

Forschungsbericht FZKA-BWPLUS

**Charakterisierung und Abscheidung  
von Ölnebeln**

D. Nagel, K. Schaber

Institut für Technische Thermodynamik und Kältetechnik,  
Universität Karlsruhe (TH )

Förderkennzeichen: BWI 22010

Die Arbeiten des Programms Lebensgrundlage Umwelt und ihre Sicherung werden mit Mitteln des Landes Baden-Württemberg gefördert

Februar 2006

**Inhaltsverzeichnis**

1	Zusammenfassung .....	3
2	Einleitung.....	4
3	Experimenteller Teil .....	5
3.1	Beschreibung der Versuchsanlage .....	5
3.1.1	Aerosolerzeugung.....	5
3.1.2	Kühlschmierstoffabscheider.....	7
3.1.3	Rohrleitungen und Messstellen .....	8
3.1.4	Streulichtmessgerät .....	8
3.1.5	Drei-Wellenlängen-Extinktionsmessverfahren .....	8
3.1.6	Gesamt-Kohlenwasserstoffanalysator .....	8
3.1.7	Zulufttemperierung.....	9
3.1.8	Absorptionsstufe .....	10
3.2	Charakterisierung der Abscheideleistung von Kühlschmierstoffabscheidern .....	11
3.2.1	Messung von Fraktionsabscheidegradverläufen .....	11
3.2.2	Messung der Dampfkonzentration .....	15
3.3	Absorptionsstufe .....	16
4	Theoretischer Teil: Modellierung und Simulation der Aerosoldynamik .....	23
4.1	Modellannahmen.....	23
4.2	Stationäre Bilanzierung.....	24
4.2.1	Monodisperser Reinstoff.....	24
4.2.2	Monodisperses Mehrkomponentensystem .....	26
4.2.3	Polydisperse Systeme .....	27
4.3	Dimensionslose Darstellung .....	27
4.3.1	Dimensionsanalyse.....	27
4.3.2	NTU-Konzept für Aerosole.....	29
4.3.3	Der Sättigungsgrad idealer Mehrkomponentensysteme.....	30
4.3.4	Konzept des Sättigungspotenzials der Flüssigphase .....	32
4.3.5	Nichtideale Flüssigkeit.....	33
4.4	Numerische Simulation mit AerSolve .....	34
4.4.1	Tropfengrößenklassen .....	35
4.4.2	Numerische Simulation der stationären Rohrströmung .....	36
4.4.3	Stationäre Filterdurchströmung und Absorptionsstufe.....	39
4.4.4	Instationäre Bilanzierung .....	47
4.4.5	Instationäre Flüssigphase - quasistationäre Gasphase.....	51
4.5	Simulationsergebnisse.....	52
4.5.1	Stationäre Rohrströmung.....	52
4.5.2	Simulation der Fraktionsabscheidegrade und Größenverteilungen.....	62
4.5.3	Simulation der Absorptionsstufe .....	65
4.6	Phasenverhalten von Ölnebeln.....	70
5	Fazit .....	71
6	Symbolverzeichnis.....	73
7	Literaturverzeichnis .....	79
8	Vorträge und Veröffentlichungen .....	81
9	Anhang.....	81
9.1	Quervermischung des Ölnebels .....	81
9.2	Probenahmeeffekte .....	82
9.3	Ablauf der Flüssigphase im Filter .....	85
9.4	Abscheidung von Partikeln in Filtern .....	87
9.5	Berechnung der Stoffwerte .....	87
9.6	Modellierung der Ölzusammensetzung .....	91
9.7	Mittlung des NTU-Wertes.....	92
9.8	Tropfendeposition bei instationärer Bilanzierung.....	93

# 1 Zusammenfassung

Ölnebel sind Aerosole bestehend aus einem Trägergas und kondensierbaren Komponenten, die abhängig von ihrem thermodynamischen Zustand sowohl als feinste Tröpfchen, als auch dampfförmig vorliegen können. Die Charakterisierung und die Abscheidung von Ölnebeln kann durch eine Verschiebung der Stofffracht zwischen den Phasen erheblich erschwert werden. Am Beispiel von Kühlschmierstoffnebeln aus der Metallbearbeitung wurde ein neues Verfahren untersucht, das dem ambivalenten Charakter von Ölnebeln gerecht wird und die Prozessschritte Filtration und Absorption in einem Apparat kombiniert. Als Absorptionsmittel wurde gekühlter, schwerflüchtiger Kühlschmierstoff verwendet, mit dem eine Reduzierung der Dampfemission um ca. 15% bis 25% erreicht werden konnte.

Ein neu entwickeltes hydrostatisches Flüssigkeitsdosiersystem für einen Aerosolgenerator gewährleistet eine zeitlich konstante Zusammensetzung des Ölnebels. Eine Abreicherung des Flüssigkeitsreservoirs an Leichtersiedern, wie sie in herkömmlichen Aerosolgeneratoren auftritt, wird dadurch vermieden.

Kühlschmierstoffe auf Mineralölbasis sind typische Vertreter von Nichtgleichgewichtsaerosolen, da lange Verweilzeiten nötig sind, bis ein annähernd thermodynamisches Gleichgewicht zwischen der Tropfenphase und der Dampfphase erreicht wird. Es wurde das Simulationsprogramm AerSolve entwickelt, mit dem das Aerosolverhalten bei Entstehung, Transport, Abscheidung, Probenahme und Messung von Nichtgleichgewichtsaerosolen berechnet werden kann. Durch ein neuartiges HTU-NTU-Konzept für Aerosole lässt sich eine einheitliche Darstellung der Simulationsergebnisse erreichen.

Durch Experimente und durch Simulationsrechnungen mit AerSolve wurde gezeigt, dass sowohl die Messung von Fraktionsabscheidegradverläufen, als auch die Messung der Dampfabscheidegrade durch Verdunstungseffekte erheblich beeinflusst werden kann.

AerSolve erlaubt die Festlegung geeigneter Betriebsbedingungen für den Einsatz einer Absorptionsstufe.

## Summary

Oil mist is an aerosol, which consists of a carrier gas and condensable components. Depending on their thermodynamic state, they are present as very small droplets and as vapour. The characterization and the abatement of oil mist is complicated by this behaviour. In the project, a new process for the abatement of metalworking fluid mist, which combines absorption and filtration in a single device, was investigated. A low volatile cooled metalworking fluid was used as an absorbent. The gaseous emission was reduced by approx. 15 to 25 %.

A hydrostatic dosing system for an aerosol generator was developed, which ensures a constant composition of the oil mist. The depletion of volatile components in the liquid reservoir, which occurs in conventional aerosol generators, is avoided.

Metalworking fluid mists containing mineral oil are typical examples of non-equilibrium aerosols, because long residence times are needed in order to approach thermodynamic equilibrium between droplets and vapour. The simulation program AerSolve was developed, which allows to calculate the behaviour of non-equilibrium aerosols during formation, transport, abatement, sampling and measurement. A new HTU-NTU-concept for aerosols allows a uniform presentation of the simulation results.

By experiments and simulations with AerSolve it was shown, that evaporation can have a strong influence on the measurement of fractional separation efficiency curves as well as vapour separation efficiencies.

AerSolve allows the determination of suitable operating conditions for the use of an absorption stage.

## 2 Einleitung

Ölnebel sind Aerosole bestehend aus einem Trägergas und kondensierbaren Komponenten, die abhängig von ihrem thermodynamischen Zustand sowohl als feinste Tröpfchen, als auch dampfförmig vorliegen können. Ölnebel treten z. B. in Prozessen in der Metall verarbeitenden Industrie auf, wenn Kühlschmierstoffe mechanischen (Fliehkräfte, Scherkräfte, Trägheitskräfte) oder thermischen (Verdampfung) Beanspruchungen unterworfen werden. Weltweit sind Millionen von Menschen kühlenschmierstoffbelasteter Atmosphäre am Arbeitsplatz ausgesetzt. Ölnebel gelten als gesundheits- und umweltschädlich. Sie können die Arbeitssicherheit in Werkshallen gefährden, sind mit einem hohen Reinigungsaufwand verbunden und erfordern zusätzliche Wartungs- und Energieaufwendungen. Zur Abscheidung von Ölnebeln werden überwiegend mechanische und elektrische Feinstpartikelfilter eingesetzt, mit denen sich häufig keine zufriedenstellenden Schadstoffabscheidegrade erzielen lassen. Die Dampfphase passiert den Filter weitgehend ungehindert, was besonders im Fall der Reingasrückführung zur Belastung der Hallenluft führen kann. Die in einem Filter abgeschiedenen Tropfen bilden eine Flüssigphase auf den Filterfasern, die durch Verdunstung das vorbeiströmende Gas zusätzlich aufsättigen kann. Dieses Problem tritt auch bei allen Messungen der Gasphase auf, bei denen in einem Vorfilter die disperse Phase abgeschieden wird. Häufig überwiegt im Reingas von Kühlschmierstoffabscheidern die dampfförmige Emission die partikuläre bei weitem. Eine deutliche Reduzierung des Schadstoffaustrags ist dadurch nur durch Verringerung der Dampfemission möglich.

Es wurde daher ein Verfahren untersucht, bei dem eine Absorptionsstufe in einen herkömmlichen filternden Abscheider für Ölnebel integriert wird, um die Dampfemission zu verringern. Aufgrund des technischen Fortschritts bei Metallbearbeitungsverfahren (höhere Drehzahlen, Minimalmengenschmierung) entstehen immer kleinere Tropfengrößen, was höhere Anforderungen an Kühlschmierstoffabscheider stellt. Für Kühlschmierstoffabscheider existiert zur Zeit keine geeignete Prüfnorm, da sich die üblicherweise angewandten Normen auf Feststoffpartikel beziehen. Von der Arbeitsgruppe Aerosole des VDMA wurde eine Initiative gestartet, mit dem Ziel, eine Prüfnorm für Kühlschmierstoffabscheider auf der Basis des Fraktionsabscheidegradverlaufs zu entwickeln [ 1 ]. Die Frage, ob die Messung des Fraktionsabscheidegradverlaufs von Tropfenverdunstung beeinflusst werden kann, ist daher von zentraler Bedeutung. Für die Filterprüfung ist eine Referenz-Ölnebelquelle notwendig, mit der ein zeitlich konstantes Aerosol erzeugt werden kann.

Am Institut für Technische Thermodynamik und Kältetechnik (ITTK) der Universität Karlsruhe wurde eine Anlage zur Erzeugung, Charakterisierung und Abscheidung von Ölnebeln aufgebaut und kontinuierlich erweitert.

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurde das Simulationsprogramm AerSolve entwickelt, mit dem zusätzlich zur Gasphase und zur dispersen Phase eine Flüssigphase beschrieben werden kann. Es beinhaltet ein numerisches Lösungsverfahren für das aus dem physikalischen Modell resultierende Differentialgleichungssystem. Mit diesem Simulationsprogramm kann

sowohl der Beitrag der Flüssigphase auf den Filterfasern zur Aufsättigung der Gasphase, als auch der Betrieb einer Absorptionsstufe berechnet werden. Der gesamte Aerosolprozess ist somit modellierbar.

## 3 Experimenteller Teil

### 3.1 Beschreibung der Versuchsanlage

#### 3.1.1 Aerosolerzeugung

Es wurde eine rein thermische und eine rein mechanische Methode der Ölnebelerzeugung verwendet:

##### 3.1.1.1 Verdunstungsteller: thermische Aerosolerzeugung

Hierbei wird Öl auf eine heiße Platte getropft. Der Öldampf vermischt sich mit der Umgebungsluft und wird ca. 15 cm über der Platte von der Öffnung des Rohrleitungssystems angesaugt. Am Rand der Platte befindet sich ein konzentrischer Ablauf mit einer Öffnung, durch die der nicht verdampfte Anteil des Öls abfließt. Zur Erzeugung besonders hoher Nebelkonzentrationen wurde ein größerer Verdunstungsteller eingesetzt, als der standardmäßig verwendete.

##### 3.1.1.2 Aerosolgenerator: mechanische Aerosolerzeugung

Der Aerosolgenerator beruht auf dem Prinzip eines Minimalmengenschmiersystems, das am Fraunhofer Institut Chemische Technologie, Pfinztal-Berghausen, entwickelt wurde [ 2 ]. Das Öl wird mit Druckluft in einer Zweistoffdüse zerstäubt. Hiermit kann ein annähernd konstanter Nebel erzeugt werden, dessen volumetrisch gemittelter Durchmesser bei ungefähr 700 nm liegt. Die Partikelanzahlkonzentration ist durch die Regelung des Vordrucks der Druckluft von ca.  $10^4$  bis  $10^6$  Partikel/cm<sup>3</sup> einstellbar.

Der mit dem Verdunstungsteller erzeugte Nebel enthält nahezu keine Schwerstsiieder, es verdunsten hauptsächlich die leicht siedenden Komponenten. Der Aerosolgenerator erzeugt dagegen Nebel in denen alle Komponenten enthalten sind. Die entstandenen Tropfen sind nicht im thermodynamischen Gleichgewicht mit ihrer Umgebung.

Als Dosiereinrichtung bei der Ölnebelzeugung mit dem Aerosolgenerator dient die in Abbildung 3.1.1 dargestellte Konstruktion.

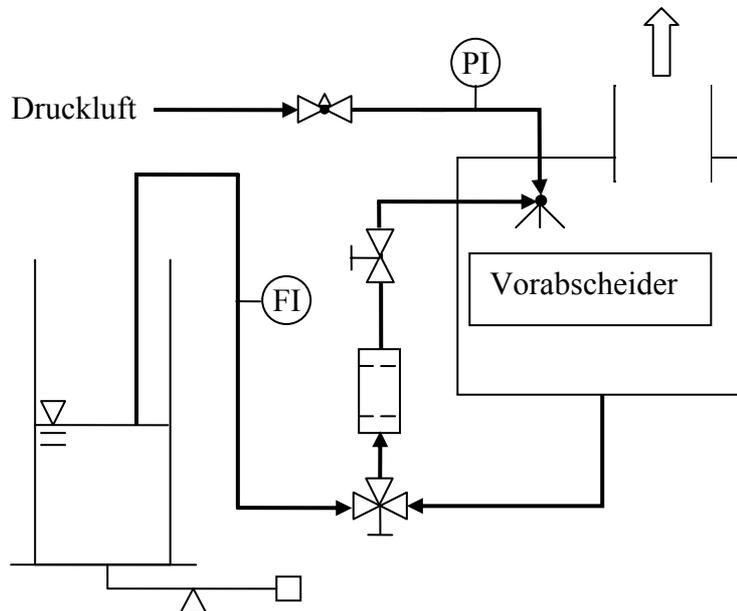


Abbildung 3.1.1: Aerosolgenerator mit Dosiereinrichtung

Die Menge an Öl, die als Aerosol die Dosiereinrichtung verlässt, wird vom Aerosolgenerator aus dem Vorratsgefäß angesaugt. Das nicht vernebelte Öl wird in die Ansaugleitung zurückgeführt und dadurch erneut verdüst. In der Ansaugleitung befindet sich ein Partikelfilter, um eine Verstopfung der Düse zu vermeiden. Mit einem Rotameter wird der Volumenstrom gemessen, der dem Vorratsgefäß entnommen wird. Eine Waage dient der Bestimmung der insgesamt vernebelten Ölmenge, aus der durch mehrere Messungen im stationären Zustand der Volumenstrom des Öls berechnet werden kann.

Die Trennung des Kreislaufs des rezirkulierenden Öls von dem Vorratsgefäß ermöglicht ein zeitnahes Erreichen eines stationären Zustands. In konventionellen Nebelgeneratoren sind Vorratsgefäß und Vernebelungskammer nicht getrennt, so dass die Flüssigkeit durch Verdunstung kontinuierlich an Leichtersiedern verarmt.

### 3.1.2 Kühlschmierstoffabscheider

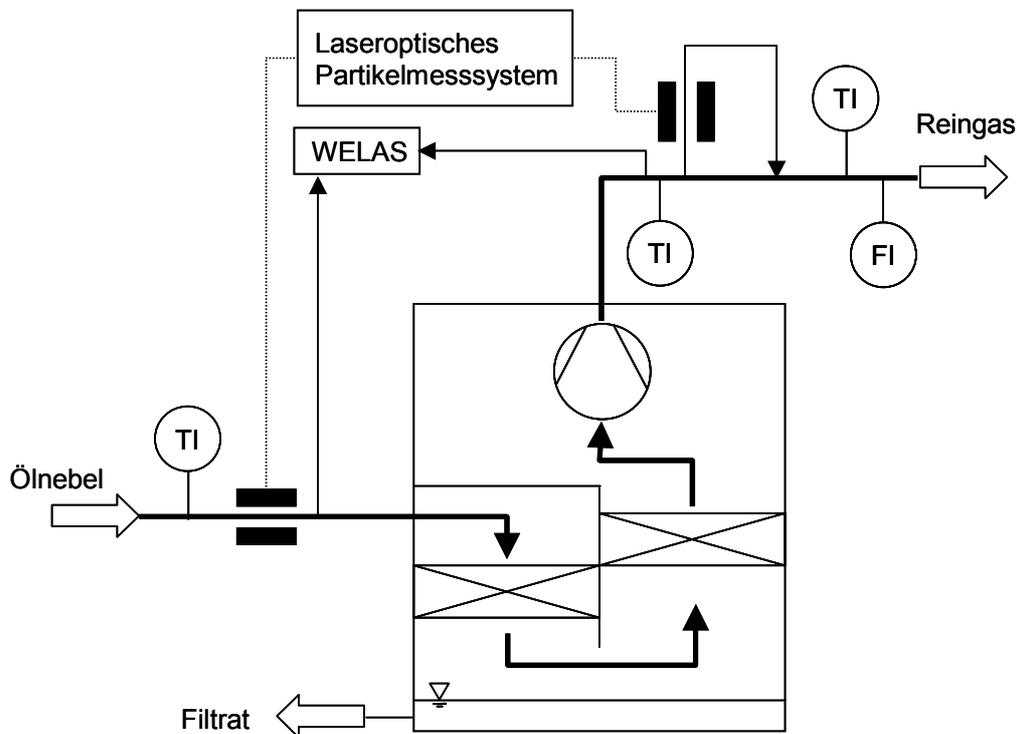


Abbildung 3.1.2: Anlagenfließbild

Es wird ein Mechanischer Öl- und Emulsionsnebelabscheider vom Typ OE-D AV 1-0, 18 der Firma Handte Umwelttechnik GmbH eingesetzt. Im oberen Bereich des OE-D ist ein Ventilator integriert. Bei Standardanwendungen wird das Reingas direkt in die Umgebung abgeblasen. Zum Ausgleich des Druckverlustes des Rohleitungssystems auf der Reingasseite der Versuchsanlage wird ein Ventilatorlaufrad mit 400 mm Durchmesser (Standardausführung: 355 mm Durchmesser) und ein Motor mit 2,2 kW Nennleistung (Standardmotor: 1,32 kW Nennleistung) verwendet.

Mit einem Frequenzumrichter wird die Drehzahl des Ventilators geregelt. Bei Frequenzen von 39 bis 45 Hz treten starke Vibrationen auf. Deshalb wurden in diesem Frequenzbereich keine Versuche durchgeführt. Der Aerosolabscheider hat zwei Einschübe für Filtermatten, die in der vorliegenden Arbeit mit Position A und Position B bezeichnet werden. Position A befindet sich direkt unter dem Rohgaseintritt und wird von oben nach unten durchströmt. Position B wird von unten nach oben durchströmt. Für die in der vorliegenden Arbeit beschriebenen Experimente wurde in Position A ein Edeltstahlgewirk, in Position B ein Kombigewirk aus 50mm Edelstahl und 50 mm Glasfaser verwendet.

### 3.1.3 Rohrleitungen und Messstellen

Für die Rohrleitungen des Gasstroms werden Polypropylenrohre mit 200 mm Nenndurchmesser und 4,9 mm Wandstärke verwendet. Zur Schwingungsentkopplung wird vor dem Ansaugstutzen des OE-D ein flexibler PVC-Spiralschlauch von 15 cm Länge verwendet, der auch für Teile der Reingasleitung benutzt wird.

Der Volumenstrom des Gases wird durch die Druckverlustmessung an einer Blende ermittelt. Der Druckverlust der Blende wird mit einem Betz-Manometer gemessen, der Druckverlust des Filters mit einem wassergefüllten U-Rohr. Die Temperaturen der Umgebungsluft, des Rohgases, des Reingases, des Gasstroms vor der Blende, des Absorptionsmittels im Vorratsgefäß und des verdünnten Absorptionsmittels werden mit Platin-Widerstandsthermometern (PT-100) und einem Messgerät vom Typ Prema 5017 gemessen und über die gesamte Messdauer digital aufgezeichnet.

### 3.1.4 Streulichtmessgerät

Die Partikelgrößenverteilungen wurden im Roh- und im Reingas mit Hilfe des Weißlicht-Aerosolspektrometers Welas 2100-00 A der Firma Palas GmbH gemessen. Es verwendet ein Einzelpartikelzählverfahren nach dem Prinzip der Streulichtmessung. Mit ihm können Partikel im Bereich von 0,3 bis 17  $\mu\text{m}$  bei einer maximalen Anzahlkonzentration von  $10^5$  Partikel/ $\text{cm}^3$  gemessen werden. Das Aerosol wurde dem Sensor über eine Probenahmesonde zugeführt.

### 3.1.5 Drei-Wellenlängen-Extinktionsmessverfahren

Das Partikelmessgerät Wizdq der Firma Wizard Zahoransky verwendet das Drei-Wellenlängen-Extinktionsmessverfahren (3WEM) [ 3 ]. Dabei wird ein Gasvolumen von drei Laserstrahlen verschiedener Wellenlänge durchleuchtet. Durch die sich im Gas befindenden Partikel wird jeder Laserstrahl unterschiedlich stark abgeschwächt. Mit der Mie-Theorie werden aus den unterschiedlichen Abschwächungsverhältnissen unter Annahme einer logarithmischen Normalverteilung der Partikel die charakteristischen Parameter der Partikelgrößenverteilung berechnet. Eine logarithmische Normalverteilung wird durch drei Parameter vollständig beschrieben, z.B. durch den volumetrisch gemittelten Durchmesser  $D_{3,0}$ , die Standardabweichung  $\sigma$  und die Anzahlkonzentration  $C_N$ . Für die Rohgasmessung mit dem 3WEM wird die Rohrleitung vor dem Filtereintritt mit Hilfe von Messfenstern durchleuchtet. Für die Reingasmessung wird ein Teilstrom abgesaugt und durch eine separate Messstrecke geleitet.

### 3.1.6 Gesamt-Kohlenwasserstoffanalysator

Zur Bestimmung der dampfförmigen Ölfracht im Roh- und Reingas wird ein Gesamt-Kohlenwasserstoffanalysator vom Typ Bernath Atomic 3005 verwendet, der mit Hilfe eines Flammenionisationsdetektors (FID) die Kohlenstofffracht in Propanäquivalenten misst. Dieser wurde vom Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen der Universität Stuttgart zur Verfügung gestellt. Die Messung mit dem FID erfordert, dass die Nebeltropfen vorher durch einen Filter entfernt werden.

### 3.1.7 Zulufttemperierung

Um das Trägergas auf die gewünschte Temperatur aufzuheizen bzw. abzukühlen wurde folgender Aufbau konstruiert:

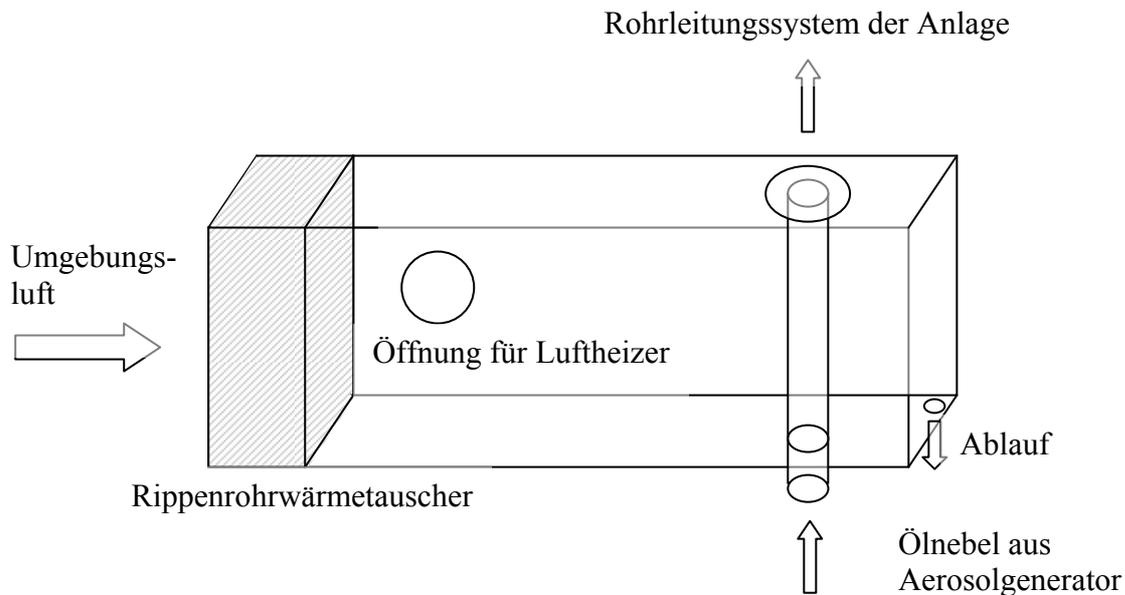


Abbildung 3.1.3: Zulufttemperierung

Die Umgebungsluft strömt durch einen Rippenrohrwärmetauscher in eine Mischkammer und wird dabei temperiert. Durch die Kühlmittelseite strömt ein Wasser-Glykol-Gemisch, das in einem Kryostaten temperiert wird. Eventuell anfallendes Kondensat fließt an der Unterseite des Wärmetauschers in eine Tropfwanne ab. Mit einem Luftheizer kann zusätzlich heiße Umgebungsluft in die Mischkammer eingeblasen werden. Die temperierte Luft wird durch eine Öffnung nach oben vom Rohrleitungssystem der Anlage angesaugt. An dieser Stelle wird der Ölnebel aus dem Aerosolgenerator mit Hilfe eines Plexiglasrohrs zugemischt. In der Mischkammer abgeschiedenes Öl und Kondensat können durch einen Ablauf abfließen. Zu diesem Zweck ist die Mischkammer leicht nach rechts hinten geneigt. Die Temperatur des Rohgases ist zwischen 15 und 34 °C einstellbar.

### 3.1.8 Absorptionsstufe

Im Aerosolabscheider befindet sich eine Düse, mit der die Filtermatte in Position A von oben mit einem Absorptionsmittel bedüst werden kann. Die Zufuhr des Absorptionsmittels erfolgt mit der in Abbildung 3.1.4 gezeigten Einrichtung.

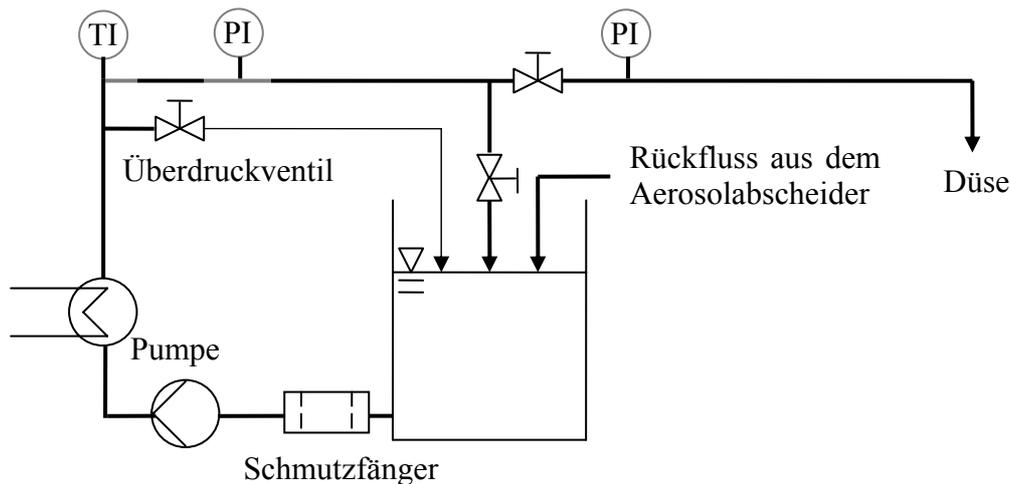


Abbildung 3.1.4: Einrichtung zur Bedüsung des Filters mit einem Absorptionsmittel

Das Absorptionsmittel wird von einer Pumpe aus dem Vorratsgefäß angesaugt. Ein Schmutzfänger filtert vor der Pumpe grobe Feststoffverunreinigungen heraus. Im Anschluss erfolgt die Temperierung in einem Plattenwärmetauscher und die kontinuierliche Temperaturmessung. Das Kühlmittel im Plattenwärmetauscher wird mit einem Kryostaten temperiert. Über ein Überdruckventil kann das Öl für den Fall zurück in das Vorratsgefäß geführt werden, dass der von der nicht regelbaren Pumpe aufgebaute Druck einen Wert von 10 bar überschreitet. Eine Leitung führt zur Düse, eine weitere zurück in das Vorratsgefäß. Die Volumenströme in beiden Leitungen werden über zwei Ventile geregelt. Um eine Vortemperierung des Systems zu erreichen, bleibt zunächst das Ventil zur Düse geschlossen. Somit wird das gesamte Öl im Kreislauf geführt. Durch das vollständige Öffnen des Ventils zur Düse wird die Bedüsung eingeschaltet. Mit der Ventilstellung im Rezirkulationsstrom wird der Vordruck der Düse und damit auch der verdüστε Volumenstrom geregelt. Der Düsenvordruck wird mit einem Manometer angezeigt. Bei vollständig geschlossenem Ventil im Rezirkulationsstrom wird der gesamte Volumenstrom der Pumpe von 840 L/h verdüστε. Dies entspricht einer Flüssigkeitsbelastung des Filters von  $1,6 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/(\text{m}^2 \text{ h})$ . Durch den kontinuierlichen Rückfluss des Absorptionsmittels aus dem Aerosolabscheider in das Vorratsgefäß genügt ein Gesamtvolumen des Absorptionsmittels von 18 L, um einen stationären Zustand zu erreichen.

## 3.2 Charakterisierung der Abscheideleistung von Kühlschmierstoffabscheidern

Die Abscheideleistung eines Aerosolabscheiders besteht einerseits aus der Tropfenabscheidung, andererseits aus dem Stoffaustausch zwischen den abgeschiedenen Tropfen, z. B. auf den Filterfasern, und der Gasphase. Dieser Stoffaustausch bewirkt, dass sich der Zustand des Aerosols in Richtung des thermodynamischen Gleichgewichts zwischen Gas- und Tropfenphase verschiebt. Die am ITTK erzeugten Ölnebel sind Nichtgleichgewichtsaerosole mit einer untersättigten Gasphase. Auch bei der thermischen Ölnebelerzeugung, die durch spontane Kondensation aus einer übersättigten Gasphase initiiert wird, ist das Verhältnis von Mischungsluft zu Aerosolstrom so groß, dass ein Aerosol mit einem Sättigungsgrad der Gasphase deutlich kleiner als eins entsteht. Der Filter bewirkt daher eine Aufsättigung der Gasphase.

Es wurde zunächst versucht, die Abscheideleistung des Aerosolabscheiders mit dem Drei-Wellenlängen-Extinktionsmessverfahren zu bestimmen. Die Abschwächung der Laserstrahlen im Reingas war allerdings beim Einsatz leistungsfähiger Filtermatten bei allen stationären Versuchsbedingungen zu gering, um eine Auswertung zu erlauben. Auch bei der Erzeugung eines extrem dichten Nebels und bei der Verwendung einer 2,20m langen Messstrecke war keine Zuordnung möglich. Da mit dem 3WEM letztendlich keine Abscheidegrade gemessen werden konnten, wurde von der Firma Palas ein Weißlicht-Aerosolspektrometer Welas 1100 für drei Wochen leihweise kostenlos zur Verfügung gestellt, mit dem Messungen im Rein- und Rohgas möglich waren. Im Dezember 2004 wurde ein Weißlicht-Aerosolspektrometer Welas 2100 beschafft, mit dem die weiteren Messungen durchgeführt wurden.

### 3.2.1 Messung von Fraktionsabscheidegradverläufen

Durch die Messung der Partikelgrößenverteilungen im Roh- und im Reingas mit dem Streulichtmessgerät wurde der Verlauf des Fraktionsabscheidegrades berechnet.

Um den stationären Zustand des Abscheiders zu erreichen, wurde die Reingasmessung so lange durchgeführt, bis sowohl die Partikelkonzentration als auch der Druckverlust der Filtermatten annähernd konstant waren. Eine Messreihe bestand aus fünf Einzelmessungen von je 50s und einer Pause von je 10s. Zur Auswertung wurde eine repräsentative Messung ausgewählt, bei der die Anzahl der gezählten Partikel sowie deren Größenverteilung dem Durchschnitt der Messreihe entsprachen.

Versuchsbedingungen der in Abb. 3.3.1 dargestellten Messung:

Temperatur des Verdunstungstellers:	ca. 220°C
Versuchsstoff:	Öl1
Gasvolumenstrom:	1150 m <sup>3</sup> /h
Ventilatorfrequenz:	50 Hz
Ölzufuhr zum Verdunstungsteller:	ca. 250 g/h
Rohgastemperatur:	24,4°C
Reingastemperatur:	29,5°C

In Abbildung 3.2.1 sind die Größenverteilungen der Anzahlkonzentration in der Einheit Partikel/cm<sup>3</sup> über dem Tropfendurchmesser  $X$  aufgetragen.

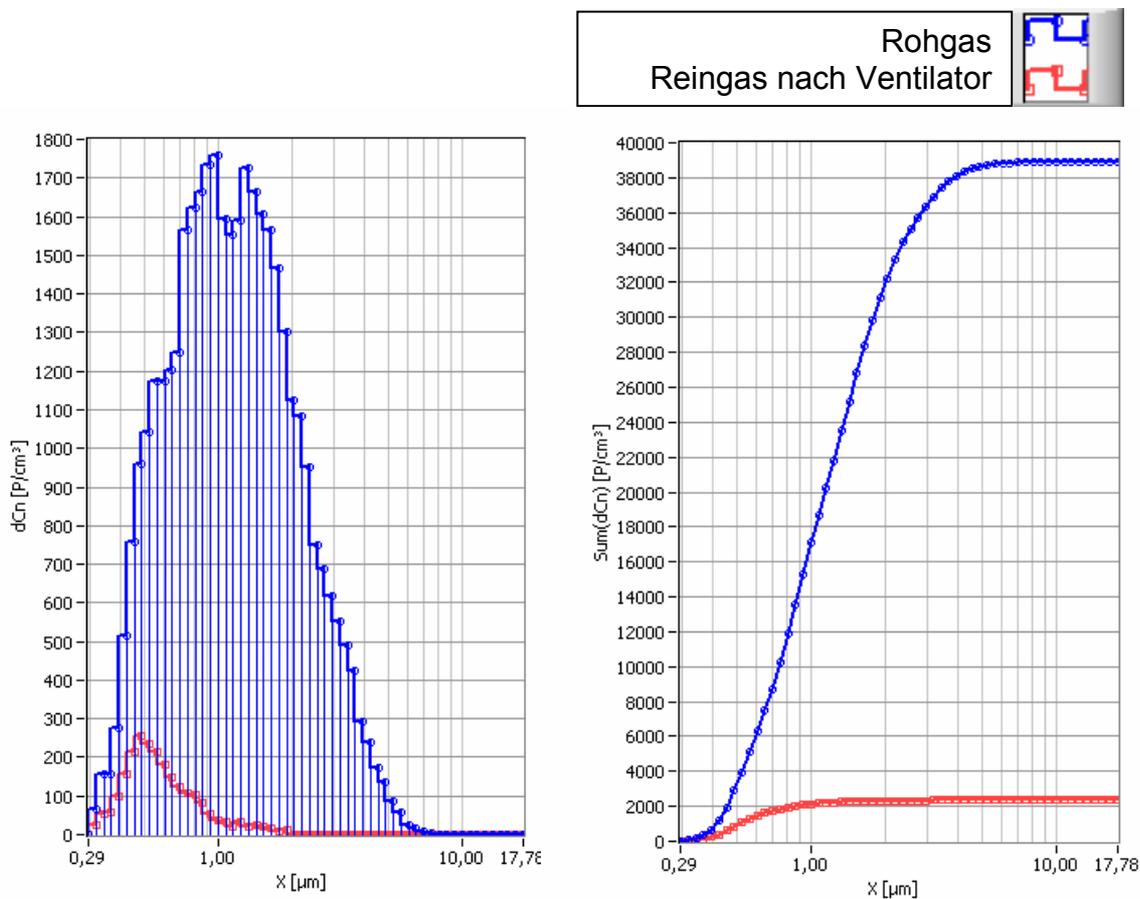


Abbildung 3.2.1: Partikelgrößenverteilungen bei Aerosolerzeugung mit dem Verdunstungsteller

Die blaue Kurve ist die im Rohgas gemessene Verteilung der Anzahlkonzentration. Die größten gemessenen Partikel hatten einen Durchmesser von ca. 7 µm. Die Gesamtanzahlkonzentration betrug etwa 39000 Partikel/cm<sup>3</sup>. Die rote Kurve stellt die Partikelgrößenverteilung im Reingas dar. Die Partikel mit einem Durchmesser von mehr als 2 µm wurden fast vollständig abgeschieden.

Zum Vergleich wird im Folgenden ein Messergebnis beschrieben, bei denen der Aerosolgenerator zur Aerosolerzeugung eingesetzt wurde.

Versuchsbedingungen der in Abbildung 3.2.2 dargestellten Messung:

Versuchsstoff: Öl1

Gasvolumenstrom: 1224 m<sup>3</sup>/h

Rohgastemperatur: 19 °C

Zerstäubungsdruck im Aerosolgenerator: 1,5 bar

Ventilatorfrequenz: 50 Hz

Reingastemperatur: 24 °C

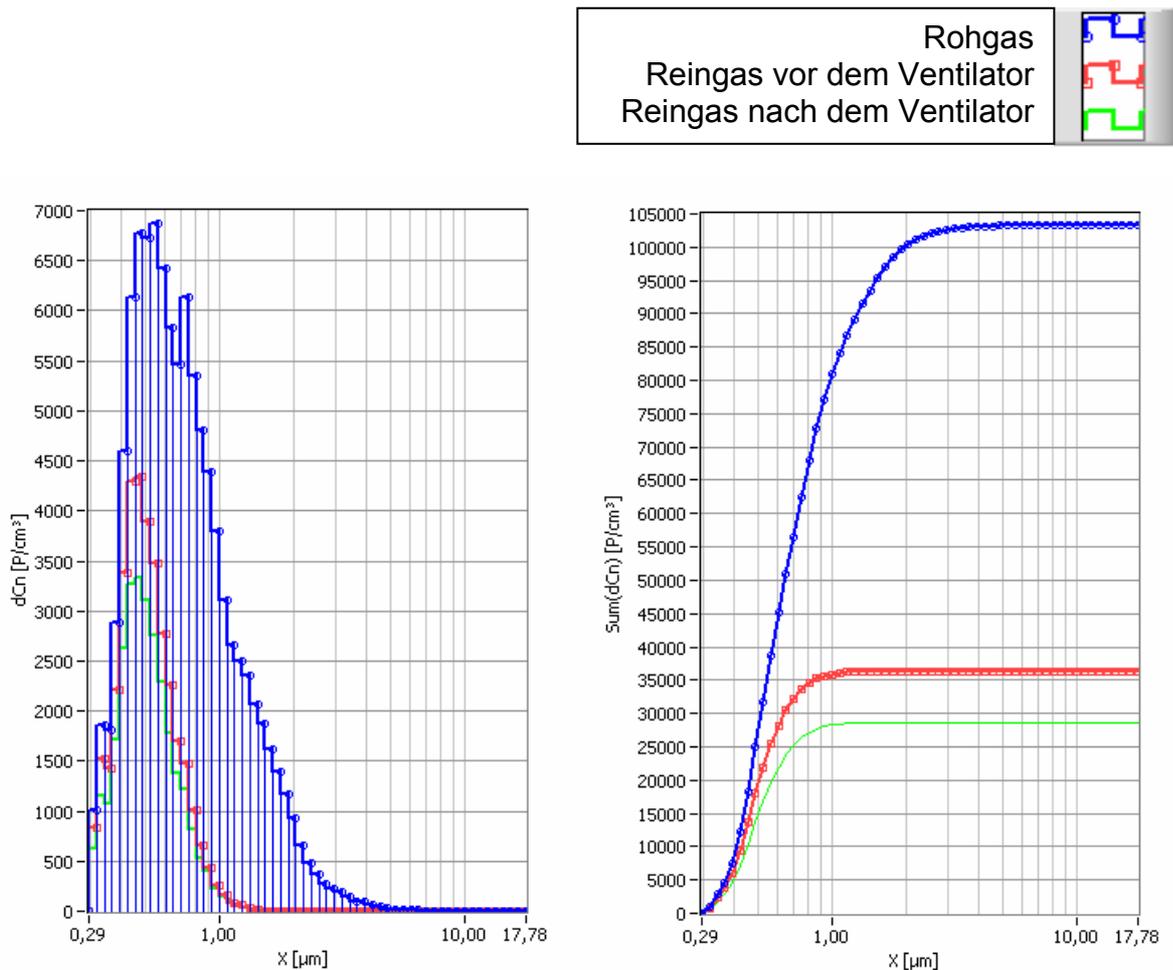


Abbildung 3.2.2: Partikelgrößenverteilungen bei Aerosolerzeugung mit dem Aerosolgenerator

Die blaue Kurve zeigt die Partikelgrößenverteilung des Rohgases. Im Vergleich zur Rohgasverteilung des mit dem Verdunstungsteller erzeugten Ölnebels ist die Rohgasverteilung in Abbildung 3.2.2 deutlich schmaler und besitzt einen niedrigeren Anteil größerer Tröpfchen. Der Abfall der Anzahlkonzentrationen in den fünf kleinsten Tropfengrößenklassen (links des Maximums der Rohgasverteilung) kann durch eine Abnahme des Zählwirkungsgrads zur unteren Messbereichsgrenze hin verursacht sein.

Die rote Kurve wurde mit einer Probenahmesonde im Gehäuse des Abscheiders vor dem Ventilator gemessen. Eine Messung nach dem Ventilator, in der Beschreibung der Anlage als Reingasmessstelle bezeichnet, ergab die grüne Partikelgrößenverteilung.

Die Fraktionsabscheidegrade, die sich aus den Partikelanzahlkonzentrationen in Abbildung 3.2.1 und Abbildung 3.2.2 ergeben, sind in Abbildung 3.2.3 dargestellt. Der hellblaue Fraktionsabscheidegrad ist das Ergebnis einer weiteren Messung mit dem Verdunstungsteller, bei der der Aerosolsensor und die Probenahmesonden über einen Schlauch verbunden waren. Der Schlauch war kreisförmig gebogen und hatte eine gesamte Länge von 1 m.

Die grüne Kurve ist der Fraktionsabscheidegradverlauf bei Ölnebelerzeugung mit dem Verdunstungsteller, der sich aus den Partikelanzahlkonzentrationen in Abbildung 3.2.2 ergibt. Den niedrigsten Fraktionsabscheidegrad ergab die Reingasmessung vor dem Ventilator bei

Aerosolerzeugung mit dem Aerosolgenerator (graue Kurve). Die rote Kurve ist der Fraktionsabscheidegradverlauf des gleichen Versuchs unter Verwendung der nach dem Ventilator gemessenen Partikelgrößenverteilung im Reingas.

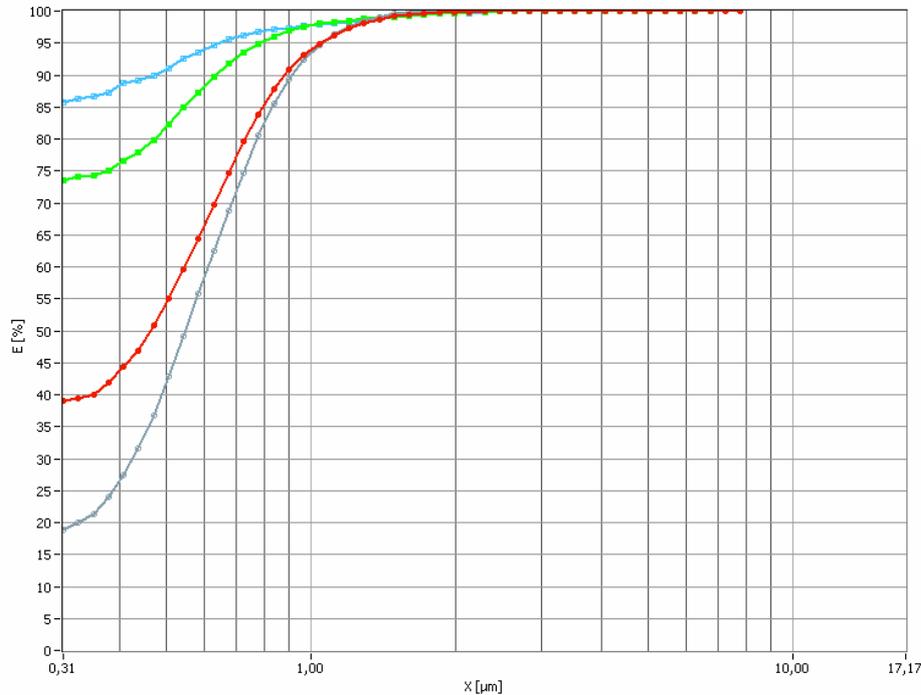


Abbildung 3.2.3: Gemessene Fraktionsabscheidegradverläufe

Aus dem Verlauf der blauen Kurve wird deutlich, dass eine Probenahme mit langer Verweilzeit in Probenahmeleitungen einen starken Einfluss auf das Ergebnis der Streulichtmessung haben kann. Durch Tropfenverdunstung und Partikelabscheidung im Schlauch wurden deutlich weniger Partikel detektiert als bei direkter Verbindung zwischen Sonde und Aerosolsensor. Da die Verdunstungseffekte bei der Reingasprobenahme aufgrund der geringeren Partikelkonzentration und der höheren Gastemperatur stärker sind als im Rohgas, wird ein deutlich höherer Fraktionsabscheidegrad gemessen. Der thermisch mit dem Verdunstungsteller erzeugte Ölnebel beinhaltet höhere Anteile an Leichtersiedern und eine breitere Tropfengrößenverteilung als der mit dem Aerosolgenerator erzeugte Ölnebel. Verdunstungseffekte machen sich bei der Messung des Fraktionsabscheidegrades daher stärker bemerkbar. Der tatsächliche mechanische Fraktionsabscheidegradverlauf liegt voraussichtlich zwischen der roten und der grauen Kurve. Die Rohgas- und Reingassonden besitzen im Inneren einen Querschnittsübergang von 3,3 auf 6mm. Dieser bewirkt, wie in Kapitel 9.2 erwähnt, Partikelverluste durch Abscheidung. Die Strömungsgeschwindigkeit vor dem Ventilator ist geringer als im Reingas. Um auch hier eine annähernd isokinetische Absaugung zu gewährleisten, wurde eine Sonde mit einem Innendurchmesser von durchgängig 6mm verwendet. Sie hatte also keinen Querschnittsübergang. Der mit dieser Sonde gemessene Fraktionsabscheidegrad (graue Kurve) ist aufgrund der unterschiedlichen Probenahmebedingungen im Rohgas und an der Messstelle vor dem Ventilator daher als zu gering einzuschätzen.

Die Simulationsrechnungen haben gezeigt, dass der Verdunstungseinfluss bei kleinen Tropfen am größten ist. Eine Abflachung der mit dem Aerosolgenerator gemessenen Fraktionsab-

scheidegrade hin zum unteren Messbereichsende, wie sie in Abbildung 3.2.3 zu sehen ist, kann daher verdunstungsbedingt sein.

Generell ist die Abscheideleistung von Filtermatten von der Beladung der Filterfasern mit Öl abhängig und wird dadurch sowohl von den Öleigenschaften, als auch von den Aerosolparametern beeinflusst. So war bei allen Versuchen eine deutliche Verbesserung des Partikelabscheidegrads beim Anfahr- und Sättigungsprozess der Filter zu beobachten.

### 3.2.2 Messung der Dampfkonzentration

Zur Bestimmung der Dampfkonzentration im Roh- und im Reingas wurde ein Gesamtkohlenwasserstoffanalysator (FID) verwendet. Der Probenahmestrom wurde mit einer 20 cm langen geraden Sonde mit 4,6 mm Innendurchmesser senkrecht aus dem Kern der Gasströmung abgesaugt. Die Tropfen wurden auf einem Glasfaserrundfilter mit 47 mm Durchmesser abgeschieden. Ein 2 m langer, auf 200°C temperierter Schlauch verbindet den Vorfilter mit dem Messgerät.

Messergebnisse im Roh- und Reingas sind in Tabelle 3.1 beschrieben. Dabei wurde ein Responsefaktor von 1 angenommen.

Nach der in Zeile 1 von Tabelle 3.1 beschriebenen Rohgasmessung wurde die Sonde aus dem Rohgasstrom entfernt. Anschließend wurde ölnebelfreie Umgebungsluft gemessen, ohne vorher den Glasfaserfilter auszuwechseln oder das Sondenrohr zu reinigen. Das Messsignal von ursprünglich 16,9 mg Öldampf pro m<sup>3</sup> Rohgas fiel nur langsam ab. Ein Abschrauben des Sondenrohrs und ein Entfernen des Glasfaserfilters bewirkte einen sehr schnellen Abfall des Messsignals auf 4,7 mg/m<sup>3</sup>. Die in einem separaten Versuch gemessene Kohlenwasserstoffkonzentration in der Umgebungsluft betrug 3,1 mg/m<sup>3</sup>. Das Wiederanbringen des Glasfaserfilters bewirkte einen sehr schnellen Anstieg des Messsignals auf 10,5 mg/m<sup>3</sup>. Das Entfernen des Glasfaserfilters und das Wiederanbringen des Sondenrohrs bewirkte ebenfalls einen Wiederanstieg des Messsignals auf 10,5 mg/m<sup>3</sup>. Durch kontinuierliches Ansaugen von Umgebungsluft sank dieser Messwert nur langsam. Erst nach einer Reinigung des Sondenrohrs und nach einem Austausch des Glasfaserfilters konnte eine störungsfreie Umgebungsluftmessung erreicht werden. Daraus ergibt sich, dass sowohl der mit abgeschiedenen Tropfen beladene Glasfaserfilter, als auch das mit abgeschiedenen Tropfen beladene Sondenrohr den Probenahmestrom erheblich aufsättigen können. Vor jeder Messung, bei der die Tropfenkonzentration geringer ist, als bei der vorhergehenden Messung, muss das Sondenrohr gereinigt und ein neuer Glasfaserfilter verwendet werden.

Der bei den durchgeführten Messungen übliche langsame Anstieg des FID-Signals auf den stationären Endwert (siehe Abbildung 3.3.1) kann durch die zunehmende Beladung des Sondenrohrs und des Glasfaserfilters bewirkt werden. Der stationäre Messwert besteht daher nicht nur aus der Dampfkonzentration im ursprünglichen Aerosol, sondern auch aus einer zusätzlichen Aufsättigung der Gasphase durch das Probenahmesystem. Je größer die Tropfenmenge im Aerosol ist, desto stärker ist der Einfluss dieser Aufsättigung. Die gemessene Dampfkonzentration kann daher als überhöht betrachtet werden, wobei die Überhöhung im Rohgas aufgrund der größeren Nebelmenge deutlich stärker sein kann, als im Reingas. Das kann sogar dazu führen, dass im Rohgas höhere Dampfkonzentrationen gemessen werden, als im Reingas, auch wenn in Wirklichkeit die Dampfkonzentration im Reingas höher ist, als im Rohgas. Messtechnisch ergibt sich dann eine „Dampfabscheidung“ im Aerosolabscheider, obwohl der Aerosolabscheider in Wirklichkeit die Dampfphase aufsättigt. Beispielsweise wird, wie in Tabelle 3.1 in Zeile 7 dargestellt, bei einem Vordruck der Zweistoffdüse von 5 bar auch ohne Absorptionsstufe eine Dampfabscheidung gemessen. Die Dampfkonzentration im Reingas

beträgt  $36,7 \text{ mg/m}^3$  gegenüber  $57,6 \text{ mg/m}^3$  im Rohgas. Durch die große Nebelkonzentration im Rohgas ist dieser Messwert aber als deutlich überhöht zu betrachten.

Es ist physikalisch nicht möglich, die disperse Phase von der Gasströmung zu trennen, ohne zusätzliche Stoffaustauschfläche zu schaffen und das System in Richtung des thermodynamischen Gleichgewichts zwischen Gas- und Tropfenphase zu verschieben.

Die Beeinflussung der Dampfphase wird bei der Konstruktion von Aerosolabscheidern oft nicht berücksichtigt, da messtechnisch schwierig zwischen dem Einfluss des Vorfilters des Dampfphasenmessgeräts und dem Filter des Aerosolabscheiders unterschieden werden kann.

In weiteren geplanten Arbeiten wird eine Probenahme entgegen der Strömungsrichtung getestet werden, um die abgesaugte Tropfenmenge zu minimieren.

### 3.3 Absorptionsstufe

Zur Verringerung der dampfförmigen Emission wird ein schwersiedendes gekühltes Öl als Absorptionsmittel eingesetzt. Es wird in der in Kapitel 3.1.8 beschriebenen Verfahrensweise in den Rohgasstrom eingedüst. In der Filtermatte in Position A werden die erzeugten groben Tropfen nahezu vollständig abgeschieden. Sowohl im Sprühkegel der Düse, als auch beim Ablauf des Absorptionsmittels in der Filtermatte wird ein intensiver Wärme- und Stoffaustausch zwischen dem Absorptionsmittel und der Gasströmung erreicht. Dadurch wird die Gasströmung sowohl abgekühlt, als auch an dampfförmigen Kühlschmierstoffkomponenten abgereichert.

Durch eine Partikelmessung im Reingas bei eingeschalteter Absorptionsstufe ohne Aerosolzufuhr wurde nachgewiesen, dass das Absorptionsmittel in den Filtermatten vollständig abgeschieden wird. Der Unterdruck im Abscheider behindert den Abfluss des Absorptionsmittels, so dass ein Ablaufrohr von 15 cm Höhe installiert wurde, das durch Schrägneigung des Abscheiders vollständig mit Flüssigkeit gefüllt wird, so dass der hydrostatische Druck einen kontinuierlichen Abfluss des Absorptionsmittels ermöglicht.

In Tabelle 3.1 sind die Ergebnisse einer Versuchsreihe zusammengefasst, bei der verschiedene Rohgastemperaturen, Nebelmengen und Volumenströme des Absorptionsmittels getestet wurden. Das Grundöl von Öl 1 wurde mit dem Aerosolgenerator vernebelt. Als Absorptionsmittel wurde ein Grundöl der selben Produktreihe mit einer höheren Viskositätsklasse ( $8 \text{ mm}^2/\text{s}$  bei  $40^\circ\text{C}$  gegenüber  $3,7 \text{ mm}^2/\text{s}$ ) verwendet. Das Gesamtvolumen des Absorptionsmittels betrug 18L.

Zeile	Prozessbedingungen:								Aerosolparameter:								Massenbezogene Abscheidegrade:			
	Düsenvordrücke				Temperaturen				Massenkonzentration				Anzahlkonzentration							
	$\Delta P_{Abs}$	$\Delta P_{Aero}$	T_Roh	T_Rein	T_Abs	T_Rück	$\Delta P_{Filter}$	$\dot{V}^G$	Dampf		Tropfen		Summe		Anzahlkonzentration		Tropfen	Dampf	Gesamt	Absst
	mbar	bar	°C	°C	°C	°C	mbar	m <sup>3</sup> /h	c_FID	c_FID	c_Tr	c_Tr	c_ges	c_ges	c_N	c_N				
1	-	1,3	18,7	23,8			11,0	1130	16,9	16,7	30,6	1,5	47,5	18,3	61509	17802	95,0	1,1	61,5	
2	200	1,3	19,0	23,2	13,6		11,3	1118	16,9	15,4	30,6	1,6	47,5	17,0	61509	18504	94,8	9,1	64,3	8,1
3	500	1,3	19,3	22,8	10,3		11,3	1109	16,9	14,8	30,6	1,7	47,5	16,5	61509	18860	94,5	12,5	65,3	11,6
4	-	1,3	25,2	29,8			11,0	1127	21,7	20,8	28,9	1,5	50,5	22,3	58772	17380	94,9	3,9	55,8	
5	500	1,3	25,0	27,0	11,2			1117	21,7	18,1	28,9	1,6	50,5	19,6	58772	18292	94,6	16,7	61,2	13,3
6	810	1,3	25,1	26,8	12,9	19,4	11,3	1116	21,7	17,7	28,9	1,6	50,5	19,3	58772	18311	94,5	18,4	61,8	15,1
7	-	5	25,1	29,9			11,4	1118	57,6	36,7		4,5		41,2		59056		36,4		
8	740	5	25,0	26,9	12,7	19,1	11,8	1110	57,6	27,5		5,0		32,5		65706		52,3		25,0
9	-	1,3	34,0	37,9			11,4	1101	27,0	41,1	24,4	1,4	51,3	42,5	48846	16735	94,2	-52,4	17,1	
10	> 700	1,3	34,0	33,8	16,4	25,2	11,6	1098	27,0	34,6	24,4	1,6	51,3	36,2	48846	17868	93,4	-28,2	29,5	15,9

Legende:

Prozessbedingungen:

$\Delta P_{Abs}$	Zerstäubungsdruck der Düse der Absorptionsstufe
$\Delta P_{Aero}$	Zerstäubungsdruck im Aerosolgenerator
T_Roh	Rohgastemperatur
T_Rein	Reingastemperatur
T_Abs	Temperatur des eingedüsten Absorptionsmittels
T_Rück	Temperatur des zurückfließenden Absorptionsmittels
$\Delta P_{Filter}$	Druckverlust der Filtermatten
$\dot{V}^G$	Gasvolumenstrom

Aerosolparameter:

c_FID	Massenkonzentration des Dampfes, gemessen mit FID
c_Tr	Massenkonzentration der Tropfen, gemessen mit Streulichtmessgerät
c_ges	Summe der Massenkonzentrationen des Dampfes und der Tropfen
c_N	Anzahlkonzentration der Tropfen

Massenbezogene Abscheidegrade:

Partikel	Gesamtabscheidegrad der Tropfen
Dampf	Gesamtabscheidegrad des Dampfes
Gesamt	Gesamtabscheidegrad der Summe aus Tropfen und Dampf
Absst	Verringerung der Dampfemission durch die Absorptionsstufe

Tabelle 3.1: Versuchsergebnisse ohne und mit Absorptionsstufe

### Erläuterung der Versuche aus Tabelle 3.1:

Bei ungefähr gleichen Rohgastemperaturen  $T_{\text{Roh}}$  von 19 °C in Zeile 1 bis 3, 25 °C in Zeile 4 bis 8, 34°C in Zeilen 9 und 10 werden Versuche ohne Absorptionsstufe und mit Absorptionsstufe verglichen. Die Versuche ohne Absorptionsstufe sind in den Zeilen 1,4,7,9 beschrieben und sind durch das Zeichen „-“ in der Spalte  $\Delta P_{\text{Abs}}$  gekennzeichnet.  $\Delta P_{\text{Abs}}$  ist der Vordruck des Absorptionsmittels an der Zerstäubungsdüse. Je größer der Vordruck, desto größer ist der Volumenstrom des Absorptionsmittels. Bei Vordrücken von mehr als 700 mbar ist der maximale Volumenstrom des Absorptionsmittels von 840 L/h erreicht. Dies ist bei den Versuchen in Zeile 6, 8, 10 der Fall. Nur bei diesen Versuchen ist die Temperatur des aus dem Aerosolabscheider zurückfließenden Absorptionsmittels  $T_{\text{Rück}}$  bekannt, da sie gleich der gemessenen Temperatur des Vorratsbehälters ist. Bei niedrigeren Düsenvordrücken wird ein Teil des Pumpenvolumenstroms, wie in Kapitel 3.1.8 beschrieben, direkt in den Vorratsbehälter zurückgeführt. Die Temperatur des Vorratsbehälters ist deshalb in diesen Fällen niedriger, als die des Rückflusses.

Mit Ausnahme der Zeilen 7 und 8 wurden alle Versuche mit der gleichen Nebelmenge durchgeführt, die durch einen Zerstäubungsdruck  $\Delta P_{\text{Aero}}$  der Druckluft in der Zweistoffdüse des Aerosolgenerators von 1,3 bar erzeugt wurde. Es wurden ca. 52 g/h Öl vernebelt, was einer Gesamtölfraucht (Summe aus Dampf und Tropfen) von ca. 47 mg/m<sup>3</sup> entspricht.

Abgesehen von der höheren Nebelmenge sind die Prozessbedingungen der Versuche in Zeile 7 und 8 gleich denen der Versuche in Zeile 4 und 6. Bei einem Zerstäubungsdruck von 5 bar werden ca. 285 g/h Öl vernebelt, was eine Gesamtölfraucht im Rohgas von ca. 255 mg/m<sup>3</sup> ergibt.

Der Betrieb der Absorptionsstufe hat nur einen sehr geringen Einfluss auf den Rohgaszustand, weshalb je eine repräsentative Rohgasmessung mit FID und Streulichtmessgerät für jede Rohgastemperatur ausgewählt wurde.

### Beschreibung der Versuchsergebnisse:

Prozessbedingungen:

Durch den Energieeintrag des Ventilators ist die Reingastemperatur  $T_{\text{Rein}}$  ohne den Betrieb der Absorptionsstufe um ca. 5 K höher als die Rohgastemperatur  $T_{\text{Roh}}$ . Bei einer Rohgastemperatur von 34 °C ist das Reingas nur ca. 4 K wärmer als das Rohgas, was auf Wärmeaustausch mit der Umgebung sowohl über Rohrleitungswände als auch über das Gehäuse des Aerosolabscheiders zurückzuführen ist.

Der Druckverlust der Filtermatten  $\Delta P_{\text{Filter}}$  nimmt durch den Betrieb der Absorptionsstufe um ca. 0,3 mbar zu, was auf die erhöhte Filterflächenbelastung durch die Abscheidung des eingedühten Absorptionsmittels zurückzuführen ist.

Der Gasvolumenstrom  $\dot{V}^G$  nimmt durch den Betrieb der Absorptionsstufe um maximal 2% ab, was sowohl durch den leicht erhöhten Druckverlust der Filtermatten  $\Delta P_{\text{Filter}}$ , als auch durch die Abkühlung der Reingastemperatur  $T_{\text{Rein}}$  bewirkt wird.

Beispielhaft werden im folgenden die wichtigsten Einflüsse der Absorptionsstufe erläutert. Dabei werden ausschließlich die Versuche in den Zeilen 4 und 6, 7 und 8, 9 und 10 verglichen. Bei diesen Versuchen hat die Absorptionsstufe den maximalen Volumenstrom von 840 L/h.

Bei einer Rohgastemperatur von 25 °C (Zeilen 4 und 6, 7 und 8) wird das Absorptionsmittel mit ca. 12,8 °C in den Abscheider eingedüst. Durch den Kontakt mit dem Gas erwärmt es sich um ca. 6,5 K und fließt mit ca. 19,3 °C in das Vorratsvolumen des Absorptionsmittelkreislaufs zurück. Dabei wird der Gassstrom von ca. 25 °C auf ca. 22 °C abgekühlt. Die Temperaturdifferenz zwischen Absorptionsmittel und Gasströmung verringert sich durch Wärme- und Stoffaustausch von ca. 12,2 K am Eintritt auf 5,8 K am Austritt des Absorptionsmittels. Analog sinkt die Temperatur des Reingases durch den Betrieb der Absorptionsstufe um ca. 3 K von ca. 29,8 °C auf ca. 26,8 °C.

Bei einer Rohgastemperatur von 34 °C wird das Absorptionsmittel mit 16,4 °C eingedüst und beim Durchlaufen des Aerosolabscheiders um 8,8 K erwärmt. Die Gasströmung wird dadurch um 4,1 K abgekühlt. Die im Vergleich zu den Versuchen mit einer Rohgastemperatur von 25 °C größere Kälteleistung der Absorptionsstufe ist durch die erhöhte Temperaturdifferenz zwischen Absorptionsmittel und Kühlmittel im Plattenwärmetauscher (siehe Abbildung 3.1.4) bedingt. Das Kühlmittel wurde bei beiden Rohgastemperaturen mit einem Kryostaten auf 0 °C temperiert.

#### Aerosolparameter und Abscheidegrade:

Je höher die Rohgastemperatur ist, desto stärker ist die Tropfenverdunstung zwischen Aerosolzeugung und Rohgasmessstelle. Die Anzahlkonzentration im Rohgas sinkt von 61509 Partikeln/cm<sup>3</sup> bei 19°C auf 48846 Partikeln/cm<sup>3</sup> bei 34 °C. Analog dazu sinkt die Tropfenmasse im Rohgas von 30,6 mg/m<sup>3</sup> bei 19 °C auf 24,4 mg/m<sup>3</sup> bei 34 °C. Komplementär dazu steigt die Dampfmasse im Rohgas von 16,9 mg/m<sup>3</sup> bei 19°C auf 27,0 mg/m<sup>3</sup> bei 34 °C. Die Summe aus Dampf- und Tropfenmasse im Rohgas steigt nur leicht von 47,5 mg/m<sup>3</sup> bei 19°C auf 51,3 mg/m<sup>3</sup> bei 34 °C. Aus den Simulationsrechnungen zur stationären Rohrströmung in Kapitel 4.5.1 ergibt sich, dass das Rohgas nur bei der hohen Nebelmenge in den Versuchen in Zeile 7 und 8 annähernd gesättigt ist. Bei allen anderen Versuchen ist die Stoffaustauschfläche des Aerosols zu gering, um das Rohgas in der vorhandenen Verweilzeit von ca. 0,5 s aufzusättigen. Wie in Kapitel 3.2.2 beschrieben sättigt das Sondenrohr und der Vorfilter des FID den Gasstrom zusätzlich auf, so dass eine höhere Dampfkonzentration gemessen wird, als tatsächlich im Prozess vorhanden ist. Durch Abscheide- und Verdunstungseffekte in der Sonde des Streulichtmessgeräts ist die gemessene Tropfenmasse geringer als die tatsächlich vorhandene. Die Summe aus gemessener Dampf- und Tropfenmasse kann daher höher oder niedriger sein, als die real vorhandene Ölmenge. Welcher Effekt dominiert, hängt von allen Aerosolparametern (Größenverteilung, Zusammensetzung, Verweilzeit, Temperatur) ab. In den betrachteten Experimenten stimmt die gemessene Gesamtkonzentration allerdings gut mit der vernebelten Ölmenge von ca. 47 mg/m<sup>3</sup> überein.

Die Tropfenmassenkonzentration im Reingas ist annähernd unabhängig von der Rohgastemperatur und liegt bei ca. 1,5 mg/m<sup>3</sup>. Durch den Betrieb der Absorptionsstufe steigt die Tropfenmassenkonzentration im Rohgas sehr wenig, d.h. um 0,1 bis 0,2 mg/m<sup>3</sup>. Die Anzahlkonzentration im Reingas steigt durch den Betrieb der Absorptionsstufe ebenfalls leicht an. Beide Effekte werden durch die verringerte Reingastemperatur verursacht. Die Tropfenverdunstung im Reingas wird durch die niedrigere Reingastemperatur reduziert. Der Einfluss der Absorptionsstufe auf die Dampfkonzentration im Reingas ist deutlich stärker. Sie wird beispielsweise in den Versuchen in Zeile 4 und 6 um 3,1 mg/m<sup>3</sup> verringert. Das entspricht einer Reduzierung der ursprünglichen Dampfmenge von 20,8 mg/m<sup>3</sup> um 15,1%. Bei der erhöhten Nebelmenge in den Versuchen in Zeile 7 und 8 ist die Effizienz der Absorptionsstufe deutlich größer. Die Dampfemission wird von 36,7 auf 27,5 mg/m<sup>3</sup> und damit um 25% verringert.

Der massenbezogene Gesamtabscheidegrad der Tropfen liegt bei allen Prozessbedingungen zwischen 93,4 und 95 %. Durch die sehr geringen Tropfengrößen des mit dem Aerosolgenerator erzeugten Aerosols liegt dieser massenbezogene Gesamtabscheidegrad deutlich unter den Messergebnissen des Verdunstungstellers, mit dem erheblich größere mittlere Tropfendurchmesser erzeugt werden. So lag der massenbezogene Gesamtabscheidegrad des in Abbildung 3.2.1 dargestellten Versuchs mit dem Verdunstungsteller bei 99,6 %. Der Fraktionsabscheidegrad sinkt stark mit fallender Tropfengröße (siehe Abbildung 3.2.3), weshalb das Aerosol des Aerosolgenerators (Minimalmengenschmierung) deutlich schwerer abscheidbar ist.

Eine Rohgasmessung mit dem Streulichtmessgerät bei einem Düsenvordruck von 5 bar (Zeilen 7 und 8) ist nicht möglich, da die Anzahlkonzentration des Aerosols weit über der Messbereichsgrenze von  $10^5$  Partikeln/cm<sup>3</sup> liegt. Durch Subtraktion der gemessenen Dampfkonzentration von 57,6 mg/m<sup>3</sup> von der vernebelten Ölmenge von ca. 255 mg/m<sup>3</sup> lässt sich abschätzen, dass die Tropfenkonzentration im Rohgas im Bereich von ca. 200 mg/m<sup>3</sup> liegt.

Thermodynamisch gesehen ist Dampf ohne Kühlung oder Absorptionsmittel nicht abscheidbar. Einzige Ausnahme sind übersättigte Gase, die bei den durchgeführten Experimenten ohne Absorptionsstufe nicht vorkommen können. Dennoch wurde bei allen Experimenten mit Ausnahme von einer Rohgastemperatur von 34 °C (Zeilen 9 und 10) eine Dampfabscheidung gemessen. Wie in Kapitel 3.2.2 erklärt, entspricht die gemessene Dampfabscheidung nicht der Realität, sondern wird durch Verdunstung im Sondenrohr und im Vorfilter des FID bewirkt. In Wirklichkeit wird die Gasphase im Aerosolabscheider ohne Absorptionsstufe aufgesättigt. Nur bei einer Rohgastemperatur von 34 °C (Zeilen 9 und 10) ist der Reingasmesswert der Dampfkonzentration höher als der Rohgasmesswert. Dadurch, dass die Dampfkonzentration schon im Rohgas höher ist, als die Tropfenkonzentration, kann Verdunstung im Probenahmesystem die Dampfmessung nur wenig verfälschen.

Bei allen dargestellten Versuchen beträgt die Dampfkonzentration im Reingas ein Vielfaches der Tropfenkonzentration.

Der Gesamtabscheidegrad wird dadurch berechnet, dass die Summe der Tropfen- und Dampfmassenkonzentration im Reingas mit der Summe im Rohgas verglichen wird. Da der Dampf schwer abscheidbar ist, liegt der Gesamtabscheidegrad deutlich unter dem Abscheidegrad der Tropfen. Hohe Rohgastemperaturen und dadurch hohe Dampfmenen sollten daher vermieden werden.

Durch die Absorptionsstufe wird der Gesamtabscheidegrad um 6% (Zeilen 4 und 6) oder um 12,4 % (Zeilen 9 und 10) erhöht. Das wird durch eine Verringerung der Dampfemission um jeweils ca. 15% erreicht.

Die Reingasmessungen mit dem FID bei einer Rohgastemperatur von 34°C (siehe Tabelle 3.1, Zeilen 9, 10) sind in Abbildung 3.3.1 dargestellt:

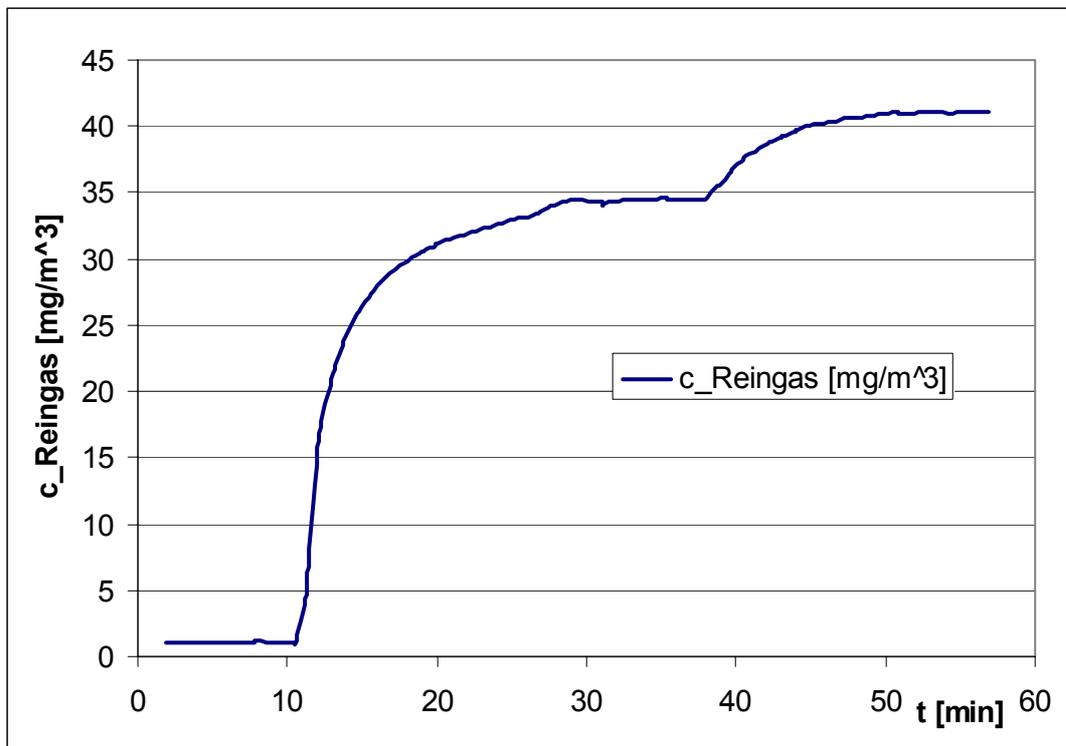


Abbildung 3.3.1 Verlauf des FID-Signals im Reingas mit und ohne Absorptionsstufe

Zu Beginn der FID-Messung im Reingas bei 11 min Messzeit ergibt sich ein schneller Anstieg des Messsignals, der sich zunehmend verlangsamt, bis sich der Kurvenverlauf asymptotisch an den stationären Endwert annähert. Nach 40 min Messzeit mit eingeschalteter Absorptionsstufe war die gemessene Reingas-Dampfkonzentration annähernd stationär bei 34,6 mg/m<sup>3</sup>.

Ausschalten der Absorptionsstufe bewirkte einen Anstieg der Reingas-Dampfkonzentration auf 41,1 mg/m<sup>3</sup> nach 57 min Versuchsdauer. Die Absorptionsstufe bewirkte somit eine Verringerung der Dampfkonzentration im Reingas um 16%.

#### Diskussion der Versuchsergebnisse

Der Einfluss der Absorptionsstufe wäre wesentlich höher, wenn die Gasphase am Eintritt des Aerosolabscheiders gesättigt wäre. Mit den in Kapitel 4.5.1 dargestellten Simulationsrechnungen zur Tropfenverdunstung im Rohgas wurde berechnet, dass die Gasphase am Eintritt der Absorptionsstufe nur bei hohen Nebelmengen von 200 mg/m<sup>3</sup> einen Sättigungsgrad von eins erreicht, was den Experimenten bei einem Verdünnungsdruck von 5 bar entspricht, siehe Tabelle 3.1, Zeile 8. Obwohl der Sättigungsgrad der Gasphase nahe eins liegt, ist das thermodynamische Gleichgewicht zwischen Tropfenphase und Dampfphase noch nicht erreicht. Die Massenbeladung der Gasphase liegt noch deutlich unter ihrem Gleichgewichtswert, siehe Abbildung 4.5.6.

Bei den in der Praxis deutlich häufiger vorkommenden Nebelmengen von ca. 30 mg/m<sup>3</sup>, was den Experimenten mit einem Verdünnungsdruck von 1,3 bar entspricht, ist die Gasphase unter-

sättigt. Die Verweilzeit des Aerosols im Rohgas ist zu kurz, um eine vollständige Aufsättigung der Gasphase zu ermöglichen. Durch die Untersättigung der Gasphase liegt die Verringerung der Dampfemission durch die Absorptionsstufe nur bei ca. 15%.

#### Fazit zur Absorptionsstufe:

Durch eine Absorptionsstufe kann der gasförmige Schadstoffaustrag verringert werden. Sinnvolle Prozessbedingungen sind eine starke Kühlung des Absorptionsmittels auf mindestens 10 °C unter der Rohgastemperatur und ein Massenstrom des Absorptionsmittels von mindestens 50% des Gasmassenstroms.

Je kleiner das Öl zu Luft-Verhältnis ist und je höher die Gastemperatur ist, desto größer ist der Anteil des dampfförmigen Öls an der Gesamtmenge des Ölnebels. Verdünnung des Aerosols und hohe Betriebstemperaturen sollten daher vermieden werden.

Im Fall einer untersättigten Gasphase wird die Effizienz der Absorptionsstufe vermindert, da einerseits weniger Dampf absorbiert wird, andererseits die verbleibenden Tropfen, die in der Filtermatte nach der Absorptionsstufe abgeschieden werden, den Gasstrom wieder aufsättigen können. Eine untersättigte Gasphase tritt bei kurzen Verweilzeiten des Nebels im Rohgas und bei geringen Nebelkonzentrationen auf. Es wäre allerdings bei einer praktischen Anwendung des Verfahrens mit untersättigter Gasphase im Rohgas wenig sinnvoll, die Verweilzeit des Nebels im Rohgas absichtlich zu erhöhen, da durch Tropfenverdunstung die Dampfmenge erhöht werden würde. Mit Hilfe des in Kapitel 4.3.2 behandelten NTU-Werts für das Aerosol kann der Sättigungsgrad des Rohgases am Filtereintritt abgeschätzt werden. Ab einem NTU-Wert von vier ist der Sättigungsgrad des Aerosols nahe eins, siehe Abbildung 4.5.8.

Mit einem annähernd gesättigten Rohgas mit einer Nebelmenge von ca. 200 mg/m<sup>3</sup> kann eine Reduzierung der Dampfemission um ca. 25% erreicht werden. Mit einem untersättigten Rohgas mit einer Nebelmenge von ca. 30 mg/m<sup>3</sup> kann eine Reduzierung der Dampfemission um ca. 15% erreicht werden.

Dabei ist allerdings zu beachten, dass das Absorptionsmittel bei einer Langzeitanwendung des Verfahrens beispielsweise durch Destillation regeneriert oder in das Stoffstrommanagement des Betriebs eingebunden werden muss. Durch den Energieaufwand zur Kühlung, die Beschaffung bzw. die Regeneration des Absorptionsmittels entstehen Betriebskosten, die im Anwendungsfall mit alternativen Maßnahmen zur Verringerung der Dampfemission verglichen werden müssen. Die Dampfemission lässt sich durch Verwendung verdampfungsarmer Kühlschmierstoffe reduzieren. Beispielsweise kann das Ersetzen von Kühlschmierstoffen auf Mineralölbasis durch Kühlschmierstoffe auf Esterbasis den Dampfdruck und damit auch die Dampfemission des Kühlschmierstoffs deutlich verringern. Vor dem Hintergrund hoher Ölpreise gewinnt diese Alternative zunehmend an Attraktivität, da sich der Preisvorteil der Kühlschmierstoffe auf Mineralölbasis verringert. Alternative Verfahren zur Dampfabscheidung, wie z.B. die Adsorption an Aktivkohle oder die thermische Nachverbrennung, verursachen Beschaffungs- und Entsorgungskosten für die Aktivkohle oder einen hohen Energiebedarf für das Erreichen der Verbrennungstemperatur. Pauschale Aussagen über die optimalen Maßnahmen sind aufgrund der Vielzahl der Einflussparameter schwierig.

Mit AerSolve steht ein Simulationswerkzeug zur Verfügung, das die Festlegung geeigneter Betriebsbedingungen für den Einsatz einer Absorptionsstufe erlaubt. Durch die Modellierung der Kühlschmierstoffzusammensetzung und die Berechnung typischer Prozessbedingungen kann im Anwendungsfall der Effekt der Absorptionsstufe beurteilt und damit ein Vergleich zu anderen Maßnahmen hergestellt werden.

## 4 Theoretischer Teil: Modellierung und Simulation der Aerosoldynamik

### 4.1 Modellannahmen

Ein Aerosol besteht aus einem Trägergas, in dem feste oder flüssige Partikel fein verteilt vorliegen. Ölnebel enthalten neben einer dispersen Tropfenphase auch dampfförmige Komponenten.

Zur Beschreibung der Stofftransportvorgänge in einem Aerosol wird ein Modell eingeführt, dem folgende Annahmen zugrunde liegen [ 4 ]:

- die Gasphase ist ein Gemisch idealer Gase
- der Druck ist konstant
- der Abstand zweier benachbarter Tropfen ist groß gegenüber ihrem Durchmesser, so dass sie sich nicht gegenseitig beeinflussen
- Konzentrations- und Temperaturfeld um einen Tropfen sind stationär, d.h. sie passen sich einer zeitlichen Änderung der Randbedingungen ohne Verzögerung an
- äußere Kräfte wie die Gewichtskraft werden vernachlässigt
- es findet keine Relativbewegung zwischen Tropfen und Trägergas statt
- Koagulation und Agglomeration werden nicht berücksichtigt
- an der Tropfenoberfläche herrscht Phasengleichgewicht

Aus der Stefan-Maxwell-Gleichung folgt für einen Reinstofftropfen in einer Umgebung aus Inertgas I unter der Annahme, dass die Tropfenoberfläche für das Inertgas undurchlässig ist:

$$\dot{n}_i^T = \frac{c^G D_{iI}}{r} \cdot \ln \left( \frac{1 - y_i}{1 - y_i^T} \right) \quad (4.1)$$

Im Falle kleiner Molanteile  $y_i$  und geringer Stoffstromdichten  $\dot{n}_i^T$  kann Gleichung (4.1) in guter Näherung zur Berechnung der Stoffstromdichte einer Komponente  $i$  in einem Mehrphasensystem verwendet werden [ 4 ]. Die Schleppestrome der Komponenten  $j \neq i$  werden bei dieser Näherung vernachlässigt. Es wird somit nur der Schleppestrom von  $i$  selbst berücksichtigt.

Gleichung (4.1) gilt im Kontinuumsbereich für Knudsen-Zahlen von  $Kn_i \ll 1$ .

$$Kn_i = \frac{\Lambda_i}{r} \quad (4.2)$$

Dabei ist  $\Lambda_i$  die mittlere freie Weglänge der Dampfmoleküle:

$$A_i = \frac{2D_{it}}{w_{th,i}} \quad (4.3)$$

$w_{th,i}$  ist die mittlere thermische Geschwindigkeit eines Moleküls:

$$w_{th,i} = \sqrt{\frac{8RT}{\pi M_i}} \quad (4.4)$$

Bei Knudsen-Zahlen im Bereich von eins müssen molekulare Stofftransportmechanismen berücksichtigt werden [ 5 ]. Dazu wird Gleichung (4.1) nach Raynor, Cooper und Leith [ 6 ] mit folgendem Knudsen-Korrekturfaktor erweitert:

$$\theta_i = \frac{1 + Kn_i}{1 + 2Kn_i(1 + Kn_i)} \quad (4.5)$$

Die Temperatur eines Tropfens kann sich durch Verdunstung oder Kondensation von Molekülen ändern. Raynor, Cooper und Leith [ 6 ] haben nachgewiesen, dass diese Temperaturänderungen im Falle von Mineralölen, die frei sind von stark flüchtigen Komponenten wie Wasser oder Methanol, vernachlässigt werden können. In den nachfolgend beschriebenen Modellen wird deshalb vereinfachend davon ausgegangen, dass Tropfen- und Gasphase die gleiche Temperatur besitzen.

## 4.2 Stationäre Bilanzierung

In diesem Kapitel werden die Gleichungen bereitgestellt, mit denen die Dynamik eines stationär durch ein Rohr strömenden Aerosols beschrieben werden kann. Der Kelvin-Effekt findet noch keine Berücksichtigung.

### 4.2.1 Monodisperser Reinstoff

Es wird ein differenzielles Volumenelement mit der Querschnittsfläche  $A_Q$  betrachtet:

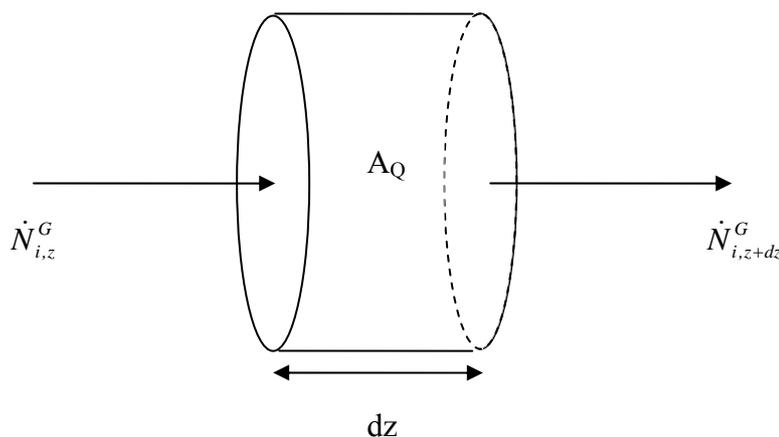


Abbildung 4.2.1: stationär durchströmtes Volumenelement

Es wird von einer idealen Pfropfströmung des Aerosols im Rohr ausgegangen. Die stationäre Bilanz für die Komponente  $i$  in der Gasphase ist:

$$\frac{\partial \dot{N}_i^G}{\partial t} = 0 = \dot{N}_{i,z}^G - \dot{N}_{i,z+dz}^G + \dot{n}_i^T A^{Tr} c_N A_Q dz = -\frac{\partial \dot{N}_i^G}{\partial z} dz + \dot{n}_i^T A^{Tr} c_N A_Q dz \quad (4.6)$$

Bei Vernachlässigung von Schleppströmen ergibt sich ein linearer, kinetischer Ansatz, der ergänzt durch den Knudsen-Korrekturfaktor  $\theta_i$ , lautet:

$$\dot{n}_i^T = c^G \beta_i^G (y_i^T - y_i) \quad (4.7)$$

Dabei ist  $\beta_i^G$  der Stoffübergangskoeffizient:

$$\beta_i^G = \frac{D_{il} \theta_i}{r} \quad (4.8)$$

Die Bilanzgrößen sind eine Funktion des Ortes  $z$  im Rohr. Zwischen dem Ort und der Verweilzeit  $\tau$  eines mitströmenden Volumenelementes besteht folgender, linearer Zusammenhang:

$$d\tau = \frac{A_Q}{\dot{V}^G} dz \quad (4.9)$$

Die Verweilzeit kann daher als Laufkoordinate verwendet werden. Eine Bilanz um die Tropfenphase ergibt folgenden Zusammenhang:

$$\frac{\partial \dot{N}_i^{Tr}}{\partial \tau} = 4\pi r^2 c_N \dot{V}^G \frac{\rho_i^L}{M_i} \frac{\partial r}{\partial \tau} \quad (4.10)$$

Die Komponentenbilanz um Gas- und Flüssigphase lautet:

$$\dot{N}_{i,0}^{Tr} + \dot{N}_{i,0}^G = \dot{N}_i^{Tr} + \dot{N}_i^G, \quad (4.11)$$

Aus (4.11) ergibt sich ein Zusammenhang zwischen dem Molanteil von  $i$  in der Gasphase und dem Tropfenradius:

$$y_i = y_{i,0} + \frac{4}{3} \pi c_N \frac{\rho_i^L}{M_i} \frac{RT}{p} (r_0^3 - r^3) \quad (4.12)$$

Aus einer Differentiation von (4.11) folgt:

$$\frac{\partial \dot{N}_i^{Tr}}{\partial \tau} = -\frac{\partial \dot{N}_i^G}{\partial \tau} \quad (4.13)$$

Einsetzen von (4.7) - (4.10), (4.12) und (4.13) in (4.6) führt zu:

$$\frac{dr}{d\tau} = -D_{il}\theta_i \frac{M_i p_{0is}}{\rho_i^L RT} \left[ 1 - y_{i,0} \frac{p}{p_{0is}} - \frac{\rho_i^L RT}{M_i p_{0is}} \frac{4}{3} \pi c_N (r_0^3 - r^3) \right] \frac{1}{r} \quad (4.14)$$

Die Lösung dieser Differentialgleichung (4.14) mit der Anfangsbedingung

$$r(t=0) = r_0 \quad (4.15)$$

lautet:

$$\tau = \frac{1}{a_2} \left[ -\frac{1}{3} \frac{\ln(r+a_1)}{a_1} + \frac{1}{6} \frac{\ln(r^2 - ra_1 + a_1^2)}{a_1} + \frac{\sqrt{3}}{3} \frac{\arctan\left(\frac{\sqrt{3}}{3} \frac{2r-a_1}{a_1}\right)}{a_1} \right]_{r_0}^r \quad (4.16)$$

$$a_1 = \left( \frac{(1 - y_{i,0} \frac{p}{p_{0is}}) \frac{M_i p_{0is}}{\rho_i^L RT} - r_0^3}{\frac{4}{3} \pi c_N} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4.17)$$

$$a_2 = D_{il}\theta_i \frac{4}{3} \pi c_N \quad (4.18)$$

#### 4.2.2 Monodisperses Mehrkomponentensystem

Der kinetische Ansatz (4.7) lässt sich - wie erwähnt - auch auf Mehrkomponenten-Systeme anwenden, wobei sich der Molanteil der Komponente  $i$  an der Tropfenoberfläche aus dem Raoult'schen Gesetz unter der Annahme einer idealen Flüssigphase ergibt:

$$y_i^T = x_i^T \frac{p_{0is}}{p} \quad (4.19)$$

Die Bilanzen (4.6) und (4.11) bleiben unverändert. Die Bilanz um die Tropfenphase lautet:

$$\frac{\partial r}{\partial \tau} = -\frac{\sum_i \dot{n}_i^T A^{Tr} \frac{M_i}{\rho_i^L}}{4\pi r^2} = -\frac{1}{r} \sum_i \frac{M_i}{\rho_i^L} c^G D_{il} \theta_i (y_i^T - y_i) \quad (4.20)$$

Hieraus ergibt sich folgende Abhängigkeit des Tropfenradius' von der Verweilzeit für den Fall eines monodispersen Mehrkomponentensystems:

$$\frac{dr}{d\tau} = -\frac{l}{r} \sum_i D_{il} \theta_i \frac{p_{0is} M_i}{RT \rho_i^L} \left[ x_i^T - y_{i,0} \frac{p}{p_{0is}} - \frac{4}{3} \pi c_N \frac{RT}{p_{0is}} \left( x_{i,0}^T r_0^3 \sum_j x_{j,0}^T \frac{\rho_j^L}{M_j} - x_i^T r^3 \sum_j x_j^T \frac{\rho_j^L}{M_j} \right) \right] \quad (4.21)$$

Für diesen Fall lässt sich keine analytische Lösung angeben. Ein geeignetes numerisches Lösungsverfahren wird in Kapitel 4.4.2 vorgestellt.

### 4.2.3 Polydisperse Systeme

Zur mathematischen Beschreibung eines polydispersen Aerosols ist die Einführung von Tropfengrößenklassen, im Folgenden „Tropfenklassen“ genannt, notwendig. Sie sind jeweils charakterisiert durch einen mittleren Tropfendurchmesser  $d_{m,j}$  und eine diskrete Intervallbreite  $\Delta d_j$ . Alle im Aerosol enthaltenen Tropfen werden solchen Tropfenklassen zugeordnet und in der Berechnung als Tropfen des Durchmessers  $d_{m,j}$  betrachtet. Die Bilanzen lauten:

$$0 = -\frac{\partial \dot{N}_i^G}{\partial z} dz + \sum_j \dot{n}_{i,j}^T A_j^{Tr} c_{N,j} A_Q dz \quad (4.22)$$

$$\sum_j \dot{N}_{i,j,0}^{Tr} + \dot{N}_{i,0}^G = \sum_j \dot{N}_{i,j}^{Tr} + \dot{N}_i^G \quad (4.23)$$

$$\frac{\partial r_j}{\partial \tau} = -\frac{\sum_i \dot{n}_{i,j}^T A_j^{Tr} \frac{M_i}{\rho_i^L}}{4\pi r_j^2} \quad (4.24)$$

Die Stoffstromdichte von einem Tropfen der Tropfenklasse  $j$  in die Gasphase beträgt analog Gleichung (4.7):

$$\dot{n}_{i,j}^T = c^G \beta_{i,j}^G (y_{i,j}^T - y_i) \quad (4.25)$$

## 4.3 Dimensionslose Darstellung

### 4.3.1 Dimensionsanalyse

Durch die Bildung dimensionsloser Kennzahlen kann die Zahl von Einflussgrößen erheblich verringert werden, da die in den Gleichungssystemen vorkommenden physikalischen Größen nur noch in bestimmten Kombinationen auftreten. Es lassen sich damit Lösungen finden, die auf verschiedene Stoffe und Stoffsysteme übertragbar sind.

Für den in Kapitel 4.2.1 beschriebenen Fall der Reinstoffverdunstung reduziert sich die Zahl der Einflussgrößen auf vier. Zwei davon sind stoffabhängig. Mit Hilfe einer Dimensionsanalyse findet man für den Datensatz

$\mathbf{R}$ ,  $T$ ,  $\rho_i^L$ ,  $M_i$ ,  $p_{0is}$ ,  $r$ ,  $D_{il}\theta_i$  und die Anfangsbedingungen  $r_0$  und  $S_{0i,0} = y_{i,0}^G p/p_{0is}$  folgende dimensionslose Kennzahlen:

das Dichteverhältnis

$$\pi_{i,1} = \frac{\mathbf{R}T\rho_i^L}{M_i p_{0is}}, \quad (4.26)$$

die Verdunstungszeit

$$\pi_{i,2} = \frac{D_{il}\theta_i\tau}{r_0^2}, \quad (4.27)$$

den Volumenanteil der Tropfenphase

$$\pi_3 = \frac{4}{3}\pi r_0^3 c_N, \quad (4.28)$$

und das Radienverhältnis

$$\pi_4 = \frac{r}{r_0}. \quad (4.29)$$

Aus Gleichung (4.14) ergibt sich:

$$\frac{d\pi_4}{d\pi_{i,2}} = -\frac{\frac{1-S_{0i,0}}{\pi_{i,1}} + \pi_3(\pi_4^3 - 1)}{\pi_4} \quad (4.30)$$

Die Anfangsbedingung lautet:

$$\pi_4(\pi_{i,2} = 0) = 1 \quad (4.31)$$

In Analogie zu (4.16) lässt sich eine analytische Lösung von Gleichung (4.30) formulieren. Für den Fall des monodispersen Mehrkomponentensystems ist die Wahl einer Bezugskomponente  $b$  nötig, um Gleichung (4.21) zu entdimensionieren:

$$\frac{d\pi_4}{d\pi_{b,2}} = -\frac{1}{\pi_4} \sum_i \frac{D_{il}}{D_{bl}} \frac{1}{\pi_{i,1}} \left[ x_i - S_{0i,0} - \pi_3 \pi_{i,1} \left( x_{i,0} \sum_j x_{j,0} \frac{\rho_j}{\rho_i} \frac{M_i}{M_j} - \pi_4^3 x_i \sum_j x_j \frac{\rho_j}{\rho_i} \frac{M_i}{M_j} \right) \right] \quad (4.32)$$

### 4.3.2 NTU-Konzept für Aerosole

Das HTU-NTU-Konzept von Chilton und Colburn wird zur Beschreibung des Wärme- und Stoffaustauschs zwischen einer Gas- und einer Flüssigphase verwendet. Komplementär dazu wurde im Rahmen der vorliegenden Arbeit das HTU-NTU-Konzept für Aerosole entwickelt [ 7 ], das den Wärme- und Stoffaustausch zwischen einer Gas- und einer dispersen Phase beschreibt. Beide Konzepte sind simultan verwendbar. Das Konzept ist sowohl für flüssige als auch für feste Partikel anwendbar. Im Folgenden wird eine disperse Tropfenphase betrachtet:

Es lässt sich sowohl ein gas- als auch ein flüssigseitiger NTU-Wert definieren. Zur Beschreibung der Stoffübergangskinetik bei der Tropfenverdunstung bietet sich die Definition eines auf die Gasphase bezogenen NTU-Wertes an, da der gaseitige Stoffübergangswiderstand gegenüber dem flüssigseitigen dominiert:

$$NTU_i^G = \int_{y_{i,ein}}^{y_i} \frac{dy_i}{y_i^T - y_i} \quad (4.33)$$

Die Differenz  $(y_i^T - y_i)$  ist das treibende, lokale Konzentrationsgefälle. Die Höhe bzw. Länge eines Gas-Flüssigkeits-Kontaktapparates (hier das Aerosolführungsrohr) ist gleich dem Produkt aus der Anzahl der Übertragungseinheiten und der Höhe einer Übertragungseinheit (Height of one Transfer Unit):

$$H = NTU_i^G \cdot HTU_i^G \quad (4.34)$$

Unter der Annahme, dass der Gasstrom näherungsweise als konstant angesehen werden kann, lautet die Gasbilanz um ein infinitesimales Volumenelement:

$$\dot{N}_g dy_i = \dot{n}_i^T dA_{ges}^{Tr} \quad (4.35)$$

Mit dem kinetischen Ansatz (4.7) und der Definition des NTU-Wertes (4.33) folgt:

$$dNTU_i^G = \frac{\beta_i^G}{\dot{V}_G} dA_{ges}^{Tr} \quad (4.36)$$

Die rechte Seite von Gleichung (4.36) entspricht einer Berechnung des NTU-Wertes nach Gleichung (4.34):

$$dNTU_i^G = \frac{dH}{HTU_i^G} \quad (4.37)$$

Die Stoffübertragungsfläche der Tropfen beträgt im Falle eines monodispersen Aerosols:

$$dA_{ges}^{Tr} = 4\pi r^2 c_N A_Q dz \quad (4.38)$$

Eingesetzt in (4.36) und mit der Definition (4.8) des Stoffübergangskoeffizienten beträgt der NTU-Wert an der Stelle  $z$  im Rohr:

$$NTU_i^G(z) = \int_0^z \frac{D_{ii} \theta_i 4\pi c_N r A_Q}{\dot{V}^G} dz \quad (4.39)$$

Mit dem Zusammenhang (4.9) zwischen dem Ort  $z$  und der Verweilzeit  $\tau$  beträgt der NTU-Wert nach einer Verweilzeit  $\tau$  im Rohr:

$$NTU_i^G(\tau) = \int_0^\tau D_{ii} \theta_i 4\pi r c_N d\hat{\tau} \quad (4.40)$$

Gleichung (4.40) lässt sich auch mit den Kennzahlen (4.26)-(4.29) ausdrücken:

$$NTU_i^G(\pi_{i,2}) = 3 \int_0^{\pi_{i,2}} \pi_3 \pi_5 d\hat{\pi}_{i,2} \quad (4.41)$$

Im Falle eines polydispersen Aerosols muss Gleichung (4.40) zusätzlich über den Tropfenradius  $r$  integriert werden, wobei die Gesamtanzahlkonzentration  $c_N$  mit der Verteilungsdichte  $q_0(r)$  gewichtet wird:

$$NTU_i^G(\tau) = \int_0^\tau \int_0^\infty D_{ii} 4\pi c_N q_0(r, \tau) \theta_i(r, \tau) r(\tau) dr d\hat{\tau} \quad (4.42)$$

$$q_0(r) = \frac{dc_N(r)}{dr} \frac{1}{c_N} \quad (4.43)$$

### 4.3.3 Der Sättigungsgrad idealer Mehrkomponentensysteme

Der Gesamtsättigungsgrad  $S$  der Gasphase ist der Quotient aus Gesamtdruck und Taupunkt-  
druck bei gleicher Temperatur und Zusammensetzung des Gases:

$$S = \frac{p}{p_{Tau}} \quad (4.44)$$

Für ein ideales Gemisch nach Raoult-Dalton gilt am Taupunkt:

$$y_i p_{Tau} = x_{i,Tau} p_{0is} \quad (4.45)$$

$$\sum_i x_{i,Tau} = 1 \quad (4.46)$$

Auflösung von Gleichung (4.45) nach  $x_{i,Tau}$  und Summierung über alle Komponenten ergibt:

$$I = \sum_i \frac{y_i P_{\text{Tau}}}{p_{0is}} \quad (4.47)$$

Daraus folgt:

$$p_{\text{Tau}} = \frac{I}{\sum_i \frac{y_i}{p_{0is}}} \quad (4.48)$$

Einsetzen von Gleichung (4.48) in Gleichung (4.44) führt zu:

$$S = p \sum_i \frac{y_i}{p_{0is}} \quad (4.49)$$

In der vorliegenden Arbeit wird der Quotient aus Partialdruck und Sattedampfdruck einer Komponente „Einzelsättigungsgrad“  $S_{0i}$  der Komponente genannt:

$$S_{0i} = \frac{p_i}{p_{0is}} \quad (4.50)$$

Aus den Gleichungen (4.49) und (4.50) folgt, dass die Summe aller Einzelsättigungsgrade gleich dem Gesamtsättigungsgrad ist:

$$S = \sum_i S_{0i} \quad (4.51)$$

Im Falle eines Reinstoffs ist der Einzelsättigungsgrad gleich dem Gesamtsättigungsgrad. In einem Gemisch ist  $S_{0i}$  der Beitrag einer Komponente zum Gesamtsättigungsgrad der Gasphase. Die Differenz  $x_i - S_{0i}$  ist das treibende Konzentrationsgefälle für den Stofftransport von einer Flüssig- in die Gasphase. Im thermodynamischen Gleichgewicht gilt:

$$x_i = S_{0i} \quad (4.52)$$

Der Einzelsättigungsgrad  $S_{0i}$  ist zu unterscheiden vom Sättigungsgrad  $S_i$  einer Komponente  $i$ , der in der vorliegenden Arbeit nicht verwendet wird, da er immer gleich dem Gesamtsättigungsgrad  $S$  ist:

$$S_i = \frac{p_i}{x_{i,\text{Tau}} p_{0is}} \quad (4.53)$$

Die Definition des Gesamtsättigungsgrades nach Gleichung (4.44) ist äquivalent zur Definition des Gesamtsättigungsgrades als Quotient aus der Summe der Partialdrücke der kondensierbaren Komponenten und der Summe der Partialdrücke der kondensierbaren Komponenten am Taupunkt des Gases bei gleicher Zusammensetzung und gleicher Temperatur:

$$S = \frac{p}{p_{\text{Tau}}} = \frac{p \sum_i y_i}{p_{\text{Tau}} \sum_i y_i} = \frac{\sum_i p_i}{\sum_i p_{is}} \quad (4.54)$$

### Zusammenhang zwischen dem Sättigungsgrad und dem NTU-Wert

Es lässt sich folgender Zusammenhang zwischen dem NTU-Wert nach Kapitel 4.3.2 und dem Gesamtsättigungsgrad herleiten (siehe Anhang 9.7):

$$S = 1 - (1 - S_0) e^{-\overline{NTU}} \quad (4.55)$$

Der mittlere NTU-Wert  $\overline{NTU}$  genügt dabei folgender Mittelungsvorschrift:

$$\overline{NTU} = \int_A \frac{\bar{\beta}^G dA^{\text{Tr}}}{\dot{V}^G} \quad (4.56)$$

$$\bar{\beta}^G = \frac{\sum \beta_i^G \theta_i (x_i - S_{0i})}{1 - S} \quad (4.57)$$

Einsetzen von Gleichung (4.57) in Gleichung (4.56) unter Verwendung der gleichen Beziehungen für  $dA^{\text{Tr}}$  und  $\dot{V}^G$  wie bei der Herleitung von Gleichung (4.42), ergibt:

$$\overline{NTU}(\tau) = \int_0^{\tau_{\text{rmax}}} \int_{r_{\text{min}}}^i \frac{\sum_i D_{il} \theta_i (x_i - S_{0i})}{(1 - S)} 4\pi r c_N q_0 dr d\tau \quad (4.58)$$

Die Mittelungsvorschrift für den NTU-Wert kann eine Polstelle bei  $S=1$  erzeugen, was dazu führt, dass bei speziellen Problemstellungen die Verwendung des NTU-Wertes einer Schlüsselkomponente angebracht ist. Dies ist auch beim konventionellen HTU-NTU-Konzept üblich, da eine Mittelung mit großem Aufwand verbunden ist.

Bei der Herleitung von Gleichung (4.55) wurde der Kelvin-Effekt vernachlässigt. Gleichung (4.55) stellt daher eine Untergrenze für den realen Sättigungsgradverlauf dar.

### **4.3.4 Konzept des Sättigungspotenzials der Flüssigphase**

Der Sättigungsgrad ist eine dimensionslose Größe, die den Zustand der Gasphase beschreibt. Für die Flüssigphase existierte eine solche Kennzahl bisher noch nicht. Ein neues Konzept ist das des Sättigungspotenzials der Flüssigphase.

Aus der auf Flüssigphasen verallgemeinerten Bilanz (4.11) folgt für ein isothermes System mit der Definition (4.50) des Einzelsättigungsgrades  $S_{0i}$ :

$$S_{0i,0}^L + \frac{\dot{N}_0^L}{\dot{N}_0^G} \frac{p}{p_{0is}} x_{i,0} = S_{0i}^L + \frac{\dot{N}^L}{\dot{N}^G} \frac{p}{p_{0is}} x_i = const \quad (4.59)$$

Die Definition des Sättigungspotenzials der Flüssigkeit lautet:

$$S_{0i}^L \equiv \frac{\dot{N}^L}{\dot{N}^G} \frac{p}{p_{0is}} x_i \quad (4.60)$$

Mit (2.59) gilt somit an jedem Ort:

$$S_{0i}^{G+L} \equiv S_{0i} + S_{0i}^L = const \quad (4.61)$$

Das Sättigungspotenzial der Flüssigphase ist das Verhältnis aus der Stoffmenge in der Flüssigkeit zur maximal im Gas möglichen Stoffmenge.  $S_{0i}^{G+L}$  ist der Sättigungsgrad, den die Gasphase hätte, wenn die gesamte Flüssigkeit verdunstet wäre. Beim Verdunsten einer Komponente  $i$  erhöht sich der Sättigungsgrad  $S_{0i}$ . Um das gleiche Maß nimmt dabei das Sättigungspotenzial der Flüssigkeit  $S_{0i}^L$  ab.

#### 4.3.5 Nichtideale Flüssigkeit

Für Dampf-Flüssigkeitsgleichgewichte nichtidealer Flüssigkeiten gilt bei nicht allzu hohen Drücken in guter Näherung das verallgemeinerte Raoult'sche Gesetz:

$$y_i p = \gamma_i x_i p_{0is} \quad (4.62)$$

Der in (2.44) definierte Gesamtsättigungsgrad ist nun nicht mehr gleich der Summe der Einzelsättigungsgrade der Komponenten, sondern genügt folgender Beziehung:

$$S = p \sum_i \frac{y_i}{\gamma_i p_{0is}} = \sum_i \frac{S_{0i}}{\gamma_i} \quad (4.63)$$

Der Berechnungsvorschrift für den mittleren NTU-Wert lautet:

$$d\overline{NTU} = \frac{S}{1-S} \frac{\sum_i \beta_i^G (\gamma_i x_i - S_{0i})}{\sum_i S_{0i}} \frac{dA}{\dot{V}^G} \quad (4.64)$$

Damit behält Beziehung (4.55) auch für nichtideale Flüssigkeiten ihre Gültigkeit.

#### 4.4 Numerische Simulation mit AerSolve

Zur Berechnung des Aerosolverhaltens in Rohrleitungen, Abscheidern, Mess- und Probenahmesystemen wurde im Rahmen der vorliegenden Arbeit das Simulationsprogramm AerSolve (Aerosol Solver) entwickelt. Das Simulationsprogramm ist modular gegliedert, die verschiedenen Module werden in den Kapiteln 4.4.2 bis 4.4.5 beschrieben. Für jeden Prozessschritt kann ein passendes Berechnungsverfahren ausgewählt werden. Die Kombination der einzelnen Prozessschritte ergibt die Simulation des Gesamtprozesses. Um die Vorgänge in der in Kapitel 3.1 beschriebenen Versuchsanlage zu veranschaulichen, wurde der Anlagenprozess in drei Schritte unterteilt:

1. Rohgas: Das Aerosol strömt nach seiner Erzeugung durch eine Rohrleitung zum Filter. Die Verweilzeit in diesem Abschnitt beträgt 0,5s. Es wird von einer Temperatur von 23°C ausgegangen. Die Messung der Partikelgrößenverteilung des Rohgases erfolgt unmittelbar vor dem Eintritt in den Filter.
2. Filter: Der Filter wird vertikal von oben nach unten durchströmt. An den Filterfasern werden die Tropfen in Abhängigkeit ihres Durchmessers mechanisch abgeschieden. Die dabei entstehende Flüssigphase sättigt die vorbeiströmende Gasphase auf. Die Schwerkraft bewirkt ein Abfließen dieser Flüssigphase nach unten. Der Filter kann außerdem von oben mit einem Absorptionsmittel bedüst werden, das gleichmäßig verteilt an den Filterfasern entlangströmt. Das Absorptionsmittel bewirkt eine Abreicherung der Gasphase an dampfförmigen Komponenten.
3. Reingas: Nach dem Filter strömt das Aerosol als Reingas erneut durch eine Rohrleitung. Es hat eine Temperatur von 25,5°C. Die Messung der Partikelgrößenverteilung des Reingases erfolgt nach einer Verweilzeit von wiederum 0,5s. Der Fraktionsabscheidegrad der Anlage wird berechnet nach der Formel:

$$E(r) = 1 - \frac{c_{N, \text{rein}}(r)}{c_{N, \text{roh}}(r)} \quad (4.65)$$

Das Schema dieser drei Prozessschritte ist in Abbildung 4.4.1 dargestellt.

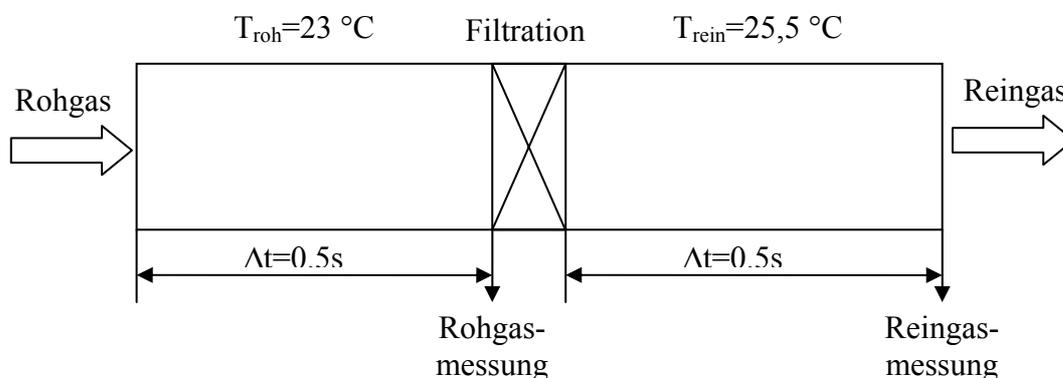


Abbildung 4.4.1: Schema der Simulationsrechnungen

Mit AerSolve können sowohl die Rohrströmungen als auch die Vorgänge im Filter simuliert werden. Neben stationären Zuständen sind auch die zeitlichen Verläufe der Prozesse von Interesse. Dies erfordert verschiedene Programmvarianten, deren genaue Beschreibung in den Kapiteln 4.4.2, 4.4.3, 4.4.4 und 4.4.5 erfolgt. Sie dienen im Einzelnen folgenden Simulationen:

1. Stationäre Simulation der Aerosoldynamik in den Rohrleitungen: Mit dieser Variante wird das Verdunstungsverhalten von Aerosolen bei stationärer Rohrströmung untersucht. Nach dem Schema in Abbildung 4.4.1 werden die Fraktionsabscheidegrade berechnet. Der Filter wird in dieser Variante als rein mechanischer Tropfenabscheider betrachtet.
2. Stationäre Simulation des Filters und der Absorptionsstufe: Dazu wurde die erste Variante durch die Terme zur Beschreibung der Tropfendeposition und der kontinuierlichen Flüssigphase ergänzt. Zu den Stoffmengenbilanzen kommen Energiebilanzen hinzu. Äußere und innere Wärme- und Stoffübergangswiderstände werden berücksichtigt. Darüber hinaus bedarf es einer Ablaufkinetik, die die Strömung der Flüssigkeit im Erdschwerefeld beschreibt.
3. Instationäre Simulation: Um den zeitlichen Verlauf der Prozesse zu simulieren, ist eine instationäre Bilanzierung notwendig. Diese Variante lässt sich sowohl auf die Rohrströmung als auch auf den Filter anwenden.
4. Instationäre Flüssigphase und quasistationäres Aerosol: Die unterschiedlichen Zeitskalen von Aerosol und Flüssigphase erlauben eine quasistationäre Betrachtung des Aerosols. Hierdurch werden wesentlich geringere Rechenkapazitäten und –zeiten als bei der vollständig instationären Variante benötigt.

#### 4.4.1 Tropfengrößenklassen

In AerSolve können beliebige Tropfengrößenverteilungen am Aerosoleintritt vorgegeben werden. In der Regel wird mit einer logarithmisch normalverteilten Tropfenphase gerechnet. Der volumetrisch gemittelte Durchmesser  $D_{3,0}$ , die Standardabweichung  $\sigma$  und die Anzahlkonzentration  $c_N$  sind die dabei festzulegenden Parameter. In einem ersten Schritt der Simulationsrechnung werden die Tropfen so genannten „realen Tropfengrößenklassen“ zugeordnet, die von  $l=1$  bis zu einem Wert  $l_{\max}$  durchnummeriert sind. Jede dieser Tropfenklassen ist charakterisiert durch einen Durchmesser an ihrer unteren Grenze,  $d_u(l)$  und ihre Intervallbreite,  $\Delta d(l) = d_u(l+1) - d_u(l)$ . Die Tropfengrößenklassen wurden so gewählt, dass sie denen des Streulicht-Messgerätes Welas 2100 (siehe Kapitel 3.1.3) entsprechen:

$$d_u(1) = 0,03393382 \mu\text{m} \quad (4.66)$$

$$d_u(l+1) = d_u(l) \cdot 10^m \quad (4.67)$$

mit  $m = 0,0312571525978024$

Der mittlere Durchmesser der  $l$ -ten Tropfengrößenklasse beträgt:

$$d_m(l) = \frac{d_u(l) + d_u(l+1)}{2} \quad (4.68)$$

Die Partikelanzahlkonzentration innerhalb einer Tropfengrößenklasse wird mit folgender Gleichung bestimmt:

$$c_N(l) = c_{N,ges} \cdot q_0(d_m(l)) \cdot (d_u(l+1) - d_u(l)) \quad (4.69)$$

Die Anzahlverteilungsdichte der logarithmischen Normalverteilung lässt sich bei Kenntnis des volumetrisch gemittelten Durchmessers und der Standardabweichung wie folgt berechnen:

$$q_0(d_m) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma d_m} \exp\left\{-\frac{1}{2}\left[\frac{\ln d_m/d_{3,0}}{\sigma} + \frac{3}{2}\sigma\right]^2\right\} \quad (4.70)$$

Durch Verdunstung bzw. Kondensation ändern sich im Verlaufe des Prozesses die Tropfenradien, so dass die Tropfen ständig anderen Tropfengrößenklassen zugeordnet werden müssten. Um diesem Phänomen gerecht zu werden, werden so genannte „virtuelle Tropfenklassen“ eingeführt (fortan mit  $j$  indiziert). Zu Beginn des Prozesses besitzen die virtuellen Tropfenklassen die gleichen Intervallbreiten und mittleren Radien wie die realen (mit  $l$  indizierten) Tropfenklassen. Alle Tropfen werden in der folgenden Rechnung so betrachtet, als wäre ihr Durchmesser genau gleich dem mittleren Durchmesser ihrer virtuellen Tropfenklasse. Während die realen Tropfenklassen fest definiert sind, ändern sich im Prozessverlauf die mittleren Radien und Intervallbreiten der virtuellen Tropfenklassen. Am Ende einer Rechnung werden die virtuellen Tropfenklassen entsprechend ihren Radien wieder anteilig den realen Tropfenklassen zugeordnet.

#### 4.4.2 Numerische Simulation der stationären Rohrströmung

Als Bilanzraum dient ein diskretes Volumen eines von einem Aerosol stationär durchströmten Rohres, Abbildung 4.4.2

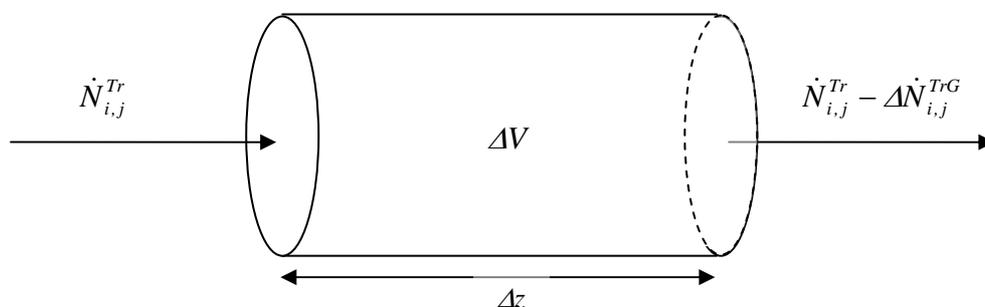


Abbildung 4.4.2: Stationär durchströmtes Volumenelement

Das Volumen  $\Delta V$  sei dabei so klein, dass alle Größen in diesem Volumenelement als konstant angesehen werden können. Als Laufkoordinate dient, wie in Kapitel 4.2.1 beschrieben, die Verweilzeit.

Für die Änderung des Stoffmengenstroms der Komponente  $i$  in den Tropfen der Tropfenklasse  $j$  gilt:

$$\Delta \dot{N}_{i,j}^{TrG} = \dot{n}_i^T A_j^{Tr} c_{N,j} \dot{V}^G \Delta \tau \quad (4.71)$$

Die Oberfläche eines Tropfen der Tropfenklasse  $j$  beträgt:

$$A_j^{Tr} = 4\pi r_j^2 \quad (4.72)$$

Folgende Vorgehensweise findet bei der Simulation der stationären Rohrströmung Anwendung:

Die Verweilzeit des Aerosols im Rohr wird in kleine Zeitintervalle unterteilt. Aus der Kenntnis von  $\dot{N}_{i,j,k}^{Tr}$  und  $\dot{N}_{i,k}^G$  nach dem  $k$ -ten Zeitschritt ( $k=0,1,\dots,k_{\max}$ ) lassen sich die entsprechenden Größen nach dem  $(k+1)$ -ten Zeitschritt berechnen. Dabei sind:

$\dot{N}_{i,j,k}^{Tr}$  der Stoffmengenstrom an Komponente  $i$  in einem Tropfen der Größenklasse  $j$ ,

$\dot{N}_{i,k}^G$  der Stoffmengenstrom an Komponente  $i$  im Gas,

Aus diesen Strömen lassen sich der Molanteil an Komponente  $i$  im Gas,

$$y_{i,k} = \frac{\dot{N}_{i,k}^G}{\sum_i \dot{N}_{i,k}^G} \quad (4.73)$$

und der Molanteil an Komponente  $i$  in einem Tropfen der Tropfenklasse  $j$ ,

$$x_{i,j,k}^T = \frac{\dot{N}_{i,j,k}^{Tr}}{\sum_i \dot{N}_{i,j,k}^{Tr}} \quad (4.74)$$

berechnen. Bei der Berechnung des Molanteils  $y_{i,j,k}^T$  der Komponente  $i$  an der Oberfläche eines Tropfens der Tropfenklasse  $j$  muss der Kelvin-Effekt berücksichtigt werden. Durch die Krümmung der Tropfenoberfläche ist der Partialdruck von  $i$  über dem Tropfen,  $p_i^T$ , größer als der Sättigungspartialdruck  $p_{is}$  bei nicht gekrümmter Oberfläche. Einen mathematischen Zusammenhang hierfür liefert die Gibbs-Thomson-Gleichung:

$$RT \ln \frac{p_i^T}{p_{is}} = \frac{2\sigma}{r} V_i^L, \quad (4.75)$$

Es folgt aus dem Raoult'schen Gesetz (4.19):

$$p_{i,j,k}^T = y_{i,j,k}^T p = x_{i,j,k}^T p_{0is} \exp\left(\frac{2\sigma V_i^L}{r RT}\right). \quad (4.76)$$

Das partielle molare Volumen der Komponente i kann in erster Näherung wie folgt approximiert werden:

$$V_i^L \approx \frac{M_i}{\rho_i^L}. \quad (4.77)$$

Die Tropfenradien  $r_{j,k}$  ergeben sich aus folgender Gleichung:

$$r_{j,k} = \sqrt[3]{\frac{\dot{V}_{j,k}^{Tr}}{\frac{4}{3}\pi}} \quad (4.78)$$

Der Stoffmengenstrom der Tropfen der Tropfenklasse j genügt der Beziehung

$$V_{j,k}^{Tr} c_{j,k}^{Tr} c_{N,j,k} \dot{V}_k^G = \dot{N}_{ges,j,k}^{Tr}. \quad (4.79)$$

$c_{j,k}^{Tr}$  ist die molare Dichte der Tropfen der Tropfenklasse j:

$$c_{j,k}^{Tr} = \sum_i x_{i,j,k}^T \frac{\rho_i^L}{M_i} \quad (4.80)$$

Der Volumenstrom der Gasphase kann mit der idealen Gasgleichung berechnet werden:

$$\dot{V}_k^G = \frac{RT}{p} \dot{N}_{ges,k}^G \quad (4.81)$$

Durch die Tropfenverdunstung nimmt der Gasvolumenstrom zu. Dadurch verringert sich die Partikelanzahlkonzentration. Es gilt:

$$c_{N,j,k} = c_{N,j,0} \frac{\dot{V}_0^G}{\dot{V}_k^G}. \quad (4.82)$$

Somit sind alle Größen bekannt, die zur Berechnung von  $\Delta \dot{N}_{i,j,k}^{Tr}$  nach Gleichung (4.71) benötigt werden. Sie lautet:

$$\Delta \dot{N}_{i,j,k}^{TrG} = 4\pi c_{N,j,k} r_{j,k} D_{i,k} \frac{p}{RT} \ln\left(\frac{1-y_{i,k}^G}{1-y_{i,j,k}^T}\right) \dot{V}_k^G \theta_{i,j,k} \Delta\tau \quad (4.83)$$

Gemäß Abbildung 4.4.2 können hiermit nun die Ströme  $\dot{N}_{i,j,k+1}^{Tr}$  und  $\dot{N}_{i,k+1}^G$  bestimmt werden:

$$\dot{N}_{i,j,k+1}^{Tr} = \dot{N}_{i,j,k}^{Tr} - \Delta \dot{N}_{i,j,k}^{TrG} \quad (4.84)$$

$$\dot{N}_{ges,j,k+1}^{Tr} = \sum_i \dot{N}_{i,j,k+1}^{Tr} \quad (4.85)$$

$$\dot{N}_{i,k+1}^G = \dot{N}_{i,k}^G + \sum_j \Delta \dot{N}_{i,j,k}^{TrG} \quad (4.86)$$

$$\dot{N}_{ges,k+1}^G = \dot{N}^I + \sum_i \dot{N}_{i,k+1}^G \quad (4.87)$$

Auf diese Weise werden die Zusammensetzungen von Gas- und Tropfenphase in Abhängigkeit der Verweilzeit des Aerosols im Rohr berechnet.

Um den Einfluss der Tropfenverdunstung auf die Fraktionsabscheidegrade zu simulieren ist die Kenntnis des mechanischen Abscheidegrads des Filters nötig. Die Verringerung der Anzahlkonzentration der Tropfen einer Tropfenklasse hängt von ihrem Tropfenradius ab.

Mit der folgenden Funktion wurde der mit dem Versuchsstoff Ö11 gemessene Verlauf des Fraktionsabscheidegrades angenähert:

$$c_{N,j,aus} = c_{N,j,ein} \left( 1 - \frac{1}{1 + \exp(-(2r_j - a) \cdot b)} \right) \quad (4.88)$$

In AerSolve wird diese Funktion als mechanischer Fraktionsabscheidegradverlauf verwendet. Im ersten Schritt wird die Zuströmung zum Filter mit einer Gesamtverweilzeit von 0,5s simuliert (Rohgas). Es werden dann neue Partikelanzahlkonzentrationen  $c_{N,j,aus}$  nach Gleichung (4.88) berechnet. Alle anderen Größen, insbesondere die Zusammensetzungen der Tropfenklassen, bleiben unverändert. Mit den neuen Anzahlkonzentrationen wird nun erneut eine stationäre Rohrströmung mit  $\Delta\tau = 0,5s$  simuliert (Reingas). Dieser Teil der Strömung wird mit einer höheren Temperatur berechnet um den Energieeintrag des Ventilators im Filter zu berücksichtigen (siehe Abbildung 4.4.1). Die Fraktionsabscheidegrade werden gemäß (4.88) aus den Anzahlkonzentrationen der realen Tropfengrößenklassen im Rein- und im Rohgas berechnet.

#### 4.4.3 Stationäre Filterdurchströmung und Absorptionsstufe

Zur Simulation der Aerosoldynamik in einem durchströmten Rohr wurde die Gesamtverweilzeit des Aerosols im Rohr in diskrete Zeitintervalle unterteilt. Für den Fall der stationären Filterdurchströmung bietet sich hingegen eine Unterteilung der Gesamtdicke des Filters in diskrete Ortsintervalle an. Sie werden im Folgenden mit  $g$  indiziert. Die Verweilzeit im Filter ist ein unanschauliches Maß, da sie bei typischen Filterdicken von 5-10cm nur einen geringen

Wert erreicht. Darüber hinaus ist die Länge eines Volumenelementes für die Kinetik der Filterverdunstung und des Flüssigkeitsablaufs eine wichtige Größe.

Wird das Volumen der Tropfenphase weiterhin vernachlässigt, so existieren im Filter drei Phasen deren Volumenanteil berücksichtigt wird:

- die Gasphase, deren Volumenanteil in einem Volumenelement  $\varepsilon_g^G$  beträgt,
- die Flüssigphase mit dem Volumenanteil  $\varepsilon_g^L$  und
- die Filterfasern mit dem Volumenanteil  $\varepsilon_g^S$

Ein Volumenelement besitzt das Volumen

$$V_g^{ges} = A_F \Delta z \quad (4.89)$$

Der mechanische Fraktionsabscheidegrad des Filters ist bekannt. Bei Vernachlässigung der Stoffübergänge im Filter muss die Partikelkonzentration einer Tropfenklasse am Filterausgang der Konzentration entsprechen, die sich bei rein mechanischer Tropfenabscheidung gemäß Gleichung (4.88) ergibt. Eine sinnvolle Annahme ist die, dass die Partikelmenge, die in einem Volumenelement abgeschieden wird, proportional der in dieses Volumenelement eintretenden Partikelmenge ist. Gleichung (4.82) muss also mit einem Proportionalitätsfaktor multipliziert werden, der vom Tropfenradius abhängt:

$$c_{N,j,g+1} = c_{N,j,g} \cdot F(r_{j,g}) \cdot \frac{\dot{V}_g^G}{\dot{V}_{g+1}^G} \quad (4.90)$$

Gleichung (2.88) wird als die Funktion des mechanischen Fraktionsabscheidegradverlaufs betrachtet. Die Tropfenverdunstung und die Verdunstung der Flüssigkeit auf den Filterfasern tragen zu einer Erhöhung des Gasvolumenstroms bei. Aus Gleichung (4.90) folgt für einen nicht verdunstenden Stoff:

$$c_{N,j,g_{max}} = F(r_j)^{(g_{max}-1)} \cdot c_{N,j,ein} \quad (4.91)$$

Die Partikelkonzentrationen dieses Stoffes am Filteraustritt müssen den mit Gleichung (4.88) berechneten Partikelkonzentrationen entsprechen. Ein Vergleich von (4.91) mit (4.88) ergibt:

$$F(r_{j,g}) = \left( 1 - \frac{1}{1 + \exp(-(2r_{j,g} - a) \cdot b)} \right)^{\frac{1}{g_{max}-1}} \quad (4.92)$$

Die Erhöhung des Stoffmengenstroms der Flüssigphase durch die Tropfendeposition ist gleich dem Stoffmengenstrom der Tropfen, die abgeschieden werden:

$$\Delta \dot{N}_{i,g}^{TrL} = \sum_j \dot{N}_{i,j,g}^{Tr} \cdot (1 - F(r_{j,g})) \quad (4.93)$$

Zur Modellierung der Flüssigphase wird die Annahme getroffen, dass die Filterfasern in einem Volumenelement gleichmäßig mit einem Flüssigkeitsfilm der Dicke  $\delta_g^L$  benetzt sind.  $\delta_g^L$  folgt aus der Kenntnis des aus einem Volumenelement austretenden Flüssigkeits-Volumenstroms. Er ergibt sich aus einer Flüssigphasenbilanz aus den übergehenden Stoffströme  $\Delta \dot{N}_{i,j,g}^{TrL}$  und  $\Delta \dot{N}_{i,g}^{LG}$ . Da zur Berechnung dieser beiden Stoffströme die Filmdicke  $\delta_g^L$  aber bereits benötigt wird, muss mit der Filmdicke aus dem vorherigen Volumenelement,  $\delta_{g-1}^L$ , gerechnet werden.

Für die Tropfenverdunstung wurde die Annahme getroffen, dass die Temperatur und Konzentrationen in einem Tropfen wie auch an seiner Oberfläche einheitlich sind. Bei Anwesenheit einer kontinuierlichen Flüssigphase kann nicht von einer gleichen Temperatur im Gas und in der Flüssigkeit ausgegangen werden. Es wird daher eine Energiebilanz benötigt. Im Gegensatz zur dispersen Phase müssen beim Wärmeübergang von der Gas- in die Flüssigphase auch innere Wärmeübergangswiderstände berücksichtigt werden. Das Gleiche gilt für den Stoffübergang.

Es wird folgendes Modell betrachtet: Der Filter ist ein Quader mit dem Volumen  $V_F = B_F H_F T_F$ . Die Filterfasern und der sie benetzende Flüssigkeitsfilm der Dicke  $\delta_g^L$  werden zunächst als parallel zur Strömungsrichtung angeordnete Zylinder betrachtet (siehe Abbildung 4.4.3.).

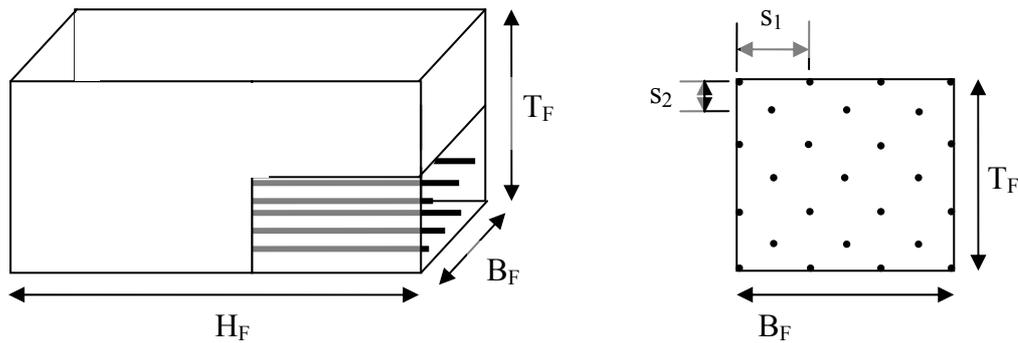


Abbildung 4.4.3: Fasernordnung im Filter für den Fall reiner Queranströmung

Der Faservolumenanteil  $\epsilon^S$  und der Faserdurchmesser  $d_f$  sind bekannt. Die Fasern sind gemäß Abbildung 4.4.3 versetzt angeordnet. Das Querteilungsverhältnis beträgt:

$$a_g = \frac{s_1}{(d_f + 2\delta_g^L)} = \sqrt{\frac{\pi}{2\epsilon^s}} \frac{d_f}{d_f + 2\delta_g^L} \quad (4.94)$$

Das Längsteilungsverhältnis:

$$b_g = \frac{s_2}{(d_f + 2\delta_g^L)} = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\pi}{2\epsilon^s}} \frac{d_f}{d_f + 2\delta_g^L} \quad (4.95)$$

Die äußeren Wärmeübergangskoeffizienten  $\alpha_g^G$  werden mit folgenden Beziehungen für Rohrbündel [ 8 ] berechnet:

$$Nu_g = \frac{\alpha_g^G l_{char,g}}{\lambda_g^G} = \left(1 + \frac{2}{3b_g}\right) \left(0,3 + \sqrt{Nu_{lam,g}^2 + Nu_{urb,g}^2}\right) \quad (4.96)$$

$$Nu_{lam,g} = 0,664 \sqrt{Re_{G,g}} \sqrt[3]{Pr_{G,g}} \quad (4.97)$$

$$Nu_{urb,g} = \frac{0,037 Re_{G,g}^{0,8} Pr_{G,g}}{1 + 2,443 Re_{G,g}^{-0,1} (Pr_{G,g}^{2/3} - 1)} \quad (4.98)$$

$$l_{char,g} = \frac{\pi}{2} (d_f + 2\delta_g^L) \quad (4.99)$$

$$Re_{G,g} = \frac{\dot{V}_g^G l_{char,g}}{B_F H_F \psi_g} \quad (4.100)$$

$$\psi = 1 - \frac{\pi}{4a_g} \quad (4.101)$$

$$Pr_{G,g} = \frac{v_g^G c_g^G \bar{c}_{p,g}^G}{\lambda_g^G} \quad (4.102)$$

Der Fall querangeströmter Fasern liefert den maximal möglichen äußeren Wärmeübergangskoeffizienten. Wird eine Faser unter dem Winkel  $\varphi$  (zwischen Kanal- und Rohrachse) angeströmt, so lässt sich der Wärmeübergangskoeffizient nach [ 8 ] berechnen, indem die senkrecht zur Zylinderachse stehende Geschwindigkeitskomponente als die wirksame Geschwindigkeit betrachtet wird. In diesem Fall lautet die Reynolds-Zahl:

$$Re_{G,g} = \frac{\dot{V}_g^G l_{char,g} \sin \varphi}{B_F H_F \psi_g} \quad (4.103)$$

Wird die Modellvorstellung aus Abbildung 4.4.3 in der Weise verändert, dass die Fasern nicht senkrecht angeströmt werden, sondern unter allen Winkeln  $\varphi \in [0^\circ, 90^\circ]$  in Ebenen parallel zur Wand mit der Fläche  $H_F T_F$  angeordnet sind, so lässt sich die Nusselt-Zahl durch Integration von (4.96) unter Verwendung der Reynolds-Zahl nach (4.103) berechnen:

$$\overline{Nu}_g = \frac{2}{\pi} \int_0^{\pi/2} Nu_g(\varphi) d\varphi \quad (4.104)$$

Aus der Analogie von Wärme- und Stoffübertragung folgt, dass sich der äußere Stoffübergangskoeffizient in gleicher Weise wie der äußere Wärmeübergangskoeffizient bestimmen lassen, wenn die Prandtl- durch die Schmidt-Zahl ersetzt wird:

$$\overline{Sh}_{i,g} = \frac{2}{\pi} \int_0^{\pi/2} Sh_{i,g}(\varphi) d\varphi \quad (4.105)$$

$$Sh_{i,g} = \frac{\beta_{i,g}^G l_{char,g}}{D_{iL,g}^G} = \left( 1 + \frac{2}{3b_g} \right) \left( 0,3 + \sqrt{Sh_{i,lam,g}^2 + Sh_{i,turb,g}^2} \right) \quad (4.106)$$

$$Sc_i = \frac{v_g^G}{D_{iL,g}^G} \quad (4.107)$$

Zur Berechnung des inneren Wärmeübergangskoeffizienten im Flüssigkeitsfilm wurde eine Beziehung für die Kondensation an waagerechten Rohren aus [ 8 ] getestet. Es zeigt sich jedoch, dass diese Beziehung übertragen auf den hier betrachteten Filter einen Wärmeübergangskoeffizienten von  $\alpha^L < \lambda^L / \delta^L$  liefert. Das heißt, dass der berechnete Wärmeübergangswiderstand größer ist als der physikalisch maximal mögliche.

In Ermangelung eines exakten Modells wird als erste Näherung eine Dicke der Temperatur- und der Konzentrationsgrenzschicht von  $\delta^L / 2$  angenommen. Durch die modulare Programmierung können im Verlauf nachfolgender Arbeiten mit geringem Aufwand komplexere Modelle implementiert werden. Damit beträgt der innere Wärmeübergangskoeffizient:

$$\alpha_g^L = \frac{2\lambda_g^L}{\delta_g^L} \quad (4.108)$$

Analog folgt für den Stoffübergangskoeffizienten:

$$\beta_{i,g}^L = \frac{2D_{i,g}^L}{\delta_g^L} \quad (4.109)$$

Zur Bestimmung des Wärmestroms  $\dot{Q}_g^{GL}$  und des übergehenden Stoffmengenstroms  $\Delta \dot{N}_g^{LG}$  ist ein iteratives Verfahren nötig. Dazu wird eine Energiebilanz für die Phasengrenzfläche LG formuliert. Die Wärme- und Stoffstromdichten sind in Abbildung 4.4.4 dargestellt.

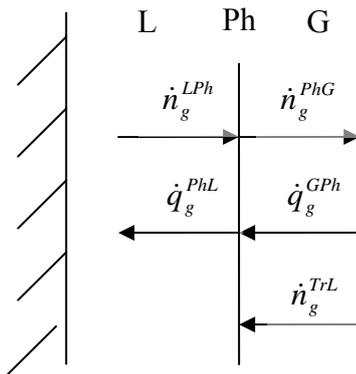


Abbildung 4.4.4: Wärme- und Stoffströme an der Phasengrenze

Die Energiebilanz lautet:

$$\dot{q}_g^{GPh} - \sum_i \dot{n}_{i,g}^{PhG} \Delta H_{v,i}(T_g^{Ph}) - \dot{q}_g^{PhL} + \sum_j \dot{n}_{j,g}^{TrL} \bar{c}_{p,j}^{Tr}(T_g^G - T_g^L) = 0 \quad (4.110)$$

Bei den im Rahmen der vorliegenden Arbeit behandelten Stoffsystemen und Problemstellungen sind die Stoffströme so gering, dass deren Einfluss auf die Wärmeströme in Gleichung (4.110) vernachlässigt werden kann. Die beiden Wärmestromdichten werden daher wie folgt berechnet:

$$\dot{q}_g^{GPh} = \alpha_g^G (T_g^G - T_g^{Ph}) \quad (4.111)$$

$$\dot{q}_g^{PhL} = \alpha_g^L (T_g^{Ph} - T_g^L) \quad (4.112)$$

In Gleichung (4.110) sind die Phasengrenztemperatur  $T_{Ph}$  und die übergehende Stoffmenge  $\dot{n}_{i,g}^{PhG}$  zunächst unbekannt. Die Stoffstromdichte  $\dot{n}_{j,g}^{TrL}$  ergibt sich aus folgender Beziehung:

$$\dot{n}_{j,g}^{TrL} = \frac{\Delta \dot{N}_{j,g}^{TrL}}{A_g^{Ph}} \quad (4.113)$$

Die Phasengrenzfläche beträgt

$$A_g^{Ph} = 4 \varepsilon^S B_F H_F \Delta z \frac{d_f + 2 \delta_g^L}{d_f^2} \quad (4.114)$$

In einem ersten Schritt wird die Temperatur  $T_{Ph}$  berechnet, indem  $\dot{n}_{i,g}^{PhG}$  und  $\dot{n}_{j,g}^{TrL}$  in Gleichung (4.110) zu null gesetzt werden.

In der folgenden Iteration wird zunächst aus (4.110)  $T_{Ph}$  berechnet, wobei für  $\dot{n}_{i,g}^{PhG}$  der Wert aus dem vorangehenden Iterationsschritt verwendet wird (im ersten Iterationsschritt kann mit  $\dot{n}_{i,g-1}^{PhG}$  gerechnet werden). Die Stoffstromdichte von der Phasengrenzfläche in die Gasphase folgt dann aus

$$\dot{n}_{i,g}^{PhG} = \beta_{i,g}^G c_g^G (x_{i,g}^{Ph} \frac{p_{0is}}{p_0} - y_{i,g}) + y_{i,g} \dot{n}_{ges,g}^{PhG} \quad (4.115)$$

Die Stoffströme  $\dot{n}_{i,g}^{PhG}$  und  $\dot{n}_{i,g}^{LPh}$  sind gleich. Es gilt:

$$\dot{n}_{i,g}^{LPh} = \beta_{i,g}^L c_g^L (x_{i,g}^L - x_{i,g}^{Ph}) + x_{i,g}^L \dot{n}_{ges,g}^{LPh} \quad (4.116)$$

Die Stefan-Korrektur wurde in (4.115) und (4.116) auf eins gesetzt. Aus diesen beiden Gleichungen ergibt sich die Zusammensetzung an der Phasengrenzfläche:

$$x_{i,g}^{Ph} = x_{i,g}^L \left( 1 + \frac{\dot{n}_{ges,g}^{PhG}}{\beta_{i,g}^L c_g^L} \right) - \frac{\dot{n}_{i,g}^{PhG}}{\beta_{i,g}^L c_g^L} \quad (4.117)$$

Die Summe der so berechneten Molanteile weicht von eins ab. Sie werden daher wie folgt normiert:

$$x_{i,g}^{Ph} = \frac{x_{i,g}^{Ph}}{\sum_i x_{i,g}^{Ph}} \quad (4.118)$$

Damit ist ein Iterationsschritt beendet. Es sind nur wenige (<10) Iterationsschritte notwendig, um die gesuchten Werte für die Temperatur der Phasengrenzfläche  $T_{Ph}$  und die Stoffstromdichte  $\dot{n}_{i,g}^{PhG}$  zu erhalten. Hieraus folgt:

$$\dot{Q}_g^{LG} = \dot{Q}_g^{PhG} = \alpha_g^G A_g^{Ph} (T_g^{Ph} - T_g^G) \quad (4.119)$$

$$\Delta \dot{N}_{i,g}^{LG} = \dot{n}_{i,g}^{PhG} A_g^{Ph} \quad (4.120)$$

Die durch die Tropfenverdunstung bewirkte Veränderung des Stoffmengenstroms an Komponente i in den Tropfen der Tropfenklasse j in einem Volumenelement ist

$$\Delta \dot{N}_{i,j,g}^{TrG} = 4\pi c_{N,j,g} r_{j,g} D_{il} \frac{p}{RT} \ln \left( \frac{1 - y_{i,g}}{1 - y_{i,j,g}^T} \right) \theta_{i,j,g} A_F \Delta z \varepsilon_g^G \quad (4.121)$$

Gleichung (4.121) ergibt sich aus (4.83) mit

$$\Delta t \dot{V}_g^G = A_F \Delta z \varepsilon_g^G \quad (4.122)$$

Die Temperaturen im nächsten Volumenelement folgen aus den Energiebilanzen für die Flüssig- und die Gasphase:

$$\sum_i \dot{N}_{i,g}^L c_{p,i}^L (T_{g+1}^L - T_g^L) = \dot{Q}_g^{LG} \quad (4.123)$$

Die Temperatur der Gas- und der dispersen Phase sind wie in Kapitel 4.1 erwähnt identisch. Daraus folgt:

$$\left( \sum_i \dot{N}_{i,g}^G c_{p,i}^G + \sum_j \dot{N}_{j,g}^{Tr} \bar{c}_{p,j}^{Tr} \right) (T_{g+1}^G - T_g^G) = -\dot{Q}_g^{GL} - \sum_j \sum_i \Delta \dot{N}_{i,j,g}^{TrG} \Delta H_{v,i} \quad (4.124)$$

Aus (4.123) und (4.124) lassen sich durch Umformen die Temperaturen im nächsten Volumenelement berechnen.

Mit (4.93) und (4.120) lässt sich folgende Flüssigphasenbilanz formulieren:

$$\dot{N}_{i,g+1}^L = \dot{N}_{i,g}^L - \Delta \dot{N}_{i,g}^{LG} + \Delta \dot{N}_{i,g}^{TrL} \quad (4.125)$$

Der Molanteil an Komponente i in der Flüssigkeit beträgt

$$x_{i,g}^L = \frac{\dot{N}_{i,g}^L}{\sum_i \dot{N}_{i,g}^L} \quad (4.126)$$

Der Flüssigkeitsvolumenstrom ist gleich der Summe der Volumenströme der einzelnen Komponenten:

$$\dot{V}_g^L = \sum_i \dot{N}_{i,g}^L \frac{M_i}{\rho_i^L} \quad (4.127)$$

Zur Bestimmung des Flüssigkeitsvolumenanteils bedarf es der Kenntnis der Ablaufkinetik der Flüssigkeit. Es wird die gleiche Modellannahme getroffen wie bei der Bestimmung der äußeren Wärme- und Stoffübergangskoeffizienten: Die Filterfasern sind Zylinder der Länge  $H_F$ , die in Ebenen parallel zur Wand mit der Fläche  $H_F T_F$  angeordnet sind. Der Winkel zwischen den Fasern und der Strömungsrichtung nimmt alle Werte zwischen  $0^\circ$  und  $90^\circ$  an. Aus der Navier-Stokes- und der Kontinuitäts-Gleichung ergeben sich folgende Gleichungen, die im Anhang 9.3 hergeleitet werden:

$$\delta_g = \sqrt{\frac{\varepsilon_g^L d_F^2}{4\varepsilon^s} + \frac{d_F^2}{4}} - \frac{d_F}{2} \quad (4.128)$$

$$\dot{V}^L = \frac{8g}{\pi\nu} \frac{\varepsilon^s V_g^{ges}}{d_F^2 H_F} \delta^3 \left( \frac{d_F}{3} + \frac{5}{12} \delta \right) \quad (4.129)$$

Aus dem Volumenstrom  $\dot{V}_g^L$  kann durch Umformung aus diesen beiden Gleichungen der Flüssigkeitsvolumenanteil  $\varepsilon_g^L$  berechnet werden. Der für die Verdunstungskinetik benötigte Gasvolumenanteil beträgt dann:

$$\varepsilon_g^G = 1 - \varepsilon^S - \varepsilon_g^L \quad (4.130)$$

Die Bilanz der Gasphase lautet:

$$\dot{N}_{i,g+1}^G = \dot{N}_{i,g}^G + \sum_j \Delta \dot{N}_{i,j,g}^{TrG} + \Delta \dot{N}_{i,g}^{LG} \quad (4.131)$$

Der Stoffmengenstrom an Komponente i in den Tropfen der Tropfenklasse j entspricht dem Anteil dieses Stroms, der nicht abgeschieden wird, abzüglich dem in die Gasphase übergehenden Stoffmengenstrom:

$$\dot{N}_{i,j,g+1}^{Tr} = \dot{N}_{i,j,g}^{Tr} \cdot F(r_{j,g}) - \Delta \dot{N}_{i,j,g}^{TrG} \quad (4.132)$$

Aus (4.131) und (4.132) lassen sich analog zu den Gleichungen (4.74), (4.73) und (4.79) die Molanteile  $x_{i,j,g+1}^T$  und  $y_{i,g+1}$  sowie der Volumenstrom  $\dot{V}_{g+1}^G$  berechnen. Hiermit kann die Partikelanzahlkonzentration nach (4.90) bestimmt werden.

Die Betrachtung des Filters als regellos in parallelen Ebenen angeordnete Filterfasern der Länge  $H_F$  soll als erstes vereinfachendes Modell angesehen werden. Die für die Ölnebelabscheidung verwendeten Filter bestehen aus komplexen Geflechtes mit zahlreichen Knotenpunkten, sich überkreuzenden Fasern und Faserbündeln. Raynor und Leith [ 9 ] geben an, dass keine Literatur zur Beschreibung des Flüssigkeitsablaufs von Filterfasern verfügbar ist. Ansätze zur Berechnung der Flüssigkeitsverdunstung in Filtern können für Reinstoffe unter anderem in [ 6 ], [ 10 ] und [ 11 ], für Gemische in [ 12 ] gefunden werden.

#### 4.4.4 Instationäre Bilanzierung

Der Bilanzraum – das durchströmte Rohr oder der Filter – wird zur instationären Bilanzierung erneut in  $g_{\max}$  gleich große Volumenelemente unterteilt. Jedes Volumenelement wird als ein ideal durchmischter Rührkessel betrachtet. Das heißt, die Zusammensetzung einer Phase in einem Volumenelement ist gleich der Zusammensetzung der Stoffströme dieser Phase, die aus dem Volumenelement austreten.

Die Stoffmengen an Gas, Tropfen und Flüssigkeit in einem Volumenelement g zum Zeitpunkt k sind bekannt. Die Stoffmengen, die während des Zeitintervalls  $\Delta t$  aus dem Volumenelement g-1 austreten, können berechnet werden.

Mit den entsprechenden kinetischen Termen und den Bilanzen lassen sich damit die Stoffmengen bestimmen, die sich zum Zeitpunkt k+1 im Volumenelement g befinden. Es wird ausgehend von dem ersten fortlaufend bis zum letzten Volumenelement vorwärts gerechnet.

Im ersten Schritt werden die Stoffmengen berechnet, die während des Zeitintervalls  $\Delta t$  im Volumenelement g von einer Phase in die andere übergehen. Die von der Tropfen- in die

Gasphase verdunstende Stoffmenge ergibt sich aus Gleichung (4.83), indem der Gasvolumenstrom durch das Gasvolumen ersetzt wird:

$$\Delta N_{i,j,g,k}^{TrG} = 4\pi c_{N,j,g,k} r_{j,g,k} D_{il} \frac{p}{RT} \ln \left( \frac{1 - y_{i,g,k}}{1 - y_{i,j,g,k}^T} \right) V_{g,k}^G \theta_{i,j,g,k} \Delta t \quad (4.133)$$

Mit den in Kapitel 4.4.3 vorgestellten Gleichungen (4.105) und (4.106) wird ein äußerer Stoffübergangskoeffizient  $\beta_i^G$  berechnet. Die Stoffmenge, die von der Flüssig- in die Gasphase übergeht, wird wie folgt berechnet:

$$\Delta N_{i,g,k}^{LG} = \beta_{i,g,k}^G c_{g,k}^G \ln \left( \frac{1 - y_{i,g,k}}{1 - x_{i,g,k}^L \frac{p_{0is}}{p}} \right) A_{g,k}^{Ph} \Delta t \quad (4.134)$$

Die Phasengrenzfläche  $A_{g,k}^{Ph}$  kann mit Gleichung (4.114) berechnet werden. Der innere Stoffübergangswiderstand wurde in Gleichung (4.134) vernachlässigt. Wie bei der Tropfenverdunstung wurde nur der Schleppestrom der betrachteten Komponente  $i$  berücksichtigt. Auf eine genauere Berechnung von  $\Delta N_{i,g,k}^{LG}$  wurde verzichtet, da sich die vollständig instationäre Simulation aufgrund der unterschiedlichen Zeitskalen der Flüssig- und der Gasphase als unpraktisch erwies, siehe Kapitel 4.4.5.

Die durch die Tropfendeposition abgeschiedene Stoffmenge beträgt:

$$\Delta N_{i,j,g,k}^{TrL} = c_{N,j,g,k} \frac{\dot{V}_{g,k}^G \Delta t}{g_{max}} \ln \left( 1 - \frac{1}{1 + \exp(-(2r_{j,g,k} - a) \cdot b)} \right) c_{j,g,k}^{Tr} \frac{4}{3} \pi r_{j,g,k}^3 x_{i,j,g,k}^T \quad (4.135)$$

Die Herleitung von Gleichung (4.135) befindet sich im Anhang 9.8.

Bei der Aufstellung der Bilanzen wird mit der Flüssigphase begonnen, da für die Gasphasenbilanz die Kenntnis des Flüssigkeitsvolumens im Volumenelement  $g$  zum Zeitpunkt  $k+1$  notwendig ist.

Das Schema der Bilanzen ist exemplarisch für die Flüssigphase in Abbildung 4.4.5 dargestellt:

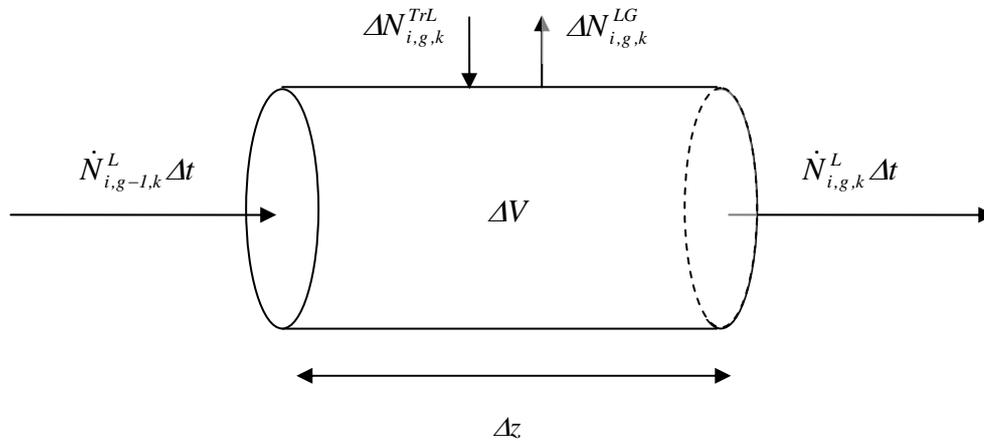


Abbildung 4.4.5: Instationär durchströmtes Volumenelement

Die Bilanz für die Flüssigphase lautet:

$$\dot{N}_{i,g,k+1}^L = \dot{N}_{i,g,k}^L + (\dot{N}_{i,g-1,k}^L - \dot{N}_{i,g,k}^L) \Delta t - \Delta N_{i,g,k}^{LG} + \Delta N_{i,g,k}^{TrL} \quad (4.136)$$

Für die Bilanz (4.136) wird die aus dem Ortschaftselement austretende Flüssigkeitsmenge  $\dot{N}_{i,g,k}^L \Delta t$  benötigt. Sie lässt sich mit Hilfe der in Kapitel 4.4.3 eingeführten Ablauf-kinetik berechnen:

$$\delta_{g,k} = \sqrt{\frac{\varepsilon_{g,k}^L d_F^2}{4\varepsilon^s} + \frac{d_F^2}{4}} - \frac{d_F}{2} \quad (4.137)$$

$$\dot{V}_{g,k}^L = \frac{8g}{\pi\nu} \frac{\varepsilon^s V_F}{d_F^2 H_F g_{max}} \delta_{g,k}^3 \left( \frac{d_F}{3} + \frac{5}{12} \delta_{g,k} \right) \quad (4.138)$$

Der aus dem Volumenelement austretende Stoffmengenstrom an flüssiger Komponente  $i$  beträgt:

$$\dot{N}_{i,g,k}^L = c_{g,k}^L \dot{V}_{g,k}^L x_{i,g,k}^L \quad (4.139)$$

Durch Einsetzen von (2.139) in (2.136) erhält man somit die Stoffmenge  $N_{i,g,k+1}^L$  aller Komponenten und daraus das Flüssigkeitsvolumen  $V_{g,k+1}^L$ . Unter Vernachlässigung des Volumens der Tropfenphase beträgt damit das Volumen der Gasphase:

$$V_{g,k+1}^G = \frac{V_F (1 - \varepsilon^S)}{g_{max}} - V_{g,k+1}^L \quad (4.140)$$

Die ideale Gasgleichung liefert die Stoffmenge

$$N_{g,k+1}^G = \frac{p V_{g,k+1}^G}{RT} \quad (4.141)$$

Aus einer Gesamtbilanz um die Gasphase folgt der aus dem Volumenelement austretende Gasstrom:

$$\dot{N}_{g,k}^G = \dot{N}_{g-1,k}^G + \frac{(N_{g,k}^G - N_{g,k+1}^G)}{\Delta t} + \frac{\Delta N_{g,k}^{TrG}}{\Delta t} + \frac{\Delta N_{g,k}^{LG}}{\Delta t} \quad (4.142)$$

Zur Bestimmung der Stoffmenge an Komponente i in der Gasphase bedarf es außerdem einer Komponentenbilanz um die Gasphase:

$$N_{i,g,k+1}^G = N_{i,g,k}^G + (\dot{N}_{g-1,k}^G y_{i,g-1,k}^G - \dot{N}_{g,k}^G y_{i,g,k}^G) \Delta t + \Delta N_{i,g,k}^{TrG} + \Delta N_{i,g,k}^{LG} \quad (4.143)$$

Die Stoffmenge an Komponente i in den Tropfen der Tropfenklasse j, die sich zum Zeitpunkt k+1 im Volumenelement g befinden, folgt aus der Tropfenphasenbilanz:

$$N_{i,j,g,k+1}^{Tr} = N_{i,j,g,k}^{Tr} + (\dot{N}_{i,j,g-1,k}^{Tr} - \dot{N}_{i,j,g,k}^{Tr}) \Delta t - \Delta N_{i,j,g,k}^{TrG} - \Delta N_{i,j,g,k}^{TrL} \quad (4.144)$$

Der in Gleichung (4.144) benötigte austretende Stoffmengenstrom  $\dot{N}_{i,j,g,k}^{Tr}$  kann wie folgt bestimmt werden:

$$\dot{N}_{i,j,g,k}^{Tr} = \dot{V}_{g,k}^G c_{N,j,g,k} x_{i,j,g,k}^T c_{j,g,k}^{Tr} \frac{4}{3} \pi r_{j,g,k}^3 \quad (4.145)$$

Zur Berechnung der Partikelanzahlkonzentration zum Zeitpunkt k+1 bedarf es einer weiteren Bilanz:

$$c_{N,j,g,k+1} = \frac{V_{g,k}^G c_{N,j,g,k} + \dot{V}_{g-1,k}^G c_{N,j,g-1,k} \Delta t - \dot{V}_{g,k}^G c_{N,j,g,k} \Delta t - \Delta Num_{j,g,k}^{TrL}}{V_{g,k+1}^G} \quad (4.146)$$

Die Anzahl der im Volumenelement abgeschiedenen Tropfen der Tropfenklasse j beträgt:

$$\Delta Num_{j,g,k}^{TrL} = \frac{\Delta N_{j,g,k}^{TrL}}{c_{j,g,k}^{Tr} \frac{4}{3} \pi r_{j,g,k}^3} \quad (4.147)$$

Aus den errechneten Größen ergeben sich analog zum stationären Fall  $x_{i,g,k+1}^L$ ,  $c_{g,k+1}^L$ ,  $y_{i,g,k+1}$ ,  $x_{i,j,g,k+1}^T$ ,  $c_{j,g,k+1}^{Tr}$ ,  $\theta_{i,j,g,k+1}$  und  $r_{j,g,k+1}$ . Es sind somit alle Größen bekannt, die für die Berechnung des nächsten Zeitschrittes benötigt werden.

#### 4.4.5 Instationäre Flüssigphase - quasistationäre Gasphase

Es wird zunächst ein quasistationärer Gasphasenzustand mit den Gleichungen aus Kapitel 4.4.3 berechnet. Die Flüssigphasenzusammensetzungen in den einzelnen Volumenelementen werden als Anfangswerte vorgegeben. Die Flüssigphase wird nicht bilanziert. Die übergehenden Stoffströme  $\Delta \dot{N}_{i,j,g}^{TrL}$  und  $\Delta \dot{N}_{i,g}^{LG}$  und der Flüssigkeitsablauf aus einem Volumenelement  $\dot{V}_g^L$ , werden aber mit den Beziehungen aus Kapitel 4.4.3 bestimmt.

Nachdem der quasistationäre Zustand der Gas- und der dispersen Phase für alle Volumenelemente berechnet wurde, erfolgt im nächsten Schritt die instationäre Flüssigphasenbilanzierung:

$$N_{i,g,k+1}^L = N_{i,g,k}^L + (\dot{N}_{i,g-1,k}^L - \dot{N}_{i,g,k}^L + \Delta \dot{N}_{i,g,k}^{TrL} - \Delta \dot{N}_{i,g,k}^{LG}) \Delta t \quad (4.148)$$

$$V_{g,k+1}^L = \sum_i N_{i,g,k+1}^L \frac{M_i}{\rho_i^L} \quad (4.149)$$

$$\mathcal{E}_{g,k+1}^L = \frac{V_{g,k+1}^L}{V_g^{ges}} \quad (4.150)$$

$$x_{i,g,k+1}^L = \frac{N_{i,g,k+1}^L}{\sum_i N_{i,g,k+1}^L} \quad (4.151)$$

$\Delta t$  ist eine Zeitspanne, innerhalb derer der Zustand der Gas- und der dispersen Phase als konstant angesehen wird. Mit der neuen Flüssigkeitsverteilung und -zusammensetzung wird der nächste quasistationäre Gasphasen-Zustand berechnet. So wird fortwährend abwechselnd die Flüssigphase instationär bilanziert und für die Gas- und die disperse Phase ein quasistationärer Zustand berechnet.

Der Grund für dieses Vorgehen liegt in den unterschiedlichen Zeitskalen der Gas- und der Flüssigphase. Die Verweilzeit der Flüssigphase im Filter liegt für den Fall der Absorptionsstufe um etwa 3 Zehnerpotenzen über der der Gasphase. Eine zu große Ortsschrittweite  $\Delta z$  führt zu Oszillationen in der Gasbilanz. Um den zeitlichen Verlauf des Prozesses bis zu einem annähernd stationären Zustand zu berechnen, erfordert die rein instationäre Simulation daher sehr große Rechenzeiten. Diese sind bei einer quasistationären Betrachtung der Gasphase wesentlich kürzer.

## 4.5 Simulationsergebnisse

### 4.5.1 Stationäre Rohrströmung

Die Simulationsrechnungen wurden für einen hochraffinierten, nichtwassermischbaren Kühlschmierstoff auf Mineralölbasis (Ö11) durchgeführt, der am häufigsten für die Experimente verwendet wurde. Die Zusammensetzung dieses Öls ist sehr komplex und weitgehend unbekannt. Deshalb wurden die Simulationsrechnungen auf der Basis einer Pseudokomponentenmischung durchgeführt, die aus den n-Alkanen von Undekan ( $C_{11}H_{24}$ ) bis Tricosan ( $C_{23}H_{48}$ ) besteht. Die Molanteile dieser Pseudokomponenten wurden so gewählt, dass die Siedekurve der Pseudokomponentenmischung und die experimentell ermittelte Siedekurve des Mineralöls möglichst nahe beieinander liegen, siehe Kapitel 9.6.

In dem Simulationsprogramm AerSolve können die Anfangswerte der Molanteile in der Tropfenphase beliebig gewählt werden. Diese Anfangswerte sind für alle Tropfengrößenklassen identisch. Die Stoffwerte der Pseudokomponenten werden mit den in Anhang 9.5 aufgelisteten Funktionen berechnet. Folgende Eingabeparameter wurden für die Simulationsrechnungen verwendet:

Volumetrisch gemittelter Durchmesser der Tropfenphase am Eintritt	$D_{3,0}=0,7\mu\text{m}$
Standardabweichung der logarithmischen Normalverteilung der Tropfenphase am Eintritt	$\sigma=0,9$
Gesamtdruck	$p=101325\text{ Pa}$
Inertgasstrom	$\dot{N}_I^G=12,4\text{ mol/s}$
Anzahl der virtuellen Tropfenklassen	$j_{\text{max}}=112$
Anzahl der realen Tropfenklassen	$l_{\text{max}}=123$
Parameter a und b des mechanischen Fraktionsabscheidegrades des Filters gemäß Gleichung (4.88)	$a=0,444$
	$b=4,667$
Gasphasentemperatur am Eintritt in die Anlage	$T_{G,\text{ein}}=23^\circ\text{C}$
Gasphasentemperatur am Filteraustritt	$T_{G,\text{aus}}=25,5^\circ\text{C}$

Tabelle 4.1: Parameter der Simulationsrechnungen

Die Tropfenanzahlkonzentration der logarithmisch normalverteilten Tropfenphase am Eintritt  $c_{N,\text{ein}}$  wurde fallweise auf  $100 \text{ Partikel/cm}^3$  oder auf  $1,452 \cdot 10^6 \text{ Partikel/cm}^3$  gesetzt. Die höhere Partikelkonzentration entspricht einer Massenkonzentration von  $200 \text{ mg/m}^3$ . Die Gasphase war zu Beginn ( $\tau=0\text{s}$ ) vollständig ungesättigt.

Abbildung 4.5.1 zeigt den Verlauf der Tropfenradien einiger ausgewählter Tropfenklassen über der Zeit

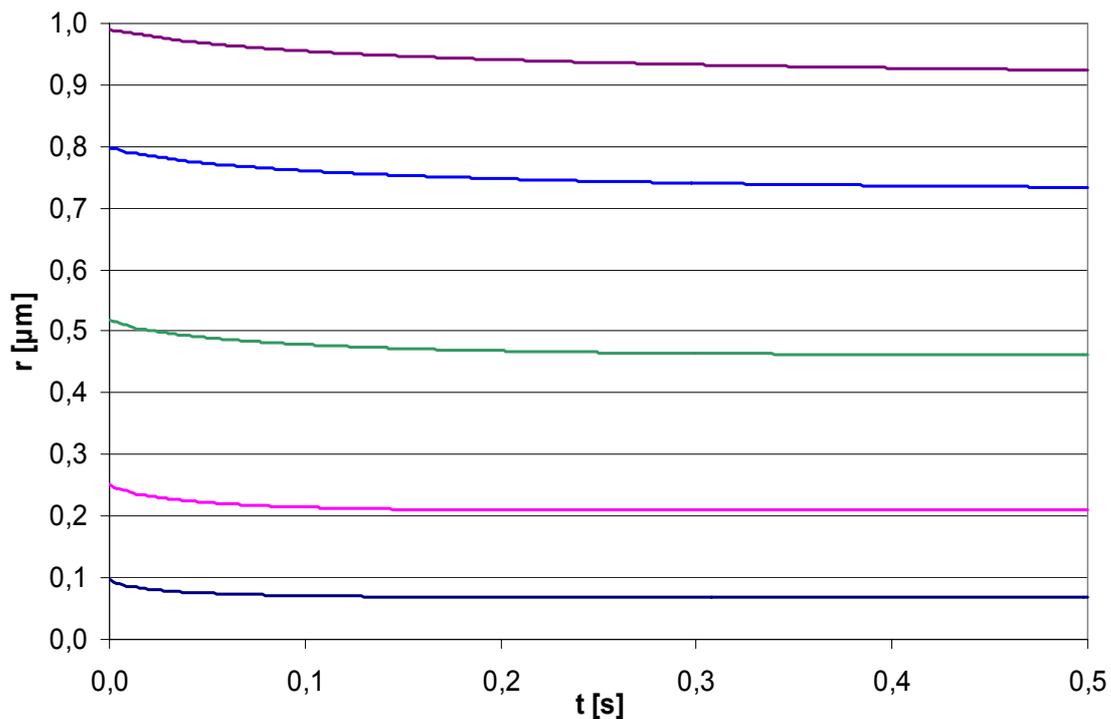


Abbildung 4.5.1: Zeitlicher Verlauf der Tropfenradien von Öl1 einiger ausgewählter Tropfengrößenklassen ( $1,452 \cdot 10^6 \text{ Partikel/cm}^3$ )

Es ist zu sehen, dass alle Kurven zu Beginn am schnellsten fallen und im Laufe der Zeit immer stärker abflachen. Diese Abflachung erfolgt umso eher, je kleiner der Tropfenradius ist. Bei einem Anfangsradius von  $0,1 \mu\text{m}$  hat die Kurve bereits nach ca.  $0,12\text{s}$  einen nahezu konstanten Wert erreicht. Währenddessen fallen die Kurven der größten hier abgebildeten Tropfen (Anfangsradius  $1 \mu\text{m}$ ) am Anfang etwas weniger steil ab, sinken aber auch nach  $0,5\text{s}$  noch signifikant.

Daraus geht hervor, dass die kleinen Tropfen im Vergleich zu den großen zu Beginn schneller aber nur eine kurze Zeit lang signifikant verdunsten. Sie erreichen dann einen Zustand, in dem ihr Radius nahezu konstant bleibt oder sogar wieder zunimmt. Die Radien der großen Tropfen nehmen kontinuierlich ab.

Wird die gleiche Rechnung mit reinem Tetradekan durchgeführt, so ergeben sich die in Abbildung 4.5.2 dargestellten Radienverläufe.

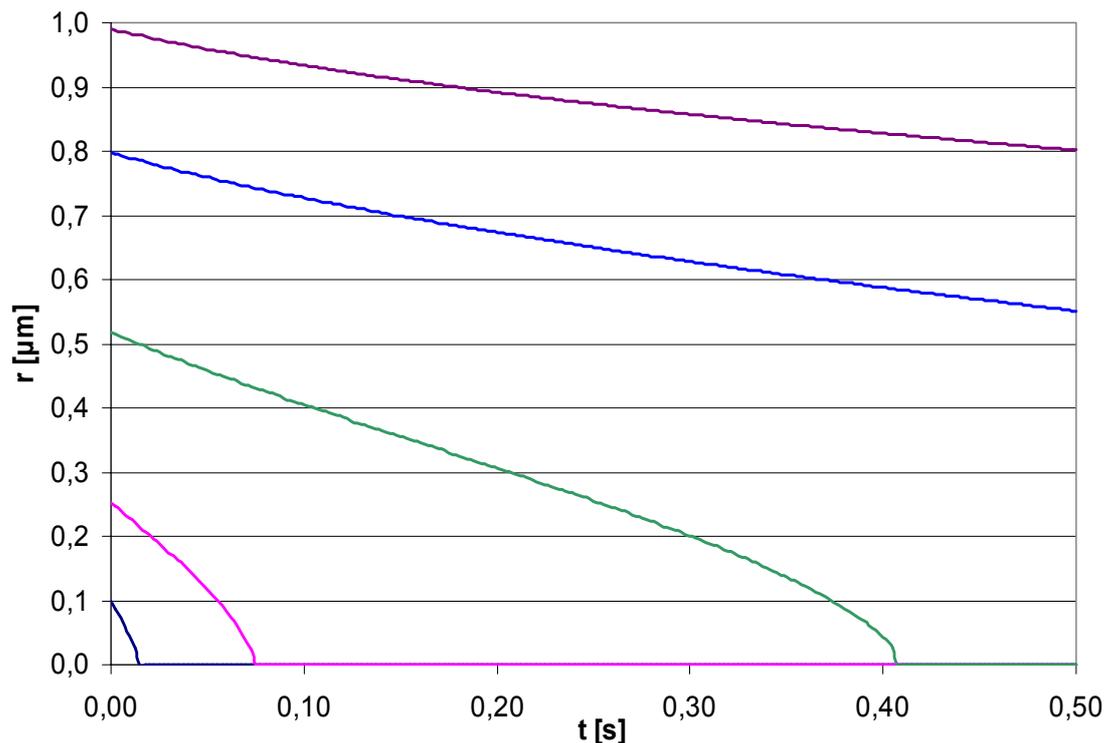


Abbildung 4.5.2: Zeitlicher Verlauf der Radien einiger ausgewählter Tropfengrößenklassen bei reinem Tetradekan ( $1,452 \cdot 10^6$  Partikel/cm<sup>3</sup>)

Es zeigt sich ein vollkommen anderes Bild. Die kleinen Tropfen verdunsten vollständig. Bereits nach rund 0,02s sind die Tropfen mit einem Anfangsradius von 0,1μm verschwunden. Die großen Tropfen hingegen verdunsten mit immer langsamer werdender Geschwindigkeit. An dieser Stelle sei auf das Abbruchkriterium von 0,15μm in AerSolve hingewiesen. Das bedeutet, dass eine Tropfenklasse dann als vollständig verdunstet gilt, sobald ihr Radius diesen Wert unterschreitet. Diese Grenze ist notwendig, um die Stabilität des numerischen Verfahrens zu gewährleisten.

Die Unterschiede zwischen dem Gemisch Öl1 (Abbildung 4.5.1) und reinem Tetradekan (Abbildung 4.5.2) lassen sich wie folgt erklären:

Unter Vernachlässigung der Radiusabhängigkeit des Knudsen-Faktors  $\theta_i$  ist die Verdunstungsgeschwindigkeit eines Tropfens gemäß Gleichung (4.24) umgekehrt proportional zu seinem Radius:

$$\frac{dr}{dt} \propto -\frac{1}{r} \quad (4.152)$$

Das ist auch der Grund für die schnelle Verdunstung der kleinen Tetradekan-Tropfen. Die großen Tetradekan-Tropfen verdunsten trotz sinkendem Radius immer langsamer, weil das treibende Konzentrationsgefälle  $(y_{i,j,k}^T - y_{i,k})$  durch die Aufsättigung der Gasphase abnimmt ( $S=73,7\%$  nach  $t=0,5s$ ).

Das Gemisch besteht aus leicht siedenden, niedermolekularen und aus schwer siedenden, hochmolekularen Komponenten. Die Leichtsieder besitzen einen um mehrere Größenordnun-

gen höheren Sattedampfdruck als die Schwersieder, siehe Anhang 9.5. Auch sind ihre Diffusionskoeffizienten in Luft größer.

Die Leichtsieder verdunsten daher, solange ihre Molanteile  $x_{i,j,k}^T$  nicht um Größenordnungen unter denen der Schwersieder liegen, wesentlich schneller. Unter Berücksichtigung von (4.145) bedeutet dies, dass die niedermolekularen n-Alkane aus den kleinen Tropfen nach kurzer Zeit nahezu verschwunden sind.

Durch den geringen Dampfdruck der Schwersieder erfolgt eine weitere Verdunstung dieser Tropfen nur noch sehr langsam, sie haben also einen stabilisierenden Effekt.

Aus den großen Tropfen verdunsten die Leichtsieder gemäß Gleichung (4.152) bereits zu Beginn verhältnismäßig langsam. Selbst nach 0,5s haben sich ihre Molanteile nur geringfügig verringert.

Die Unterschiede in der Zusammensetzung zwischen großen und kleinen Tropfen nach einer Verweilzeit von 0,5s sind in Abbildung 4.5.3 zu sehen. Aufgetragen sind die Molanteile der einzelnen Komponenten über dem Tropfenradius. Der Molanteil einer Komponente ist der Abstand ihrer Kurve zur nächst unteren Kurve.

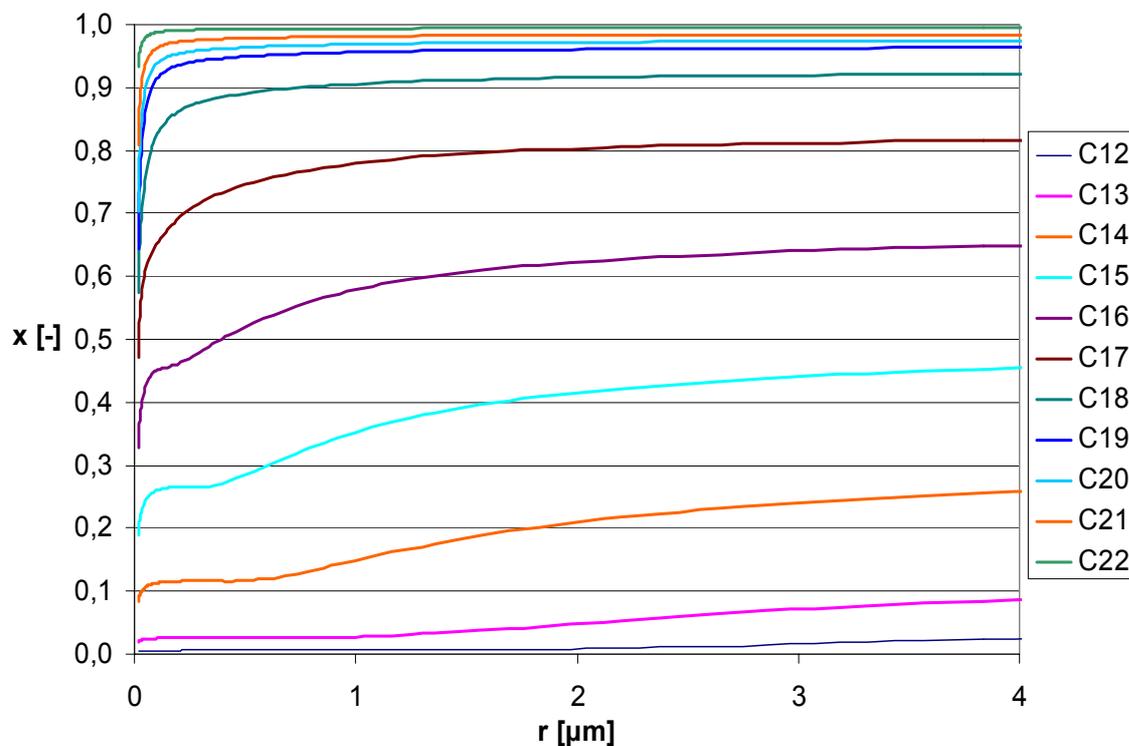


Abbildung 4.5.3: Tropfenzusammensetzung in Abhängigkeit des Tropfenradius' nach 0,5s

Die Zusammensetzung eines Tropfens von 4 $\mu\text{m}$  Radius entspricht fast unverändert der Anfangszusammensetzung der Tropfenphase, siehe Tabelle 9.3. In Richtung kleinerer Radien nehmen die Molanteile der Leichtsieder ab, die der Schwersieder zu. Im Bereich sehr kleiner Tropfen (<0,05 $\mu\text{m}$ ) ist eine deutliche Abweichung von der Anfangszusammensetzung zu sehen. Unterhalb von ca. 1 $\mu\text{m}$  verlaufen die Kurven von Tridekan bis Hexadekan abschnittsweise ganz flach. Für diese Komponenten herrscht dort annähernd thermodynamisches Gleichgewicht mit der Gasphase.

Abbildung 4.5.4 zeigt die Verläufe der Sättigungsgrade von Do-, Tetra- und Hexadekan sowie von Öl1 über der Verweilzeit.

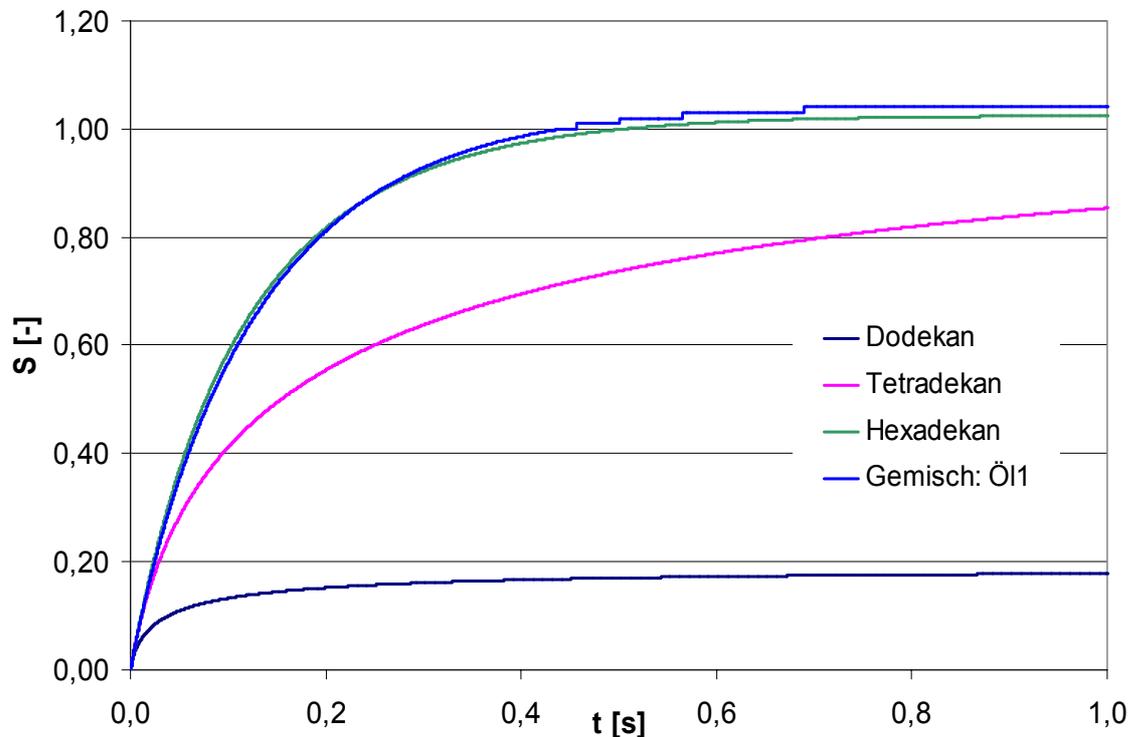


Abbildung 4.5.4: Verlauf des Gesamtsättigungsgrades über der Zeit

Bei Betrachtung der Sättigungsverläufe der Reinstoffe wird deutlich, dass die Aufsättigung der Gasphase umso schneller erfolgt, je geringer der Dampfdruck ist. Der Sättigungsgrad einer reinen Komponente  $i$  ist gemäß Gleichung (4.50) der Quotient aus dem Partialdruck  $p_i$  in der Gasphase und dem Sattedampfdruck  $p_{0is}$  bei der Temperatur  $T_G$ .

Ein Reinstoff  $i$  verdunstet umso schneller, je größer die Differenz  $(p_{0is} - p_i)$  zwischen dem Dampfdruck an der Tropfenoberfläche und dem in der Gasphase ist. Das bedeutet, dass der Partialdruck des Leicht sieders in der Gasphase schneller anwächst als der des Schwersieders. Das gilt aber nicht für seinen Sättigungsgrad, da dessen Nenner (im Bereich kleiner Partialdrücke  $p_i \ll p_{0is}$ ) um das gleiche Maß größer ist wie die Verdunstungsgeschwindigkeit.

Da die Tropfen des Leicht sieders schneller verdunsten, nimmt auch ihre Stoffaustauschfläche schneller ab. Es ist schon nach kurzer Zeit kaum noch Stoffmenge im Bereich kleiner Tropfengrößenklassen vorhanden, die zur Aufsättigung der Gasphase beitragen kann. Der höhere Diffusionskoeffizient der leicht siedenden Komponenten kann diesen Effekt nur zu einem geringen Teil kompensieren.

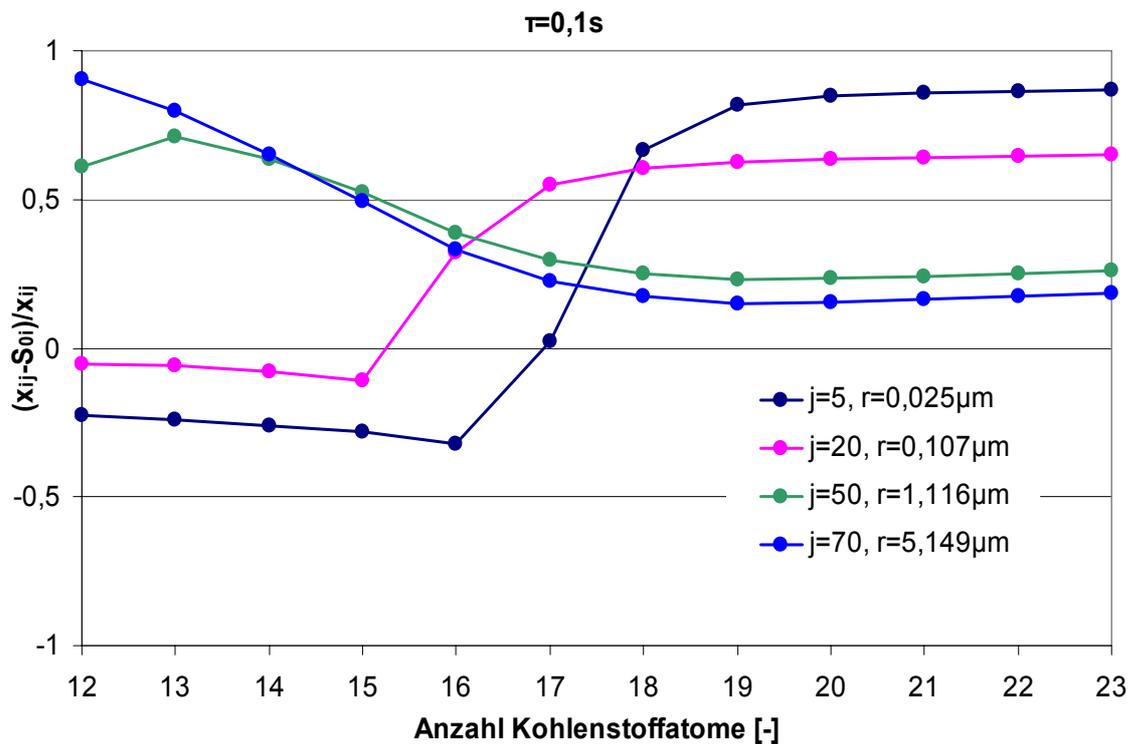
Der Einzelsättigungsgrad von Hexadekan verläuft zu Beginn über dem der Mischung. Es verdunsten aus der Mischung überwiegend die leicht siedenden Komponenten. Im Laufe der Zeit tragen die schwer siedenden Komponenten immer mehr zur Aufsättigung bei, wodurch der Sättigungsgrad der Mischung den des Hexadekans übersteigt.

Schließlich erreichen beide Kurven einen Sättigungsgrad von  $S > 1$ . Ursache hierfür ist der Kelvin-Effekt, der bewirkt, dass der Dampfdruck  $p_i^T$  über den kleinen Tropfen höher ist als im thermodynamischen Gleichgewicht nach dem Raoult'schen Gesetz (4.19).

Das treibende Konzentrationsgefälle der Tropfenverdunstung lässt sich auch durch die Differenz aus Molanteil und Sättigungsgrad von  $i$  ausdrücken:

$$y_{i,j}^T - y_i = \frac{P_{0is}}{p} (x_{i,j}^T - S_{0i}) \quad (4.153)$$

Die Differenz  $x_{i,j}^T - S_{0i}$  gibt daher Aufschluss darüber, ob die Komponente  $i$  aus den Tropfen der Tropfenklasse  $j$  verdunstet ( $x_{i,j}^T - S_{0i} > 1$ ) oder ob sie auf ihnen kondensiert ( $x_{i,j}^T - S_{0i} < 1$ ). In Abbildung 4.5.5 ist diese Differenz für einige ausgewählte Tropfen-klassen aufgetragen. Aus Skalierungsgründen wurde sie mit dem Molanteil  $x_{i,j}^T$  normiert.



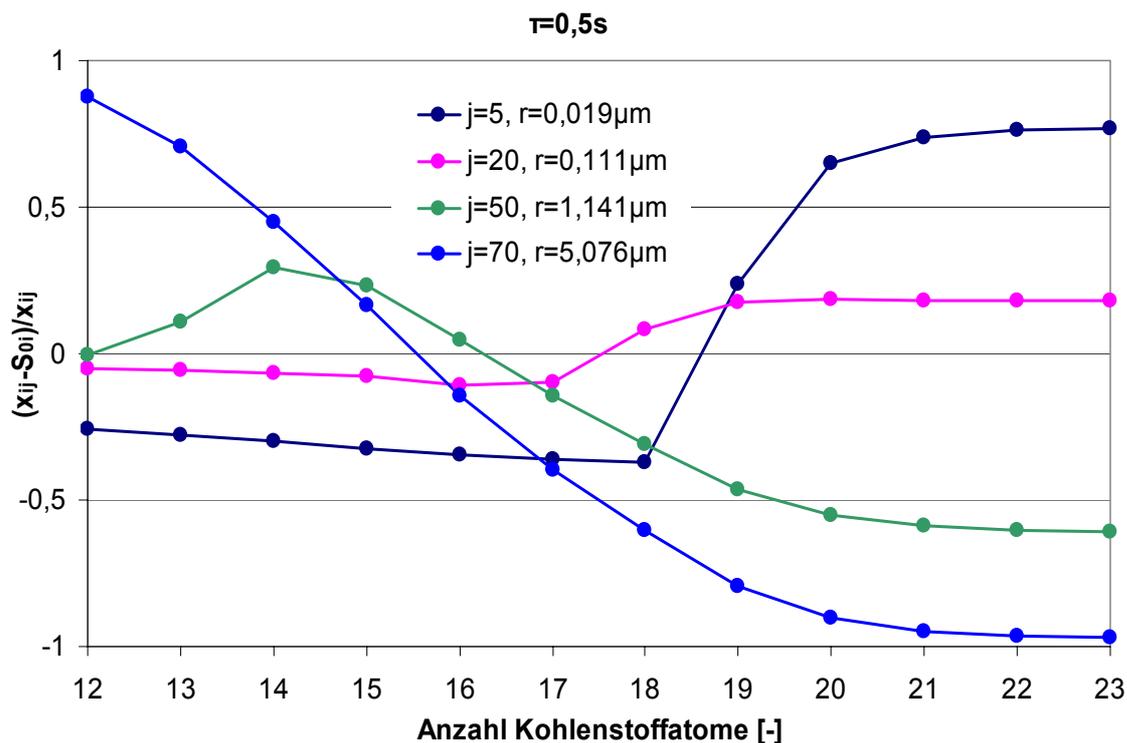


Abbildung 4.5.5: Treibendes Konzentrationsgefälle der Tropfenverdunstung für ausgewählte Tropfenklassen

Nach einer Verweilzeit von 0,1s besitzen die Kurven im Bereich der leicht siedenden Komponenten negative Werte für den Fall niedriger Tropfenklassen. Sie liegen bei positiven Werten und umso höher, je höher die Tropfenklasse ist. Die Leichtsieder kondensieren also auf den kleinen Tropfen, während sie aus den großen verdunsten. Im Bereich der schwer siedenden Komponenten ( $n_c > 17$ ) ergibt sich genau das umgekehrte Bild. Allerdings besitzt das treibende Konzentrationsgefälle selbst der größten abgebildeten Tropfenklassen ( $j=70$ ) noch positive Werte. Die Schwersieder verdunsten demnach nach 0,1s noch aus allen Tropfen und umso schneller, je kleiner der Tropfen ist. Nach 0,5s liegen die Kurven der großen Tropfenklassen im Bereich der Schwersieder hingegen weit im negativen Bereich. Der Vorzeichenwechsel aller Kurven hat sich in Richtung der höheren Alkane verschoben. Auf den kleinen Tropfen ( $j=5$ ) kondensieren alle Komponenten bis Oktadekan, die schwereren verdunsten. Auf der Tropfenklasse  $j=70$  dagegen kondensieren die Komponenten Hexadekan bis Tricosan. Dodekan bis Pentadekan verdunsten.

Dieses Verhalten lässt sich mit den bereits dargestellten Zusammenhängen erklären: Die Leichtsieder verdunsten aus den kleinen Tropfen sehr schnell, so dass sie hier schon nach kurzer Zeit quasi nicht mehr vorhanden sind. Die großen Tropfen hingegen geben nur langsam Leichtsieder ab, so dass sie auch nach 0,5s noch mehr von ihnen enthalten, als es dem thermodynamischen Gleichgewicht entspricht. Es findet daher ein Transfer von Leichtsiedern von den großen zu den kleinen Tropfen statt. Die Schwersieder dagegen verdunsten selbst von den kleinen Tropfen nur langsam. Ihr Molanteil ist nach 0,5s durch das Verschwinden der Leichtsieder angewachsen, so dass der Partialdruck der Schwersieder über den kleinen Tropfen größer ist als der über den großen Tropfen, in denen ihr Molanteil noch geringer ist. Trotz der nur langsamen Verdunstung der Schwersieder aus den kleinen Tropfen, ist der Partialdruck dieser

Komponenten in der Gasphase nach 0,5s größer als über der Tropfenoberfläche der großen Tropfen. Sie kondensieren daher auf den großen Tropfen.

In Abbildung 4.5.6 ist erneut der Verlauf des Gesamtsättigungsgrades über der Zeit aufgetragen. Außerdem ist die Massenbeladung der Gasphase dargestellt, die aus Skalierungsgründen mit der Massenbeladung im thermodynamischen Gleichgewicht normiert wurde. Die simulierte Verweilzeit liegt mit 2s über der Verweilzeit von 0,5s des Aerosols im Rohr vor dem Filter.

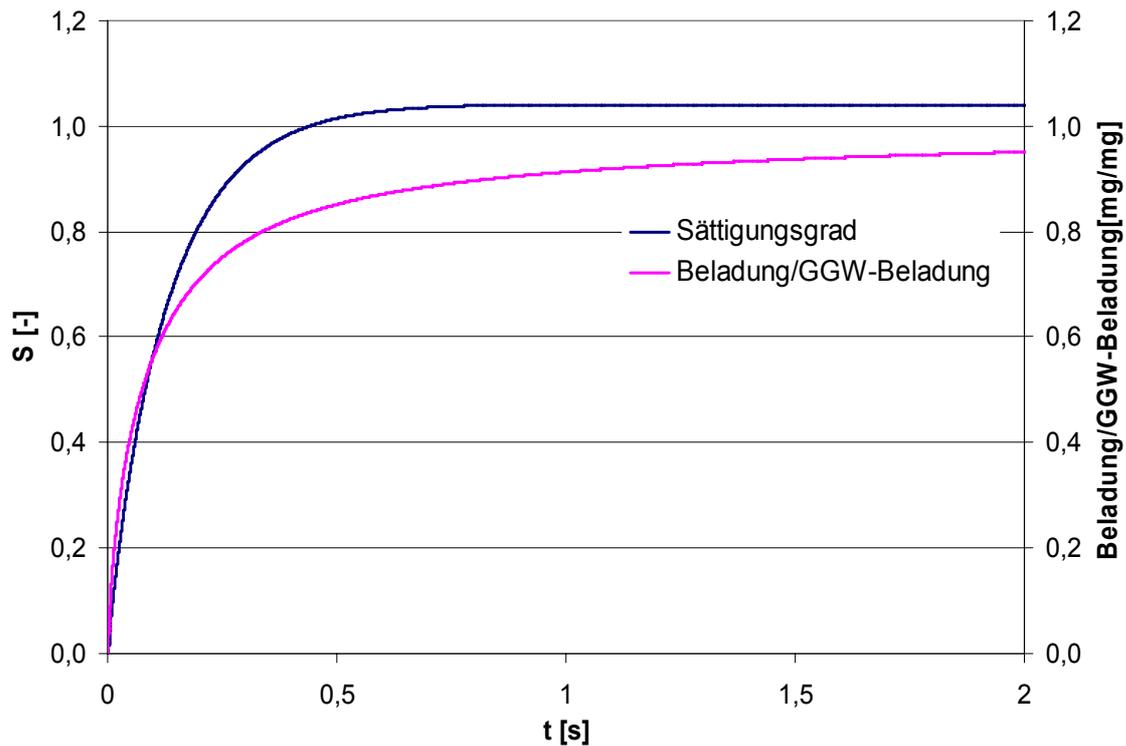


Abbildung 4.5.6: Gesamtsättigungsgrad und Massenbeladung

Nach knapp über 0,4s überschreitet der Gesamtsättigungsgrad den Wert eins. Anschließend ist der Verlauf stark abgeflacht, wobei er nach ungefähr 1,6s wieder zu fallen beginnt. Die Massenbeladung steigt zu Beginn sehr stark an, verläuft dann aber im Vergleich zum Sättigungsgrad bereits nach kurzer Zeit mit einer deutlich geringeren Steigung. Im Gegensatz zum Sättigungsgrad steigt sie aber auch nach 0,4s und im späteren Verlauf noch signifikant an. Die Begründung für die Unterschiede zwischen den beiden Kurven liefert Abbildung 4.5.7.

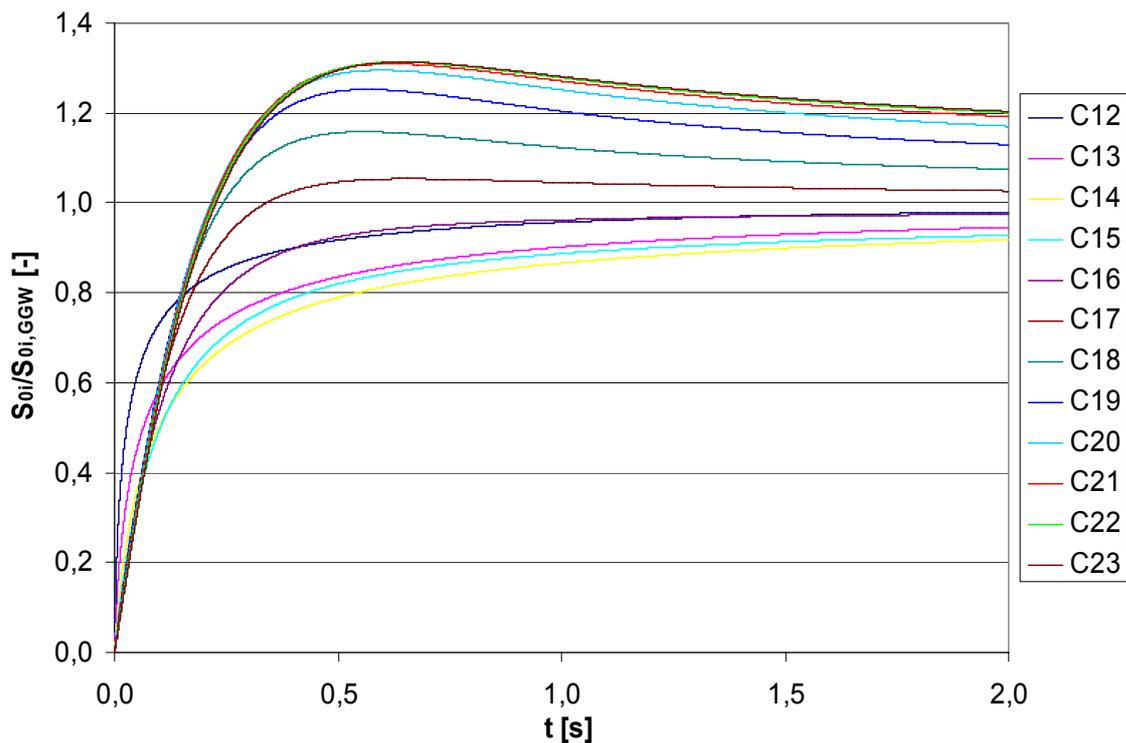


Abbildung 4.5.7: Verlauf der Einzelsättigungsgrade

Sie zeigt die Einzelsättigungsgrade aller 13 n-Alkane über der Zeit. Auch sie wurden mit ihrem Wert im thermodynamischen Gleichgewicht normiert. Die Sättigungsgrade von Dodekan bis Hexadekan steigen während der 2s fortlaufend an. Die beiden leichtest siedenden Komponenten tragen zu Beginn deutlich stärker zur Aufsättigung der Gasphase bei als die übrigen Komponenten. Die Alkane von Heptadekan bis Tricosan werden nach einer Zeit von 0,5 – 0,6s aus der Gasphase abgereichert. Ihre Sättigungsgrade fallen wieder. Der Gesamtsättigungsgrad als Summe der Einzelsättigungsgrade wird schließlich von dem Einfluss der kondensierenden Komponenten dominiert und beginnt sehr langsam zu sinken. Der Anteil dieser Komponenten an der Massenbeladung ist jedoch sehr viel niedriger als der der Leichtsieder, deren Molmasse zwar geringer, die verdunstende Stoffmenge hingegen wesentlich größer ist. Da auch nach 0,6s noch mehr Masse von ihnen verdunstet als kondensiert, nimmt auch die gesamte Massenbeladung fortwährend zu.

### Dimensionslose Darstellung der Simulationsergebnisse

Bei Auftragung des Sättigungsgrades über dem NTU-Wert ergeben sich die in Abbildung 4.5.8 dargestellten Verläufe:

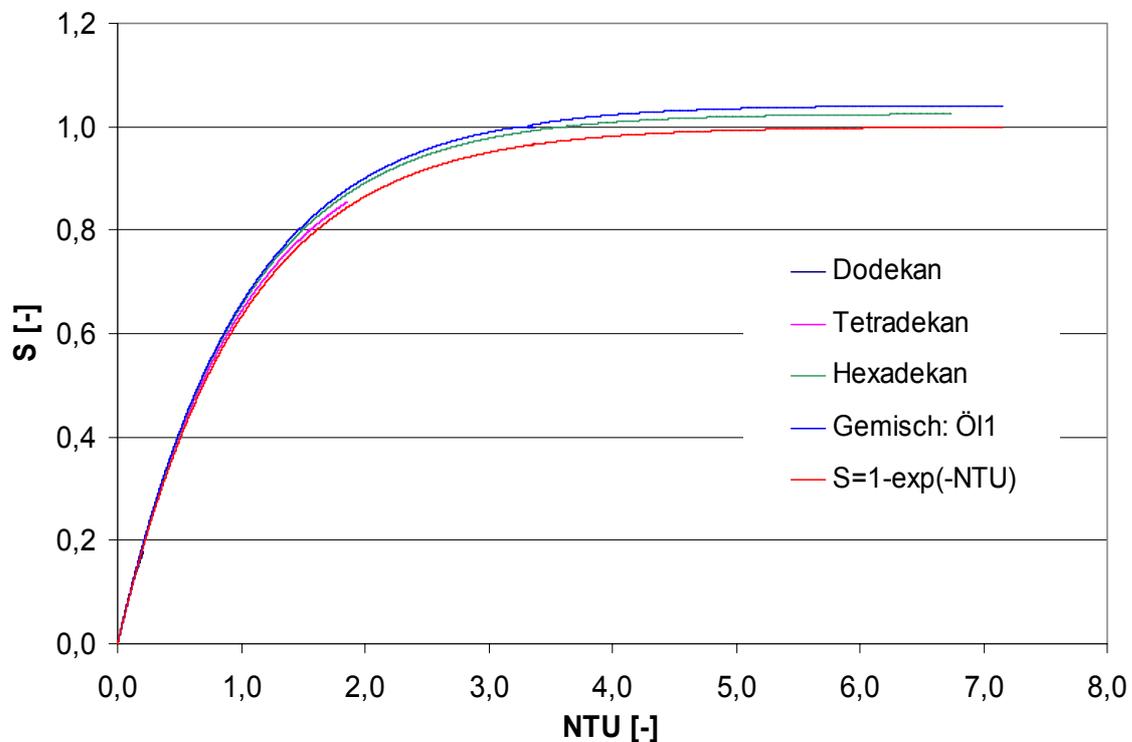


Abbildung 4.5.8: Verlauf des Gesamtsättigungsgrades über dem NTU-Wert

Die unterste Kurve ergibt sich aus Gleichung (4.55) mit  $S_0=0$ . Wird der Kelvin-Effekt bei der Simulationsrechnung nicht berücksichtigt, so verlaufen alle Kurven gemäß dieser Gleichung. Die Sättigungsverläufe aller Stoffe enden bei einer Verweilzeit von einer Sekunde. Der NTU-Wert von Dodekan steigt in dieser Zeit nur bis auf 0,194 an, der des Gemisches hingegen bis auf 7,16.

Für den Fall eines monodispersen Reinstoffs können die Sättigungsgrade und Radianverläufe auch analytisch berechnet werden, siehe Kapitel 4.2.1. Abbildung 4.5.9 zeigt eine solche analytische Lösung unter Verwendung der in Kapitel 4.3 eingeführten dimensionslosen Kennzahlen.

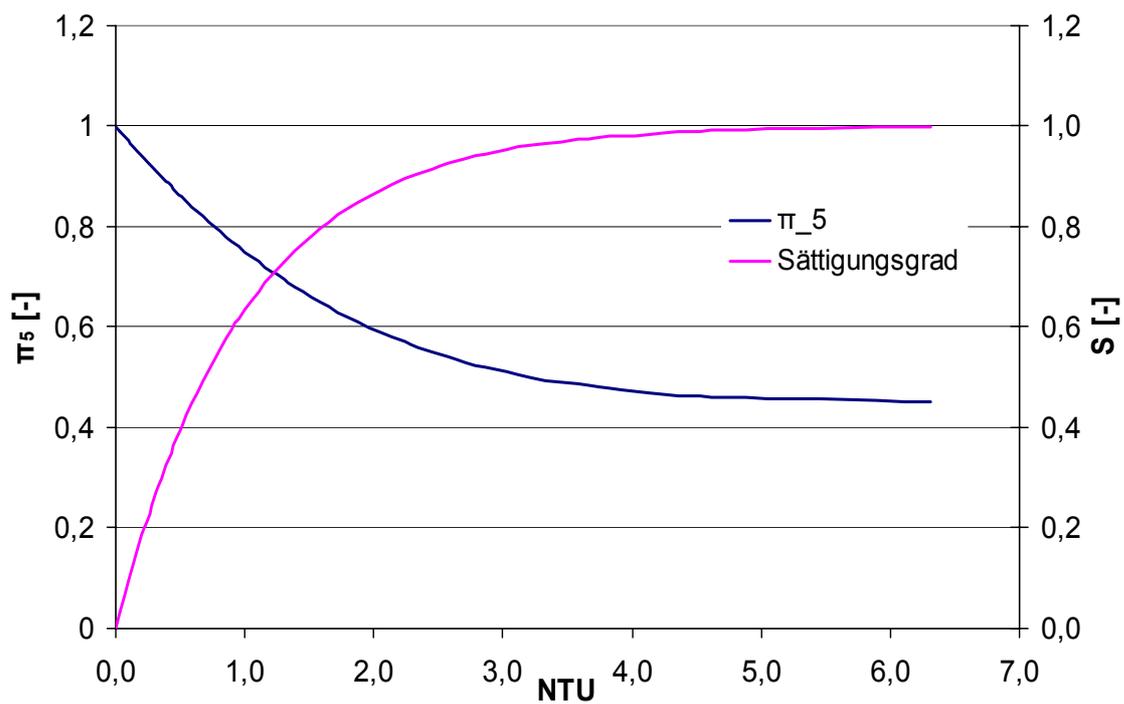


Abbildung 4.5.9: Entdimensionierter Radius und Sättigungsgrad für monodisperses Hexadekan

#### 4.5.2 Simulation der Fraktionsabscheidegrade und Größenverteilungen

Die mechanische Partikelabscheidung im Filter bewirkt eine Veränderung der Partikelgrößenverteilung im Aerosol. Bei der Messung solcher Verteilungen stellt sich die Frage, inwieweit Verdunstungseffekte die Messergebnisse beeinflussen.

Abbildung 4.5.10 zeigt Partikelgrößenverteilungen, die sich aus einer Simulationsrechnung ergeben. Zu sehen sind die folgenden Verteilungen: unmittelbar nach der Aerosolerzeugung; vor dem Filter; unmittelbar nach dem Filter und nach einer Verweilzeit des Aerosols von 0,5s nach dem Filter.

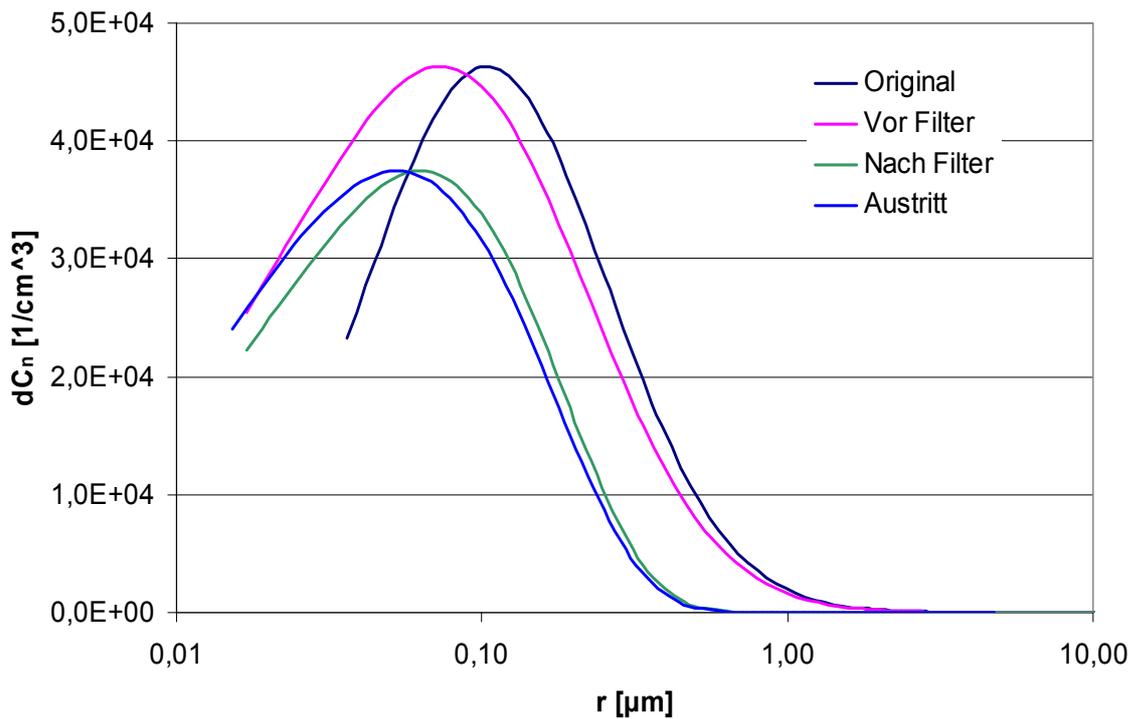


Abbildung 4.5.10: Simulierte Partikelgrößenverteilungen

Als Mengenmaß wurde die Partikelanzahlkonzentration gewählt. Das Schema dieser Simulation wurde in Kapitel 4.4, Abbildung 4.4.1 beschrieben. Die Eingabeparameter sind in Kapitel 4.5.1, Tabelle 4.1 dargestellt. Der Filter wurde als rein mechanischer Abscheider modelliert. Eine Aufsättigung der Gasphase durch die Flüssigphase auf den Filterfasern wurde nicht berücksichtigt. Während der 0,5s zwischen der Aerosolerzeugung und dem Filter verschiebt sich die Originalverteilung hin zu kleineren Radien. Da die kleineren Tropfen schneller verdunsteten, sind die unteren Tropfenklassen von dieser Verschiebung stärker betroffen, als die oberen. Die mechanische Abscheidung im Filter bewirkt, dass die Verteilungskurve durch die Filtration nach unten verschoben wird. Im Bereich großer Partikel ist diese Verschiebung deutlicher, da diese stärker abgeschieden werden. Das ist auch der Grund dafür, dass sich das Maximum der Verteilungskurve nach links verschiebt.

In den folgenden 0,5s erfolgt aufgrund von Verdunstung erneut eine Verschiebung der Verteilungskurve nach links.

In Abbildung 4.5.11 sind die Fraktionsabscheidegrade dargestellt, die bei einer anfänglichen Partikelkonzentration von  $1,452 \cdot 10^6$  Partikel/cm<sup>3</sup> errechnet wurden.

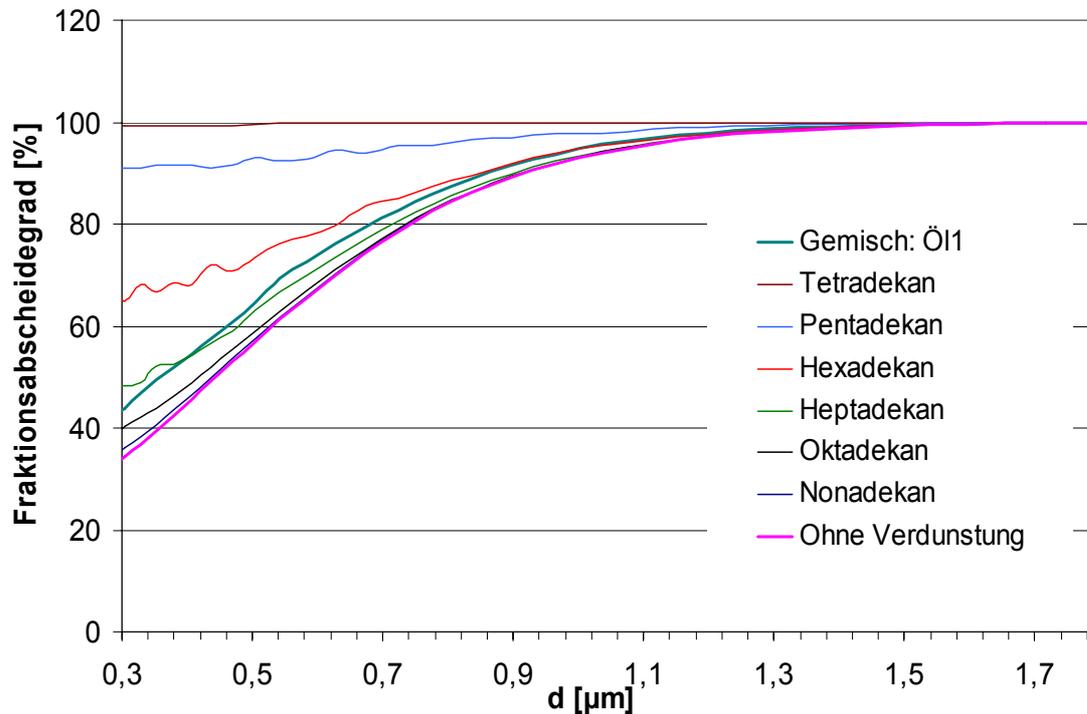


Abbildung 4.5.11: Simulierte Fraktionsabscheidegrade ( $1,452 \cdot 10^6$  Partikel/cm<sup>3</sup>)

Der wellenförmige Verlauf beruht auf der in Kapitel 4.4.1 beschriebenen Neueinteilung der Tropfenklassen am Ende der Simulation. Die unterste Kurve ist die Kurve die sich bei rein mechanischer Abscheidung der Tropfen im Filter ergäbe. Sie entspricht Gleichung (4.88).

Die Differenz zwischen der Kurve des rein mechanischen Fraktionsabscheidegrades und der sich aus der Simulationsrechnung ergebenden Kurve kann als Maß für die Verdunstung zwischen dem Filter und der Reingasmesssstelle angesehen werden. In

Abbildung 4.5.11 ist zu sehen, dass Tetradekan fast vollständig verdunstet und daher den Fraktionsabscheidegrad auf nahezu 100% für alle Partikelgrößen anwachsen lässt. Mit steigender Molekülgröße und damit sinkendem Dampfdruck nimmt der Verdunstungseffekt ab. Er ist jedoch selbst bei Oktadekan noch signifikant. Der Fraktionsabscheidegrad von Öl1 ist im Bereich kleiner Partikel deutlich erhöht.

Die Verdunstung des Öls zwischen dem Filter und der Messstelle kann den gemessenen Fraktionsabscheidegrad signifikant beeinflussen.

In Abbildung 4.5.12 sind die Fraktionsabscheidegrade zu sehen, die sich bei einer Anfangskonzentration von  $100 \text{ Partikel/cm}^3$  ergeben.

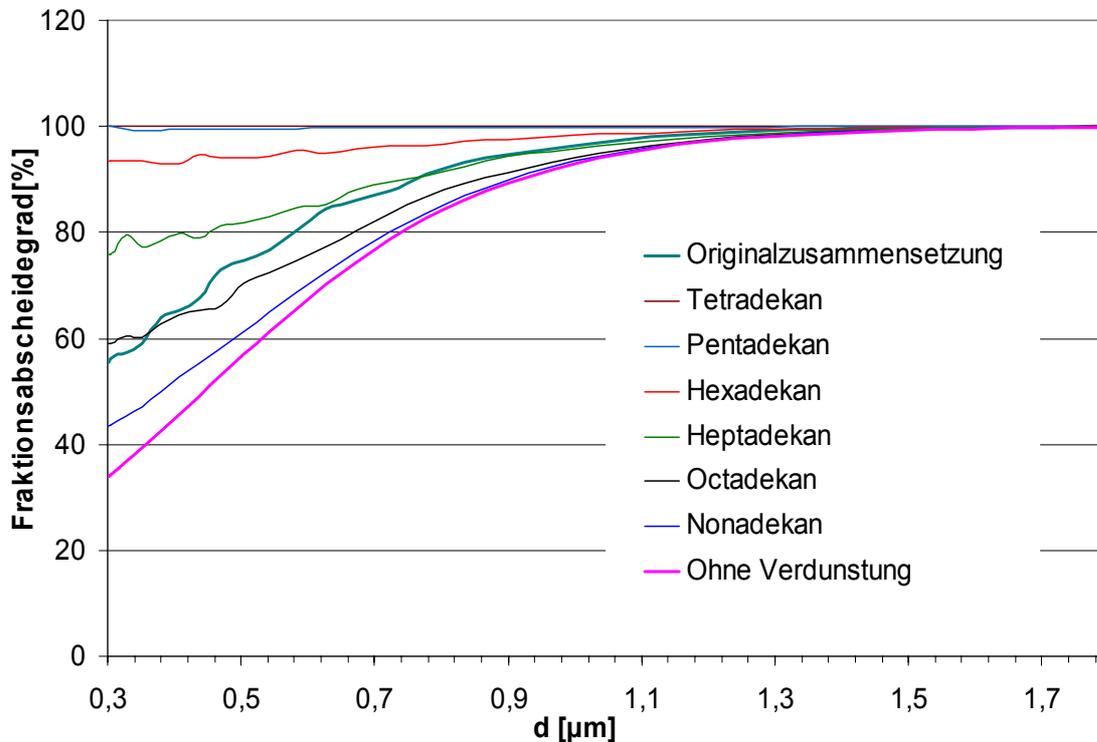


Abbildung 4.5.12: Simulierte Fraktionsabscheidegrade ( $100 \text{ Partikel/cm}^3$ )

Die Kurvenverläufe aller Stoffe sind im Vergleich zu Abbildung 4.5.11 hin zu größeren Fraktionsabscheidegraden verschoben. Die Ursache hierfür liegt in der deutlich geringeren Aufsättigung der Gasphase aufgrund der niedrigeren Partikelkonzentration. Das treibende Konzentrationsgefälle für die Verdunstung ist dadurch größer, der Einfluss der Verdunstung auf den Fraktionsabscheidegrad ausgeprägter. Selbst bei dem schwer flüchtigen Nonadekan ist der Verdunstungseinfluss noch deutlich sichtbar.

### 4.5.3 Simulation der Absorptionsstufe

Mit der in Kapitel 4.4.3 beschriebenen Variante der stationären Filterdurchströmung von Aer-Solve wurde die Absorptionsstufe simuliert. Als Eintrittszustand wurde der in Kapitel 4.5.1 beschriebene Aerosolzustand nach einer Vorverdunstungszeit von 0,5s verwendet. Als Zusammensetzung des Absorptionsmittels wurde die Tropfenzusammensetzung des Aerosols im thermodynamischen Gleichgewichtszustand gewählt. Die Eintrittstemperatur der Gasphase in den Abscheider beträgt  $23^\circ\text{C}$ , die des Absorptionsmittels  $10^\circ\text{C}$ . Die Daten des Filters sind:

$$V_F = B_F H_F T_F = 0,26 \text{ m} \cdot 0,56 \text{ m} \cdot 0,05 \text{ m}, \quad \varepsilon^S = 3,1\%, \quad d_f = 180 \mu\text{m}$$

Der eintretende Volumenstrom des Absorptionsmittels beträgt  $0,8 \text{ m}^3/\text{h}$ , der des Gases  $1085 \text{ m}^3/\text{h}$ .

Abbildung 4.5.13 zeigt den Temperaturverlauf in der Gasphase, in der Flüssigphase und an der Phasengrenzfläche über der Filtertiefe. Die Gasphasentemperatur sinkt auf einen Wert von 290,36 K, die der Flüssigphase steigt auf 289,42 K. Die Temperatur der Phasengrenzfläche liegt wesentlich näher an der Gasphasen- als an der Flüssigphasentemperatur.

Der mit dem in Kapitel 4.4.3 beschriebenen Modell berechnete, innere Wärmeübergangswiderstand ist somit deutlich größer als der äußere. Der Verlauf der Massenbeladung der Gasphase mit Dampf und des Sättigungsgrades sind in Abbildung 4.5.14 dargestellt.

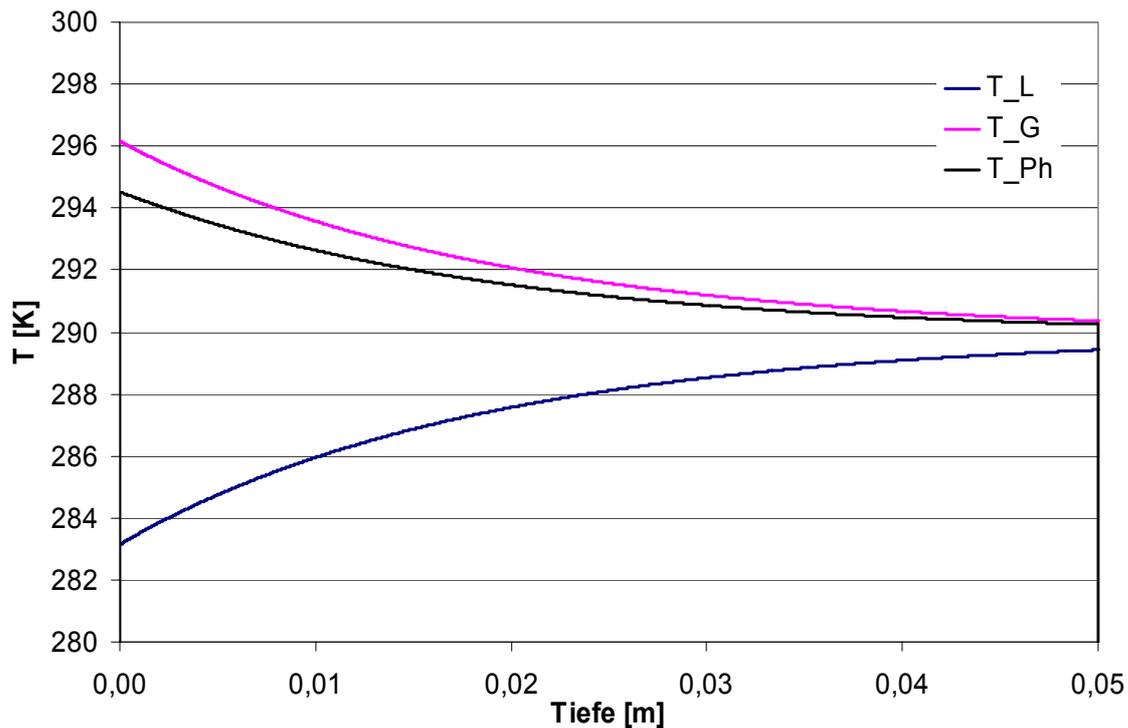


Abbildung 4.5.13: Temperaturverlauf in der Absorptionsstufe

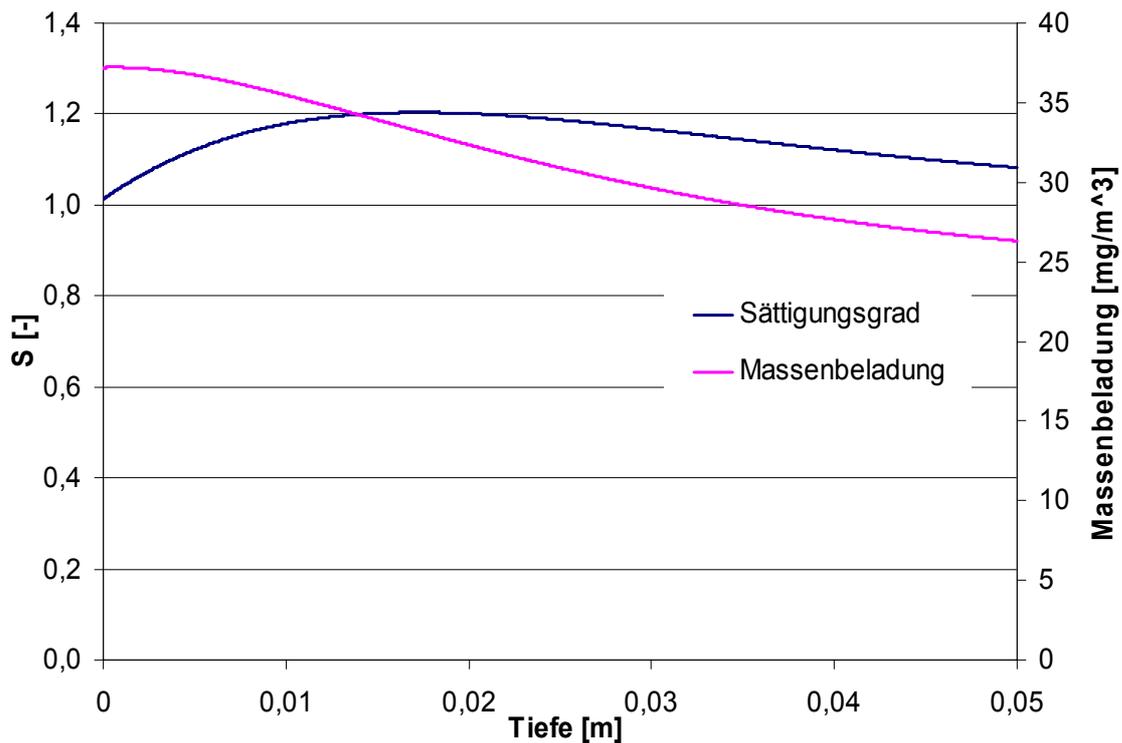


Abbildung 4.5.14: Dampfmassenbeladung der Gasphase und Sättigungsgrad

Das Aerosol tritt mit leichter Übersättigung in den Abscheider ein. Sie steigt bis auf einen Wert von 1,2 in einer Filtertiefe von 14mm an und beginnt dann wieder zu fallen. Die Massenbeladung der Gasphase sinkt kontinuierlich von 37,2 auf 26,3 mg/m<sup>3</sup>.

Der Anstieg des Sättigungsgrades zu Beginn ist auf die Abkühlung der Gasphase zurückzuführen. Anhand der Massenbeladung ergibt sich eine Verringerung der Dampfbeladung der Gasphase von ca. 30%.

Die Verläufe der Massenbeladungen einiger ausgewählter Komponenten sind in Abbildung 4.5.15 zu sehen.

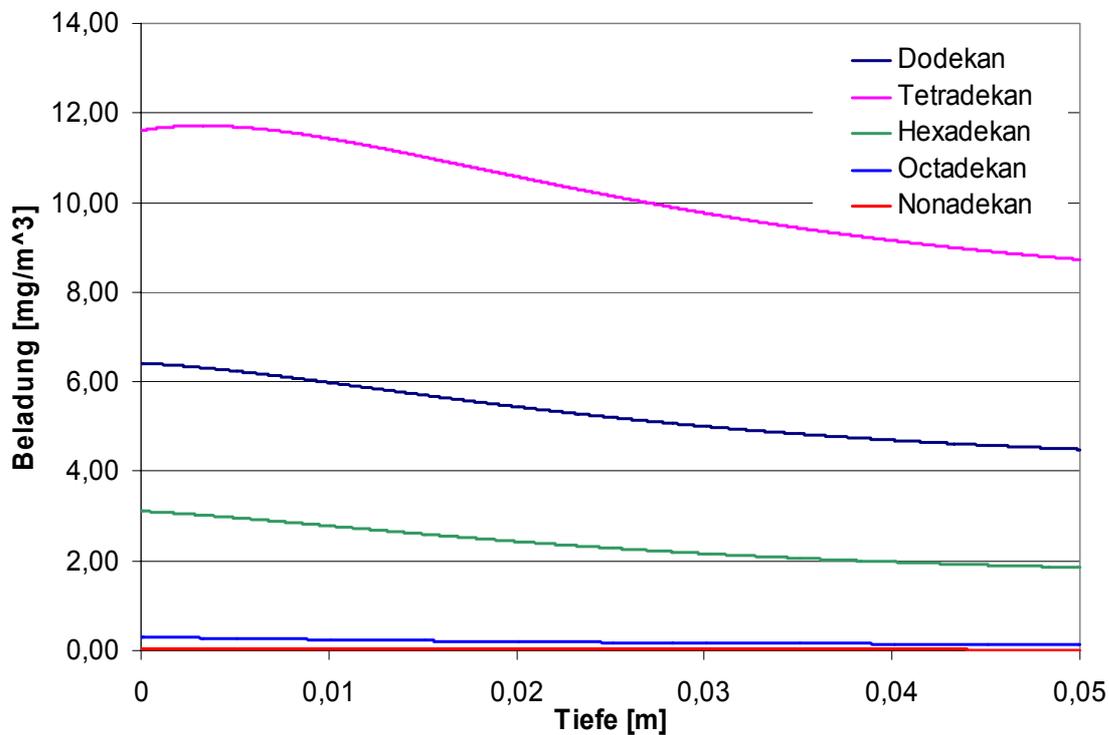


Abbildung 4.5.15: Dampfmassenbeladung verschiedener Komponenten

Am Eintritt in den Abscheider ist ein kleiner Anstieg der Masse an Tetradekan in der Gasphase zu sehen. Alle anderen Komponenten werden über der gesamten Filtertiefe aus der Gasphase abgereichert. Den entscheidenden Anteil an der Massenbeladung haben die leicht siedenden Komponenten. Es ist daher wichtig, ein an diesen Komponenten besonders armes Absorptionsmittel zu verwenden.

Abbildung 4.5.16 zeigt die Radienverläufe der beiden oberen und beiden unteren Tropfengrößenklassen, die in Abbildung 4.5.1 dargestellt wurden. Angesichts der geringen Filtertiefe von 5cm ändern sich ihre Radien nur wenig. Es ist zu erkennen, dass die kleinen Tropfen an Volumen zunehmen, während die großen weiter verdunsten. Ursache für das Anwachsen der kleinen Tropfen ist der geringe Molanteil an Leichtsiedern in diesen Tropfen am Filtereintritt, siehe Abbildung 4.5.3.

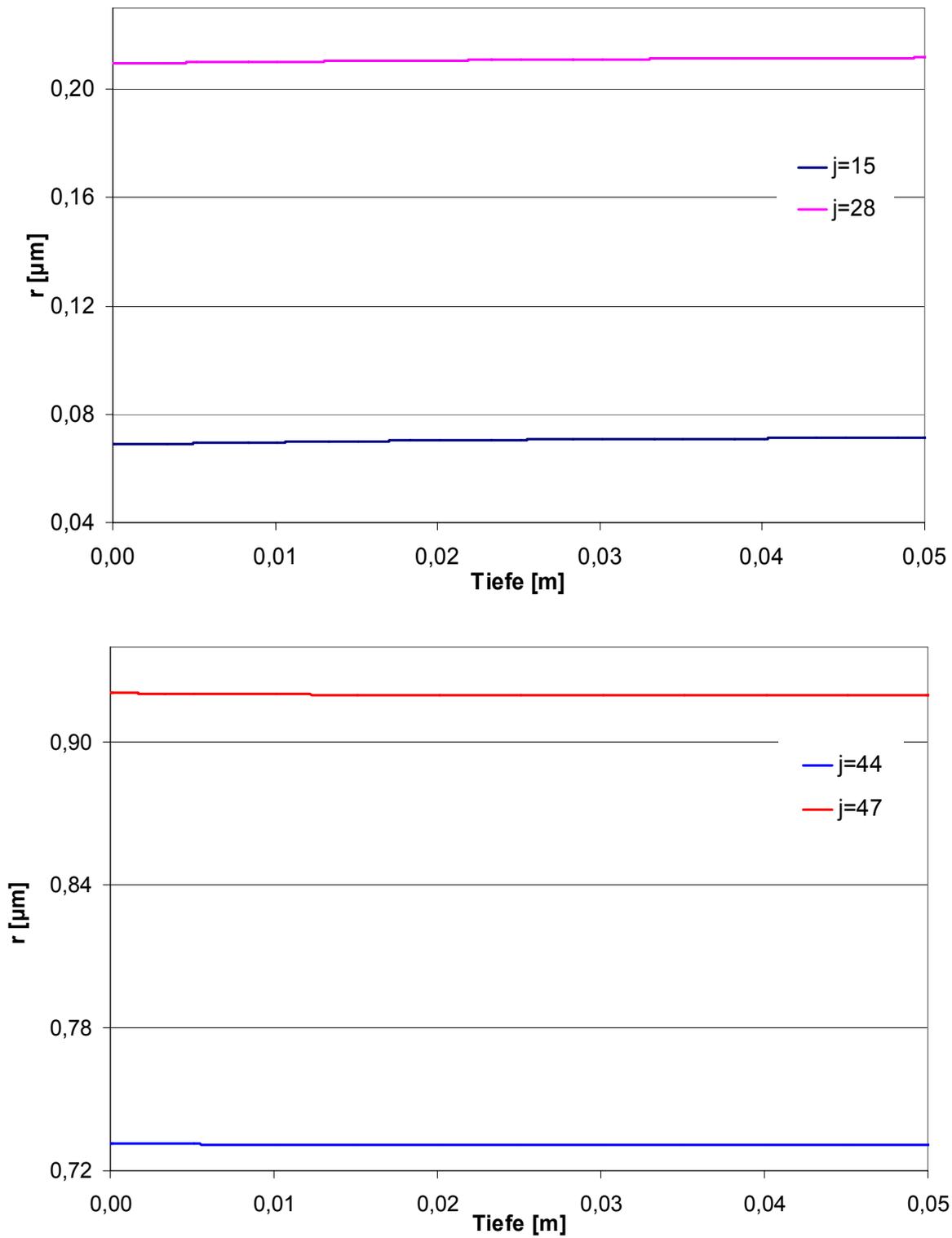


Abbildung 4.5.16: Radienverläufe einiger ausgewählter Tropfenklassen in der Absorptionsstufe

## 4.6 Phasenverhalten von Ölnebeln

Kühlschmierstoffe auf Mineralölbasis haben häufig einen weiten Siedebereich. Der Dampfdruck der leichtest siedenden Komponenten kann das hunderttausendfache des Dampfdrucks der schwerst siedenden Komponenten betragen (siehe Tabelle 9.1, Tabelle 9.3). Bei n-Alkanen verringern zwei zusätzliche  $\text{CH}_2$ -Gruppen den Dampfdruck um den Faktor 10. Es gibt deshalb im thermodynamischen Gleichgewicht leichtsiedende Komponenten, die sich fast ausschließlich in der Gasphase befinden, während die schwerst siedenden Komponenten fast vollständig flüssig vorliegen. Bei Reinstoffen ist der Dampfdruck nur von der Temperatur abhängig. Bei Gemischen ist der Dampfdruck auch vom Mengenverhältnis von Öl zu Luft abhängig. Je größer die gesamte Ölmenge im Aerosol ist, desto größer ist die Dampfkonzentration des Öls. Je kleiner die gesamte Ölmenge im Aerosol ist, desto kleiner ist zwar die Dampfkonzentration des Öls, allerdings ist jedoch der prozentuale Anteil der Dampfmenge an der gesamten Ölfracht größer als im Fall hoher Ölmengen. Verdünnung eines Ölnebels mit ölfreier Luft bewirkt eine Erhöhung des dampfförmigen Anteils des Öls bei gleichzeitiger Verringerung der Dampfkonzentration. Die Abscheidbarkeit des Öldampfs durch Kondensation oder Absorption wird durch die Verdünnung erheblich verschlechtert. Der Gesamtabseidegrad eines mechanischen Aerosolabscheiders, der nur den tropfenförmigen Anteil des Öls abscheiden kann, wird durch Verdünnung des Aerosols ebenfalls verringert. Je größer der Volumenstrom eines Abscheiders ist, desto stärker wird der abgesaugte Ölnebel verdünnt. Die Konzentration des Ölnebels wird dadurch verringert, obwohl die Gesamtemission erhöht wird. Die Bewertung eines Abscheiders aufgrund der Konzentration im Reingas ist daher nicht ausreichend. Es sollte auch die Gesamtemission betrachtet werden.

Je breiter der Siedebereich eines Öls ist, desto geringer ist der Temperatureinfluss auf den Dampfdruck des Gemisches im thermodynamischen Gleichgewicht. Das Extrembeispiel eines binären Gemisches, bei dem die schwersiedende Komponente einen vernachlässigbaren Dampfdruck hat, während die leichtsiedende Komponente fast vollständig verdampft ist, zeigt das folgende Verhalten: Solange die Systemtemperatur deutlich über dem Taupunkt der leichtsiedenden Komponente bleibt, ändert sich der Dampfdruck des Gemisches nur wenig mit der Temperatur. Der Molenbruch des Leichtersieders in der Flüssigphase passt sich der jeweiligen Temperatur an, was bei den bei Ölnebeln typischen kleinen Flüssigkeitsmengen kaum zu einer substantiellen Abreicherung der Gasphase führt. Die Effizienz thermodynamischer Abscheidemechanismen wie Absorption oder Kühlung ist daher maßgeblich von der Ölzusammensetzung abhängig.

Thermodynamisch gesehen ist es deutlich wirkungsvoller, das Rohgas zu kühlen, als das Reingas. Von einer Kühlung des Reingases ist bei der Verwendung von Kühlschmierstoffen mit einem breiten Siedebereich abzuraten, da einerseits neue, sehr kleine Tropfen gebildet werden können, andererseits der Temperatureinfluss auf die Dampfmenge im Reingas besonders gering ist. Es fehlt eine flüssige Phase mit schwersiedenden Komponenten, in der die leichtsiedenden Komponenten kondensieren können. Kühlung sollte daher immer im Rohgas oder mit Hilfe eines Absorptionsmittels stattfinden.

In langen Rohrleitungen kann, bei ausreichender Temperaturdifferenz zwischen Gas und Umgebungsluft, Kühlung und damit Kondensation stattfinden. In diesem Fall sollten die Rohrleitungen aus gut wärmeleitendem Material gefertigt werden, um die Kühlung zu fördern.

## 5 Fazit

Sowohl die Charakterisierung als auch die Abscheidung von Ölnebeln wird durch den Stoffaustausch zwischen der dispersen Phase und der Gasphase erschwert. Das kann zu erheblichen Fehleinschätzungen des Aerosolzustands, der Abscheidemechanismen und der Abscheideleistungen untersuchter Geräte führen. Kühlschmierstoffnebel auf Mineralölbasis sind ein typisches Beispiel für Nichtgleichgewichtsaerosole, da eine hohe Verweilzeit nötig ist, bis sich ein annähernd thermodynamisches Gleichgewicht zwischen der Tropfenphase und der Dampfphase einstellt. Kühlschmierstoffnebel müssen als polydisperses Mehrkomponentengemisch modelliert werden. Mit dem neu entwickelten Simulationsprogramm AerSolve wurde gezeigt, dass sich das Verdunstungsverhalten verschiedener Tropfengrößenklassen deutlich unterscheidet. Tropfenverdunstung kann in Rohrleitungen, im Abscheider, insbesondere bei integriertem Ventilator, in den Messsystemen und in Probenahmesystemen auftreten. Verdunstungseffekte können sowohl die Messung des Fraktionsabscheidegradverlaufs von Kühlschmierstoffabscheidern, als auch die Messung der Dampfkonzentration erheblich beeinflussen. Das kann dazu führen, dass der Fraktionsabscheidegrad von Filtermatten deutlich überschätzt wird.

Bei der Filtration von Aerosolen kann ein Teil der auf den Filterfasern abgeschiedenen Stoffmenge verdunsten, was zu einer zusätzlichen Aufsättigung der Gasphase führt. Der Druckverlust des Filters bewirkt eine leichte Untersättigung der Gasphase, was die Verdunstung fördert. Um die Gasphase eines Aerosols zu analysieren, muss die disperse Phase vorher abgetrennt werden, was meist durch einen mechanischen Vorfilter geschieht. Nicht abgeschiedene Feinstpartikel gelangen in die Gasphasenanalytik, was zusammen mit der Verdunstung auf den Filterfasern des Vorfilters eine deutliche Überhöhung der gemessenen Dampfkonzentration bewirken kann. Je größer die Aerosolkonzentration ist, desto stärker werden die gemessenen Dampfkonzentrationen überhöht. Dadurch werden häufig im Rohgas von Abscheidern höhere Dampfkonzentrationen gemessen, als im Reingas, auch wenn der Abscheider die Gasphase in Wirklichkeit aufsättigt. Messtechnisch ergibt sich dann eine „Dampfabscheidung“ im Abscheider, obwohl in Wirklichkeit eine Dampfanreicherung stattfindet. Die Beeinflussung der Dampfphase wird bei der Konstruktion von Aerosolabscheidern oft nicht berücksichtigt. Mit dem Simulationsprogramm AerSolve kann der Beitrag der auf Filterfasern abgeschiedenen Tropfen zur Aufsättigung der Gasphase berechnet werden. Dies wird Gegenstand eines weiteren Forschungsprojektes sein.

Bei der Analyse von Messergebnissen müssen daher die thermodynamischen Eigenschaften der Versuchsstoffe, die Aerosolparameter (Zusammensetzung, Größenverteilung, Anzahlkonzentration, Druck, Temperatur), sowie die Einflüsse der Probenahme- und Messsysteme berücksichtigt werden. Erst eine Gesamtbetrachtung, die auch die Aerosolerzeugung, den Aerosoltransport und die Aerosolabscheidung umfasst, kann ein umfassendes Verständnis des Prozesses liefern. AerSolve erlaubt eine Simulation der gesamten Prozesskette einschließlich einer Bewertung des Abscheiders. Mit Hilfe eines neuen HTU-NTU-Konzepts für Aerosole können die Simulationsergebnisse einheitlich dimensionslos dargestellt werden.

Mit einem neu entwickelten hydrostatischen Flüssigkeitsdosiersystem für einen Aerosolgenerator wurde eine Trennung zwischen Vorratsvolumen und rezirkuliertem Flüssigkeitsstrom erreicht. Eine Abreicherung des Flüssigkeitsreservoirs an Leichtersiedern, wie sie in herkömmlichen Aerosolgeneratoren auftritt, wird dadurch vermieden.

Durch die Integration einer Absorptionsstufe in einen herkömmlichen filternden Abscheider für Ölnebel wurde eine Verringerung des gasförmigen Schadstoffaustrags erreicht. Als Absorptionsmittel wurde gekühlter, schwerflüchtiger Kühlschmierstoff verwendet. Die Absorptionsstufe ermöglichte mit hochkonzentrierten Aerosolen eine Reduzierung der Dampfemission um ca. 25%. Mit untersättigten, geringer konzentrierten Aerosolen wurde eine Reduzierung der Dampfemission um ca. 15% erreicht. Dabei ist allerdings zu beachten, dass das Absorptionsmittel bei einer Langzeitanwendung des Verfahrens beispielsweise durch Destillation regeneriert oder in das Stoffstrommanagement des Betriebs eingebunden werden muss.

Durch den Energieaufwand zur Kühlung und durch die Beschaffung bzw. die Regeneration des Absorptionsmittels entstehen Betriebskosten, die im Einzelfall mit alternativen Maßnahmen zur Verringerung der Dampfemission, wie z.B. dem Einsatz verdampfungsarmer Kühlschmierstoffe, verglichen werden müssen.

Mit AerSolve steht ein Simulationswerkzeug zur Verfügung, das die Festlegung geeigneter Betriebsbedingungen für den Einsatz einer Absorptionsstufe erlaubt. Durch die Modellierung der Kühlschmierstoffzusammensetzung und die Berechnung typischer Prozessbedingungen kann im Anwendungsfall der Effekt der Absorptionsstufe beurteilt und damit ein Vergleich zu anderen Maßnahmen hergestellt werden.

## 6 Symbolverzeichnis

### Tiefgestellte Indizes

0	Aerosoleintritt
aus	Filteraustritt
ein	Filtereintritt
f	Filterfaser
F	Filter
g	Ortsstützstelle
ges	Gesamtheit aller Komponenten bzw. Tropfengrößenklassen
i	Komponente
j	Tropfengrößenklasse
k	Zeitschritt
m	Mittelwert
Tau	am Taupunkt

### Hochgestellte Indizes

G	Gasphase
GPh	Stoff- bzw. Wärmeübergang Gas → Phasengrenze
L	Flüssigkeit
LG	Stoff- bzw. Wärmeübergang Flüssigkeit → Gas
LPh	Stoff- bzw. Wärmeübergang Flüssigkeit → Phasengrenze
Ph	Phasengrenze
PhG	Stoff- bzw. Wärmeübergang Phasengrenze → Gas

PhL	Stoff- bzw. Wärmeübergang Phasengrenze → Flüssigkeit
S	Filterfasern
T	Wert an der Tropfenoberfläche
Tr	im Tropfen
PhG	Stoff- bzw. Wärmeübergang disperse Phase → Gas
TrL	Stoff- bzw. Wärmeübergang disperse Phase → Flüssigkeit

### Lateinische Buchstaben

a	Parameter in der empirischen Fraktionsabscheidegradfunktion	[m]
a <sub>1</sub>	zusammengesetzte Größe in der analytischen Lösung der monodispersen Reinstoffverdunstung	[1/(ms)]
a <sub>2</sub>	zusammengesetzte Größe in der analytischen Lösung der monodispersen Reinstoffverdunstung	[m <sup>3</sup> ]
a <sub>g</sub>	Querteilungsverhältnis der Filterfasern im g-ten Volumenelement	[-]
A <sub>Q</sub>	Querschnittsfläche des Rohres	[m <sup>2</sup> ]
A <sup>Tr</sup>	Tropfenoberfläche	[m <sup>2</sup> ]
b	Parameter in der empirischen Fraktionsabscheidegradfunktion	[-]
b <sub>g</sub>	Längsteilungsverhältnis der Filterfasern im g-ten Volumenelement	[-]
B <sub>F</sub>	Filterbreite	[m]
c	molare Dichte	[mol/m <sup>3</sup> ]
c <sub>N</sub>	Anzahlkonzentration der dispersen Phase	[1/m <sup>3</sup> ]
c <sub>N,rein</sub>	Anzahlkonzentration im Reingas	[1/m <sup>3</sup> ]
c <sub>N,roh</sub>	Anzahlkonzentration im Rohgas	[1/m <sup>3</sup> ]
c <sub>p</sub>	molare Wärmekapazität	[J/(molK)]
$\bar{c}_p$	mit den Molanteilen gemittelte molare Wärmekapazität	[J/(molK)]
d	Durchmesser	[m]

$D_{i1}$	binärer Diffusionskoeffizient der Komponente $i$ in Luft	$[\text{m}^2/\text{s}]$
$\bar{D}_1$	mittlerer Diffusionskoeffizient in Luft	$[\text{m}^2/\text{s}]$
$D_{3,0}$	volumetrisch gemittelter Durchmesser [ 13 ]	$[\text{m}]$
$D_i^L$	Diffusionskoeffizient der Komponente $i$ in der Flüssigphase	$[\text{m}^2/\text{s}]$
$E$	Fraktionsabscheidegrad	$[-]$
$F$	Anteil an Tropfen der in einem Volumenelement nicht abgeschieden wird	$[-]$
$g_{\max}$	Anzahl der Volumenelemente	$[-]$
$H$	Höhe	$[\text{m}]$
$H_F$	Filterhöhe	$[\text{m}]$
$HTU$	Höhe einer Übertragungseinheit	$[\text{m}]$
$k_{\max}$	Zahl an Komponenten	$[-]$
$Kn_i$	Knudsen-Zahl der Komponente $i$	$[-]$
$l$	Nummer der realen Tropfenklasse	$[-]$
$l_{\text{char}}$	charakteristische Länge	$[\text{m}]$
$Le$	Lewis-Zahl	$[-]$
$m$	Parameter	$[-]$
$M_i$	molare Masse der Komponente $i$	$[\text{g}/\text{mol}]$
$N$	Stoffmenge	$[\text{mol}]$
$n$	Exponent in Lewis-Beziehung	$[-]$
$\dot{n}$	Stoffstromdichte	$[\text{mol}/(\text{m}^2\text{s})]$
$\dot{N}$	Stoffmengenstrom	$[\text{mol}/\text{s}]$
$Nu$	Nusselt-Zahl	$[-]$
$\bar{Nu}$	mittlere Nusselt-Zahl	$[-]$

---

$Nu_{lam}$	laminarer Anteil der Nusselt-Zahl	[-]
$Nu_{turb}$	turbulenter Anteil der Nusselt-Zahl	[-]
NTU	Zahl der Übertragungseinheiten	[-]
$\overline{NTU}$	mittlere Zahl der Übertragungseinheiten	[-]
$p$	Gesamtdruck	[Pa]
$P$	Penetration	[-]
$p_i$	Partialdruck der Komponente $i$	[Pa]
$p_{ois}$	Sättigungsdampfdruck der Komponente $i$	[Pa]
$p_{Tau}$	Taupunktspannung	[Pa]
$Pr_G$	Prandtl-Zahl der Gasphase	[-]
$Pr_L$	Prand-Zahl der Flüssigphase	[-]
$\dot{Q}$	Wärmestrom	[W]
$\dot{q}$	Wärmestromdichte	[W/m <sup>2</sup> ]
$q_0$	Anzahldichte der dispersen Phase	[1/m]
$r$	Tropfenradius	[m]
$r_{max}$	größter vorkommender Radius im Aerosol	[m]
$r_{min}$	kleinster vorkommender Radius im Aerosol	[m]
$R$	universelle Gaskonstante	[J/(molK)]
$Re_G$	Reynolds-Zahl der Gasphase	[-]
$S$	Gesamtsättigungsgrad	[-]
$S_0$	Sättigungsgrad am Aerosoleintritt	[-]
$S_{0i}$	Einzelsättigungsgrad der Komponente $i$	[-]
$s_1$	Querteilung der Filterfasern	[m]

$s_2$	Längsteilung der Filterfasern	[m]
$S_i^L$	Sättigungspotenzial der Flüssigphase	[-]
$Sc$	Schmidt-Zahl	[-]
$Sh$	Sherwood-Zahl	[-]
$\overline{Sh}$	mittlere Sherwood-Zahl	[-]
$Sh_{lam}$	laminarer Anteil der Sherwood-Zahl	[-]
$Sh_{turb}$	turbulenter Anteil der Sherwood-Zahl	[-]
$t$	Zeit	[s]
$T$	Temperatur	[K]
$T_{rein}$	Reingastemperatur	[K]
$T_{roh}$	Rohgastemperatur	[K]
$T_F$	Filtertiefe	[m]
$V_i^L$	partielles molares Volumen der Komponente i in der Flüssigkeit	[m <sup>3</sup> /mol]
$\bar{w}_{th,i}$	thermische Molekülgeschwindigkeit der Komponente i	[m/s]
$\dot{V}$	Volumenstrom	[m <sup>3</sup> /s]
$X$	Tropfendurchmesser in den Abbildungen der Messergebnisse	[m]
$x_i^T$	Molanteil der Komponente i im Tropfen	[-]
$y_i$	Molanteil der Komponente i im Gas	[-]
$z$	Längenkoordinate des Rohrs	[m]

### griechische Buchstaben

$\alpha$	Wärmeübergangskoeffizient	[W/(m <sup>2</sup> K)]
$\beta$	Stoffübergangskoeffizient	[m/s]

---

$\bar{\beta}$	mittlerer Stoffübergangskoeffizient	[m/s]
$\delta^L$	Filmdicke auf einer Filterfaser	[m]
$\varepsilon$	Volumenanteil	[-]
$\gamma$	Aktivitätskoeffizient	[-]
$\Delta H_v$	Verdampfungsenthalpie	[J/mol]
$\Delta N$	Während des Zeitintervalls $\Delta t$ von einer Phase in die andere übergehende Stoffmenge	[mol]
$\Delta \dot{N}$	Änderung des Stoffmengenstrom in einem Volumenelement bzw. während der Verweilzeit $\Delta \tau$	[mol/s]
$\Delta \text{Num}_j$	Anzahl der Tropfen der Tropfenklasse $j$ , die abgeschieden werden	[-]
$\Delta t$	Zeitintervall	[s]
$\Delta \tau$	Verweilzeitintervall	[s]
$\Delta V$	Volumenelement	[m <sup>3</sup> ]
$\theta_i$	Knudsen-Korrekturfaktor	[-]
$\lambda$	Wärmeleitfähigkeit	[W/(mK)]
$\Lambda$	mittlere freie Weglänge	[m]
$\nu$	kinematische Viskosität	[m <sup>2</sup> /s]
$\pi$	dimensionslose Kennzahl	[-]
$\sigma$	Oberflächenspannung	[N/m]
$\sigma$	Standardabweichung der logarithmischen Normalverteilung	[-]
$\rho$	Massendichte	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\tau$	Verweilzeit	[s]
$\varphi$	Winkel zwischen Filterfaser und Aerosolströmung	[-]
$\psi$	charakteristischer Hohlraumanteil im Rohrbündel	[-]

## 7 Literaturverzeichnis

- [ 1 ] M. Sauer-Kunze, O. Bernstorff: Prüfstand zur Bestimmung der Leistungsfähigkeit von Abscheidern zur Kühlschmierstoff-Abscheidung, Tagungsband: 18. Palas Aerosol-Technologie-Seminar: Prüfung von Filtern und Abscheidern, 2004, Karlsruhe
- [ 2 ] D. Stäbler: Minimalmengenschmierung für die Zerspanung - Aerosolerzeugung, -transport, -abscheidung und Arbeitssicherheit, Wissenschaftliche Schriftenreihe des Fraunhofer ICT Band 37
- [ 3 ] K. Schaber, A. Schenkel, R.A. Zahoransky: Drei-Wellenlängen-Extinktionsverfahren zur Charakterisierung von Aerosolen unter industriellen Bedingungen. Technisches Messen, 1994, Band 61, Heft 7-8, S. 295-300
- [ 4 ] O. Ofenloch: Entstehung und Verhalten von Aerosolen in Gaswaschanlagen, Universität Karlsruhe (TH), Diss., 2005
- [ 5 ] K. Schaber: Skriptum Thermodynamik disperser Systeme, Revidierte Fassung April 2005, Institut für Technische Thermodynamik und Kältetechnik, Universität Karlsruhe (TH)
- [ 6 ] P.C. Raynor, S. Cooper, D. Leith: Evaporation of polydisperse multicomponent oil droplets, AIHA Journal (1996), Vol. 57, American Industrial Hygiene Association
- [ 7 ] D. Nagel, K. Schaber: Influence of droplet evaporation on the determination of the fractional separation efficiency of oil mist collectors, Abstracts of the European Aerosol Conference 2005, 277. Willy Maenhaut, Ghent-Belgium, ISBN 90809 15939
- [ 8 ] VDI-Wärmeatlas, 8. Auflage, Abschnitt Gg, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 1997
- [ 9 ] D. Leith, P.C. Raynor: The influence of accumulated liquid on fibrous filter performance, J. Aerosol Sci. (2000), Vol. 31, No.1, pp. 19-34
- [ 10 ] M. Furuuchi, H. Fissan, J. Horodecki: Evaporation behavior of volatile particles on fibrous filter flushed with particle-free dry air, Powder Technology 118 (2001), S. 171-179
- [ 11 ] X.Q. Zhang, P.H. McMurry: Theoretical analysis of evaporative losses from impactor and filter deposits, Atmospheric Environment Vol. 21 (1987), No.8, Seiten 1779-1787

[ 12 ] P.C. Raynor, D. Leith: Evaporation of accumulated multicomponent liquids from fibrous filters, Ann. occup. Hyg. (1999), Vol.43, No.3, Seiten 181-192, British occupational hygiene society

[ 13 ] F. Löffler, J. Raasch: Grundlagen der mechanischen Verfahrenstechnik, Vieweg, 1992

[ 14 ] Ch. Helsper: Probleme der Staubprobenahme bei der Filterprüfung, Sonderdruck aus F&S- Filtrieren & Separieren (1995), Heft 1

[ 15 ] G. Soave: An effective modification of the Benedict-Webb-Rubin equation of state, Fluid phase equilibria (1999), Band 164, Heft 2, Seiten 157-172

[ 16 ] S.E. Quiñones-Cisneros, C.K. Zéberg-Mikkelsen, E.H. Stenby: Accurate density and viscosity modeling of non-polar fluids based in the "f-theory" and a non-cubic EOS, International Journal of Thermophysics (2002), Band 23, Heft 1, Seiten 41-56

[ 17 ] R.H. Perry, D.W. Green: Perry's Chemical Engineers' Handbook, Seventh Edition (1998), McGraw-Hill International Editions

[ 18 ] J.S. Chickos, W. Hanshaw: Vapor pressures and vaporization enthalpies of the n-alkanes from C<sub>21</sub> to C<sub>30</sub> at T=298.15 K by correlation gas chromatography, J. Chem. Eng. Data, 49(1) (2004), Seiten 77-85  
<http://pubs.acs.org/cgi-bin/article.cgi/jceaax/2004/49/i01/pdf/je0301747.pdf>

[ 19 ] J.H. Dymond, H.A. Øye: Viscosity of selected liquid n-alkanes, Journal of Physical and Chemical Reference Data Band 23 (1994), Heft 1, Seiten 41-54  
<http://www.nist.gov/srd/PDF%20files/jpcrd468.pdf>

[ 20 ] R. C. Reid, J.M. Prausnitz, B.E. Poling: The Properties of Gases and Liquids, 4.Edition (1988)

## 8 Vorträge und Veröffentlichungen

Die Ergebnisse des Forschungsvorhabens wurden bei verschiedenen Vortragsveranstaltungen präsentiert:

Vortrag am Berufsgenossenschaftlichen Institut für Arbeitsschutz - BGIA, St. Augustin, 30.01.2006: Aerosole und Gasreinigung, Kühlschmierstoffnebel: Erzeugung, Charakterisierung, Simulationsprogramm AerSolve, Abscheidung in Filtern

European Aerosol Conference, 28.08.-02.09.2005, Ghent, Belgien: Influence of droplet evaporation on the determination of the fractional separation efficiency of oil mist collectors.

19. Palas Aerosol-Technologie-Seminar, 25.-27.09.2005, Karlsruhe: Einfluss der Tropfenverdunstung auf die Charakterisierung von Kühlschmierstoffabscheidern.

Erfahrungsaustausch Kühlschmierstoffabscheidung, 10.11.2005, GEA-Delbag, Herne: Einfluss der Tropfenverdunstung auf die Charakterisierung von Kühlschmierstoffabscheidern.

18. Palas Aerosol-Technologie-Seminar, 10.-12.10.2004, Karlsruhe: Erzeugung, Charakterisierung und Abscheidung von Kühlschmierstoffnebeln.

Geplanter Vortrag:

GVC-Fachausschusssitzung Gasreinigung, 20./21.02.2006, Würzburg: Charakterisierung von Kühlschmierstoffabscheidern durch Messung von Fraktionsabscheidegradverläufen und Berechnung der Aerosoldynamik

Die Veröffentlichung der Ergebnisse des Forschungsvorhabens in einer begutachteten Fachzeitschrift ist für Anfang 2006 geplant.

## 9 Anhang

### 9.1 Quervermischung des Ölnebels

Um das Mischverhalten des Ölnebels zu untersuchen wurde am Ansaugstutzen des Abscheiders ein etwa zwei Meter langes, gerades Rohr befestigt. In dieses Rohr wurde Zigarettenrauch eingeblasen, der von dem Abscheider angesaugt wurde. Dabei war keine Quervermischung des Rauches sichtbar. Die Turbulenz der Strömung reicht somit nicht aus, um bei gerader Rohrleitungsführung eine ausreichende Quervermischung des Ölnebels zu gewährleisten. Als weiterer Versuch wurden mit dem Streulichtmessgerät die Partikelanzahlkonzentrationen im Rohgas bei verschiedenen horizontalen und vertikalen Sondenpositionen gemessen. Der Ölnebel strömt vor Erreichen der Rohgasmessstelle durch drei 90°-Krümmer. Die Entfer-

nung von der Aerosolerzeugung zur Rohgasmessstelle beträgt ebenfalls ca. 2 Meter. Bei gleicher horizontaler Position wurde an der Oberkante des Rohres eine um maximal 3,3% höhere Partikelanzahlkonzentration als in der Mitte gemessen. An der unteren Kante des Rohres zählte das Streulichtmessgerät bis zu 2,2% weniger Partikel als in der Mitte. Bei Änderung der horizontalen Sondenposition ergaben sich maximale Differenzen in den Partikelanzahlkonzentrationen von 8,8%. Es kann angesichts der geringen Unterschiede von einer guten Durchmischung des Aerosols durch die drei 90°-Krümmer ausgegangen werden. Ein Vorteil dieser Umlenkungen gegenüber einem statischen Mischer ist ihr geringer Partikelabscheidegrad.

## 9.2 Probenahmeeffekte

Bei der Streulichtmessung wird mit der Probenahmesonde aus dem Aerosol ein Volumenstrom von 5 l/min abgesaugt. Das Sondenende, an dem das Aerosol einströmt, besitzt einen Durchmesser von 3,3mm. Dieser wurde so gewählt, damit die Absaugung annähernd isokinetisch erfolgt. Bei einem geringeren Durchmesser wäre die Geschwindigkeit des abgesaugten Aerosolstroms im Sondereintritt größer als im Hauptstrom. Dies hätte wie in [ 14 ] beschrieben zur Folge, dass zu wenig große Partikel in die Sonde gelangen und nicht mitgezählt werden. Wird der Gasstrom dagegen zu langsam abgesaugt, gelangen zu viele große Partikel in die Sonde und werden fälschlicherweise mitgezählt.

Der Messsensor besitzt einen Ansaugstutzen mit einem Innendurchmesser von 6mm. Daher ist ein Querschnittsübergang nötig, der sich ca. 3cm hinter der Ansaugöffnung der Probenahmesonde befindet.

Ein weiterer Aspekt zur Vermeidung von Messfehlern sind die Sondenform und ihre Länge. Mit den in [ 14 ] angegebenen Gleichungen zur Abschätzung von Abscheideverlusten in Rohren, durch die ein Gas-Partikel-Strom strömt, ergeben sich folgende trägheitsbedingte Abscheideverluste in Sonden mit 90°-Krümmer und einem Innendurchmesser von 3,3 bzw. 6mm.

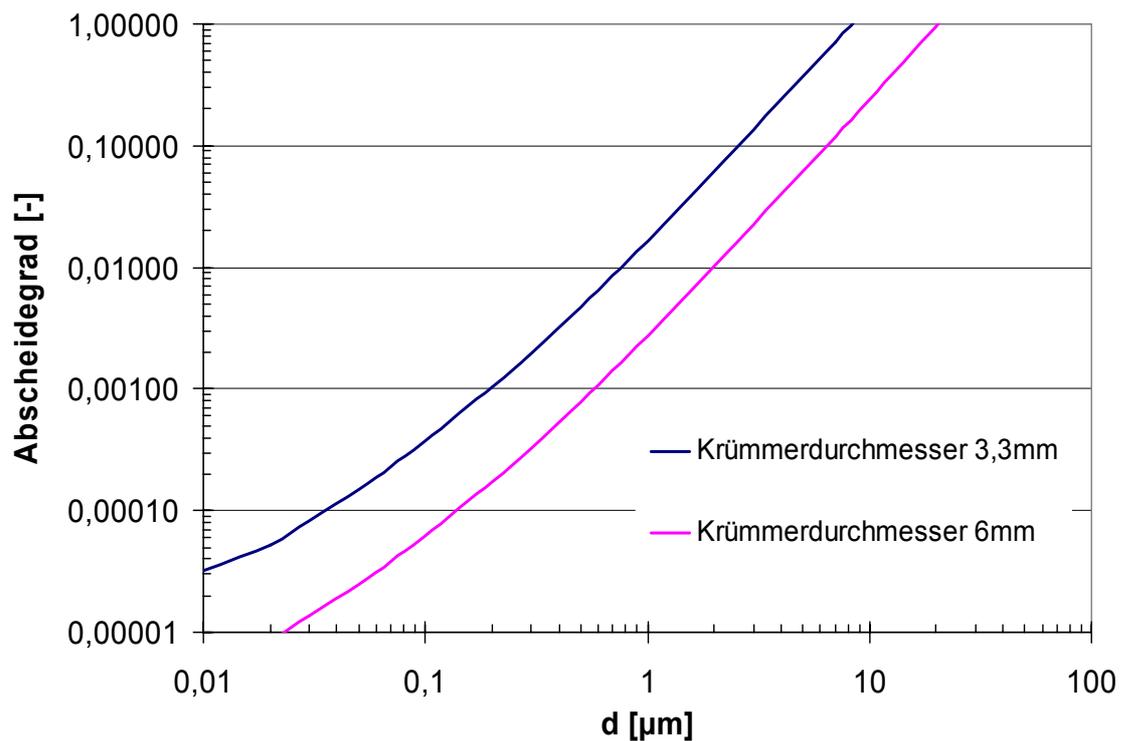


Abbildung 9.2.1: Trägheitsbedingter Abscheidegrad in einem 90°-Krümmer

Im Partikelgrößenbereich unter 2 μm, der für die Messung des Fraktionsabscheidegrades maßgeblich relevant ist, sind die Partikelverluste im Krümmer mit 6 mm Durchmesser kleiner als 1%. Für die Messung von Fraktionsabscheidegraden sind die Partikelverluste im Krümmer daher vernachlässigbar, während für eine Bestimmung der Gesamtmassenkonzentration des Aerosols die höheren Abscheidegrade größerer Partikel relevant sind. Siehe auch Abbildung 9.2.3. Ein 90°-Krümmer mit 3,3mm Durchmesser wäre als Probenahmesonde ungeeignet.

Abbildung 9.2.2 zeigt die Partikelverluste, die auf Diffusionsabscheidung in der Sonde zurückzuführen sind.

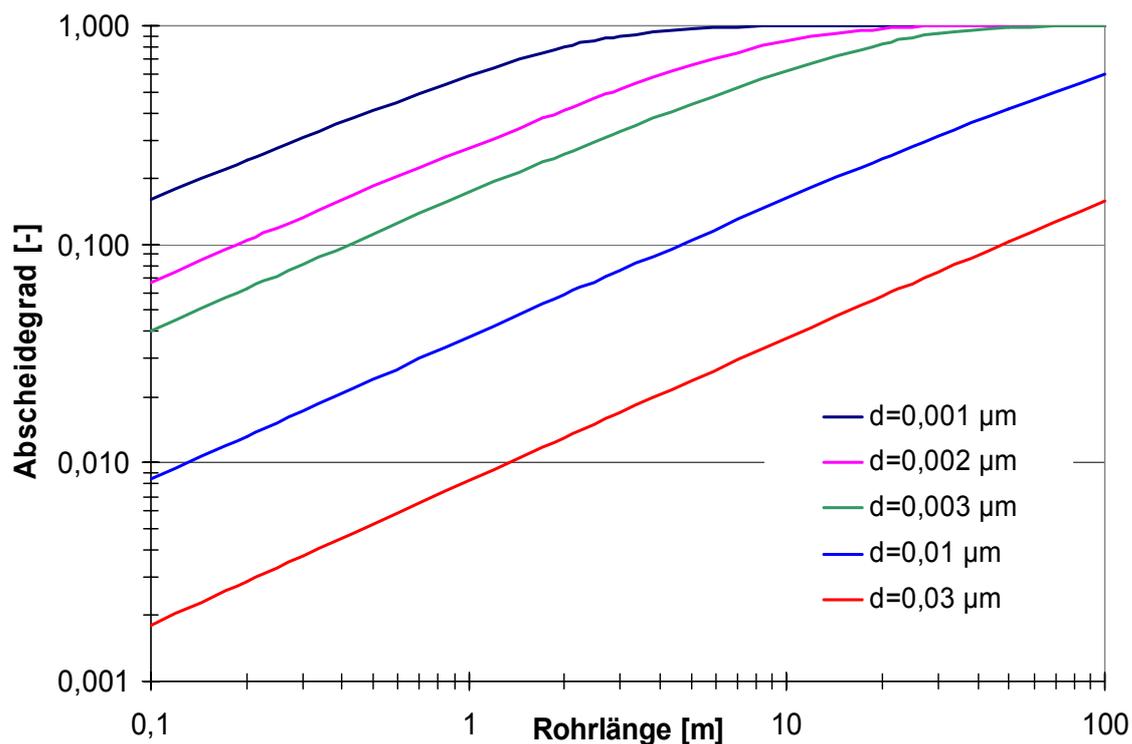


Abbildung 9.2.2: Diffusionsabscheidung

Von diffusionsbedingter Abscheidung sind kleinere Partikel stärker betroffen. Aus Abbildung 9.2.2 geht hervor, dass selbst Partikel von 2nm bei einer Rohrlänge von ungefähr 20cm nur zu 10% abgeschieden werden, 10nm-Partikel zu weniger als 2%. Abscheideverluste durch Diffusion im geraden Rohr können also vernachlässigt werden.

Der Einfluss möglicher Abscheidverluste in der Probenahmesonde wurde durch den Vergleich verschiedener Sonden an der Reingasmessstelle experimentell untersucht. Eine annähernd isokinetische Absaugung erfolgte bei einem Innendurchmesser der Sondenöffnung von 3,3mm. Eine nicht isokinetische Ansaugung mit einer Sonde mit 6mm Eintrittsdurchmesser führte dazu, dass die Anzahlkonzentration um 13,2% gegenüber einer Sonde mit 3,3mm Eintrittsdurchmesser zunahm. Es ist anzunehmen, dass der Querschnittsübergang hinter der Sondenöffnung von 3,3mm zu einem Verlust vorwiegend kleiner Partikel führt. Bei isokinetischer Absaugung hatte eine Verdrehung der Sonde um 15° gegenüber der Strömungsrichtung des Aerosols einen Partikelverlust von 6,3% zur Folge. Außerdem wurden die Roh- und die Reingassonde verglichen, die beide nach identischen Vorgaben gefertigt sind. Messungen ergaben, dass in der Rohgassonde ca. 2% mehr Partikel abgeschieden wurden.

#### Trägheitsabscheidung in der Probenahmesonde

In Abbildung 9.2.3 ist die mit dem Streulichtmessgerät im Rohgas gemessene Partikelvolumenkonzentration  $dC_v$  über dem Partikeldurchmesser aufgetragen. Der Aerosolstrom wurde auch hier mittels einer Probenahmesonde mit 90°-Krümmer dem Sensor zugeführt. Wird die gemessene Partikelgrößenverteilung um einen Faktor korrigiert, der die Trägheitsabscheidung von Partikeln in dem 90°-Krümmer berücksichtigt (siehe Abbildung 9.2.1), so er-

gibt sich die ebenfalls in Abbildung 9.2.3 gezeigte Verteilung (dCv korrigiert). Im Bereich größerer Partikeldurchmesser weicht sie stark von der gemessenen Verteilung ab. Daran ist zu erkennen, dass die Absaugung des Aerosolstroms mit einer gekrümmten Sonde im Bereich großer Partikel das Messergebnis signifikant verfälschen kann.

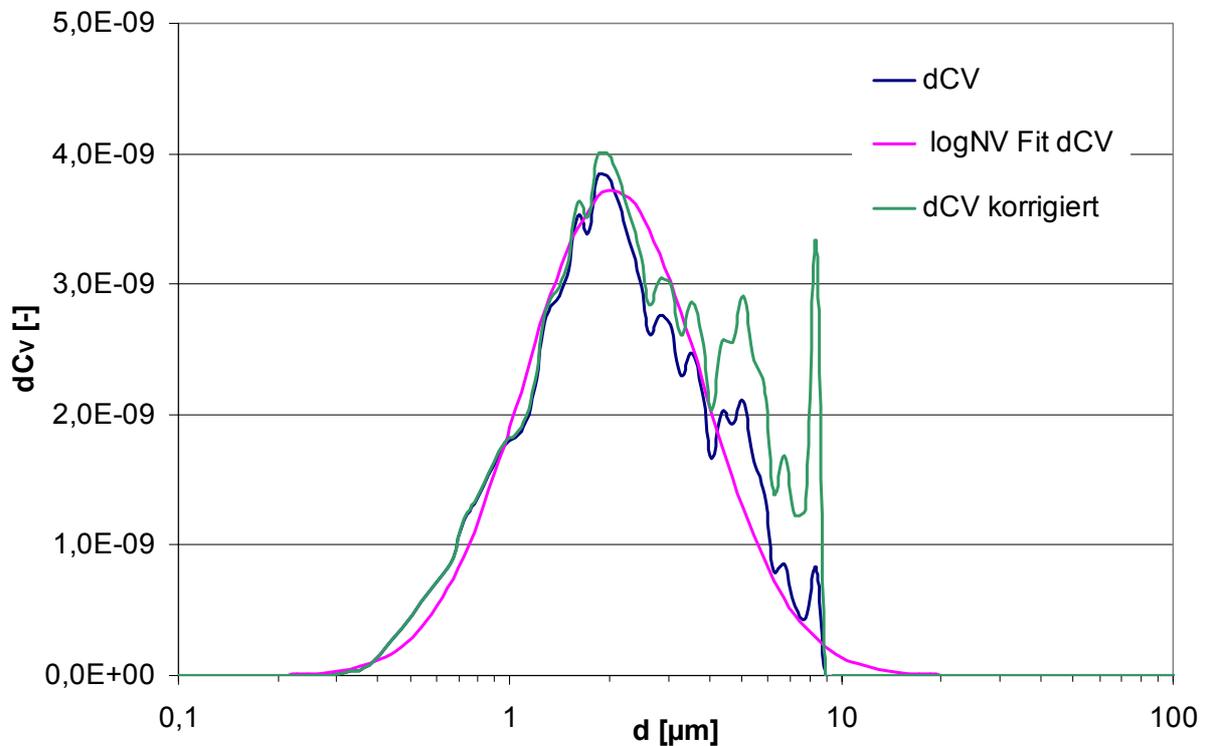


Abbildung 9.2.3: Im Rohgas gemessene Volumenanteile

### 9.3 Ablauf der Flüssigphase im Filter

Im vertikal durchströmten Filter kommt es aufgrund der Erdschwere zum Ablauf der Flüssigphase nach unten. Der Filter bestehe aus parallelen, zylindrischen Fasern. Sie sind in einem Winkel  $\varphi$  zwischen  $0^\circ$  und  $90^\circ$  zur Strömungsrichtung angeordnet. Die Fasern seien mit einem Film der Dicke  $\delta$  benetzt.

Die x-Achse zeige in Faserrichtung nach unten. Die erste Navier-Stokes-Gleichung lautet für den ebenen Fall:

$$\rho \left( \frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} \right) = - \frac{\partial p}{\partial x} + \eta \left( \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \right) + \rho g \cos \varphi \quad (9.1)$$

Es wird eine stationäre und ausschließlich in x-Richtung fließende Strömung angenommen. Der Druck wird der Grenzschicht von außen aufgeprägt. Es gilt folgende Grenzschichtvereinfachung:

$$\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} \ll \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}. \quad (9.2)$$

Die Kontinuitätsgleichung für inkompressible Fluide lautet:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0, \quad (9.3)$$

Die beiden Randbedingungen sind:

$$u(y=0) = 0, \quad \left. \frac{\partial u}{\partial y} \right|_{y=\delta} = 0 \quad (9.4)$$

Die zweite Randbedingung ergibt sich aus der Annahme einer kräftefreien Oberfläche. Somit folgt aus (8.5) mit (8.6)-(8.8):

$$u(y) = \frac{g \cos \varphi}{\nu} y \left( \delta - \frac{y}{2} \right) \quad (9.5)$$

Die Dicke des Flüssigkeitsfilms, der eine Filterphase umgibt, nimmt nach unten hin zu. Wird aber wie im Falle der Filtersimulation (4.4.3) ein hinreichend kleines Volumenelement des Filters betrachtet, so kann die Dicke  $\delta$  des Flüssigkeitsfilms als konstant angesehen werden. Das Flüssigkeitsvolumen, das eine Faser umgibt beträgt dann:

$$V_{Faser}^L = L_F \frac{\pi}{4} \left( (d_F + 2\delta)^2 - d_F^2 \right), \quad (9.6)$$

Der Volumenstrom entspricht dem Integral der Abfließgeschwindigkeit über der (kreisförmigen) Filterfläche:

$$\dot{V}_{Faser}^L = \int_0^\delta w(y) \pi (d_F + 2y) dy = \pi \frac{g \cos \varphi}{\nu} \delta^3 \left( \frac{1}{3} d_F + \frac{5}{12} \delta \right) \quad (9.7)$$

Bei einer regellosen Anordnung der Filterfasern unter allen möglichen Winkeln  $\varphi$  beträgt der Volumenstrom, der an einer Faser entlang läuft,

$$\bar{V}_{Faser}^L = \frac{2}{\pi} \int_0^{\pi/2} \dot{V}_{Faser}^L = \frac{2}{\pi} \dot{V}_{Faser}^L \quad (9.8)$$

Die Anzahl der Fasern in einem Filter mit der Packungsdichte  $\varepsilon^S$  und dem Gesamtvolumen  $V_F$  beträgt:

$$N_F^{Fasern} = \frac{\varepsilon^S V_F}{\frac{\pi}{4} d_f^2 H_F} \quad (9.9)$$

Daraus folgt für die Filmdicke um eine einzelne Faser:

$$\delta = \sqrt{\frac{\varepsilon^L d_F^2}{4\varepsilon^S} + \frac{d_F^2}{4}} - \frac{d_F}{2} \quad (9.10)$$

Für den aus dem Volumenelement des Filters austretenden Flüssigkeits-Volumenstrom gilt:

$$\dot{V}^L = \frac{8g}{\pi\nu} \frac{\varepsilon^S V_F}{d_F^2 H_F} \delta^3 \left( \frac{d_F}{3} + \frac{5}{12} \delta \right) \quad (9.11)$$

## 9.4 Abscheidung von Partikeln in Filtern

Ein mechanischer Partikelfilter kann über seinen Abscheidewirkungsgrad E oder die Penetration  $P=1-E$  charakterisiert werden. Es gilt:

$$P = \frac{\text{Partikelkonzentration nach dem Abscheider}}{\text{Partikelkonzentration vor dem Abscheider}}$$

Die Größe von E bzw. P hängt von der Wahl des Konzentrationsmaßes ab. Der Anteil an Partikeln, der durch einen Filter abgeschieden wird, hängt stark von der Partikelgröße ab. Daher bietet es sich an, einen Abscheidegrad einzuführen, der sich auf Partikelgrößenfraktionen bezieht, den so genannten Fraktionsabscheidegrad:

$$E(d) = 1 - P(d) = 1 - \frac{c_{aus}(d)}{c_{ein}(d)} \quad (9.12)$$

Eine Partikel wird als abgeschieden bezeichnet, wenn sie auf einer festen Kollektoroberfläche haften bleibt. Mechanismen der mechanischen Partikelabscheidung sind vor allem Trägheit, Diffusion und Sperreffekt.

## 9.5 Berechnung der Stoffwerte

Für die Simulationsrechnungen werden eine Reihe an Stoffdaten benötigt. Das sind die Dampfdrücke, die Flüssigkeitsdichten, die Diffusionskoeffizienten und die Viskositäten. Die Dichte und die Viskosität der Flüssigkeiten können aus der von Soave [ 15 ] modifizierten Benedict-Webb-Rubin-Zustandsgleichung (SBWR) berechnet werden:

$$Z = \frac{p}{RT\rho} = 1 + B\rho + D\rho^4 + E\rho^2(1 + F\rho^2)\exp(-F\rho^2) \quad (9.13)$$

Die Parameter B, D, E und F sind Funktionen der Temperatur, der kritischen Dichte, der kritischen Temperatur und des azentrischen Faktors. Berechnungsvorschriften befinden sich in [ 15 ]. Über eine Iteration kann nun aus Gleichung (9.13) die Flüssigkeitsdichte als Funktion des Druckes und der Temperatur bestimmt werden.

Die dynamische Viskosität kann aus (9.13) unter Verwendung der so genannten „Friction Theory“ [ 16 ] ermittelt werden. Nach ihr setzt sich die dynamische Viskosität aus zwei Termen zusammen, dem des verdünnten Gases und einem Reibungsterm:

$$\eta = \eta_0 + \eta_f \quad (9.14)$$

Für den ersten Term wird in [ 16 ] eine Zahlenwertgleichung angegeben, die ebenfalls eine Funktion der Temperatur, der kritischen Dichte, der kritischen Temperatur und des azentrischen Faktors sowie der molaren Masse ist. Für den Reibungsterm wird in [ 16 ] folgende Gleichung angegeben:

$$\eta_r = \kappa_a p_a + \kappa_{aa} p_a^2 + \kappa_r p_r + \kappa_{rr} p_r^2 \quad (9.15)$$

$p_a$  und  $p_r$  folgen aus der Aufspaltung des Druckes  $p$  in einen anziehenden ( $p_a$ , attractive) und einen abstoßenden ( $p_r$ , repulsive) Term:

$$p_a = BRT\rho^2 \quad (9.16)$$

$$p_r = (1 + D\rho^4 + E\rho^2(1 + F\rho^2)\exp(-F\rho^2))RT\rho \quad (9.17)$$

$\kappa_a, \kappa_{aa}, \kappa_r, \kappa_{rr}$  sind Funktionen der reduzierten Temperatur, für die in [ 16 ] empirische Gleichungen angegeben werden.

Der Versuch, die Dichten und Viskositäten aus der SBWR-Zustandsgleichung zu ermitteln, wurde jedoch verworfen, da sich die kritischen Daten der n-Alkane je nach Quelle stark unterschieden und daher auch zu sehr unterschiedliche Zahlenwerten führten. Es wurde deshalb zur Berechnung der Flüssigkeitsdichten und Viskositäten auf empirische Gleichungen aus dem kommerziellen Prozesssimulationsprogramm Aspen Plus 11.1 zurückgegriffen.

### Dampfdrücke

Die Dampfdrücke von n-Undekan bis n-Eicosan wurden mit folgender Formel nach [ 17 ] bestimmt:

$$p_{0is} = \exp\left(A + \frac{B}{T} + C \ln T + DT^E\right) \quad (9.18)$$

[T]=K, [p<sub>0is</sub>]=Pa

Zur Berechnung der Dampfdrücke von n-Heicosan bis n-Tricosan wurden eine Gleichung aus [ 18 ] verwendet:

$$\ln \frac{p}{p_0} = \frac{A}{T^3} + \frac{B}{T^2} + \frac{C}{T} + D \quad (9.19)$$

[T]=K, [p<sub>0</sub>]=Pa

In Tabelle 9.1 sind die mit (9.18) und (9.19) berechneten Dampfdrücke bei 23°C und 25,5°C aufgelistet.

	23°C	25,5°C
n-Undekan	47,616	57,802
n-Dodekan	15,098	18,629
n-Tridekan	4,746	5,951
n-Tetradekan	1,535	1,956
n-Pentadekan	0,534	0,689
n-Hexadekan	0,160	0,211
n-Heptadekan	0,0525	0,0701
n-Octadekan	0,0182	0,0247
n-Nonadekan	0,00511	0,00709
n-Eicosan	0,00155	0,00219
n-Heneicosan	0,000450	0,000719
n-Docosan	0,000158	0,000232
n-Tricosan	0,0000513	0,0000764

Tabelle 9.1: Satttdampfdrücke der n-Alkane in [Pa] bei 23°C und 25,5°C

### Flüssigkeitsdichten

Zur Berechnung der Reinstoffdichten wurde eine empirische Gleichung aus Aspen Plus 11.1 gewählt da die hiermit berechneten Werte sehr gut mit Literaturwerten übereinstimmen:

$$\rho_i^l = \frac{A}{B^{(1+(1-T/C)^p)}} \cdot M_i \quad (9.20)$$

[T]=K, [rho]=kg/m<sup>3</sup>, [M]=kg/kmol

### Dynamische Viskositäten

Auch im Falle der Viskositäten erwies sich eine empirische Formel aus Aspen Plus 11.1 als geeignet. Das zeigte der Vergleich mit Werten aus [ 19 ]:

$$\ln \eta = A + \frac{B}{T} + C \ln(T) + DT^E \quad (9.21)$$

[T]=K, [ $\eta$ ]=Pas

### Binäre Diffusionskoeffizienten der n-Alkane in Luft

Die Berechnung der binären Diffusionskoeffizienten der n-Alkane in Luft erfolgte mit einer Formel nach Fuller, Shettler und Giddings [ 20 ]:

$$D_{il} = \frac{0,0143T^{1,75}}{p\sqrt{M_{il}}\left(\sqrt[3]{V_{i,Diff}} + \sqrt[3]{V_{L,Diff}}\right)^2} \quad (9.22)$$

$$V_{Diff,i} = 20,52(n_c - 10) + 209,82 \quad (9.23)$$

$$V_{Diff,L} = 19,7$$

$n_c$  ist die Anzahl der Kohlenstoffatome im Alkan. Die binäre Molmasse ist:

$$M_{il} = \frac{2}{\frac{1}{M_l} + \frac{1}{M_i}} \quad (9.24)$$

[T]=K, [p]=Pa, [M]=g/mol

	23°C	25,5°C
n-Undekan	5,474	5,555
n-Dodekan	5,227	5,304
n-Tridekan	5,010	5,084
n-Tetradekan	4,817	4,888
n-Pentadekan	4,644	4,713
n-Hexadekan	4,489	4,555
n-Heptadekan	4,347	4,411
n-Octadekan	4,217	4,279
n-Nonadekan	4,098	4,159
n-Eicosan	3,988	4,047
n-Heneicosan	3,886	3,944
n-Docosan	3,791	3,848
n-Tricosan	3,703	3,758

Tabelle 9.2: Binäre Diffusionskoeffizienten der n-Alkane in Luft in [ $10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ]

## 9.6 Modellierung der Ölzusammensetzung

Als Versuchsstoffe wurden hochraffinierte nichtwassermischbare Kühlschmierstoffe auf Mineralölbasis verwendet. Dabei wurden Öle verschiedener Flüchtigkeit und Viskosität eingesetzt. Zur Berechnung des Phasenverhaltens des Versuchsstoffs Ö11 wurden n-Alkane als Pseudokomponenten gewählt und die Molanteile der Pseudokomponenten so angepasst, dass die Siedekurve der n-Alkanmischung mit der Siedekurve des Grundöls von Öl 1 übereinstimmt.

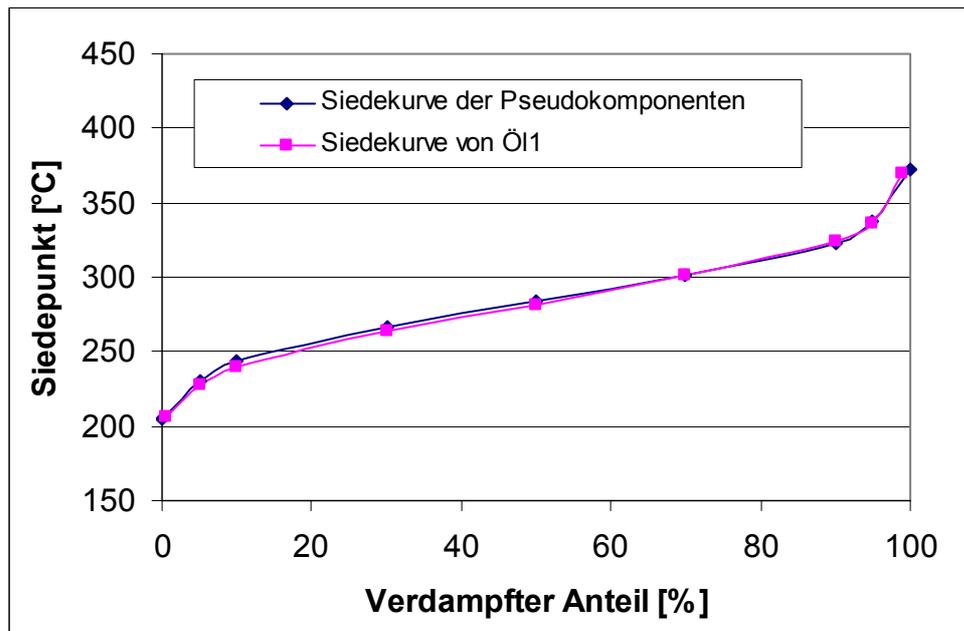


Abb. 9.6.1: Siedekurven des Grundöls von Öl1 und der Pseudokomponenten nach ASTM D 2887

Alkan	$x_i$
n-Undekan	0,000
n-Dodekan	0,050
n-Tridekan	0,070
n-Tetradekan	0,170
n-Pentadekan	0,190
n-Hexadekan	0,185
n-Heptadekan	0,160
n-Octadekan	0,100
n-Nonadekan	0,040
n-Eicosan	0,010
n-Heneicosan	0,010
n-Docosan	0,010
n-Tricosan	0,005

Tabelle 9.3: Zusammensetzung der Pseudokomponenten für Öl1

## 9.7 Mittelung des NTU-Wertes

Zur Herleitung der Mittelungsvorschrift (4.57) werden die Bilanz (4.35), das Raoult'sche Gesetz (4.19), der kinetische Ansatz (4.7) sowie die Definition des Einzelsättigungsgrades (4.50) benötigt:

$$\dot{N}^G dy_i = \dot{n}_i dA^{Tr} \quad (4.35)$$

$$y_i^T = x_i \frac{p_{0is}}{p} \quad (4.19)$$

$$\dot{n}_i^T = \frac{c^G D_{ii} \theta_i}{r} (y_i^T - y_i^G) \quad (4.7)$$

$$S_{oi} = \frac{p_i}{p_{0is}} \quad (4.50)$$

Durch Einsetzen von (4.7) in (4.35) folgt mit (4.19) und (4.50):

$$\dot{N}^G dS_{oi} = \frac{c^G D_{ii} \theta_i}{r} (x_i - S_{oi}) dA^{Tr} \quad (9.25)$$

Wird Gleichung (9.25) über alle Komponenten  $i$  summiert, folgt:

$$\sum_i \dot{N}^G dS_{oi} = \dot{N}^G dS = \sum_i \frac{c^G D_{ii} \theta_i}{r} (x_i - S_{oi}) dA^{Tr} = c^G \sum_i \beta_i^G \theta_i (x_i - S_{oi}) dA^{Tr} \quad (9.26)$$

Und damit:

$$\dot{V}^G dS = \sum_i \beta_i^G \theta_i (x_i - S_{oi}) dA^{Tr} \quad (9.27)$$

Es wird ein mittlerer Stoffübergangskoeffizient definiert, der folgender Gleichung genügt:

$$\sum_i \beta_i^G \theta_i (x_i - S_{oi}) dA^{Tr} = \bar{\beta}^G \sum_i (x_i - S_{oi}) dA^{Tr} \quad (9.28)$$

Aus (9.27) und (9.28) folgt:

$$\dot{V}^G dS = \bar{\beta}^G (1 - S) dA^{Tr} \quad (9.29)$$

Es wird ein mittlerer NTU-Wert gesucht, für den (4.55) gilt:

$$S = 1 - (1 - S_0) e^{-\overline{NTU}} \quad (4.55)$$

Differentiation liefert:

$$d\overline{NTU} = \frac{dS}{1-S} \quad (9.30)$$

Ein Vergleich von (9.29) und (9.30) ergibt:

$$\frac{dS}{1-S} = d\overline{NTU} = \frac{\bar{\beta}^G dA^{Tr}}{\dot{V}^G} \quad (9.31)$$

Aus einer Umstellung von (9.28) folgt:

$$\bar{\beta}^G = \frac{\sum \beta_i^G \theta_i (x_i - S_{0i})}{1-S} \quad (4.57)$$

Es handelt sich hierbei um die Mittelungsvorschrift (4.57).

## 9.8 Tropfendeposition bei instationärer Bilanzierung

Der mechanische Fraktionsabscheidegrad des Filters beträgt nach (4.88):

$$c_{N,j,aus} = c_{N,j,ein} \left( 1 - \frac{I}{1 + \exp(-(2r_j - a) \cdot b)} \right) \quad (4.88)$$

Die Verminderung der Partikelkonzentration pro durchströmtem Volumenelement soll proportional der in diesem Volumenelement vorhandenen Partikelkonzentration sein:

$$\frac{dc_{N,j}}{dx} = -k_j c_{N,j} \quad (9.32)$$

Die Randbedingungen lauten für den Fall, dass keine Verdunstung der Tropfen im Filter stattfindet:

$$c_{N,j}(x=0) = c_{N,j,ein}, \quad c_{N,j}(x=h) = c_{N,j,aus} \quad (9.33)$$

Aus (9.32) folgt mit (9.33):

$$k_j = -\frac{I}{h} \ln \frac{c_{N,j,aus}}{c_{N,j,ein}} \quad (9.34)$$

Mit (4.88) ergibt sich:

$$k_j = -\frac{1}{h} \ln \left( 1 - \frac{1}{1 + \exp(-(2r_j - a) \cdot b)} \right) \quad (9.35)$$

Diskretisierung von (9.32) liefert:

$$\frac{\Delta c_{N,j}}{\Delta x} = -k_j c_{N,j} \quad (9.36)$$

Die Strecke  $\Delta x$ , die das Aerosol im Volumenelement  $g$  in der Zeit  $\Delta t$  zurücklegt ist gleich der Länge des Volumenelementes geteilt durch die momentane Verweilzeit des Aerosols in diesem Volumenelement:

$$\Delta x = \frac{\Delta t}{\Delta \tau_{g,k}} L_g = \Delta t \frac{\dot{V}_{g,k}^G}{V_{g,k}^G} \frac{h}{g_{max}} \quad (9.37)$$

(9.35) und (9.37) in (9.36) führt zu:

$$\Delta c_{N,j,g,k} = c_{N,j,g,k} \Delta t \frac{\dot{V}_{g,k}^G}{V_{g,k}^G} \frac{1}{g_{max}} \ln \left( 1 - \frac{1}{1 + \exp(-(2r_j - a) \cdot b)} \right) \quad (9.38)$$

Die Anzahl der während der Zeit  $\Delta t$  im Volumenelement  $g$  abgeschiedenen Partikel beträgt:

$$\Delta Num_{j,g,k}^{TrL} = -\Delta c_{N,j,g,k} V_{g,k}^G \quad (9.39)$$

Die Stoffmenge an Komponente  $i$  die dabei abgeschieden wird ist:

$$\Delta N_{i,j,g,k}^{TrL} = \Delta Num_{j,g,k}^{TrL} x_{i,j,g,k}^T c_{j,g,k}^{Tr} \frac{4}{3} \pi r_{j,g,k}^3 \quad (9.40)$$

Einsetzen von (9.38) und (9.39) in (9.40) liefert Gleichung (4.135)