_r(\bar{x}_i) = M_r(x_{i+1}) - M_r(x_i) \quad (\text{B.3})$$

Aus Gl. (B.1) und Gl. (B.2) ergibt sich die Häufigkeitssumme zwischen \bar{x}_{\min} und \bar{x}_i

$$Q_r(\bar{x}_i) = \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_i} \Delta M_r(\bar{x}_i)}{M_{\text{ges}}} = \sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_i} \frac{\Delta M_r(\bar{x}_i)}{M_{r,\text{ges}}} = \sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_i} \Delta Q_r(\bar{x}_i) = \mathbf{\text{Häufigkeitssumme}}. \quad (\text{B.4})$$

Für stetig differenzierbare x_i gilt

$$Q_r(x) = \int_{x_{\min}}^x \frac{dM_r(x)}{M_{r,\text{ges}}} = \int_{x_{\min}}^x dQ_r(x) = \mathbf{\text{Häufigkeitssumme}}. \quad (\text{B.4a})$$

Es gilt $Q_r(x_{\min})=0$ und $Q_r(x_{\max})=1$, d.h. $0 \leq Q_r(x) \leq 1$.

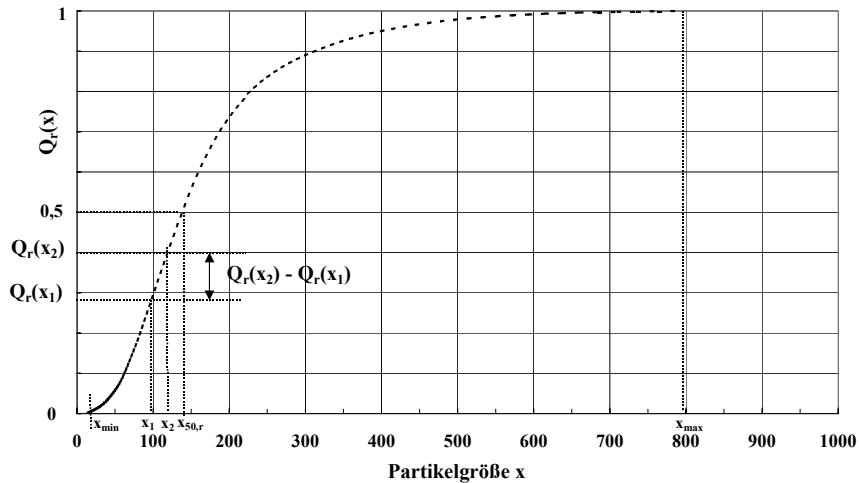


Abb. B.2: Häufigkeitssumme $Q_r(x)$ [bzw. $\frac{1}{M_{r,ges}}$ -Fraktionssumme]

Wenn die Gesamtmenge $M_{r,ges}$ bekannt ist, läßt sich die Häufigkeitssumme der Gl. (B.4) in Abb. B.2 darstellen.

Häufigkeitsdichte $q_r(x)$

Die Häufigkeitsdichte (Mengenanteildichte) ist definiert als Mengenanteil im Bereich x_i und x_{i+1} , bezogen auf die Intervallbreite $\Delta x_i = x_{i+1} - x_i$, d. h.

$$q_r(\bar{x}_i) = \frac{\Delta Q_r(\bar{x}_i)}{\Delta x_i} = \frac{Q_r(x_{i+1}) - Q_r(x_i)}{x_{i+1} - x_i} \tag{B.5}$$

Ist x stetig differenzierbar, so gilt für die Häufigkeitsdichte

$$q_r(x) = \frac{dQ_r(x)}{dx} = \frac{dM_r(x)/M_{r,ges}}{dx} = \text{Häufigkeitsdichte.} \tag{B.5a}$$

$q_r(x)$ hat die Dimension 1/Länge, wenn x als Länge gemessen wird.

Die Häufigkeitsdichte läßt sich in Abb. B.3 darstellen, wenn der Gesamtmenge $M_{r,ges}$ bekannt ist. Die in Abb. B.3 schraffierte Fläche zwischen x_1 und x_2 entspricht dem Mengenanteil zwischen diesen beiden Grenzen, dies geht aus Gl. (B.5) hervor. Die gesamte Fläche der $q_r(x)$ -Kurve entspricht damit dem Mengenanteil zwischen x_{min} und x_{max} , d. h.

$$\int_{x_{min}}^{x_{max}} q_r(x) dx = 1 \tag{B.6}$$

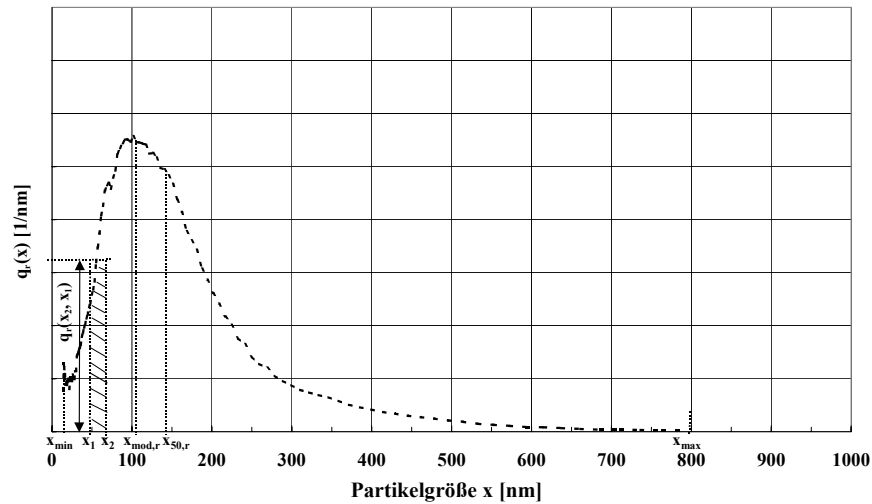


Abb. B.3: Häufigkeitsdichte $q_r(x)$ [bzw. $\frac{1}{M_{r,ges}}$ -Fraktionsdichte]

B.2.3 Fraktionssumme und Fraktionsdichte

$Q_r(x)$ und $q_r(x)$ sind häufig nicht darstellbar wegen der **fehlenden** Gesamtmenge $M_{r,ges}$, die normalerweise durch das Meßgerät, wie z.B. SMPS, nicht gemessen wird. Deswegen wird in der Praxis die Häufigkeitssumme $Q_r(x)$ durch die Fraktionssumme $M_{r,ges} Q_r(x)$, die Häufigkeitsdichte $q_r(x)$ durch die Fraktionsdichte $M_{r,ges} q_r(x)$ ersetzt.

Es ergibt sich aus Gl. (B.4)

$$M_{r,ges} Q_r(\bar{x}_i) = \sum_{\bar{x}_{min}}^{\bar{x}_i} \Delta M_r(\bar{x}_i) = \mathbf{Fraktionssumme} \quad (\text{B.7})$$

und aus Gl. (B.4a)

$$M_{r,ges} Q_r(x) = \int_{x_{min}}^x dM_r(x) = \mathbf{Fraktionssumme} . \quad (\text{B.7a})$$

Es ergibt sich aus Gl. (B.5)

$$M_{r,ges} q_r(\bar{x}_i) = M_{r,ges} \frac{\Delta Q_r(\bar{x}_i)}{\Delta x_i} = M_{r,ges} \frac{\Delta M_r(\bar{x}_i)}{M_{r,ges} \Delta x_i} = \frac{\Delta M_r(\bar{x}_i)}{\Delta x_i} = \mathbf{Fraktionsdichte} \quad (\text{B.8})$$

und aus Gl. (B.5a)

$$M_{r,ges} q_r(x) = M_{r,ges} \frac{dQ_r(x)}{dx} = M_{r,ges} \frac{dM_r(x)}{M_{r,ges} dx} = \frac{dM_r(x)}{dx} = \text{Fraktionsdichte} . \quad (B.8a)$$

Die Fraktionssumme $M_{r,ges} Q_r(x)$ und die Fraktionsdichte $M_{r,ges} q_r(x)$ verlaufen gleich wie die Häufigkeitssumme- und Häufigkeitsdichte-Kurve mit einem $M_{r,ges}$ -Faktor. (Abb. B2 und Abb. B3). Leider kann das Meßgerät nicht alle Partikeln messen, somit wird die Fraktionssumme $M_{r,ges} Q_r(x)$ der Gl. (B.7) auch nicht darstellbar, es sei denn, daß die Teilmengen außerhalb des Meßbereiches vernachlässigt werden dürfen. Dagegen läßt sich die Fraktionsdichte $M_{r,ges} q_r(x)$ der Gl. (B.8a) für den Meßbereich des Meßgerätes ohne irgendwelche Schwierigkeit darstellen.

B.2.4 Log-Fraktionsdichte

Normalerweise ist die Fraktionsdichte-Verteilung von Aerosolen nicht symmetrisch, sondern läuft links steil hoch und rechts flach aus (Abb. B3). Um die Größenverteilung von Aerosolen mathematisch beschreiben zu können, wird häufig eine Variante von Fraktionsdichte, nämlich die logarithmische Fraktionsdichte bzw. Log-Fraktionsdichte [B-4]

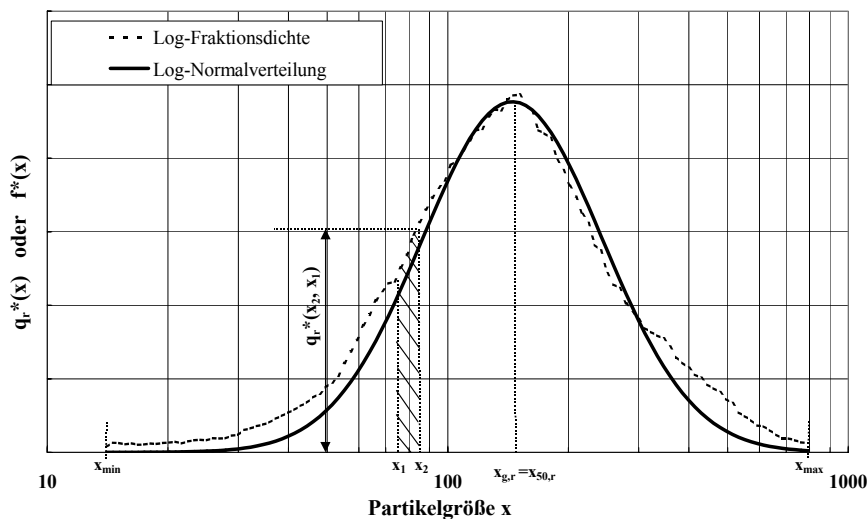


Abb. B.4: Log-Fraktionsdichte $q_r^*(x)$ und Log-Normalverteilung $f^*(x)$

$$q_r^*(\bar{x}_i) = M_{r,ges} (\ln 10) \bar{x}_i q_r(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_r(\bar{x}_i)}{\Delta(\lg \bar{x}_i)} \approx \frac{\Delta M_r(\bar{x}_i)}{\lg x_i - \lg x_{i-1}} = \text{Log-Fraktionsdichte} \quad (B.9)$$

bzw.
$$q_r^*(x) = M_{r,ges} (\ln 10) x q_r(x) = \frac{dM_r(x)}{d(\lg x)} = \text{Log-Fraktionsdichte} \quad (B.9a)$$

in der Aerosolphysik benutzt. $q_r^*(x)$ hat die Dimension der $M_{r,ges}$. Diese Log-Fraktionsdichte von Aerosolen läuft quasi symmetrisch, und sie kann durch Log-Normalverteilung mathematisch beschrieben werden. Die Log-Fraktionsdichte $q_r^*(x)$ der Gl. (B.9a) wird als eine unterbrochene Kurve in Abb. B.4 gezeigt.

Wird der Messvolumenstrom \dot{V} in die Gl. (B.9) eingesetzt, ergibt es sich die Verteilungsdichtekurve vom Mobilitätsanalysator SMPS

$$q_n^*(\bar{x}_i)\dot{V} = \frac{M_{n,ges}}{\dot{V}}(\ln 10)\bar{x}_i q_n(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_n(\bar{x}_i)\dot{V}}{\Delta(\lg \bar{x}_i)} = \frac{c_n(\bar{x}_i)}{\Delta(\lg \bar{x}_i)} \quad (\text{B.9b})$$

Dabei ist $c_n(\bar{x}_i)$ die Partikelanzahlkonzentration für die Größenklasse i . Somit hat die y-Achse der Verteilungsdichte-Kurve eine Dimension der $\frac{M_{n,ges}}{\dot{V}}$.

B.2.5 Log-Normalverteilung

Die logarithmische Normalverteilung bzw. Log-Normalverteilung $f^*(x)$ in der üblichen Schreibweise der mathematischen Statistik lautet [B-5, B-6, B-7]:

$$f^*(x) = M_{r,ges}^{\#} x f(x) = \frac{M_{r,ges}^{\#}}{\ln \sigma_{g,r} \sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{\ln x - \ln x_{g,r}}{\ln \sigma_{g,r}} \right)^2 \right] \quad (\text{B.10})$$

nämlich,

$$f^*(x) = M_{r,ges}^{\#} x f(x) = \frac{M_{r,ges}^{\#}}{\ln \sigma_{g,r} \sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{\lg x - \lg x_{g,r}}{\lg \sigma_{g,r}} \right)^2 \right] = \mathbf{Log-Normalverteilung} \quad (\text{B.10a})$$

Dabei ist $\sigma_{g,r}$ die geometrische Standardabweichung und $x_{g,r}$ der geometrische Mittelwert. Für eine anzahlbezogene Log-Fraktionsdichte-Verteilung von Aerosolen kann herkömmlich der geometrische Mittelwert $x_{g,n}$ durch den Medianwert $x_{50,n}$ ersetzt [1-4], nämlich

$$x_{g,n} \approx x_{50,n} \quad . \quad (\text{B.11})$$

Die Log-Normalverteilung $f^*(x)$ der Gl. (B.10) ist symmetrisch, sie ist als eine durchgezogene Kurve in Abb. B.4 eingetragen. Durch Kombination der drei Größen $M_{r,ges}^\#$ für die Kurven-Höhe, $\sigma_{g,r}$ für die Kurven-Breite und $x_{g,r}$ für die Kurven-Position nähert sich die Log-Normalverteilung an die Log-Fraktionsdichte-Kurve an. Somit wird die Partikelgrößenverteilung durch die Log-Normalverteilung mit einem geometrischen Mittelwert $x_{g,r}$ und einer geometrischen Standardabweichung $\sigma_{g,r}$ charakterisiert.

B.2.6 Mittelwerte und Standardabweichung

Partikelkollektiv kann durch Mittelwerte wie Mittelwert \bar{x}_r , Medianwert $x_{50,r}$, Modalwert $x_{mod,r}$ und geometrischen Mittelwert $x_{g,r}$ beschrieben werden. Sie sind normalerweise auf Partikelanzahl bezogen. Der anzahlbezogene Mittelwert (\bar{x}_n)

$$\bar{x}_n = \frac{\sum n_i x_i}{\sum n_i} \quad (B.12)$$

ist die arithmetisch durchschnittliche Partikelgröße. Der anzahlbezogene Medianwert ($x_{50,n}$) ist die Partikelgröße, für die $Q_n(x) = 0,5$ (siehe Abb. B.2) ist. Der anzahlbezogene Modalwert ($x_{mod,n}$) ist die Partikelgröße, bei der $q_n(x)$ ein Maximum besitzt (siehe Abb. B.3). Es gilt $x_{mod,n} = x_{50,n} = \bar{x}_n$ für symmetrische Verteilung und $x_{mod,n} < x_{50,n} < \bar{x}_n$ für asymmetrische Verteilung wie z.B. Verteilung von Aerosolen [1-4]. Die Verteilungsbreite der Größenverteilung von Aerosolen kann hierbei durch eine anzahlbezogene Standardabweichung σ_n

$$\sigma_n = \sqrt{\frac{\sum n_i (x_i - \bar{x}_n)^2}{\sum n_i - 1}} \quad (B.13)$$

nicht mit $x_{mod,n}$ sondern mit \bar{x}_n berechnet werden.

Im Vergleich zur asymmetrischen $q_n(x)$ -Verteilung ist die logarithmische Verteilung von Aerosolen $q_n^*(x)$ symmetrisch. Sie kann durch einen anzahlbezogenen geometrischen Mittelwert $x_{g,n}$ und durch eine anzahlbezogene geometrische Standardabweichung $\sigma_{g,n}$ charakterisiert werden. Der anzahlbezogene geometrische Mittelwert $x_{g,n}$ ist die Partikelgröße, bei der $q_n^*(x)$ ein Maximum besitzt (siehe Abb. B.4). Der anzahlbezogene geometrische Mittelwert $x_{g,n}$ kann nach

$$x_{g,n} = (x_1^{n_1} x_2^{n_2} x_3^{n_3} \dots x_i^{n_i})^{1/\sum n_i} \text{ bzw. } x_{g,n} = \exp\left(\frac{\sum n_i \ln x_i}{\sum n_i}\right) \quad (\text{B.14})$$

berechnet werden. Die anzahlbezogene geometrische Standardabweichung $\sigma_{g,n}$ wird nach

$$\sigma_{g,n} = \exp\left(\sqrt{\frac{\sum n_i (\ln x_i - \ln x_{g,n})^2}{\sum n_i - 1}}\right) \quad (\text{B.15})$$

definiert.

B.3 Trenngradkurve und Gesamtabscheidegrad

In einem Abscheider werden die mit dem Rohgas zugeführten Partikeln in mindestens zwei Teilmengen aufgeteilt, das Reingas enthält noch Partikeln (Emission). Die Menge und die Partikelgrößenverteilung der abgeschiedenen bzw. im Reingas vorhandenen Partikeln hängen von den charakteristischen Eigenschaften des Abscheiders ab. Die charakteristische Eigenschaft des Abscheiders wird durch Trenngradkurve und Gesamtabscheidegrad beurteilt.

B.3.1 Trenngrad und Trenngradkurve

Beim Abscheider wird der Trenngrad oft Fraktionsabscheidegrad genannt und mit $T_r(\bar{x}_i)$ bezeichnet. Der Trenngrad

$$T_r(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_{r,a}(\bar{x}_i) - \Delta M_{r,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{r,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{r,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{r,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{r,f}(\bar{x}_i)/\dot{V}}{\Delta M_{r,a}(\bar{x}_i)/\dot{V}} = 1 - \frac{c_{r,f}(\bar{x}_i)}{c_{r,a}(\bar{x}_i)} \quad (\text{B.16})$$

gibt für jede Größenklasse i mit einem mittleren Partikeldurchmesser von \bar{x}_i das Verhältnis der abgeschiedenen Partikelmenge bezogen auf die im Rohgas enthaltene Partikelmenge an. Dabei sind $c_{r,f}(\bar{x}_i)$ und $c_{r,a}(\bar{x}_i)$ die gemessenen Anzahlkonzentrationen für die Größenklasse i im Reingas und im Rohgas. \dot{V} ist der Messvolumenstrom des Messgerätes.

$T_r(\bar{x}_i)$ kann Werte zwischen 0 (keine Partikeln abgeschieden) und 1 (alle Partikeln abgeschieden) annehmen:

$$0 \leq T_r(\bar{x}_i) \leq 1 \quad . \quad (\text{B.17})$$

Mit Gl. (B.16) kann der Verlauf von $T_r(\bar{x}_i)$, die **Trenngradkurve oder Trennkurve**, berechnet werden. Aus der Trenngradkurve ergibt sich die Abhängigkeit der Trenngrade von den Partikelgrößen. Bei der Auswertung der SMPS-Daten wird die Trenngradkurve verwendet.

B.3.2 Gesamtabscheidegrad

Der Gesamttrenngrad oder Gesamtabscheidegrad ist definiert: [B-2, B-3]

$$E_r = \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,a}(\bar{x}_i) - \sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,a}(\bar{x}_i)} \quad (B.18)$$

Dabei sind $\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,f}(\bar{x}_i)$ und $\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{r,a}(\bar{x}_i)$ die gesamte Menge aller Partikeln im Reingas und im Rohgas.

Häufig wird der massenbezogene Gesamtabscheidegrad

$$E_m = \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,a}(\bar{x}_i) - \sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{c_{m,f}}{c_{m,a}} \quad (B.19)$$

bei der gravimetrischen Messung verwendet. Dabei ist $c_{m,f}$ die gravimetrisch gemessene gesamte Massenkonzentration im Reingas und $c_{m,a}$ die im Rohgas.

Der Unterschied zwischen Trenngrad und Gesamtabscheidegrad liegt an dem Bewertungsbereich. Während die Abscheideleistung für großen Partikelbereich sogar für alle Partikeln durch den Gesamtabscheidegrad bewertet wird, sind die Abscheideergebnisse von einzelnen Partikelklassen durch den Trenngrad zu liefern.

B.3.3 Abhängigkeit des Trenngrades von der Mengenart

Der anzahlbezogene Trenngrad $T_n(\bar{x}_i)$, der volumenbezogene Trenngrad $T_v(\bar{x}_i)$ und der massenbezogene Trenngrad $T_m(\bar{x}_i)$ sind

$$T_n(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_{n,a}(\bar{x}_i) - \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)}, \quad (\text{B.20})$$

$$T_v(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_{v,a}(\bar{x}_i) - \Delta M_{v,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{v,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{v,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{v,a}(\bar{x}_i)} \quad (\text{B.21})$$

und

$$T_m(\bar{x}_i) = \frac{\Delta M_{m,a}(\bar{x}_i) - \Delta M_{m,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{m,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{m,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{m,a}(\bar{x}_i)}. \quad (\text{B.22})$$

Bleibt die Partikeldichte ρ und die Partikelform k_v im Reingas und im Rohgas gleich, lässt sich

$$\begin{aligned} T_m(\bar{x}_i) &= 1 - \frac{\Delta M_{m,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{m,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\rho \Delta M_{v,f}(\bar{x}_i)}{\rho \Delta M_{v,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{v,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{v,a}(\bar{x}_i)} = T_v(\bar{x}_i) \\ &= 1 - \frac{k_v(\bar{x}_i)^3 \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{k_v(\bar{x}_i)^3 \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} = T_n(\bar{x}_i) \end{aligned}$$

nämlich

$$T_m(\bar{x}_i) = T_v(\bar{x}_i) = T_n(\bar{x}_i) \quad (\text{B.23})$$

feststellen.

Die Gl. (B.23) weist die Unabhängigkeit des Trenngrades von der Mengenart auf.

In der Praxis wird häufig nur die anzahlbezogene Trenngradkurve verwendet. Die Abscheidung ist dann ideal, wenn auch die kleinsten Partikeln vollständig nicht auf der Reingasseite nachgewiesen werden, wenn also $T_r(\bar{x}_i)=1$ für alle Partikelgrößen gilt.

B.3.4 Abhängigkeit des Gesamtabscheidegrades von der Mengenart

Gemäß der Gl. (B.18) lautet der anzahlbezogene Gesamtabscheidegrad E_n für den SMPS-Meßbereich

$$E_n = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)}, \quad (\text{B.24})$$

der volumenbezogene Gesamtabseidegrad E_v für den SMPS-Meßbereich

$$E_v = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{v,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{v,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} \quad (\text{B.25})$$

und der massenbezogene Gesamtabseidegrad E_m für den SMPS-Meßbereich

$$E_m = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \Delta M_{m,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \rho(\bar{x}_i) v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \rho(\bar{x}_i) v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)}, \quad (\text{B.26})$$

wobei $\rho(\bar{x}_i)$ die Partikeldichte der i -ten Partikelklasse, $v(\bar{x}_i)$ das Partikelvolumen der i -ten Partikelklasse, $\Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)$ die Partikelanzahlkonzentration im Reingas und $\Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)$ die Partikelanzahlkonzentration im Rohgas sind.

Setzt man die Partikeldichte

$$\rho(\bar{x}_i) = \rho(\bar{x}_{i+1}) = \dots = \text{konstant} \quad (\text{B.27})$$

in die Gl. (B.26) ein, ergibt sich

$$E_m = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \rho(\bar{x}_i) v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} \rho(\bar{x}_i) v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\rho(\bar{x}_i) \sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\rho(\bar{x}_i) \sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} = 1 - \frac{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,f}(\bar{x}_i)}{\sum_{\bar{x}_{\min}}^{\bar{x}_{\max}} v(\bar{x}_i) \Delta M_{n,a}(\bar{x}_i)} = E_v, \quad (\text{B.28})$$

nämlich

$$E_m = E_v. \quad (\text{B.28})$$

Da das mittlere Partikelvolumen

$$v(\bar{x}_i) \neq v(\bar{x}_{i+1}) \neq \dots \neq \text{konstant} \quad (\text{B.29})$$

ist, läßt sich zwischen den Gesamtabscheidegraden E_v und E_n für SMPS-Meßbereich aus den Gl. (B.24) und Gl. (B.25)

$$E_v \neq E_n \quad (\text{B.30})$$

ableiten.

Die Beziehung zwischen den Gesamtabscheidegraden E_m , E_v und E_n für den SMPS-Meßbereich lautet

$$E_m = E_v \neq E_n \quad (\text{B.31})$$

Die Gl. (B.31) weist auf die Abhängigkeit des Gesamtabscheidegrades von der Mengenart hin.

Es ist zu beachten, daß die Abscheidung dann erfolgreich ist, wenn sowohl der massenbezogene Gesamtabscheidegrad als auch der anzahlbezogene Gesamtabscheidegrad hoch sind.

B.4 Zusammenfassung

Als wichtigste Ergebnisse sind zu nennen:

- Die beste Methode zur Beschreibung von Aerosolen ist die Log-Fraktionsdichte, die sich durch eine Log-Normalverteilung charakterisieren läßt.
- Ein Abscheider läßt sich durch eine Trenngradkurve und einen Gesamtabscheidegrad beurteilen. Der Gesamtabscheidegrad, durch den die Abscheideleistung des Trennvorganges ermittelt werden kann, ist von der Mengenart abhängig ($E_m = E_v \neq E_n$), der Trenngrad ist jedoch von der Mengenart unabhängig ($T_m(\bar{x}_i) = T_v(\bar{x}_i) = T_n(\bar{x}_i)$).

Literaturverzeichnis

- [1-1] Ostwald, W.: Zur Systematik der Kolloide, Zeitschrift für Chemie und Industrie der Kolloide, Bd. I, 1. Julii 1906 bis Juni 1907, Heft 10, April 1907, S. 291 – 300 und Heft 11, Mai 1907, S. 331 – 341.
- [1-2] Ostwald, W.: Die Welt der vernachlässigten Dimensionen: eine Einführung in die Kolloidchemie, 12. Auflage, Verlag von Th. Steinkopf, Dresden und Leipzig, 1944.
- [1-3] Ziemer, W.: Grundlagen und Geschichte der Aerosolphysik, 10. Palas® ATS-Seminar, 15 – 17. Sep. 1996.
- [1-4] Hinds William C.: Aerosol Technology. John Wiley & Sons, Inc., New York, 1999.
- [1-5] Friedlander, S. K.: Smoke, Dust and Haze, John Wiley & Sons, New York, 1977.
- [1-6] Wagner, F. E.: Aerosole, Ber. Bunsenges. Phys. Chem. 88, Nr. 11, S. 1036 – 1042, 1984.
- [1-7] Hily, G. M.: Aerosols: An industrial and environmental science, Academic Press, Orlando, 1984.
- [1-8] Seinfeld, J. H.: Atmospheric chemistry and physics of air pollution, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1986.
- [1-9] Davies, C. N.: Coagulation of Aerosols by Brownian Motion, J. Aerosol Sci. 10, 151 – 161, 1979.
- [1-10] Holzer, K.: Aerosolabscheidung aus Rauchgasen von Anlagen zur Verbrennung von Sonderabfällen. Staub-Reinhalt. Luft 48, 1988, S. 203 – 208.
- [1-11] Landesanstalt für Umweltschutz Baden-Württemberg: Karte und Daten zur Luftqualität 2003 in Baden-Württemberg, 2004.
- [1-12] Paur, H.-R.; Baumbach, G.; Baumann, W.; Bologna, A.; Cheng, X.; Förtsch, D.; Heller, H.; Heel, A.; G.Kasper, G.; Katzer, M.; Klingel, Th.; Maas, U.; Mätzing, H.; Schaber, K.; Seifert, H.; Weber, A.P.; Wende, B.; Zuberbühler U.: unveröffentlichter Abschlußbericht zum Verbundvorhaben “Verfahren zur kostengünstigen Vermeidung und Verminderung von Aerosolen in Prozessen zur energetischen Nutzung von Biomasse und Abfällen”, FZK, Karlsruhe und Stuttgart, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe, Sep. 2001.
- [1-13] Jay, K.; Stieglitz, L.: Identification and quantification of volatile organic components in emissions of waste incineration plants, Chemosphere 30, S. 1249 – 1260, 1995.
- [1-14] Smolka, A.: Untersuchung polychlorierter Dibenzodioxide und polychlorierter Dibenzofurane im Rauchgas von Abfallverbrennungsanlagen, Fortschr. Ber., VDI Reihe 15 Nr. 155, VDI Verlag, Düsseldorf, 1996.

- [1-15] Hunsinger, H.; Kreis, S.; Vogg, H.: Formation of chlorinated aromatic compounds in the raw gas of waste incineration plants, *Chemosphere*, 34 S.1033-43, 1997.
- [1-16] Hunsinger, H.; Kreis, S.; Seifert, H.: PCDD/F behavior in wet scrubbing systems of waste incineration plants, *Chemosphere*, 37 S.2293-97, 1998.
- [1-17] Wichmann, Heinz E.; Joeckel, Karl-Heinz; Molik, Beate: Luftverunreinigungen und Lungenkrebsrisiko, Ergebnisse einer Pilotstudie, Forschungsbericht 10606044-03 + 11606072/01-02, ISBN 3-503-03252-5, Berichte / Umweltbundesamt, Zugl. Report: UBA-FB-88-015, Berlin, Schmidt, 1991.
- [1-18] European directive 1999/30/EG (1999): „Richtlinie 1999/30/EG des Rates vom 22.April 1999 über Grenzwerte für Schwefeldioxid, Stickstoffdioxid und Stickstoffoxide, Partikeln und Blei in der Luft“ in Amtsblatt der Europäischen Gemeinschaften vom 29.6.1999 ,DE, L 163/41; Anhang III „Grenzwerte für Partikeln“, 29. Juni 1999.
- [1-19] Erste Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz, Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft – TA Luft, vom **27.02.1986**, GMBI. S. 95, ber. S. 202.
- [1-20] Erste Allgemeine Verwaltungsvorschrift zum Bundes-Immissionsschutzgesetz, Technische Anleitung zur Reinhaltung der Luft – TA Luft, vom **24.07.2002**, GMBI. S. 511, ber. S. 202.
- [1-21] siebzehnte Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes, Verordnung über Verbrennungsanlagen für Abfälle und ähnliche brennbare Stoffe – 17. BImSchV – Vom 23 November 1990, BGBl. I S. 2545 ber. S. 2832, zuletzt geändert am 27. Juli 2001, BGBl. I S. 1950.
- [1-22] Löffler F.: Staubabscheider. Georg Thieme Verlag, 1988.
- [1-23] Paur, H.R.: Electron beam processing of industrial offgas, Internat. Conf. on Applications of Radioisotopes and Radiation in Industrial Development (ICARID-98), Mumbai, IND, February 4-6, 1998.
- [1-24] Davids, P.; Lange, M.: Die TA Luft 86 - Technischer Kommentar, VDI Verlag, Düsseldorf, 1986.
- [1-25] TSI Incorporated. SMPS (Scanning Mobility Particle Sizer) Model 3934. Instruction Manual. St. Paul, 1996.
- [1-26] Prospekt der Firma Palas, Partikelzähler und –größenanalysator PCS-2000, Palas GmbH Partikel- und Lasermeßtechnik, Karlsruhe, 1995.
- [1-27] Frank Stratmann; Martin Wilck; Evan Whitby: A Fine Particle Model for FLUENT, Chimera Technologies, Forest Lake, MN, USA; ADMC GbR, Leipzig, Germany; Institute for Tropospheric Research, Leipzig, Germany.
- [2-1] VDI 3676: Massenkraftabscheider, Mai 1980.
- [2-2] VDI 3677: Filternde Abscheider, Juli 1980.

-
- [2-3] Noll, K.: Design Variables Associated with Fiberglass/Fly Ash Fabric Cleaning. JAPCA 33, Nr. 7, S. 714 – 717, 1983.
- [2-4] Klingel, R.: Untersuchung der Partikelabscheidung aus Gasen an einem Schlauchfilter mit Druckstoßabreinigung, Fortschr.-Ber. VDI-Z., Reihe 3, Nr. 76, 1983.
- [2-5] Dennis, R.; Wilder, I.: Fabric Filter Cleaning Studies, PB 240 372, 1975.
- [2-6] VDI 3678: Elektrische Abscheider, März 1980.
- [2-7] Gross, H.: Zur Wirkung der Turbulenz in elektrischen Abscheidern, Dissertation, Uni. Stuttgart, 1980.
- [2-8] VDI 3679: Naßarbeitende Abscheider, Mai 1980.
- [2-9] Leschonski, M.; Kwasniak, J.: Abscheidewirkung und Trenngrenzen eines Multiwir-Rotationsgaswäschers, Abschlußbericht zu dem DFG-Forschungsvorhaben Lr 410/14-1 (1989)
- [2-10] Chawla, J. M.: Versuchsanlage für eine abwasserfreie Rauchgasreinigung, Chemie-Umwelt-Technik (1992), S. 64 – 67.
- [2-11] Schaber, K; Ehrler, F.: Spontane Kondensation und Aerosolbildung, VDI-Wärmeatlas, Springer Verlag 1997. Seite Je 1 – Je 35.
- [2-12] Wieland, Th.: Einfluß der relativen Feuchte auf die Größe von Salzpartikeln. Diplomarbeit Nr. 96/98. FH Karlsruhe, 1996.
- [2-13] Haryanto, H. Einfluß der relativen Feuchte auf die Größe von Flugstaubpartikeln. Diplomarbeit Nr. 98/23. Fachhochschule Karlsruhe - Hochschule für Technik, Fachbereich Maschinenbau. Karlsruhe, 1998.
- [2-14] Heidenreich, S. Tropfenbildung und -wachstum in Gasströmungen durch heterogene Kondensation von Wasserdampf. Fortschritt - Berichte VDI. Reihe 3: Verfahrenstechnik, Nr. 504. VDI Verlag. Düsseldorf, 1997.
- [2-15] Sachweh, B. A. Messen, Konditionieren und Abscheiden feinsten Aerosolpartikeln. Habilitationsschrift. Universität Kaiserslautern, Fachbereich Maschinenbau und Verfahrenstechnik. Kaiserslautern, 1996.
- [2-16] Vogt, U.: Konditionierung und Abscheidung submikroner Partikeln in Füllkörperkolonnen, Dissertation, Universität Kaiserslautern, Fachbereich Maschinenbau und Verfahrenstechnik, Kaiserslautern, 2001.
- [2-17] Vogt, U.; Heidenreich, S.; Büttner, H. and Ebert, F.: An extensive study of droplet growth and separation of submicron particles in packed columns. J. Aerosol Sci. 28, Suppl. 1, 1997, pp. S395-396.
- [2-18] Pedersen, George C., Patentschrift DE 2637087 C2.
- [2-19] Fischer, J.: Partikelabscheidung in Multiwir-Packungen, Dissertation, Technische Universität Clausthal, Fakultät für Bergbau, Hüttenwesen und Maschinenwesen, 1996.

- [2-20] Powitz, H: Partikelabscheidung in Multiwir-Packung, Studienarbeit, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Umweltverfahrenstechnik, TU Clausthal, 1992.
- [3-1] Onda, K.; Takeuchi, H.; Okumoto, Y.: Mass Transfer Coefficients between Gas and Liquid Phases in Packed Columns, J. Chem. Eng. Japan 1, S. 56-62, 1968.
- [3-2] Bravo, J. L.; Fair, J. R.: Generalized Correlation for Mass Transfer in Packed Distillation, Ind. Eng. Chem. Process Des. 21, S. 162-170, 1982.
- [3-3] Billet, R.; Schultes M.: Advantage in Correlating Packed Column Performance, IchemE. Symp. Ser. No. 128, B129-136, 1992.
- [3-4] Schiffner, E.; Meyer G.: Technische Thermodynamik, Kapitel 9, 4. Auflage, 1989.
- [3-5] Schaber, K.: Skriptum Technische Thermodynamik für Chemieingenieure und Verfahrenstechnik, Universität Karlsruhe, WS 2001/2002, April 2002.
- [3-6] Lee, K. W., Liu, B. Y. H.: Theoretical study of Aerosol Filtration by Fibrous Filters, Aerosol Science and Technology 1, 147-161, 1982.
- [3-7] Gutfinger, C., Tardos, G.I.: Theoretical and Experimental Investigation on Granular Bed Dust Filters, Atmos. Environ. 13, 853/876.
- [3-8] Löffler, F., Umhauer, H.: Eine optische Methode zur Bestimmung der Teilchenabscheidung an Filterfasern, Staub-Reinhalt. Luft 31, 51/55, 1971.
- [3-9] Mätzing, H.: Ein Aerosolcode zur Modellierung des Aerosolverhaltens in technischen Anlagen. FZKA 6004, Sept.1997.
- [4-1] Merz, A.: TAMARA - eine Versuchsanlage zur schadstoffarmen Abfallverbrennung auf dem Rost. Vortr.: Sommerkolloquium, Inst. f. Gesteinshüttenkunde, RWTH Aachen, 26.Juni 1998.
- [4-2] Heller, H.; Dreizler, A.; Förtsch, D.; Zuberbühler, U.; Baumbach, G.: unveröffentlichter Bericht, Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, Universität Stuttgart, Teil der Abschlussbericht zum Verbundvorhaben „Verfahren zur kostengünstigen Vermeidung und Verminderung von Aerosolen in Prozessen zur energetischen Nutzung von Biomasse und Abfällen“, FZK, Karlsruhe und Stuttgart, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe, Sep. 2001.
- [4-3] Heel, A.; G.Kasper, G.; Katzer, M.; Weber, A.P.: unveröffentlichter Bericht, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe, Teil der Abschlussbericht zum Verbundvorhaben „Verfahren zur kostengünstigen Vermeidung und Verminderung von Aerosolen in Prozessen zur energetischen Nutzung von Biomasse und Abfällen“, FZK, Karlsruhe und Stuttgart, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe, Sep. 2001.
- [4-4] Ziemer W.: Grundlagen und Geschichte der Aerosolphysik. Jubiläums-Seminar, 10. Palas ATS-Seminar 96, Partikel- und Lasermeßtechnik, ZANDER Klimatechnik AG, Nürnberg, September 1996.

-
- [4-5] Mätzing, H. et al.: Gas/Partikel-Wechselwirkung chlorierter Aromaten in der Müllverbrennung, Forschungsbericht FZKA-BWPLUS, Forschungszentrum Karlsruhe, April 2001, <http://bwplus.fzk.de/berichte/SBer/BWD99001SBer.pdf>.
- [4-6] Palas GmbH. Bedienungsanleitung RBG 2000. Karlsruhe, 1997.
- [5-1] Vereinigte Füllkörper Fabrik GmbH + Co.; Pall@Ring, 1998.
- [5-2] Pedersen George C., Patentschrift DE 2637087 C2,
- [5-3] Werbungsunterlage, CALDYN Apparatebau GmbH, 2000.
- [5-4] Werbungsunterlage, BETE Deutschland GmbH, 2001.
- [5-5] Werbungsunterlage, Düsen-Schlick GmbH, 2001.
- [5-6] Werbungsunterlage, Lechler GmbH + Co KG, 2000.
- [5-7] Werbungsunterlage, Spraying Apparatebau GmbH, 1998.
- [6-1] VDI Richtlinie 2066. Blatt 7. Messen von Partikeln, Staubmessung in strömenden Gasen, Gravimetrische Bestimmung geringer Staubgehalte Palnfilterkopfgeräte. Jan. 1991.
- [6-2] Sakbani, Kh.: Entwicklung eines Streulicht-Messverfahrens zur Partikelgrößenpektrometrie. Dissertation Universität Karlsruhe, 1983.
- [6-3] Knutson, E.O.; Aerosol Classification by Electric Mobility: Apparatus Theory and Application, J. Aerosol Sci. 6, S. 443-451, 1975.
- [6-4] Rohmann, H.: Method of Size Measurement for Suspended Particles, Z. Phys. 17, S. 253-265, 1923.
- [6-5] Liu, B.Y.H.: Equilibrium Bipolar Charge Distribution, J. Colloid Int. Sci. 49, S. 305-312, 1974.
- [6-6] Hinds, W.C.: Aerosol Technology, Wiley, New York, 1982.
- [6-7] Raasch, J.; Umhauer, H.: Auswertung des bei der Streulicht-Partikelgrößen-Zählanalyse auftretenden Konzidenzfehlers auf die gemessene Verteilung, Part. & Part. Syst. Charact., 1984.
- [6-8] Sachweh, B.: Erweiterung des Messbereiches eines optischen Partikelzählers durch moderne, digitale Signalverarbeitungstechnik, Dissertation, Universität Kaiserslautern, 1991.
- [6-9] Heidenreich, S.; Büttner, H.; Ebert, F.: Investigations on the Behaviour of an Aerodynamic Particle Sizer and its Applicability to Calibrate an Optical Particle Counter, Part. & Part. Syst. Charact. 12, S. 304-308, 1995.
- [6-10] Papula, L.: Mathematik für Ingenieure 2. Vieweg-Verlag, Braunschweig/Wiesbaden, 1991.

- [7-1] Scheffler E.: Statistische Versuchsplanung und –auswertung, Eine Einführung für Praktiker. 3., neu bearb. und erw. Aufl. ISBN 3-342-00366-9, 1997.
- [8-1] Cheng, X.; Mätzing, H.; Paur, H-R: unveröffentlichter Bericht, Forschungszentrum Karlsruhe GmbH, Karlsruhe, 2003.
- [8-2] Brunton, J. H.; Wilson, M. P. W. und Camus, J. J.: High-Speed Photography, Proc. of the 8th Int. Conf. on High-Speed Photography Stockholm, S 467, Wiley, Inc., New York, London, Sidney – Almqvist & Wiksell, Stockholm, 1968.
- [8-3] Schmidt, P.; Knauss, G.: Prallzerstäubung von Flüssigkeiten bei Nichtbenetzung, Chem.-Ing.-Tech. 48, Nr. 7, S. 659, MS 388/76, 1976.
- [8-4] Walzel, P.: Zerteilgrenze beim Tropfenprall, Chem.-Ing.-Tech. 52, Nr. 4, S. 338 - 339, 1980.
- [8-5] Werbungsunterlage, Spraying Apparatebau GmbH.
- [8-6] Werbungsunterlage, Lechler GmbH + Co KG.
- [8-7] Werbungsunterlage, Düsen-Schlick GmbH.
- [8-8] Werbungsunterlage, CALDYN Apparatebau GmbH.
- [8-9] Löffler F.: Chem. Rundsch. 29 Nr. 12. S. 9 - 11, 1976.
- [8-10] Löffler F.; Muhr, W.: Die Abscheidung von Feststoffteilchen und Tropfen an Kreis-
zylindern infolge von Trägheitskräften, Chem.-Ing.-Tech. 44, S. 510 - 514, 1972.
- [8-11] Hiller, R.; Löffler, F.: Der Einfluß von Partikelstoß und Partikelhaftung auf die
Abscheidung in Faserfilter, Staub Reinhalt. Luft 40, S. 405 – 411, 1971.
- [8-12] Tardos, G., Gal, E., Pfeffer, R.: A Study of Inertial Effects in Granular Bed Filtration,
AIChE J. 31, 7, 1093/1104, 1985.
- [8-13] Davies, C.N.: Proc. Phys. Soc., London 57 259 – 270, 1945.
- [8-14] Leschonski, K.: Grundlagen und moderne Verfahren der Partikelmesstechnik, 16.
Clausthaler Kursus, Okt. 1994.
- [B-1] DIN 66160, Messen disperser Systeme, 1985.
- [B-2] Leschonski, K.: Kennzeichnung einer Trennung, Ullmanns Enzyklopädie der
technischen Chemie. Bd. 2, 4. Auflage, 1972.
- [B-3] DIN 66142 Darstellung und Kennzeichnung von Trennung disperser Güter.
- [B-4] Junge, Chr.: Gesetzmäßigkeiten in der Größenverteilung atmosphärischer Aerosole
über dem Kontinent, Berichte des Deutschen Wettdienstes in der Us-Zone, Nr. 35, Die
Meteorologische Tagung in Bad Kissingen, 12. – 15. Oktober 1951, pp. 261 – 277.

-
- [B-5] Galton, F.: The Geometric Mean, in Vital and Social Statistics, Processing of the Royal Society of London, Vol. 29, 1879, pp. 365 – 367.
- [B-6] McAlister, D.: The Law of the Geometric Mean, Processing of the Royal Society of London, Vol. 29, 1879, pp. 367 – 376.
- [B-7] Raabe, O. G.: Particle size Analysis Utilizing Grouped Data and the Log-Normal Distribution, Journal of Aerosol Science, Vol. 2, 1971, pp. 289 – 303.