

Strömungsdynamik und Stofftransport in einem
Strahl-Kolonnenflotationsapparat zur Abtrennung oberflächenaktiver
Substanzen aus wässrigen Stoffströmen

von der Fakultät 4 Energie-, Verfahrens- und Biotechnik der Universität Stuttgart
zur Erlangung des Grades eines Doktors der
Ingenieurwissenschaften (Dr.-Ing.) genehmigte Abhandlung

vorgelegt von: Eike Eric Ziegler
aus Saarbrücken

Hauptberichter: Prof. Dr. rer. nat. Thomas Hirth
1. Mitberichter: apl. Prof. Dr. rer. nat. Günter Tovar
2. Mitberichter: Prof. Dr.-Ing. Klaus Kimmerle

Tag der mündlichen Prüfung: 26.11.2019

Institut für Grenzflächenverfahrenstechnik
und Plasmatechnologie (IGVP) der Universität Stuttgart
in Zusammenarbeit mit dem
Institut für Physikalische Prozesstechnik an der htw saar (ipp - htw saar)

Kurzfassung

Der Einsatz von Strahl-Kolonnenflotationsapparaten dient der Aufreinigung und Konditionierung wässriger Stoffströme. Hierbei werden gelöste, oberflächenaktive Substanzen (OAS) aus der wässrigen Phase an die Phasengrenzfläche eines Blasenschwarmes angelagert und an die Wasseroberfläche transportiert. Dort werden sie unter Schaumbildung am Kopf des Flotationsbehälters ausgetragen. Dies wird im technischen Prozess realisiert, indem in einem Flüssigkeitsstrahlapparat (FSA) eine Blasenströmung erzeugt und diese im Gegenstrom zu dem zu konditionierenden Wasserstrom durch einen Flotationsbehälter geführt wird.

Um den Einfluss der Strömungsdynamik auf den Stofftransport der OAS an die Phasengrenzfläche besser zu verstehen, wurden einzelne Bereiche des Apparates bezüglich der funktionalen Zusammenhänge zwischen den einzelnen Betriebsparametern näher untersucht. In einem ersten Schritt wurde die Strömungsdynamik in einem exemplarischen FSA mit Finite-Pointset-Method (FPM), einem punktbasierten CFD-Programm, simuliert, um die Ausbreitung des Treibstrahles in der Mischkammer und dort auftretende lokale Strömungszonen zu visualisieren. Die Simulationsergebnisse wurden hinsichtlich der entstehenden Strömungssituation ausgewertet und zur Auswahl von fünf Treibdüsengeometrien für die experimentelle Untersuchung der im Flotationsbehälter erzeugten Blasenströmung hinzugezogen.

Diese Treibdüsen wurden in ein handelsübliches Strahlapparatgehäuse eingesetzt, um zusätzlich zur Treibdüsengeometrie den Einfluss des Treibdruckes und von koaleszenzverändernden Substanzen auf die erzeugte Blasenströmung zu untersuchen. Durch Variation der Konzentration von sieben unterschiedlichen Salzen mit charakteristischen Ionenkombinationen und Fokus auf Natriumchlorid, wurde das Koaleszenzverhalten der Blasenströmung in einem Konzentrationsbereich zwischen 0 und 30 g/l unter Messung von Blasengröße und Gasanteil erfasst. Durch Definition einer Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} , die den funktionalen Zusammenhang zwischen mittlerer Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g und Sauterdurchmesser d_{32} in der Blasenströmung beschreibt, kann für die einzelnen Betriebszustände die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b approximiert werden, die als Schlüsselparameter zur Bestimmung der Flotationsrate gilt.

Mit Sodium-Dodecyl-Sulfat (SDS) als oberflächenaktiver Modellsubstanz wurde dessen Abreicherung anhand von Batch-Versuchen unter Variation der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g , der SDS-Konzentration und der NaCl-Konzentration mit einem hierfür entwickelten Gasanteilensor messtechnisch erfasst. Aus den Messdaten wurde die Konzentrationsabnahme in Abhängigkeit der Flotationszeit berechnet und in Bezug zur Flussdichte der Phasengrenzfläche gesetzt. Die Ergebnisse wurden zur Erstellung eines Berechnungsprogramms genutzt, welches den Stofftransport an die Phasengrenzfläche durch eine flächenbezogene Anlagerungsfunktion berechnet. Diese ist entweder in ein Differentialgleichungssystem eingebettet oder wird in einer Berechnungsschleife mit thermodynamisch begründeter Adsorptionsisotherme genutzt. Damit kann der Einfluss von Gasleerrohrgeschwindigkeit und Flussdichte der Phasengrenzfläche auf die Flotation gezeigt und der Bezug zu der Abreicherung von OAS und den hierbei auftretenden Stofftransport hergestellt werden.

Abstract

The use of jet column flotation apparatus has the purpose of purifying and conditioning liquid mass flows. Thereby, dissolved and particular matter are removed from the bulk phase by transport to and concentration on the surface of an ascending bubble flow. This is realized by generating a bubble flow in a liquid jet pump and leading it into a flotation vessel where it flows countercurrent to the process water which is to be conditioned. The adsorbed substances are removed from the system by foaming over the head of the flotation vessel.

To better understand the influence of flow dynamics on interfacial mass transfer, individual sections of flotation apparatus were examined regarding the functional relationship between operational parameters and boundary conditions. In a first step, the flow dynamics in the liquid jet pump were simulated with a point-based CFD program, called FPM, so that the widening of the liquid jet behind the nozzle and induced flow phenomena in mixing chamber with certain local flow zones could be visualized. The results were evaluated regarding flow conditions in a representative jet pump and used for the selection of five jet-nozzle geometries for the experimental investigation of bubble flow generated in flotation vessel.

These jet nozzles were consecutively put into a conventional jet pump enclosure to examine, additionally to jet nozzle geometry, the influence of propellant pressure and coalescence-influencing substances. By variation of concentration of seven different salt types with characteristic ion-combinations and focus on sodium-chloride, the coalescence behavior of bubble flow was captured in a concentration interval from 0 to 30 g/l by measuring bubble size and gas holdup. Defining a bubble-ascending function F_{Bl} , which describes the functional relationship between average ascending velocity of bubbles u_g and sauter-diameter d_{32} in bubble flow, the interfacial area flux of bubbles S_b was approximated for the individual operation conditions, which is considered as a key parameter to specify the size of flotation rate.

With sodium-dodecyl-sulfate (SDS) as surface active model substance its removal from water was recorded during batch-experiments with a gas holdup sensor for variation of superficial gas velocity, initial surfactant concentration and sodium-chloride concentration. Out of experimental data the reduction of concentration was calculated in dependence of necessary flotation time and put into relation to interfacial area flux. The results were used for the built-up of a calculation program, which makes it possible to calculate the mass transport to interface using an surface related load-function. This function defines the amount of adsorbed substances per surface and is either embedded in a system of ordinary equations or is used in a thermodynamically founded adsorption-isotherm. That's how the influence of superficial gas velocity and interfacial area flux on the flotation kinetics can be shown and its link to the removal of OAS by interfacial mass transport can be connected.

Danksagung

Zum Abschluss dieser Arbeit ist es an der Zeit zu rekapitulieren und so bedanke ich mich auf diesem Wege ganz herzlich bei Allen, die mir bis hierher geholfen und zum Entstehen dieser Arbeit beigetragen haben. Vielen Dank für all das Neue, Gute und Schöne, was die Arbeit letztendlich ermöglicht, bereichert und erleichtert hat.

In diesem Sinne möchte ich mich herzlich bei meinem Doktorvater Prof. Thomas Hirth bedanken. Sie haben mir stets ein gutes Gefühl gegeben, mich in wohlwollender Weise unterstützt und wichtige thematische Anregungen gegeben. Einen herzlichen Dank ebenfalls an Prof. Klaus Kimmerle. Sie haben mir die Arbeit am Dissertationsthema ermöglicht, vor Ort zur Seite gestanden und mir in vielen Diskussionen gute Ratschläge mit auf den Weg gegeben. Einen herzlichen Dank auch an Prof. Günter Tovar für die Übernahme des Co-Referates als Mitberichter seitens der Universität Stuttgart. Ein herzliches Dankeschön auch an Prof. Uwe Waller für die interessanten Unterhaltungen zur kreislaufgeführten Aquakultur.

Ich bedanke mich natürlich auch sehr bei allen Mitarbeitern und Studenten des IPP an der htw saar für ihr Interesse an dem Themengebiet und meiner Arbeit; für den unkomplizierten, kollegialen Umgang, die gute Zusammenarbeit und die gemeinsam verbrachte Zeit.

Bei Markus Buschauer, Daniel Fickinger, Christoph Winter, Carsten Schwinn, Gerhard Braun, Stefan Weißkircher, Lenny Castro, Anneliese Ernst, Verena Hanke, Kai Wagner, Jörg Chillo, Tokam Rodriguez, Jeremias Simson, Rami Ashour und Jan Meyer, die alle in unterschiedlicher Weise an der Arbeit beteiligt waren. Ein besonders großer Dank gilt Sebastian Andlefske und Marco Tassone für das große Engagement und die stete Hilfe bei der Durchführung der parallel laufenden Projekte.

Den beteiligten Projektpartnern aus Forschung und Wirtschaft möchte ich ebenfalls für ihr Interesse und Engagement danken. Hier bedanke ich mich insbesondere bei Jörg Kuhnert vom Fraunhofer ITWM für seine Vermittlung der FPM-spezifischen Sachverhalte, Horst Mannebach von Hydac Electronic GmbH für wichtige Tipps bezüglich der Ausrichtung der Arbeit und Martin Sander für die Einblicke in die Nutzung der Verfahrenstechnik in der Aquakultur und den damit hergestellten Bezug zu der Arbeit.

Letztendlich bedanke ich mich bei meinen Freunden und meiner ganzen Familie; bei meinen Eltern August & Doris, meinen Kindern Frida & Kolja und meiner Frau Sarah für die permanente Unterstützung und Liebe.

„I always imagined humanity as the myriad of lights wandering in a fog, only just being able to sense the shining of other lights, but connected by a net of distinctive fiery threads in one, two, three directions. And the emergence of such connections through the fog to another light can be very easily called a miracle“

(Andrej Nikolaevič Kolmogorov)

Eidesstattliche Erklärung

Hiermit erkläre ich an Eides statt,

- dass ich die vorgelegte Dissertation selbständig und ohne unzulässige fremde Hilfe angefertigt und verfasst habe;
- dass alle Hilfsmittel und sonstigen Hilfen angegeben und dass alle Stellen, die ich wörtlich oder dem Sinne nach aus anderen Veröffentlichungen entnommen habe, kenntlich gemacht worden sind;
- dass die Dissertation in der vorgelegten oder einer ähnlichen Fassung noch nicht zu einem früheren Zeitpunkt eingereicht worden ist.

Saarbrücken, 06.02.2020

Eike Eric Ziegler

Inhaltsverzeichnis

1	Einleitung	1
1.1	Thematischer Zusammenhang	2
1.2	Motivation	3
1.3	Zielsetzung der Arbeit	5
1.3.1	Ziele bezüglich Strömungsdynamik	7
1.3.2	Ziele bezüglich Stofftransport von OAS	7
2	Grundlagen zur Strahl-Kolonnenflotation	9
2.1	Grundlagen zu Gas-Flüssig-Kontaktoren	9
2.1.1	Grundlagen zu Flüssigkeitsstrahlapparaten	11
2.1.2	Grundlagen zu Flotationsapparaten	13
2.2	Grundlagen zu Blasenströmungen	16
2.2.1	Theorie zur Strömungsdynamik in Blasenströmungen	19
2.2.2	Theorie zum Stofftransport in Blasenströmungen	28
2.2.3	Substanzeinfluss auf Blasenströmungen	41
2.2.4	CFD-Simulation von Blasenströmungen	46
2.3	Grundlagen zu Flotationsverfahren	46
2.3.1	Begasung von flüssigen Stoffströmen	48
2.3.2	Aufreinigung von flüssigen Stoffströmen durch Flotation	49
2.3.3	Strahl-Kolonnenflotation in der Anwendung	54
3	Stand der Wissenschaft und Technik	59
3.1	Blasenströmungen in Wissenschaft und Technik	59
3.2	Flotation in Wissenschaft und Technik	63
4	Materialien und Methoden	69
4.1	Beschreibung des Teststandes	69
4.2	Eigenschaften der verwendeten Substanzen	72

4.2.1	Natriumchlorid als Koaleszenz-inhibierende Modellsubstanz	72
4.2.2	Salze zur Untersuchung der Koaleszenz	73
4.2.3	SDS als oberflächenaktive Modellsubstanz	73
4.3	Messsystem zur Identifikation von Betriebszuständen	74
4.3.1	Messdatenerfassung	74
4.3.2	Bestimmung der Phasengrenzfläche in Flotationsbehälter	79
4.3.3	Bestimmung der SDS-Konzentration per CN-Analyzer	82
4.4	FPM zur Simulation von Fluidströmungen	83
5	FPM-Simulation des Flüssigkeitsstrahlapparates	85
5.1	Simulation der Fluidströmung in FSA	85
5.2	Einphasige FPM-Simulation mit freier Oberfläche	87
5.2.1	Simulation mit freier Oberfläche an der Treibseite	87
5.2.2	Simulation mit freier Oberfläche an der Saugseite	90
5.3	Simulation der Dichteverteilung in der Fluidströmung	91
5.4	Validierung der FPM-Simulation	97
6	Experimentelle Untersuchung des Flotationsapparates	99
6.1	Blasenströmung im Strahl-Kolonnenflotationsapparat	99
6.1.1	Einfluss von Strahlapparatgeometrie und Treibdruck	100
6.1.2	Einfluss der Salzkonzentration auf die Blasenströmung	112
6.1.3	Einfluss der Salzart auf die Blasenströmung	120
6.2	Abreicherung von SDS durch Flotation	123
6.2.1	Einfluss der Begasungsrate auf die Abreicherung von SDS	124
6.2.2	Verlauf der SDS-Konzentration während der Abreicherung	137
6.2.3	Einfluss der NaCl-Konzentration auf die Abreicherung	140
6.3	Betriebsbedingungen bei der Abreicherung von SDS	143
7	Modellbildung des Stofftransportes bei der Flotation	149
7.1	Abreicherung oberflächenaktiver Substanzen	150
7.1.1	Prozessbedingungen bei der Flotation im Satzbetrieb	150
7.1.2	Modellbildung des idealisierten Flotationsprozesses	151
7.1.3	Einfluss der Phasengrenzfläche auf die Flotation	155
7.2	Beladung der Phasengrenzfläche mit OAS	157
7.2.1	Beladung in Abhängigkeit von OAS-Konzentration	157
7.2.2	Zeitabhängige Beladung der Phasengrenzfläche mit OAS	159

7.3	Modell zur Abreicherung von OAS durch Flotation	163
7.3.1	Parameter-Einfluss auf die Phasengrenzfläche der Blasenströmung	163
7.3.2	Parameter-Einfluss auf den Stofftransport	165
7.3.3	Berechnung des Stofftransportes an die Phasengrenzfläche	165
7.4	Berechnung der Abreicherung von SDS durch Flotation	170
7.4.1	Randbedingungen bei der Flotation von SDS	170
7.4.2	Variation der Begasungsrate und der OAS-Konzentration	171
7.4.3	Variation der Salzkonzentration	173
7.4.4	Beladung der Phasengrenzfläche	175
8	Diskussion der Ergebnisse	177
8.1	Erzeugung der Blasenströmung	179
8.1.1	FPM-Simulation der Strömungsdynamik am FSA	179
8.1.2	Einfluss von Treibdruck und Treibdüsenform auf Strömungsdynamik	183
8.2	Blasenströmung in Flotationsbehälter	185
8.3	Stofftransport bei der Flotation von OAS	192
8.3.1	Experimente zur Abreicherung von OAS	192
8.3.2	Modellbildung zur Abreicherung von OAS	195
8.4	Bedeutung der Ergebnisse	197
9	Zusammenfassung und Ausblick	201
9.1	Zusammenfassung	201
9.2	Ausblick	204
	Literaturverzeichnis	206
A	Informationen zur Dissertation	215
A.1	Aufbau des Teststandes	215
A.2	Experimente zur Strömungsdynamik	217
A.2.1	Messdaten zu den Begasungsexperimenten	217
A.2.2	Messdaten zur Begasung bei Variation der FSA-Geometrie	220
A.2.3	Korrelationen zur Parameterberechnung	222
A.3	Information zur Modellbildung	222
A.3.1	Information zu Adsorptionsisothermen	222
A.3.2	Programm zur Berechnung der Abreicherung	222
A.4	Verwendete Software	225
A.5	Programmcode	225

Abbildungsverzeichnis

1.1	Funktionsbereiche des Strahl-Kolonnenflotationsapparates	6
2.1	Einteilung von Apparaten zur Gas-Flüssig-Kontaktion	9
2.2	Flüssigkeitsstrahlapparat mit Strömungsbereichen	11
2.3	Konfiguration dynamischer Begasungseinrichtungen	13
2.4	Schematische Darstellung eines Jameson-Cell-Flotationsapparates	15
2.5	Beeinflussung von Strömungsdynamik und Stofftransport in Blasenströmungen	16
2.6	Schematische Darstellung des Stofftransportes in Blasenströmungen	17
2.7	Strömungsformen in Blasensäulen	22
2.8	Blasenform in Abhängigkeit der Strömungsbedingung	24
2.9	Formkategorien von Blasen und Blasen- Aufstiegs geschwindigkeit	25
2.10	Schematische Darstellung des Stofftransportes an der Phasengrenzfläche	28
2.11	Grafische Bestimmung der Beladung der Phasengrenzfläche anhand der Ände- rung der Oberflächenspannung	36
2.12	Struktur des SDS-Moleküls und Größenverhältnis zwischen Molekül und Blase .	42
2.13	Mizellenbildung und kritische Mizellenkonzentration in wässriger Lösung	43
2.14	Oberflächenspannung von Salzlösungen als Funktion der Salzkonzentration . .	44
2.15	Einteilung der adsorptiven Blasentrenntechniken	47
2.16	Partikelabtrennung in technischen Apparaten und Anlagerung von Algen an Schaum der Meeresbrandung	48
2.17	Ausbildung von Konzentrationsgradienten über Höhe des Flotationsbehälters .	50
2.18	Schema eines Strahl-Kolonnenflotationsapparat zur Gegenstromflotation	54
2.19	Treibstrahl-Formen bei unterschiedlicher Turbulenz	56
4.1	R&I-Fließbild des Flotationsteststandes mit Mess- und Regelungstechnik	70
4.2	Projektionszeichnung und 3D-Darstellung des SDS-Moleküls	74
4.3	Sensoren zur Abstands-, Temperatur- und Druckmessung	75
4.4	Gas- und Flüssigkeits-Volumenstrommesser	76

4.5	pH-Wert Sensor und induktiver Leitfähigkeits-Messumformer	77
4.6	Messanordnung zur Photographie der Blasengröße	78
4.7	Photographie und Bildanalyse aufsteigender Blasen in Flotationsbehälter . . .	78
4.8	Flotationsbehälter mit Ultraschallabstandssensoren zur Messung des Gasanteils	80
4.9	Kalibrierung der Messung von SDS in wässriger Lösung an einem CN-Analyzer	83
5.1	Schematische Darstellung und CAD-Zeichnung des Flüssigkeitsstrahlapparates .	86
5.2	CAD-Zeichnung der Berandungsflächen des Strahlapparat-Innenvolumens und Glättungslänge der zu simulierenden Punktwolke	86
5.3	Freie Oberfläche und Glättungslänge bei FPM-Simulation eines Freistrahles . .	88
5.4	Lokale Strömungsgeschwindigkeit des Freistrahles in Strahlapparate	89
5.5	Turbulente kinetische Energie des Freistrahles an Strahlapparat	89
5.6	FPM-Simulation der Wasserphase in FSA bei Einsaugung einer freien Oberfläche	90
5.7	Dichte und Glättungslänge in dem zu simulierenden Kontinuum eines FSA . . .	92
5.8	Statischer Druck in Strahlapparat bei Anlaufvorgang	92
5.9	Mit FPM berechneter Geschwindigkeitsverlauf über die Länge des FSA	93
5.10	Geschwindigkeit in SA-T01 bei FPM-Simulation	94
5.11	Dichteverteilung in SA-T01 bei FPM-Simulation	94
5.12	Geschwindigkeit, Dichte und Turbulenz in SA-T01 bei FPM-Simulation	95
5.13	Volumenstrom und Strömungsgeschwindigkeit an SA-T01 entlang der Simula- tionszeit der FPM-Simulation	96
5.14	Wasservolumenstrom als Funktion des Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnisses zum Vergleich der FPM-Simulation mit experimentellen Daten	97
6.1	Schematische Darstellung eines FSA mit Einteilung der Funktionsbereiche und einer darin sich ausbildenden Blasenströmung	100
6.2	CAD-Zeichnung von Treibdüsen und Einbau in FSA-Gehäuse	101
6.3	Volumenströme und Gasleerrohrgeschwindigkeit an FSA mit unterschiedlichen Treibdüsengeometrien	102
6.4	Strömungsparameter an FSA in Abhängigkeit von Treibdruck	103
6.5	Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis als Funktion des Luftvolumenstroms . . .	104
6.6	Wasserhöhe und Gasanteil in Flotationsbehälter	105
6.7	Gasleerrohrgeschwindigkeit und Gasanteil im Flotationsbehälter in Abhängig- keit von Treibdruck für unterschiedliche Treibdüsen	106
6.8	Strömungsgeschwindigkeit und Verweilzeit von Blasen und Wasser in Flotati- onsbehälter	107
6.9	Gasanteil und Aufstiegsgeschwindigkeit bei Variation des Treibdruckes	108

6.10	Blasenströmung in Messstrecke hinter FSA	109
6.11	Blasenaufstiegsfunktion in Trinkwasser	110
6.12	Technische Leistung und volumetrischer Wirkungsgrad der Gaseindüsung . . .	110
6.13	Induktive Leitfähigkeit in Abhängigkeit von NaCl-Konzentration	112
6.14	Blasengröße in Flotationsbehälter für 4 Natriumchlorid-Konzentrationen	113
6.15	Blasengrößenverteilung in Abhängigkeit von NaCl-Konzentration	114
6.16	Gasanteil und Blasenaufstieg als Funktion der NaCl-Konzentration	116
6.17	Gasanteil und Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes als Funktion des Sauterdurchmessers der Blasenströmung	117
6.18	Blasenaufstiegsfunktion und Gasanteil bei Änderung des Sauterdurchmessers und der Gasleerrohrgeschwindigkeit	118
6.19	Flussdichte der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der NaCl-Konzentration und des Gasanteils	119
6.20	Blasengröße und Gasanteil im Laborteststand bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen und Salzarten	120
6.21	Gasanteil in Blasenströmung des Laborteststandes bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen und Salzarten	121
6.22	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit in Blasenströmung des Laborteststandes bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen und -arten	121
6.23	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit in der Blasenströmung des Laborteststandes in Abhängigkeit der Blasengröße	122
6.24	Wasserhöhe und Gasanteil in Flotationsbehälter bei schrittweiser Zugabe von SDS und anschließender Begasung	125
6.25	Volumenströme an Flüssigkeitsstrahlapparat und daraus resultierende Gasleerrohrgeschwindigkeit während der Abreicherung von SDS mit $14 \text{ m}^3/\text{h}$	126
6.26	Gemessene Höhen am Gasanteilsensor während der Abreicherung von 5 mg/l SDS bei einem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$	127
6.27	Verlauf des Gasanteils und der mittleren Blasenaufstiegsgeschwindigkeit im Flotationsbehälter während der Abreicherung von 5 mg/l SDS	127
6.28	Berechneter Verlauf der SDS-Konzentration während des Experimentes zur Abreicherung von SDS	130
6.29	Berechneter Verlauf des Gasanteils und der mittleren Blasenaufstiegsgeschwindigkeit als Funktion der SDS-Konzentration	131
6.30	Gasleerrohrgeschwindigkeit und Gasanteil während Abreicherung einer SDS-Anfangskonzentration von 5 mg/l mit einem Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$. .	132
6.31	Sauterdurchmesser d_{32} und Blasengrößenverteilung zu mehreren Zeitpunkten während der Abreicherung von SDS	133

6.32	Sauterdurchmesser und mittlere Blasenauftiegs- geschwindigkeit als Funktion der Flotationsdauer während der Abreicherung von SDS	133
6.33	Blasenauftiegs- geschwindigkeit und Blasenauftiegsfunktion als Funktion des Sauterdurchmessers während der Abreicherung von SDS	134
6.34	Sauterdurchmesser als Funktion der SDS-Konzentration und Flusss- dichte der Phasengrenzfläche bei Abreicherung von SDS	135
6.35	Luft- und Wasservolumenstrom und Gasanteil bei Abreicherung von SDS . . .	136
6.36	Konzentrationsänderung und mittlere Blasenauftiegs- geschwindigkeit während der Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von 6 m ³ /h	136
6.37	Gemessene Höhen am Gasanteilsensor und Gasanteil als Funktion der Flotati- onszeit während Abreicherung von 10 mg/l SDS mit einem Luftvolumenstrom von 6 m ³ /h	138
6.38	Gasleerrohr- geschwindigkeit und mittlere Blasenauftiegs- geschwindigkeit bei Ab- reicherung von 10 mg/l SDS mit einem Luftvolumenstrom von 6 m ³ /h	138
6.39	Messung und Berechnung der Konzentrationsänderung von SDS bei unter- schiedlichen Begasungsraten	139
6.40	Bestimmung der minimalen Schäumungskonzentration durch schrittweise Zu- gabe von SDS in Salzwasser	141
6.41	Volumenströme am Strahlapparat und Gasanteil während der Abreicherung von 2 mg/l SDS in Salzwasser mit einem Luftstrom von 6 m ³ /h	142
6.42	Blasengröße in Abhängigkeit der SDS-Konzentration bei Abreicherung von SDS in Salzwasser	142
6.43	Volumenströme am Strahlapparat und Gasanteil als Funktion der Flotationszeit bei der Abreicherung von 2 mg/l SDS in Salzwasser mit einem Luftstrom von 8 m ³ /h	143
6.44	Verlauf von Blasenauftiegs- geschwindigkeit und Gasanteil während Abreiche- rung von SDS bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen	144
6.45	Blasenauftiegs- funktion und Sauterdurchmesser bei Abreicherung von SDS . .	145
6.46	Flusss- dichte der Phasengrenzfläche als Funktion der Flotationszeit und des Gasan- teils bei Abreicherung von SDS	146
7.1	Flotationsapparat zur Abreicherung oberflächenaktiver Substanzen	149
7.2	Mit DGL berechnete OAS-Konzentration als Funktion der Flotationszeit bei idealisiertem Satzbetrieb	153
7.3	Mit DGL berechnete OAS-Konzentration als Funktion der Flotationszeit bei Flotation im kontinuierlichem Betrieb	154
7.4	Abreicherung von OAS unter idealisierter Betrachtung	156
7.5	Oberflächenspannung und Beladung als Funktion der OAS-Konzentration . . .	158

7.6	Beladung in Abhängigkeit von OAS-Konzentration und Verweilzeit	162
7.7	Blasenaufstiegsgeschwindigkeit und approximierte Blasenaufstiegsfunktion als Funktion des Sauterdurchmessers	164
7.8	Einflussparameter auf den Stofftransport und daraus abgeleiteter Aufbau des Compartmentmodells	168
7.9	Konzentrationsabnahme einer oberflächenaktiven Substanz als Funktion der Flotationszeit bei Variation des Luftvolumenstroms und der Anfangskonzentration	172
7.10	Verlauf der OAS-Konzentration und des Sauterdurchmessers als Funktion der Flotationszeit bei Variation der Salzkonzentration	173
7.11	Verlauf der Blasengröße und des Gasanteils über Flotationszeit bei Abreicherung von SDS im Satzbetrieb	174
7.12	Verlauf des Sauterdurchmessers und der mittleren Blasenaufstiegsgeschwindigkeit als Funktion der Flotationszeit bei Variation der Salzkonzentration	174
7.13	Verlauf der Beladung der Phasengrenzfläche und der Konzentration in Flotationsbehälter über der Verweilzeit	175
8.1	Zusammenfassung der durchgeführten Arbeiten	178
8.2	CAD-Zeichnung von Strahlapparat SA-T01	180
8.3	Visualisierung der mit FPM berechneten Geschwindigkeits- und Druckverteilung in Strahlapparat SA-T01	182
8.4	Luft-Wasser-Strömung hinter Flüssigkeitsstrahlapparat SA-T03	184
8.5	Darstellung des funktionalen Zusammenhangs zwischen Betriebsparametern in Blasenströmung zur Berechnung der Phasengrenzfläche	187
A.1	CAD-Zeichnung des Teststandes, Messaufbau zur Fotografie der Blasenströmung und aufgezeichnete Fotografie an der Messstrecke	215
A.2	Blasengrößenauswertung an Messstrecke und Vorrichtung zur Messung des Gasanteils	216
A.3	Messanordnung zur Fotografie der Blasenströmung	216
A.4	Wasser- und Luftvolumenstrom als Funktion von Treibdruck; Gasanteil als Funktion von Luftvolumenstrom bei Begasung mit FSA SA-T01	217
A.5	Mit Adsorptionsisothermen berechnete Änderung der Oberflächenspannung . .	222
A.6	Aufbau des Programms zur Berechnung des Stofftransportes bei der Flotation	224

Tabellenverzeichnis

2.1	Gas-Flüssig-Kontaktoren mit charakteristischen Betriebsparametern	10
2.2	Auflistung charakteristischer Flotationsbedingungen	15
4.1	Am Technikumsteststand verwendete Komponenten, Sensoren und Aktoren . .	70
4.2	Am Laborteststand verwendete Komponenten, Sensoren und Aktoren	71
4.3	Physikalische Eigenschaften der verwendeten Salze	73
6.1	Geometrieverhältnisse und Betriebsbedingung bei Verwendung unterschiedlicher Treibdüsen	102
6.2	Randbedingungen und Flotationszeit bei Experimenten zur Abreicherung von SDS durch Flotation	147
A.1	stationäre Betriebszustände bei Änderung von Treibdruck und Saugdruck in Trinkwasser	217
A.2	stationäre Betriebszustände bei Änderung von Treibdruck und Saugdruck in Wasser mit 5 g/l NaCl	218
A.3	stationäre Betriebszustände bei Änderung von Treibdruck und Saugdruck in Wasser mit 10 g/l NaCl	218
A.4	stationäre Betriebszustände bei Änderung von Treibdruck und Saugdruck in Wasser mit 15 g/l NaCl	219
A.5	stationäre Betriebszustände bei Änderung von Treibdruck und Saugdruck in Wasser mit 20 g/l NaCl	219
A.6	Messdaten zur Erstellung der Kennlinie des FSA mit Treibdüse T00	220
A.7	Messdaten zur Erstellung der Kennlinie des FSA mit Treibdüse T01	220
A.8	Messdaten zur Erstellung der Kennlinie des FSA mit Treibdüse T02, T03 und T04	221
A.9	Flotationsbedingungen bei Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von 8 m ³ /h in Trinkwasser und Salzwasser	223
A.10	Verwendete Programme und Software	225

Nomenklatur

Abkürzungen, Indizes und Formelzeichen

Abk.	Bedeutung
BSA	bovine serum albumin (lat.) = Rindereiweiß
CAD	computer aided design (engl.) = computer-gestütztes Konstruieren
CCC	critical coalescence concentration (engl.) = kritische Koaleszenzkonzentration
CFD	computer fluid dynamics (engl.) = computergestützte Strömungssimulation
CMC	critical micell concentration (engl.) = kritische Mizellenkonzentration
CSTR	continously stirred tank reactor (engl.) = kontinuierlich betriebener Rührkessel
CTAB	Cetyltrimethylammoniumbromid
DAF	dissolved air flotation (engl.) = Entspannungsflotation
DGL	Differentialgleichung (ordinary differential equation = ODE)
DMS	Dehnungsmessstreifen
DNS	direkte numerische Simulation
ED	eddy-diffusion (engl.) = Wirbeldiffusion
EF	Elektroflotation
FPM	Finite-Pointset-Method (Punkt-basiertes CFD-Programm vom Fraunhofer ITWM)
FSA	Flüssigkeitsstrahlapparat
GFK	Gas-Flüssig-Kontaktor
GAS	Gasanteilsensor
IAF	induced air flotation (engl.) = Begasungsflotation
ITWM	Fraunhofer-Institut für Techno- und Wirtschaftsmathematik
JCT	Jameson-Cell-Technology
LSQ	least square method (engl.) = Methode der kleinsten Quadrate
MAC	marine aquaculture (engl.) = marine Aquakultur
OAS	oberflächenaktive Substanz
ODE	ordinary differential equation (engl.) = allgemeine Differentialgleichung
OTR	oxygen transfer rate (engl.) = Sauerstofftransferrate
PFR	plug flow reactor (engl.) = Kolbenstromreaktor
PR	Projektionsrate

Abk.	Bedeutung
R&I	Rohrleitung & Instrumente
SKF	Strahl-Kolonnenflotation
SDS	sodium dodecyl sulfate (engl.) = Natrium Dodecyl Sulfat
SPS	Speicher-Programmierbare Steuerung
SW	Salzwasser (bezieht sich auf NaCl-Konzentration von 20 g/l)
TC	transition concentration (engl.) = Übergangskonzentration (dt.)
TD	Treibdüse
TIC	total inorganic carbon (engl.) = gesamter anorganischer Kohlenstoff (dt.)
TOC	total organic carbon (engl.) = gesamter organischer Kohlenstoff (dt.)
TW	Trinkwasser

index	Bedeutung
aus	austretend (bezogen auf Massenstrom oder Konzentration)
Ads	bezogen auf Adsorption
abs	absolut / bezogen auf Absolut-Wert
B	Behälter
Bl	Blase
BS	Blasenströmung
bulk	Haupt- / Kernmasse
calc	calculated (engl.) - kalkuliert
det	determined (engl.) - bestimmt (dt.)
DF	durchströmte Fläche
ED	Eddy-diffusion (engl.) - Wirbeldiffusion
ein	eintretend (bezogen auf Massenstrom oder Konzentration)
eq	equal (engl.) = gleich / im Gleichgewicht (dt.)
exc	excess (engl.) = maximaler Wert bei Überschuss (dt.)
exp	exponentiell
Fb	Flotationsbehälter
fit	fitted (engl.) - angepasst (dt.)
flot	Flotation
foam	Schaum / mit Bezug zu Schaumphase
g	gasförmig / bezogen auf Gas
ges	gesamt
GS	Grenzschicht
hyd	hydrostatisch
koa	bezogen auf Koaleszenz
l, L	liquid (engl.) = flüssig (dt.) / bezogen auf Flüssigkeit

index	Bedeutung
lev	level (engl.) = Niveau (dt.)
lsq	least-square (engl.) = Minimierung der Quadrate (dt.)
m	gemittelt
max	maximal
mess	gemessen
MK	Mischkammer
OAS	oberflächenaktive Substanz
PhG	Phasengrenzfläche
r	Reaktor
ref	Referenz
R	Rohr
s ; surf	surface (engl.) = Oberfläche (dt.)
segm	Segment
SA	Strahlapparat
SL	Saugleitung
SW	Salzwasser
TD	Treibdüse
TW	Trinkwasser
Vb	Vorlagebehälter
visc	bezogen auf Viskosität
vol	bezogen auf Volumen
vz	Verweilzeit
w	Wasser
wg	Wasser und Gas
zirk	zirkulierend
∞	unendlich

Formel- zeichen	Einheit	Beschreibung
A	[-]	Aufreinigung
A_{Bl}	[mg/l]	Projektionsfläche einer Blase
A_{DF}	[m ²]	Durchflussfläche eines Rohres
A_{MK}	[m ²]	Durchflussfläche der Mischkammer
A_{PhG}	[m ²]	Größe der Phasengrenzfläche zwischen Gasphase und Wasser
A_{TD}	[m ²]	Durchflussfläche an Treibdüsenaustritt
a_g	[1/m]	spezifische Phasengrenzfläche bezogen auf das Gasvolumen
a_l	[-]	spezifische Phasengrenzfläche bezogen auf das Flüssigkeitsvolumen

Formelzeichen	Einheit	Beschreibung
a_L	[-]	Gleichgewichtskonstante zwischen Adsorption und Desorption
a_r	[1/m]	spezifische Phasengrenzfläche bezogen auf das Reaktorvolumen
BR	[1/h]	Begasungsrate
$c_{i,x}$	[mg/l]	Konzentration einer Substanz i an einem Ort x
c_{detect}	[mg/l]	detektierbare Konzentration
c_{OAS}	[mg/l]	Konzentration oberflächenaktiver Substanzen
$c_{OAS,min}$	[mg/l]	minimale Schäumungskonzentration von oberflächenaktiver Substanz
$c_{OAS,foam}$	[mg/l]	Konzentration oberflächenaktiver Substanzen im Schaum
c_r	[-]	Referenzkonzentration
c_{trans}	[mg/l]	Transitionskonzentration (= Übergangskonzentration)
c_{Salz}	[g/l]	Salz-Konzentration
\dot{c}	[mg/(l·s)]	Konzentrationsänderung über der Zeit
Δc_{Film}	[mg/l]	Konzentrationsdifferenz in Film an der Blase
d_i	[m]	Durchmesser von Geometrie i
d_{32}	[m]	Sauterdurchmesser
$d_{\ddot{a}q}$	[m]	Äquivalentdurchmesser
d_{Bl}	[m]	Blasendurchmesser
d_{DF}	[m]	Durchmesser einer kreisförmigen durchströmten Fläche
d_{Fb}	[m]	Durchmesser des Flotationsbehälters
d_{MK}	[m]	Durchmesser der Mischkammer des Strahlapparates
d_{TD}	[m]	Durchmesser der Treibdüse des Strahlapparates
$D_{ED,Ads}$	[m ² /s]	Anlagerungskonstante der Adsorption bei Strömung
D_l	[m ² /s]	Diffusionskonstante in Flüssigkeit
E	[-]	Enrichment (engl.) = Anreicherung (dt.)
F_{Ads}	[1/m]	Adsorptionsfaktor
$F_{ED,Ads}$	[-]	Anlagerungsfaktor der Adsorption bei Strömung
$F_{t,Ads}$	[-]	Modellparameter zur Anpassung der Adsorptionsisotherme
g	[m/s ²]	Gravitationskonstante = 9,81
h_{SA}	[m]	Anschlusshöhe von Strahlapparat am Flotationsbehälter
h_{sensor}	[m]	Montagehöhe des Ultraschallsensors
$h_{GAS,1}$	[m]	Wasserstand in Röhre 1 des Gasanteilsensors
$h_{GAS,2}$	[m]	Wasserstand in Röhre 2 des Gasanteilsensors
$h_{US,1}$	[m]	Abstand von Ultraschallsensor 1 zur Wasseroberfläche
$h_{US,2}$	[m]	Abstand von Ultraschallsensor 2 zur Wasseroberfläche
Δh_{GAS}	[m]	vertikaler Abstand der Messröhren zueinander an Gasanteilsensor
H_i	[mg/(m ³ ·bar)]	Henry-Konstante der Komponente i

Formelzeichen	Einheit	Beschreibung
J_g	[mm/s]	Gasleerrohrgeschwindigkeit
J_i	[mg/(s·m ²)]	flächenspezifischer Stofftransport (= Flux) der Komponente i
k_{Ads}	[m]	Adsorptionskonstante
$k_{Ads,kin}$	[1/s]	Geschwindigkeitskonstante der Adsorptionsisotherme
$k_{Ads,t}$	[m]	zeitbezogene Adsorptionsfunktion
k_r	[1/s]	Reaktionskonstante
$k_{\gamma a}$	[1/s]	volumetrischer Stoffübergangskoeffizient
L	[g/l]	Löslichkeit einer Substanz in Wasser
L_{char}	[m]	charakteristische Weglänge
l_a	[m]	Weglänge zur Erreichung des Adsorptionsgleichgewichtes
M	[mol/l]	Molarität
\dot{m}_g	[mg/s]	gasförmiger Massenstrom
\dot{m}_i	[mg/s]	Massenstrom der Komponente i
P_t	[kW]	technische Leistung
$p_{i,abs}$	[bar a]	Absolutdruck
$p_{i,ref}$	[bar]	Referenzdruck zur Atmosphäre
$p_{fit,i}$	[-]	Parameter i einer Fittingkurve
p_{TD}	[bar]	Treibdruck vor der Treibdüse (= vor dem Strahlapparat)
Pe	[-]	Peclet-Zahl
PR	[-]	Projektionsrate
r_i	[mg/(m ³ ·s)]	Reaktionsrate der Komponente i
R	[-]	Recovery (engl.) = Wiedergewinnung (dt.)
R_F	[1/h]	Flotationsrate
Re	[-]	Reynolds-Zahl
S	[-]	Selektivität
S_b	[1/s]	Flussdichte der Phasengrenzfläche der Blasenströmung
Sc	[-]	Schmidt-Zahl
Sh	[-]	Sherwood-Zahl
$t_{Ads,gg}$	[s]	Zeitdauer zur Erreichung des Adsorptionsgleichgewichtes
t_{Flot}	[s]	Flotationszeit
$t_{vz,g}$	[s]	Verweilzeit des Gases
$t_{vz,w}$	[s]	Verweilzeit des Wassers
u	[m/s]	Geschwindigkeit einer Strömung
u_g	[m/s]	mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit des Gasstromes
\dot{V}	[m ³ /h]	Volumenstrom
V_{Fb}	[l]	Volumen des Flotationsbehälters

Formelzeichen	Einheit	Beschreibung
$V_{Fb,w}$	[l]	Wasservolumen im Flotationsbehälter
V_g	[l]	Gas- bzw. Luftvolumen
V_{ges}	[l]	Gesamtvolumen
\dot{V}_g	[m ³ /h]	Gas- bzw. Luftvolumenstrom
$V_{GAS,g}$	[l]	Gasvolumen in der Messstrecke des Gasanteilsensors
$V_{GAS,w}$	[l]	Wasservolumen in der Messstrecke des Gasanteilsensors
\dot{V}_i	[m ³ /h]	Volumenstrom der Komponente i
$\dot{V}_{SA,g}$	[m ³ /h]	Luftvolumenstrom an Strahlapparat
V_w	[l]	Wasservolumen
\dot{V}_w	[m ³ /h]	Wasservolumenstrom
α'	[mN/m ²]	Anpassungsparameter der Frumkin-Isotherme
β_{ED}	[m/s]	Stoffübergangskoeffizient bei Wirbeldiffusion
β_{Ads}	[m/s]	Anlagerungsgeschwindigkeit bei der Adsorption
β_T	[-]	Trennrate
β_l	[m/s]	Stoffübergangskoeffizient von Flüssigphase zu Phasengrenzfläche
β_{Szyk}	[-]	Anpassungsparameter für die Szyszkowski-Isotherme
γ	[N/m]	Oberflächenspannung zwischen Wasser und Luft
Γ_s	[mg/m ²]	Beladung an der Phasengrenzfläche (engl.: surface)
Γ_∞	[mg/m ²]	maximale, theoretisch mögliche Beladung der Phasengrenzfläche
$\Gamma_{s,max}$	[mg/m ²]	maximale Beladung der Phasengrenzfläche
δ_c	[m]	Grenzschichtdicke
ε_g	[%]	Gasanteil im Flotationsbehälter
η_i	[Pa·s]	dynamische Viskosität der Komponente i
$\eta_{vol,g}$	[m ³ /(h·kW)]	Effizienz des Gaseintrages pro technischer Leistung
μ_i	[-]	chemisches Potential der Komponente i
ξ_v	[-]	Druckverlustbeiwert
ρ_i	[kg/m ³]	Dichte der Komponente i
φ_g	[-]	Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis
τ_{Ads}	[s]	charakteristische Zeit zur Anlagerung durch Adsorption
x_i	[s]	molarer Anteil in Flüssiger Phase der Komponente i

Kapitel 1

Einleitung

Zur Reinigung und Konditionierung von wässrigen Stoffströmen werden in der Abwasseraufbereitung, der Erzgewinnung und der kreislaufgeführten Aquakultur Flotationsapparate eingesetzt. Um bei deren Betrieb eine maximale Effizienz bezogen auf den Ressourceneinsatz zu erreichen, wird der Automatisierungsgrad zunehmend erhöht. Hierzu ist jeweils ein gutes Prozessverständnis erforderlich, um erfolgversprechende Konzepte auszuarbeiten und in die Entwicklung geeigneter Apparate einfließen zu lassen. Insbesondere für die im Bereich der Aquakultur genutzten Flotationsapparate, bei welchen im Rahmen einer angestrebten Kreislaufführung des Prozesswassers die Prozesskenntnis sowohl hinsichtlich der Stofftransportvorgänge als auch im Bereich der biologischen Verfahrenstechnik zu vertiefen sind, ist diese inklusive der Erarbeitung empirischer Datensätze wesentlich, um einen stabilen und effizienten Betrieb realisieren zu können.

Gleichzeitig existiert hierfür noch ein wesentlicher Forschungsbedarf, weil das in einzelnen Disziplinen vorliegende Fachwissen mit Bezug zu den Strömungsvorgängen und Stofftransportprozessen an den für Flotationsverfahren funktionsbestimmenden Phasengrenzflächen der Blasenströmung derzeit hauptsächlich auf konventionelle, größere Anwendungsfelder der Flotation, wie beispielsweise die Erzaufbereitung ausgerichtet ist. Insbesondere sind die Parameter zur Beschreibung des Betriebszustandes und der im Flotationsapparat auftretenden Transportvorgänge zwischen den jeweiligen Anwendungsfeldern nur wenig abgestimmt. Daher sind für die in der Aquakultur eingesetzten Flotationsapparaten wesentliche Sachverhalte und Zusammenhänge inklusive deren Bedeutung für die technische Anwendung noch nicht eingehend beschrieben. Diese Thematik wird im Folgenden mit einem Fokus auf dem Stoffaustrag von oberflächenaktiven Substanzen bei unterschiedlichen Betriebsbedingungen näher untersucht und erläutert.

1.1 Thematischer Zusammenhang

Zur Aufreinigung wässriger Lösungen werden in einigen technischen Anwendungen Flotationsapparate verwendet. Die dort in der Blasenströmung auftretenden Strömungsverhältnisse und der daran gekoppelte Stofftransport wurden im Rahmen der vorliegenden Arbeit mit Bezug zur Aufreinigung von Prozesswasser aus der marinen Aquakultur näher untersucht und sind im Folgenden dargestellt. Der Flotationsapparat besteht aus einem Flotationsbehälter in welchen über einen Flüssigkeitsstrahlapparat (FSA) Luft in Form einer Blasenströmung eingetragen wird. Die Blasenströmung wird im FSA durch Vermischung des Treibstrahles und des angesaugten Luftstroms erzeugt, in Bodennähe in den Flotationsbehälter eingedüst und steigt in diesem nach oben. Der zu konditionierende Flüssigkeitsstrom fließt im oberen Bereich des Flotationsbehälters in diesen ein und strömt durch den hydrostatischen Druck im Gegenstrom zur aufsteigenden Blasenströmung nach unten. Der Flüssigkeitsstrom ist mit einer spezifischen Fracht in Form einer oberflächenaktiven Substanz (OAS) beladen und wird bezüglich dieser gereinigt.

Dies geschieht, indem sich die in der wässrigen Phase befindlichen OAS selektiv an der Phasengrenzfläche anlagern, mit den Blasen aufsteigen und aus dem System durch Schaumbildung über einen im Kopf des Flotationsbehälters eingebauten Schaumtopf ausgetragen werden. Solche Apparate stellen eine Integration von Strahlflotations- und Kolonnenflotationsapparat dar, welche in Abhängigkeit der jeweiligen Konfiguration bezüglich Geometrie und eingestelltem Strömungszustand unterschiedliche Stofftransportcharakteristiken aufweisen. Strahlflotationsverfahren, in welchen Flüssigkeitsstrahlapparate zur Dispergierung der Gasphase eingesetzt werden, stellen für ein breites Spektrum an verfahrenstechnischen Anwendungen, wie beispielsweise in der Prozesswasser- und Abwasserreinigung beziehungsweise der Mineralien- und Algen-gewinnung eine energieeffiziente und wartungsfreundliche Möglichkeit dar, eine Gas-Flüssig-Kontaktion und damit auch gegebenenfalls eine Gas-Flüssig-Reaktion zu realisieren [1, 2]. Damit können solche Apparate auch als Blasensäulen oder Schlaufenreaktoren zur Realisierung chemischer Reaktionen und biologischer Prozesse eingesetzt werden, sodass ihnen eine große Bedeutung in verfahrenstechnischen Produktionsprozessen zukommt [3]. Daher birgt eine verbesserte Berechnung solcher Apparate und eine damit realisierbare Optimierung des jeweiligen Prozesses bezüglich Energiebedarf und Prozessqualität ein erhebliches wirtschaftliches Potential.

In diesem Zusammenhang wurde die Strömungsdynamik in dem Flotationsapparat und deren Einfluss auf die Geschwindigkeit des Stofftransportes in Abhängigkeit der Konzentration von oberflächenaktiven Substanzen untersucht, um die Funktionsweise von Flotationsapparaten zur Aufreinigung von Prozesswasserströmen besser zu verstehen. Im Detail wurde ein Flotationsapparat im Gegenstrombetrieb untersucht, in welchem Partikel und gelöste Substanzen ausgetragen und gleichzeitig das Wasser bezüglich der darin gelösten Gase konditioniert werden kann.

Diese Themenstellung ergab sich aus der Bearbeitung des ProfUnt-Projektes „MESTER- Optimale Erzeugung von Mehrphasenströmungen in kreislaufgeführten Produktionsanlagen“ [4]. In diesem anwendungsorientierten Forschungsprojekt lag der Fokus der Arbeiten auf der Untersuchung des Einflusses der geometrischen Konfiguration des Flüssigkeitsstrahlapparates auf den Betriebszustand des Flotationsapparates und der Verbesserung der Reinigung von Prozesswasser aus der kreislaufgeführten Aquakultur.

1.2 Motivation

Im Zuge knapper werdender Energie- und Rohstoffressourcen und einer gleichzeitig sich erhöhenden Anforderung an die Produktqualität ist in allen Produktionsverfahren eine möglichst gute Prozesskontrolle und -kenntnis erforderlich. Dies gilt insbesondere für Flotationsverfahren, wie sie in der kreislaufgeführten Aquakultur eingesetzt werden. Hier treten neben physikalischen Transportprozessen, chemische Reaktionen und biologische Umwandlungsprozesse auf, deren Kinetik jeweils schon auf kleine Schwankungen von einzelnen Substanzkonzentrationen empfindlich reagiert. Damit kann die Aufreinigungsleistung und Produktqualität auch bei nur geringen Konzentrationsänderungen zu einem instabilen Prozess mit nicht hinreichender Aufreinigungsqualität führen [5].

Daher sind bei der Auslegung und dem Betrieb von Flotationsapparaten neben der Konzentration von organischen Substanzen, wie beispielsweise Eiweißen und Fettsäuren, auch die lokale Konzentration anorganischer Substanzen, wie Kohlenstoffdioxid (CO_2), Ammoniak (NH_3) und Ozon (O_3) und die daraus sich entwickelnden Milieubedingungen zu beachten. Die Transport- und Reaktionskinetik der jeweiligen Substanzen ist damit in kreislaufgeführten Produktionssystemen der Aquakultur von besonderer Bedeutung für die Prozessqualität und -stabilität.

Neben diesen substanzspezifischen Faktoren wird die Funktion von Flotationsapparaten zum großen Teil durch die an der Phasengrenzfläche ablaufenden Stofftransportvorgänge bestimmt, sodass die Größe der eingebrachten Phasengrenzfläche, deren Verteilung und Verweilzeit im Flotationsbehälter in entscheidender Weise den Stoffaustrag bestimmen. Daraus ergibt sich als zentrale Frage, mit welcher Geschwindigkeit diese Stofftransportvorgänge bei gegebenen Betriebsbedingungen in Abhängigkeit der im System erzeugten Phasengrenzfläche ablaufen. Diesbezüglich ist der Einfluss von Oberflächenkräften und dynamischen Kräften auf die Stofftransportvorgänge bei der Anlagerung und Schäumung von oberflächenaktiven Substanzen noch nicht eingehend geklärt [6].

Dies ist darauf zurückzuführen, dass eine Vielzahl von Substanzarten in unterschiedlichem Maße die Phasengrenzfläche in der Blasenströmung und den Stofftransport beeinflussen. Insbesondere ist der direkte Effekt einer Parametervariation aufgrund einer gegenseitigen Beeinflussung unter den Parametern nicht direkt ersichtlich. Zudem sind die Anlagerungsmechanismen an die dynamisch strömende, sich verändernde Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der lokalen Turbulenz und der sich anlagernden Substanzen nur teilweise verstanden.

Durch Einbindung diverser Theorien mit Bezug zur Thermodynamik der Phasengleichgewichte und Adsorptionsisothermen lässt sich nach Dukhin et al. die Transportkinetik abschätzen, die aus den Strömungs- und Oberflächenkräften resultiert [6]. Allerdings sind diese Betrachtungen noch nicht hinreichend verallgemeinert, beziehungsweise vereinfacht und konnten bisher nicht unter Integration technisch relevanter Größenskalen in nutzbare Berechnungsmethoden eingebunden werden. Daher ist derzeit die Auslegung von Flotationsapparaten bezüglich der zu definierenden Abmaße und der strömungstechnisch zu realisierenden Randbedingungen im Basis-Design nur sehr grob möglich. Eine Einstellung der Betriebsparameter zur Realisierung einer technisch vorteilhaften Gas-Flüssig-Kontaktion kann somit erst anhand empirischer Daten auf Basis eines real aufgebauten Apparates vorgenommen werden.

Die strömungsdynamische Auslegung von verfahrenstechnischen Apparaten wird in zunehmendem Maße durch den Einsatz von computergestützten Strömungssimulationsprogrammen (CFD = computer fluid dynamics) realisiert, um die Notwendigkeit der Durchführung aufwendiger Messreihen zu reduzieren. Jedoch sind die Strömungsmechanismen und die durch diese induzierten Stofftransportmechanismen in turbulenten Blasenströmungen und deren Auswirkung auf die erzeugte Phasengrenzfläche bisher nur unzureichend geklärt. Daher kann sowohl die Erzeugung der Blasenströmung in Strahlapparaten als auch der Stofftransport aus der flüssigen Phase an die Phasengrenzfläche derzeit nur unter Zuhilfenahme empirischer Daten berechnet werden. Um eine Verbesserung der Berechnung des Stofftransportes zu erreichen, wird in die Entwicklung weiterer Berechnungsmethoden investiert und deren Anwendbarkeit für einzelne technische Bereiche geprüft. In Folge dessen wurde ein vom Fraunhofer ITWM (Fraunhofer Institut für Techno- und Wirtschaftsmathematik) entwickeltes und zu Forschungszwecken zur Verfügung gestelltes, punktbasiertes CFD-Programm namens Finite-Pointset-Method (FPM) eingesetzt, um den Einfluss der Strahlapparatgeometrie und einzelner Betriebsparameter auf die am Strahlapparat erzeugte Blasenströmung und lokal sich ausbildende Strömungszonen zu ermitteln.

Auch in dem Flotationsbehälter ist die Berechnung der Anlagerung und des Stofftransportes nur mit stark vereinfachten Ansätzen möglich. Die hierbei verwendeten Parameter sind bezüglich ihrer Größe für jedes einzelne Stoffsystem größtenteils empirisch zu bestimmen. Eine Auslegung und Verbesserung der jeweiligen Flotationsapparate ist daher nur über eine erste, grobe Berechnung und eine anschließende experimentelle Untersuchung des tatsächlichen Betriebszustandes möglich. Auf diese Weise wurde beispielsweise die Aufreinigung von industriellem Abwasser mit einem Flotationsapparat, in welchem die Begasung über einen Membrandistributor realisiert wurde, von Puget et al. untersucht [7]. Dort wurde in Batch-Versuchen mit Milchpulver als Modellfracht in wässriger Lösung die Konzentrationsabnahme in Abhängigkeit der Flotationszeit gemessen und daraus eine Flotationsrate ermittelt. Diese ändert sich proportional mit der Größe des eingeblasenen Gasvolumenstromes. Jedoch wurden hier nur Substanzkonzentrationen zwischen 50 und 200 mg/l per Photospektroskopie gemessen, welche aufgrund einer für das zu messende Konzentrationsintervall geringen Auflösung nur eine

qualitative Betrachtung der Transportkinetik zulässt. Diese Zusammenhänge sind für die Flotation noch genauer zu untersuchen, da die Kenntnis des letztendlich erreichbaren Minimalwerts der jeweils abzutrennenden oberflächenaktiven Substanz essentiell wichtig für die Berechnung der Aufreinigungsleistung und das Verständnis der hierbei auftretenden Transportprozesse ist. Daraus ergibt sich die Frage, wie der Stofftransport an die Phasengrenzfläche der Blasenströmung von der Größe des eingebrachten Volumenstromes und der sich einstellenden Blasengröße beeinflusst wird. Zudem ist zu untersuchen, wie schnell und in welchem Maße sich oberflächenaktive Substanzen an die Phasengrenzfläche anlagern. Hier ist insbesondere von Interesse, ab welcher Konzentration es zur Schäumung und damit zum Stoffaustrag kommt, sodass die Grenzen potentieller Betriebsbereiche definiert werden können.

In modernen Aquakulturkreisläufen zur Fischproduktion beträgt nach Orellana et al. und Feldman et al. der TOC-Wert (total organic carbon = gesamter organischer Kohlenstoff), der sich aus der Menge der OAS ergibt, zwischen 10 und 200 mg/l. Daher ist von Interesse mit welcher Austragskinetik spezifische Substanzen auch bis auf sehr geringe Konzentrationen unter 10 mg/l abgereichert werden [8, 9]. Die dargestellten Sachverhalte machen einen effizienten Betrieb solcher Apparate und deren automatisierte Regelung zu einer Herausforderung, zu deren Bewältigung weitere Untersuchungen in den jeweiligen Anwendungsfeldern wichtige Erkenntnisse liefern können. Solche Untersuchungen wurden unter anderem von Bergh et al. und Bouchard et al. in ihren Arbeiten zur Regelung von Flotationsprozessen und mit der Ausarbeitung geeigneter Konzepte zur Verbesserung der Prozesskontrolle bei der Erzflotation dargestellt und sind in weiteren Anwendungsgebieten fortzuführen [10, 11].

Hierzu ist jedoch die Kenntnis des exakten Zusammenhangs zwischen OAS-Konzentration, erzeugter Phasengrenzfläche und der daraus resultierenden Austragskinetik in Abhängigkeit der Schaumbildung notwendig. Dies erfordert insbesondere in diesem Anwendungsbereich die Erzeugung geeigneter empirischer Daten durch entsprechende Messreihen und deren Einbindung in Berechnungsmodelle. Diese können auch als Datengrundlage für die Auslegung von Flotationsapparaten in anderen Industriezweigen, beispielsweise der Erzflotation, sowie der Realisierung diesbezüglicher Mess- und Regelungssysteme eingesetzt werden.

1.3 Zielsetzung der Arbeit

Aufgrund der Vielzahl technischer Apparate, in welchen Blasenströmungen zur Realisierung verfahrenstechnischer Grundoperationen zum Einsatz kommen und der jeweils eigenen Betriebserfordernis, stehen der Wissenschaft und Technik in diesem Bereich noch immer nicht genügend empirische Daten und eine daraus abgeleitete Theorie zur Verfügung. Daher ist es derzeit noch nicht möglich, die Stofftransportvorgänge in Blasenströmungen, insbesondere an der Phasengrenzfläche, eindeutig zu beschreiben und Flotationsapparate bei einem Betrieb mit schwankenden Frachten mit hoher Effizienz auszulegen [12]. Der Einfluss der jeweils dominierenden Parameter auf die Strömungsdynamik und den Stofftransport ist für jede Art von

Flotationsapparat und das jeweils vorliegende Stoffsystem abzuschätzen, experimentell zu untersuchen und bestmöglich zu bestehenden Modellvorstellungen in Beziehung zu setzen. Dies gilt insbesondere für Flotationsverfahren, die beispielsweise zur Prozesswasserreinigung eingesetzt werden. Hier ist der Einfluss einzelner Prozessparameter nur schwer zu identifizieren, da einerseits die Konzentrationen der abzutrennenden gelösten oder partikulären Substanzen meist sehr klein und damit nur ungenau messbar sind und andererseits sich deren Einfluss aufgrund der sich in einzelnen Strömungszonen verändernden Mehrphasenströmung überlagert.

Daher soll im Rahmen dieser Arbeit die Erzeugung der Blasenströmung über einen Flüssigkeitsstrahlapparat (zone 1), der darauf folgende Gaseintrag in den Flotationsbehälter inklusive Aufstieg des Blasenschwarmes (zone 2) und die damit zum Stofftransport bereitgestellte Phasengrenzfläche an einem Strahl-Kolonnenflotationsapparat im Pilotmaßstab untersucht werden (Abb. 1.1). Auf dieser Basis soll danach der Zusammenhang zwischen der durch die Strömungsdynamik definierten Betriebsbedingung und der Abreicherung einer oberflächenaktiven Modellschubstanz untersucht und die relevanten Betriebsparameter aufgezeigt werden.

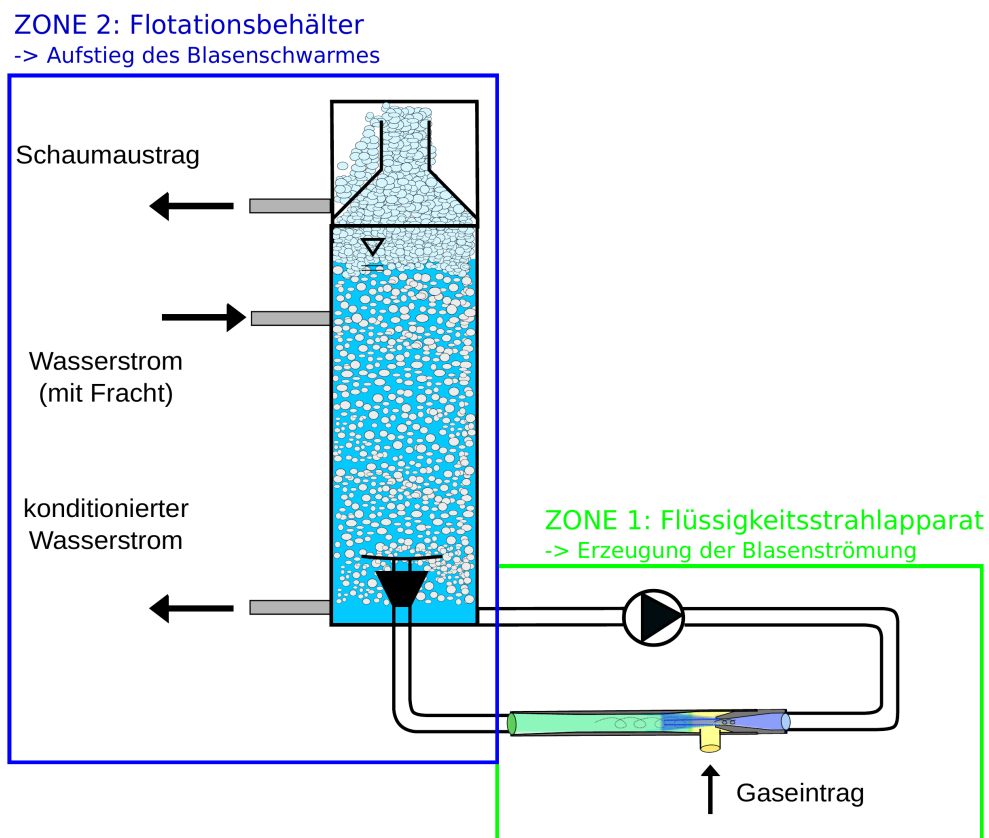


Abbildung 1.1: Funktionsbereiche des Strahl-Kolonnenflotationsapparates mit Unterteilung in Blasenenerzeugung im Flüssigkeitsstrahlapparat (zone 1) und Blasenauftstieg im Flotationsbehälter (zone 2)

1.3.1 Ziele bezüglich Strömungsdynamik

Ein Fokus dieser Arbeit liegt auf der Untersuchung der Strömungsdynamik am Flüssigkeitsstrahlapparat und deren Auswirkung auf den Gaseintrag in den Flotationsapparat. Hier ist unter anderem von Interesse, welchen Einfluss die Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates auf die Menge der eingebrachten Gasphase und die Erzeugung der Blasenströmung besitzt. Dies wurde bisher bis auf die Arbeiten von Lawson nur wenig und damit nur für wenige Strahlapparatkonfigurationen untersucht [13].

Zur Visualisierung von Strömungszonen und der Identifikation strömungstechnisch relevanter, geometrischer Bereiche soll eine CFD-Simulation der Strömung im Flüssigkeitsstrahlapparat mit FPM durchgeführt werden. Hierbei ist zu beachten, dass FPM eine in Entwicklung befindliche Software ist, die bezüglich der realisierbaren Berechnungsarten zu prüfen und gegebenenfalls bezüglich der eingestellten Randbedingungen und Berechnungsmethoden anzupassen ist. Diese Berechnungen sollen die realen Strömungsverhältnisse so exakt wie möglich darstellen und dienen als zusätzliche Informationen für etwaige Rückschlüsse aus empirischen Messreihen.

In entsprechenden Experimenten soll der Einfluss der Geometrievariation des Strahlapparates und des Treibdruckes am FSA auf den angesaugten Luftvolumenstrom ermittelt und dessen Auswirkung auf die im Flotationsbehälter erzeugte Phasengrenzfläche untersucht werden. Hier ist insbesondere die Blasengröße und der Gasanteil von Interesse, da diese wichtige Informationen zum Betriebszustand des Flotationsapparates liefern, so dass deren Messung und Auswertung umzusetzen sind.

Zudem soll für unterschiedliche Salzarten der Einfluss der Salzkonzentration in der flüssigen Phase auf den Betriebszustand des Flotationsapparates untersucht werden, da nach Nguyen et al. eine Zunahme von Salz eine Inhibierung der Koaleszenz zur Folge hat [14]. Hier ist insbesondere der Einfluss von Natriumchlorid von Interesse, da dieses bezüglich der Salzmenge den Hauptbestandteil im Meerwasser darstellt und damit für die Meerwasser-Aquakultur von besonderem Interesse ist. Aus den Ergebnissen soll ersichtlich werden, welche Salzionen eine Koaleszenz von Blasen in der Blasenströmung verhindern, sodass hierdurch Rückschlüsse auf den im Flotationsbehälter vorliegenden mittleren Blasendurchmesser und die strömende Phasengrenzfläche gezogen werden können.

1.3.2 Ziele bezüglich Stofftransport von OAS

Ein zweiter Fokus dieser Arbeit liegt auf der Untersuchung der Abreicherung oberflächenaktiver Substanzen während der Flotation. Hier ist das Ziel den Zusammenhang zwischen eingetragendem Gasvolumenstrom und der hierbei auftretenden Betriebszustände inklusive der Konzentrationsabnahme der oberflächenaktiven Substanz in Folge des Stoffaustrages herzustellen.

Hierzu sollen mehrere Versuchsreihen unter Variation der Randbedingungen durchgeführt werden, um grundsätzliche Informationen zur Transportkinetik von oberflächenaktiven Substanzen aus der wässrigen Phase an die Phasengrenzfläche zu gewinnen. Insbesondere soll untersucht werden, welchen Einfluss der Gaseintrag auf die Flotation besitzt und in welchem Konzentrationsbereich von OAS eine Schaumbildung und ein Schaumaustrag stattfindet.

Die Messdaten sollen bezüglich der dominierenden Betriebsparameter ausgewertet und in ein Berechnungsmodell eingebunden werden, um den Stofftransport zu berechnen. Damit soll es zukünftig möglich sein, auch bei schwankenden Frachten in dem zu reinigenden Prozesswasser die Geschwindigkeit des Austrages oberflächenaktiver Substanzen bei der Flotation zu berechnen und die zur Verfügung gestellte Phasengrenzfläche auf den gewünschten Wert einzustellen. Hierdurch kann der Flotationsapparat effizienter betrieben werden und zudem die weiteren in der Prozesskette eingesetzten Apparate besser auf einen vorteilhaften Betriebszustand eingestellt werden. Die Möglichkeiten der Prozessintegration und -intensivierung werden damit erweitert, sodass letztendlich eine Erhöhung der Prozessqualität zu erreichen ist.

Zusammenfassend sollen die Ergebnisse zu einem besseren Verständnis der in Flotationsapparaten ablaufenden Stofftransportvorgänge und der hierbei relevanten Parameter beitragen. Diese Kenntnis ist insbesondere für die Aufreinigung von Prozesswasser aus der Aquakultur zur Prozessintegration von kreislaufgeführten Produktionsverfahren notwendig und soll der Anpassung bisheriger Auslegungsmethoden dienen. Durch Ergänzung der Prozessregelung um weitere aus der Arbeit abgeleitete, konzeptionelle Betrachtungen soll eine Verbesserung der Betriebsweise und eine Weiterentwicklung der eingesetzten Apparate ermöglicht werden.

Kapitel 2

Grundlagen zur Strahl-Kolonnenflotation

2.1 Grundlagen zu Gas-Flüssig-Kontaktoren

Zur technischen Realisierung von Stoff- und Wärmetransportvorgängen zwischen Fluidströmen und im speziellen Fall von Fluiden mit unterschiedlichen Phasenzuständen ist deren intensive Kontaktierung erforderlich. Dies erfolgt im Allgemeinen durch die mechanische Vermischung der beteiligten Phasen. Die Einbringung und Verteilung einer kontinuierlichen Gasphase in die flüssige Phase wird hierbei häufig durch Einblasen über ein Lochblech beziehungsweise eine Sinterplatte, Eindüsen über einen Strahlapparat oder Rühren mit Gasinjektion realisiert. In der folgenden Abbildung 2.1 sind Apparate zur Gas-Flüssig-Kontaktion anhand deren verfahrenstechnischer Grundfunktion und ihrer spezifischen Funktion im technischen Prozess mit Fokus auf den einzelnen Flotationsapparaten dargestellt.

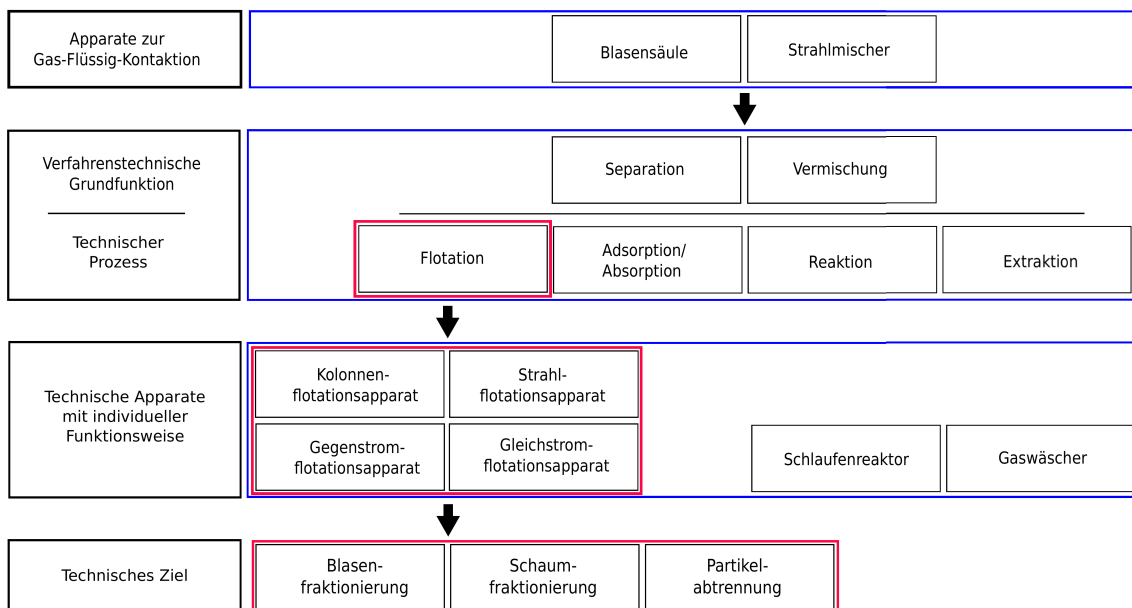


Abbildung 2.1: Einteilung von Apparaten zur Gas-Flüssig-Kontaktion nach technischer Funktion und zu realisierendem technischem Ziel mit Fokus auf den Flotationsarten

Die Ausgestaltung zur Erfüllung eines spezifischen technischen Ziels wird anhand unterschiedlicher Apparate mit individueller Funktionsweise realisiert, die sich im Falle von Flotationsapparaten insbesondere hinsichtlich der Blasenenerzeugung und Strömungsführung unterscheiden. Die in solchen Apparaten erzeugte Blasenströmung hat einen Stofftransport von Substanzen aus der Gasphase in die Flüssigkeit und gegebenenfalls einen Transport von Substanzen aus der Flüssigphase an die Phasengrenzfläche zur Folge. Damit ist je nach Konfiguration des jeweiligen Apparates eine Vielzahl verfahrenstechnischer Grundoperationen durchführbar. Durch die Vermischung der Flüssig- mit der Gasphase wird beispielsweise ein Stofftransport über die bereitgestellte Phasengrenzfläche und damit eine Reaktion, Extraktion oder Flotation unter Konditionierung der beteiligten Volumenströme ermöglicht.

Ein Gas-Flüssig-Kontaktor kann daher neben der Funktion als Mischapparat auch als Trennapparat Verwendung finden, wenn in den einzelnen Phasen befindliche Substanzen sich vermehrt in einer der beiden Phasen beziehungsweise an einer Phasengrenzfläche anlagern und dadurch lokal anreichern. Damit kann durch den Einsatz von Blasensäulen und Strahlmischern ein breites Spektrum verfahrenstechnischer Prozesse realisiert werden. Die Auswahl und Konfiguration der Apparate richtet sich nach dem jeweiligen technischen Ziel, zu dessen Erreichung der Apparat eingesetzt wird. So kann beispielsweise im Bereich der Flotation, welche in Abschnitt 2.3 näher erläutert ist, eine Schaumfraktionierung durch Einsatz von Kolonnen- oder Strahlflotationsapparaten im Gegen- oder Gleichstrombetrieb realisiert werden.

Mit der Art des Gas-Flüssig-Kontaktors ändert sich auch die lokal eingebrachte Menge an kinetischer Energie und damit die lokale Energiedissipation. Die dadurch erzeugte Strömung beeinflusst den Stofftransport und die Vermischungseffizienz, sodass je nachdem welche Substanzen auf eine spezifische Weise zu kontaktieren sind, unterschiedliche Apparate die größte Eignung aufweisen. In Tabelle 2.1 ist eine Auflistung von Gas-Flüssig-Kontaktoren mit den Wertebereichen für den Blasendurchmesser, die Energiedissipation und den Stoffübergangskoeffizienten k_{1a} dargestellt.

Tabelle 2.1: Auflistung von Gas-Flüssig-Kontaktoren mit charakteristischen Betriebsparametern unter Darstellung der Größenbereiche von Blasendurchmesser, Energiedissipation und Stoffübergangskoeffizient nach Duveen et al. [3]

Apparat	Blasendurchmesser [mm]	Energiedissipation [W/kg]	k_{1a} [1/s]
Blasensäule	3 - 4	1	0,04 - 0,06
Rührkessel	2 - 3	3	0,1 - 0,15
Schlaufenreaktor	1 - 2	5 - 15	0,3 - 0,45
Strahlapparat	0,1 - 0,4	500 - 3 000	4 - 6
Mischkammer	-	5 000 - 30 000	10 - 15

Da in Strahlapparaten entsprechend des Stoffübergangskoeffizienten ein großer Stofftransport in Kombination mit einem hohen Energieeintrag realisierbar ist, ergeben sich die im folgenden Abschnitt dargestellten Anwendungsmöglichkeiten.

2.1.1 Grundlagen zu Flüssigkeitsstrahlapparaten

Flüssigkeitsstrahlapparate (FSA) sind Strömungsapparate, welche dem Transport und der Kontaktierung von fluiden Stoffströmen dienen. Nach Abb. 2.2 werden zwei Fluidströme miteinander kontaktiert, indem ein an der Treibdüse erzeugter Treibstrahl (TD, blau) mit hoher kinetischer Energie in der Fangdüse des Strahlapparates einen Unterdruck erzeugt. Dadurch wird das Gas aus der Saugleitung (gelb) mitgerissen und in der Mischkammer (MK) unter Impulsaustausch mit dem Treibstrahl vermischt.

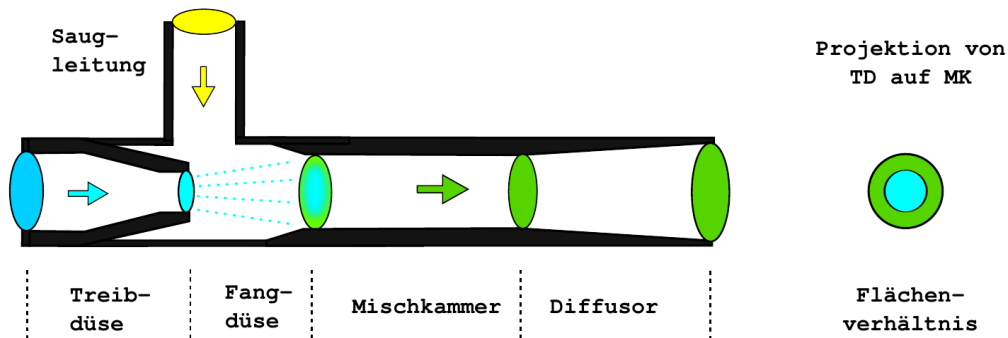


Abbildung 2.2: Schematische Darstellung eines Flüssigkeitsstrahlapparates mit geometrisch definierten Strömungsbereichen: Treibdüse (TD), Fangdüse (FD), Mischkammer (MK) und Diffusor (links) und Projektion des Treibdüsens- auf den Mischkammer-Durchmesser zur Visualisierung der Projektionsrate ($PR = \text{Flächenverhältnis}$)

Hierdurch werden Gradienten bezüglich Geschwindigkeit, Druck und Konzentration zwischen Treib- und Saugstrom abgebaut. Gleichzeitig werden die beiden Fluide neben der Kontaktierung in Richtung des sich ausbildenden Treibstrahles transportiert, sodass das Gemisch hinter der Mischkammer (grün) über eine an die Diffusorseite des Flüssigkeitsstrahlapparates angeschlossene Rohrleitung in einen weiteren Behälter gefördert und auch verdichtet werden kann. In Abbildung 2.2 (links) ist ein Flüssigkeitsstrahlapparat mit den für die Funktion relevanten geometrischen Bereichen dargestellt. Die Änderung einzelner Formfaktoren in diesen Bereichen wirkt sich auf die lokale Geschwindigkeit der Fluide, den lokalen Druck und das Volumenstromverhältnis φ_g zwischen Gas- und Wasservolumenstrom (\dot{V}_g, \dot{V}_w , Gl. 2.1) aus.

$$\varphi_g = \frac{\dot{V}_g}{\dot{V}_w} \quad (2.1)$$

Das Flächenverhältnis, hier Projektionsrate des Strahlapparates (PR_{SA}) genannt, berechnet sich aus den durchströmten Flächen der Treibdüsenaustrittsöffnung A_{TD} und der Mischkammer A_{MK} . Dieses ist im Zusammenspiel mit dem Druck an Ein- und Ausströmrändern für die Größe des geförderten Wasser- und Gasvolumenstroms bestimmend (Gl. 2.2, Gl. 2.3).

Unter Annahme eines inkompressiblen Freistrahls und dessen Projektion auf den Durchmesser der Mischkammer ist der maximal förderbare Gasvolumenstrom hauptsächlich von der Geschwindigkeit des Freistrahles und der freien Durchströmungsfläche abhängig.

$$A_{MK} = \pi \left(\frac{d_{MK}}{2} \right)^2 ; A_{TD} = \pi \left(\frac{d_{TD}}{2} \right)^2 \quad (2.2)$$

$$PR_{SA} = \frac{A_{MK}}{A_{TD}} \quad (2.3)$$

Die für die Gasphase zur Durchströmung freie Fläche ergibt sich nach Abbildung 2.2 (rechts) aus der Differenz zwischen der Durchflussfläche der Mischkammer (grün) und der Fläche des Treibstrahles (blau). Wird die Projektionsrate zu groß ausgeführt, kann der Treibstrahl nicht den gesamten Gasvolumenstrom durch Impulsübertragung beschleunigen, sodass es in der Mischkammer zu Rückströmungen und einer hierdurch verminderten Förderleistung kommt. Ist die Projektionsrate jedoch sehr klein (wenig größer als eins), bleibt nur wenig Raum für die zu transportierende Gasphase, sodass nur wenig Gas mitgerissen werden kann. Daher ist die Geometrie des FSA für den jeweiligen Anwendungsfall hinsichtlich des aufzuprägenden Treibdrucks und der für das Gas zu überwindenden Druckdifferenz zwischen Saugseite und Diffusor auszulegen. Aus diesem Sachverhalt resultiert für jede geometrische Änderung am FSA ein anderes Betriebsverhalten, welches über die Aufzeichnung einer Kennlinie ermittelt werden kann.

Der Antrieb des FSA besteht im Grunde in der Bereitstellung einer Druckdifferenz zwischen Treibseite und Saugseite, um mit dieser Energie das angesaugte Fluid zu transportieren (Abb. 2.2). In der Treibdüse wird die potentielle Energie in kinetische Energie umgewandelt, wobei das Saugmedium in der Fangdüse mit dem Treibstrahl in Kontakt steht und mitgerissen wird. Die kinetische Energie der beiden vermischten Stoffströme wird im Diffusor in Abhängigkeit des Druckes am Austritt aus dem FSA wieder in potentielle Energie umgewandelt. Durch die Geometrie des Strahlapparates, die Druckdifferenzen und die beteiligten Arbeitsmedien wird die Größe der resultierenden Fluidströme und der Grad der Vermischung bestimmt, sodass aus dem Strahlapparat eine für den Betriebszustand charakteristische Zweiphasenströmung austritt. Für Wasser-Luft-Gemische bildet sich damit eine Blasenströmung mit einem definiertem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis und einer dadurch beeinflussten Blasengröße.

In der industriellen Anwendung kommen eine Vielzahl unterschiedlicher FSA zum Einsatz. Diese unterscheiden sich hauptsächlich in der Art und Weise, wie die Treibdüse, die Gaszuführung und die Mischkammer geformt sind. Sie werden als dynamische Begasungseinrichtungen zusammengefasst und erzeugen in dem angeschlossenen Behälter in Abhängigkeit des Betriebszustandes eine unterschiedliche Blasenströmung und daraus resultierende Stofftransportvorgänge [15]. Die Einteilung der unterschiedlichen Konfigurationen ist in Abbildung 2.3 aufgeführt. Damit wird je nach verwendeter Begasungseinrichtung zwischen zwei Fluidströmen ein Energietransport ermöglicht, der im Zuge der Vermischung beider Phasen einen Abbau der

lokalen Gradienten bezüglich kinetischer Energie, Konzentration und Temperaturniveau zur Folge hat. So ist eine gleichzeitige Stoff- und Wärmeübertragung realisierbar, deren über den Strahlapparat hervorgerufene Stofftransportcharakteristik in einer Vielzahl von Anwendungen, genutzt werden kann. Hierzu ist in Abhängigkeit der eingestellten Betriebsbedingungen eine intensive Vermischung und auch eine Verdichtung am Strahlapparat realisierbar.

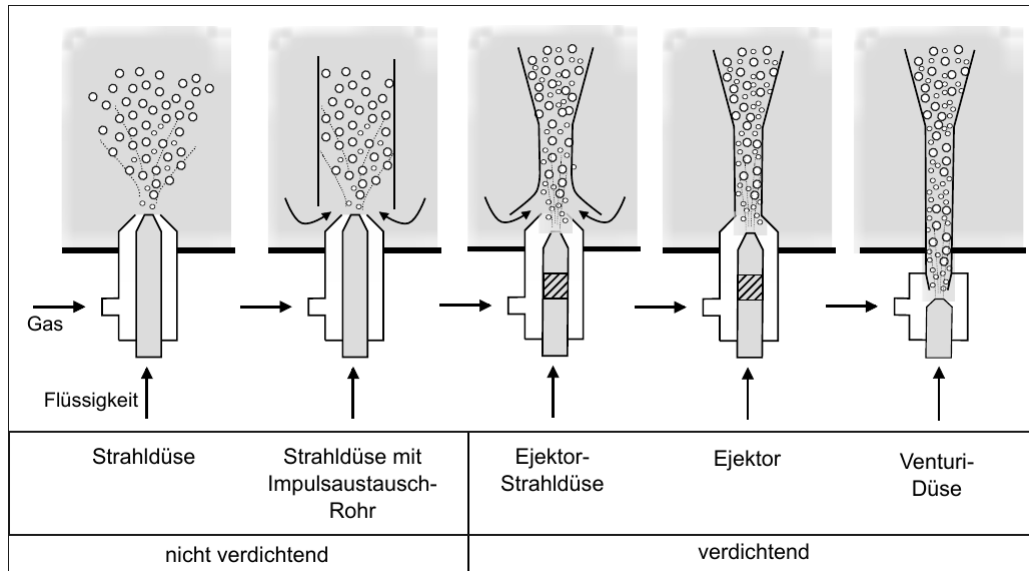


Abbildung 2.3: Konfiguration dynamischer Begasungseinrichtungen mit Unterteilung in verdichtende und nicht-verdichtende Apparate nach Kraume [15]

Strahlapparate sind aufgrund der Abwesenheit bewegter Teile wartungsarm und können aus allen Materialien gefertigt werden, die eine hinreichende mechanische bzw. chemische Beständigkeit aufweisen. Typische Anwendungen von Flüssigkeitsstrahlapparaten sind Strahlmischer, Strahlverdichter und Strahlwäscher. Beim industriellen Einsatz besteht jedoch eine Problematik darin, dass Strahlapparate nur bei einem engen Betriebsbereich optimale Betriebseigenschaften aufweisen. Dies ist insbesondere relevant, weil in einigen Prozessen der Abwasseraufbereitung oder der chemischen Industrie die Gasmenge in Abhängigkeit des Prozessverlaufes zu regeln ist. Hierfür sind je nach Anwendung geeignete Regelungskonzepte, beispielsweise durch Parallelverschaltung von Strahlapparaten oder einer Androsselung der Treib- bzw. der Saugseite, zu entwickeln [16].

2.1.2 Grundlagen zu Flotationsapparaten

In Flotationsapparaten wird eine flüssige Phase mit einer gasförmigen Phase kontaktiert, um einen Stofftransport hin zur Phasengrenzfläche zu ermöglichen und damit Bestandteile aus der wässrigen Phase abzutrennen. Flotationsapparate lassen sich nach der Methode der Blasenherzeugung unterscheiden und weisen diesbezüglich auch eine grundlegend verschiedene Blasenströmung auf.

Blasen können durch Rühren, Einblasen, den Einsatz statischer Mischer oder elektrochemische Gaserzeugung in der flüssigen Phase erzeugt werden [17]. Dabei richtet sich der Einsatz der letztendlich verwendeten Methode nach der Art der zu erzeugenden Blasenströmung, der benötigten Blasengröße und dem zu erreichenden Volumendurchsatz. Der jeweils eingebrachte Gasstrom teilt sich in einen Blasenschwarm auf und erzeugt in einer wässrigen Lösung in Abhängigkeit der Blasengrößenverteilung, der Geometrie der einzelnen Blasen und der erzeugten Turbulenz eine charakteristische Strömungssituation. Damit wird die Anlagerung von Molekülen, Kolloiden und Partikeln an die bereitgestellte Gas-Flüssig-Phasengrenzfläche im Flotationsapparat entscheidend beeinflusst.

Die einzelnen Flotationsarten besitzen aufgrund der unterschiedlichen Art der Blasenenerzeugung jeweils unterschiedliche Blasendurchmesser und einen unterschiedlichen Energiebedarf zur Erzeugung einer für den jeweiligen Prozess bereit zu stellenden Phasengrenzfläche [17]:

- **Druckentspannungsflotation** (engl.: dissolved air flotation, DAF): Die Druckentspannungsflotation wird realisiert, indem die flüssige Phase mit Gas angereichert wird. Anschließend wird die Flüssigkeit über ein Ventil abrupt entspannt, wodurch sich die Löslichkeit des Gases im Wasser vermindert und feine Gasblasen im Größenbereich von 30 bis 100 μm entstehen.
- **Elektroflotation** (EF): Die Erzeugung von Gasblasen erfolgt hierbei durch Elektrolyse: Durch die Elektrolyse entstehen an den Elektroden sehr kleine Gasblasen im Größenbereich von 2 bis 30 μm . Bei dieser Methode ist ein hoher Energieeinsatz zur Blasenenerzeugung erforderlich, da sich nur ein geringer Durchsatz pro Gasvolumen realisieren lässt.
- **Begasungsflotation** (engl.: induced air flotation, IAF): Bei der Begasungsflotation wird die Gasphase über eine Sinterplatte beziehungsweise ein Lochblech, durch einen Kompressor mit Rührer oder über einen Strahlapparat in den Flotationsbehälter eingedüst. Dort wird eine Blasenströmung erzeugt, welche je nach verwendeter Methode und begastem Medium eine Blasengröße zwischen 300 und 3000 μm (0,3 - 3 mm) aufweist.

Die dargestellten Informationen dienen der Einteilung bezüglich der Art der Blasenenerzeugung. Jedoch können sich die Flotationsapparate mit gleicher Blasenenerzeugung bezüglich Bauform, Strömungsführung und Durchsatz in Abhängigkeit des jeweiligen Anwendungsgebietes und der zu erfüllenden Funktion stark unterscheiden. Ein Spezialfall der Begasungsflotation ist die Strahl-Kolonnenflotation (SKF) und die Flotation mit „Jameson Cell Technology“ (JCT) in welchen die Blasenströmung über einen Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugt und erst dann in den Flotationsbehälter eingedüst wird (Abb. 2.4). Insbesondere die „Jameson Cell“ wird aufgrund vorteilhafter Strömungsverhältnisse häufig bei der Erzaufbereitung eingesetzt. Da in solchen Apparaten zur Eisenerzgewinnung sehr hohe Durchsätze mit entsprechenden Baugrößen gefahren werden, besitzt diese Konfiguration eine enorme wirtschaftliche Bedeutung [18].

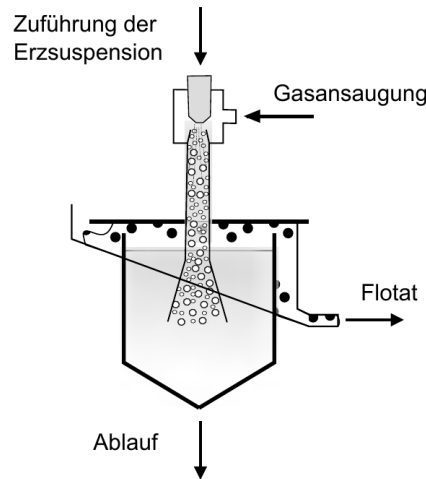


Abbildung 2.4: Schematische Darstellung eines Jameson-Cell-Flotationsapparates mit Zuführung einer Blasenströmung über Flüssigkeitsstrahlapparat und Abscheidung des Flotats an der Oberfläche des Flotationsbehälters nach DeYan et al. [18]

Die abzutrennenden Partikel heften sich an die Gasblasen an und werden über den sich bildenden Schaum abgeschöpft. In Tabelle 2.2 sind nach Rubio et al. die Blasengrößen und die Betriebseigenschaften anhand charakteristischer Parameter für die Erzflotation und die Reinigung wässriger Lösungen bei Verwendung der Begasungs- und Entspannungsflotation zur Aufreinigung von Abwasser und Erzsuspensionen dargestellt [1].

Tabelle 2.2: Auflistung charakteristischer Flotationsbedingungen bei der Abwasserreinigung (DAF und IAF) und der Erzflotation (IAF) nach Rubio et al. [1]

Parameter	Abwasser-DAF	Abwasser-IAF	Erzflotation-IAF
zugeführter Feststoffanteil [%]	< 4	10 – 30	25 – 40
Partikelgröße [μm] (ggf. mit Zusätzen)	1 – 50	1000 – 5000	10 – 150
Blasengröße [μm]	30 – 100	100 – 600	600 – 2000
Blasenaufstiegsgeschwindigkeit [mm/s]	0,7 – 30,0	30,0 – 1000	250 – 800
Blasenanzahl [$1/\text{cm}^3$]	$6 \cdot 10^8 - 2 \cdot 10^6$	$2 \cdot 10^6 - 9 \cdot 10^3$	$9 \cdot 10^3 - 2 \cdot 10^2$
Blasenoberfläche [$\text{cm}^2/\text{cm}^{-3}$]	4000 – 600	600 – 1000	100 – 30
Gasanteil [%]	8 – 14	20 – 40	15 – 25

In einigen Flotationsapparaten wird das mit Fracht beladene Wasser im Gegenstrom zur aufsteigenden Blasenströmung geführt, welche daher Gegenstrom-Kolonnenflotationsapparate genannt werden. Einige dieser Konzepte werden, wie beispielsweise bei der Strahl-Kolonnenflotation, ineinander integriert, sodass die jeweiligen positiven Eigenschaften in einem Apparat nutzbar sind. Weitere Informationen zur Auslegung von Flotationsverfahren und deren Anwendungsbereiche sind im Abschnitt 2.3 näher dargelegt.

2.2 Grundlagen zu Blasenströmungen

Blasenströmungen treten in einer Vielzahl technischer Apparate auf. In Blasensäulen und Flotationsapparaten bestimmt deren Strömungsdynamik und der damit realisierbare Stofftransport an der durch die Blasen bereitgestellten Phasengrenzfläche essentiell die Funktion des Apparates und damit dessen Effizienz. Die Blasenströmung kann in Abhängigkeit der Randbedingungen eine Vielzahl ineinander übergehender Zustände und daraus resultierender Strömungsformen annehmen.

Die jeweils sich ausbildende Strömungsform ergibt sich aus der Gasverteilung (Größe der Blasen, Anzahl der Blasen, Gasanteil) und der damit gekoppelten Strömungsdynamik in der Blasenströmung. Die dadurch gebildete Phasengrenzfläche strömt dynamisch durch den jeweiligen Behälter beziehungsweise das jeweilige Bauteil. In Abhängigkeit der auftretenden Koaleszenz zwischen den Blasen und des Stofftransportes von in der wässrigen Phase gelösten Substanzen verändern sich die Größe und die Beladung der Phasengrenzfläche. Die einzelnen Parameter, welche die sich dynamisch verändernde Phasengrenzfläche beeinflussen, sind in folgender Abbildung dargestellt (Abb. 2.5).

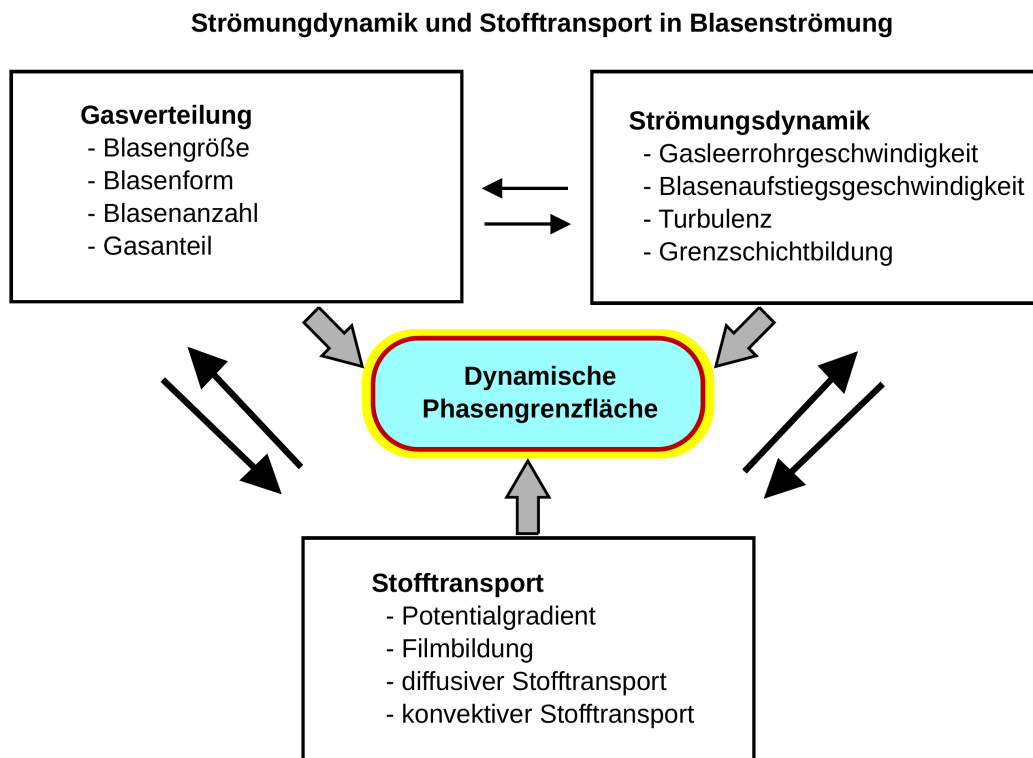


Abbildung 2.5: Gegenseitige Beeinflussung von Gasverteilung, Strömungsdynamik und Stofftransport in Blasenströmungen (weiterentwickelte Darstellung auf Basis von Bothe et al. [19])

Zur Unterteilung der einzelnen Stofftransportmechanismen bezüglich der Größenskalen, in welchen sie wirken, sind diese für eine Blasenströmung in einem Flotationsbehälter in Abbildung 2.6 mit Bezug zu der Phasengrenzfläche aufgezeigt.

Der Stofftransport kann demnach bezüglich der in dem jeweiligen Größenbereich (Makro-, Meso- und Mikro-/Nano-Bereich) dominierenden Stofftransportmechanismen betrachtet und bilanziert werden.

Im Makro-Bereich überwiegen in Abhängigkeit der zugeführten Fluidströme und der geometrischen Abmessungen des Flotationsapparates die konvektiven Kräfte, die Blasenverteilung im Behälter und die Wahrscheinlichkeit der Blasenkoaleszenz (Abb. 2.6, links). Im Meso-Bereich wirken konvektive Kräfte, diffusionsinduzierte Kräfte und Oberflächenkräfte, welche die Koaleszenz zwischen den Blasen und die Transportbewegung von Partikeln und Molekülen durch die Grenzschicht der Blasen hin zur Phasengrenzfläche beeinflussen. Der Transport eines Partikels aus der freien Strömung in die Zone 3 wird von konvektiven Kräften bestimmt und stellt den ersten Schritt zur Anlagerung dar. Er beeinflusst damit die maximal mögliche Geschwindigkeit des Stofftransportes und beeinflusst zudem die Verteilung der adsorbierten Substanzen über die elliptisch geformte Phasengrenzfläche. So kommt es je nach Strömungsform zu einer mehr oder weniger stark ausgeprägten Kappenbildung an den einzelnen Blasen.

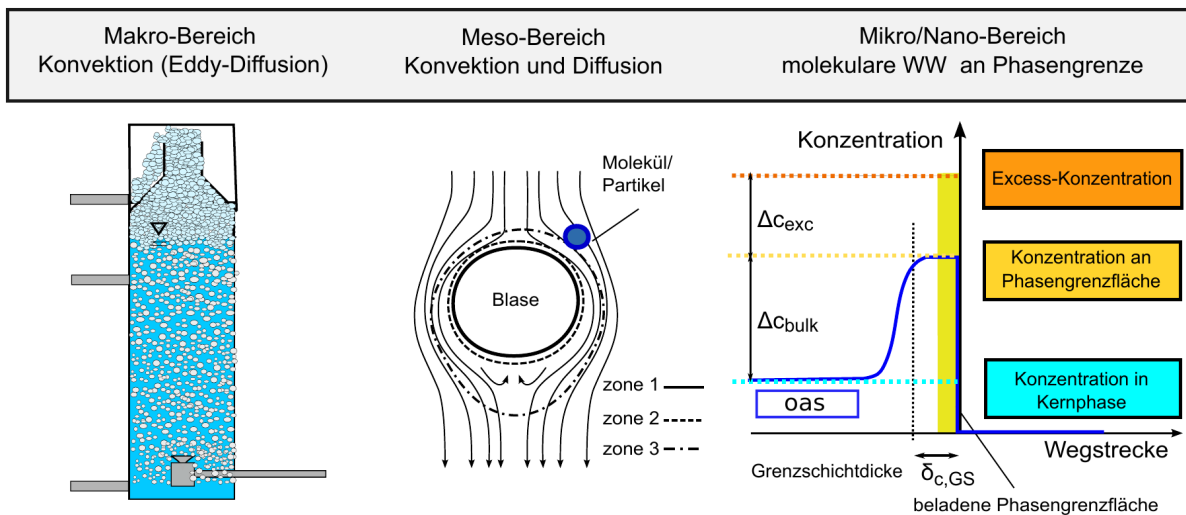


Abbildung 2.6: Schematische Darstellung des Stofftransportes in Blasenströmungen mit Bezug zur Phasengrenzfläche im Makro- (cm bis m), Meso- (mm bis cm, nach Ralston [20]) und Mikro-Bereich (nm bis μm , WW = Wechselwirkungen)

Im Mikro- und Nano-Bereich wird die maximal adsorbierbare Stoffmenge von für die jeweilige oberflächenaktive Substanz von charakteristischen Wechselwirkung zwischen Wasser-, Gas- und OAS-Molekülen bestimmt, die auf der Größe des chemischen Potentials für das jeweilige Stoffsystem beruhen. Das betrachtete System strebt einem thermodynamischen Gleichgewichtszustand entgegen und erzeugt unter Minimierung der Gesamtenergie Kräfte, die einen entsprechenden Stofftransport verursachen. Ein Stofftransport einer gelösten Substanz aus der flüssigen Kernphase zur Phasengrenzfläche tritt auf, wenn eine Differenz im chemischen Potential zwischen der flüssigen Kernphase und der Phasengrenzfläche besteht. Dort findet somit eine Anlagerung und lokale Konzentrationserhöhung statt, die sich aus dem Umstand ergibt, dass bei einer gleichmäßigen Verteilung der oberflächenaktiven Substanz das chemische Po-

tential in der flüssigen Phase höher ist, als an der Phasengrenzfläche (siehe Abschnitt 2.2.2). Im thermodynamischen Gleichgewicht existiert damit eine Konzentrationsdifferenz Δc_{bulk} , die aus der Konzentration an der Phasengrenzfläche c_{PhG} und der Konzentration in der Kernphase (= bulk) c_{bulk} resultiert (Gl. 2.5).

Daher wandern Moleküle, beziehungsweise Partikel, durch die Grenzschicht an die Phasengrenzfläche bis die Exzess-Konzentration c_{exc} erreicht ist (Gl. 2.5; Abb. 2.6, rechts). Durch den Transport und die daran gekoppelte Anlagerung von gelösten und partikulären Substanzen entsteht ein Film an der Phasengrenzfläche mit einer spezifischen Filmdicke. Diese ergibt sich aus dem Stoffsystem, der daraus folgenden maximalen Exzesskonzentration c_{exc} in dem Film, der Dauer des Transportvorganges und der lokalen Turbulenz in der Grenzschicht.

$$\Delta c_{bulk} = c_{PhG} - c_{bulk} \quad (2.4)$$

$$\Delta c_{exc} = c_{exc} - c_{PhG} \quad (2.5)$$

Die Filmdicke ist anhand der gelben Fläche an der Phasengrenzfläche im Mikro- und Nano-Bereich dargestellt. Durch die Anlagerung von gelösten Substanzen aus der Kernphase (engl.: bulk-phase) an der Phasengrenzfläche entsteht eine lokale Konzentrationsdifferenz Δc_{bulk} , die anwächst bis die Exzesskonzentration c_{exc} im Film und an der Phasengrenzfläche erreicht ist (Gl.2.4) [6].

Das thermodynamische Gleichgewicht mit der maximalen Beladung der Phasengrenzfläche wird jedoch aufgrund hydrodynamischer Beschränkungen, beispielsweise durch Abscheren der angelagerten Substanzen und durch lokal unterschiedliche Turbulenzen an den Einzelblasen, nur in Ausnahmefällen erreicht [6].

Mit dem Entstehen eines Films kann die Koaleszenz in der Blasenströmung und die Strömungsdynamik, inklusive der sich ausbildenden Grenzschichten an den einzelnen Blasen, in der gesamten Blasenströmung beeinflusst werden. Aufgrund der sehr komplexen gegenseitigen Beeinflussung einer Vielzahl von Parametern und der diese verursachenden lokalen Kräfte, ist es technisch anspruchsvoll die Blasenströmung in dem jeweiligen Apparat für den jeweiligen Prozess auf vorteilhafte Betriebszustände einzustellen [19]. Ändert sich zudem im Laufe des Prozesses die Fluidzusammensetzung und damit die Beladung der erzeugten Phasengrenzfläche, so ist eine gute Kenntnis des Systemverhaltens notwendig, um den Betriebszustand verlässlich regeln und damit eine hohe Prozesseffizienz erreichen zu können. Der letztendlich auftretende Stofftransport wird durch die sich ausbildenden Gradienten und die dadurch hervorgerufenen lokalen Triebkräfte bestimmt.

2.2.1 Theorie zur Strömungsdynamik in Blasenströmungen

In einer vorgegebenen Geometrie eines Apparates bestimmen der lokale Druck, die lokale Temperatur und die Art des Mediums im Zusammenspiel mit den daraus resultierenden lokalen Gradienten die Art der darin auftretenden Strömungsvorgänge. Diese sind durch die Größe der lokalen Turbulenz und der daraus resultierenden Phasenverteilung gekennzeichnet. Diese Turbulenz erzeugt ein für jede Strömungsform charakteristisches Strömungsbild, anhand dessen Kennzahlen zur Einordnung der Blasenströmung abgeleitet werden. Diese Kennzahlen werden hinzugezogen, um die Strömungsdynamik in unterschiedlichen Strömungsformen und den darin auftretenden Stofftransport zu beschreiben. Bedeutend komplexer wird die Beschreibung der strömenden Fluide, wenn mehrere Phasen gleichzeitig strömen und wenn in einer Phase Substanzen gelöst sind, welche die Eigenschaften des strömenden Mediums verändern. Dies ist in einer Vielzahl von technischen Anwendungen der Fall. So beeinflussen beispielsweise Ionen aus Salzverbindungen, oberflächenaktive Substanzen und Kolloide die Strömungsdynamik und den daraus resultierenden Stofftransport zwischen den einzelnen Phasen [14, 21].

2.2.1.1 Modelle zur Berechnung von Blasenströmungen

Die allgemeine Navier-Stokes-Gleichung beschreibt die Änderung von Druck p und Geschwindigkeit u in Abhängigkeit von Raum und Zeit für ein Fluidelement mit dynamischer Viskosität η und Dichte ρ (Gl. 2.6) [22]. Der volumenbezogene Viskositätskoeffizient λ ist schwer zu bestimmen und wird häufig mit einem Wert von $-2/3 \cdot \eta$ verwendet. Der durch f repräsentierte Term, stellt die Kräfte an dem betrachteten Volumenelement dar. Für ein inkompressibles, Newton'sches Fluid vereinfacht sich die Navier-Stokes-Gleichung, da dann die Dichte und die Viskosität bei gleichbleibender Temperatur konstant sind und der volumenbezogene Viskositätskoeffizient wegfällt ($\lambda = 0$).

$$\rho \dot{u} = \rho \left(\frac{\partial u}{\partial t} + u \cdot \nabla u \right) = -\nabla p + \eta \Delta u + (\lambda + \eta) \nabla (\nabla \cdot u) + f. \quad (2.6)$$

Aus der eindimensionalen Navier-Stokes-Gleichung lässt sich für einphasige, inkompressible Strömungen die Bernoulli-Gleichung ableiten (Gl. 2.7). Die Strömung wird in diesem Fall als reibungsfrei und inkompressibel betrachtet, womit die Wandreibung vernachlässigt und die Dichte als konstant betrachtet werden kann [22].

$$\frac{p_1}{\rho} + g \cdot h_{hyd,1} + \frac{u_1^2}{2} (1 + \xi_v) = \frac{p_2}{\rho} + g \cdot h_{hyd,2} + \frac{u_2^2}{2} \quad (2.7)$$

$$\xi_v = \frac{2 \cdot \Delta p_v}{\rho \cdot u^2} \quad (2.8)$$

Unter Verwendung eines Druckverlustbeiwertes ξ_v kann nach Gl. 2.8 der statische Druck p_1 an einer Stelle in Abhängigkeit des statischen Druckes an einer anderen Stelle p_2 , der Geschwindigkeit des Fluids u und der hydrostatischen Höhe h_{hyd} berechnet werden.

Zur Berechnung einer dreidimensionalen Strömung sind diese Vereinfachungen jedoch nicht nutzbar. Daher wurden weitere Vereinfachungen entwickelt, die sich an die Prandtl'sche Grenzschichttheorie anlehnen. Deren Grundzüge wurden im Jahre 1904 von Ludwig Prandtl vorgestellt. Sie beinhaltet richtungsweisende Vereinfachungen in Form einer Unterscheidung zwischen wandnahen Bereichen und der Kernströmung. Damit kann im Falle einer turbulenten Rohrströmung die Ausbildung eines Kolbenprofils berechnet werden.

In den wandnahen Bereichen, der sogenannten Grenzschicht, ist die Geschwindigkeit geringer als in der Kernströmung, da die Wandrauigkeit in Abhängigkeit der Rohrgeometrie Turbulenzwirbel verursacht. Diese sind als Ausgleichsvorgänge zwischen dem strömenden Medium und dem ruhenden Wandfilm zu betrachten, über welche die Energie dissipiert wird. Deren Intensität und lokale Ausbreitung wird von der Geschwindigkeit und der Viskosität der fluiden Phase bestimmt.

Die Reynolds-Zahl beschreibt nach Gl. 2.9 das Verhältnis von aus der Geschwindigkeit der Fluidströmung u_l hervorgerufenen konvektiven Kräften zu Kräften, die durch die dynamische Viskosität η_l in einem Rohr eines definierten Durchmessers d_R entstehen. Der Übergang von laminarem zu turbulentem Strömungsverhalten liegt für technisch übliche Wandrauigkeiten bei einer Reynolds-Zahl von etwa 2300 [22].

$$Re = \frac{u_l \cdot d_R \cdot \rho_l}{\eta_l} \quad (2.9)$$

Das Gleichungssystem der Navier-Stokes-Gleichungen lässt sich in unterschiedlichen Schreibweisen, wie beispielsweise der Euler- oder der Laplace-Form, darstellen. Jedoch ist das Gleichungssystem nicht implizit lösbar, sodass numerische Methoden eingesetzt werden, um iterativ eine Lösung der Gleichungen in Abhängigkeit der Randbedingungen zu ermitteln. Zur numerischen Berechnung der Strömung können in der direkten numerischen Simulation (DNS) diese Turbulenzballen vollständig aufgelöst werden. Dies ist jedoch nur in Strömungen mit geringer Turbulenz oder bei Nutzbarkeit von Großrechnern möglich.

Daher wurden Methoden entwickelt, um die Turbulenz in der Strömung zu mitteln und die berechnete Auflösung der lokalen Turbulenz zu verkleinern. Hierzu existieren einige mathematische Vereinfachungen, um den Rechenaufwand zu reduzieren und dennoch die benötigte Exaktheit zu erhalten. Häufig verwendete Berechnungsmodelle sind nach Pope et al. folgende, welche nach dem Vereinfachungsgrad in steigender Reihenfolge aufgeführt sind [23]:

- **Direkte Numerische Simulation (DNS):** Die DNS berechnet die Navier-Stokes-Gleichungen ohne wesentliche Vereinfachung. Sie ermöglicht die numerische Berechnung einer Strömung unter Auflösung auch sehr feiner Turbulenzballen. Jedoch ist sie außer mit sehr rechenstarken Computern nur für sehr kleine Strömungsbereiche, beispielsweise die Strömung um eine Blase, einsetzbar.

- **Reynolds-Averaged Numerical Simulation (RANS):** Mittelung kleinerer Turbulenzwirbel, sodass die numerische Berechnung der internen Gradienten nicht mehr notwendig ist. Dies ermöglicht eine Abschätzung der in den Randbereichen der Strömung erzeugten Turbulenz, indem die Größe der Turbulenzballen, die zwischen der Randströmung und Wandgeometrie erzeugt werden, als Maß für die dissipierte Energie genommen werden.
- **Large-Eddy-Simulation (LES):** Die LES ist ein Grobstrukturmodell, welches dadurch gekennzeichnet ist, dass die zu berechnende Strömung über einen mathematischen Tiefpassfilter vereinfacht wird. Dies bedeutet, dass kleine Wirbel, die nur wenig zum konvektiven Stofftransport beitragen, bei der Auflösung der Navier-Stokes-Gleichungen nicht oder separat berücksichtigt werden. Dadurch lässt sich eine beträchtliche Reduzierung der benötigten Rechenleistung im Vergleich zur DNS erreichen, sodass mit Hilfe der LES prinzipiell alle turbulenten Strömungsvorgänge auf Hochleistungsrechnern simuliert werden können.
- **k-eps-Turbulenzmodell:** Durch Mittelung der entstehenden Turbulenzballen ergibt sich eine Vereinfachung der Navier-Stokes-Gleichung, sodass beispielsweise eine turbulente Strömung in einem Rohrbogen durch Nutzung des k-eps-Modells mit herkömmlichen Einzelplatzrechnern in einer Rechenzeit von wenigen Stunden schon erste Ergebnisse liefert.

2.2.1.2 Idealierte Betrachtung von Blasenströmungen

Entsprechend der Kontinuitätsgleichung steigt die Geschwindigkeit u_l eines inkompressiblen Fluidvolumenstroms \dot{V}_l nach Gl. 2.10 bei Verminderung der Durchflussfläche A_{DF} , beispielsweise an einer Rohrverengung

$$\dot{V}_l = A_{DF} \cdot u_l \quad (2.10)$$

Zudem nimmt in diesem Fall der statische Druck p_{stat} ab und der dynamische Druck p_{dyn} nimmt zu. Dieser Sachverhalt ergibt sich aus der Bernoulli-Gleichung, welche besagt, dass in einem geschlossenen System die kinetische und potentielle Energie (E_{kin} , E_{pot}) miteinander im Gleichgewicht stehen (Gl. 2.11).

$$E_{ges} = E_{kin} + E_{pot} = p_{ges} \cdot \frac{m}{\rho} \quad (2.11)$$

$$p_{ges} = p_{dyn} + p_{stat} = 0,5 \cdot \rho_l \cdot u_l^2 + \rho_l \cdot g \cdot h_{hyd} \quad (2.12)$$

Nach Gl. 2.11 und Gl. 2.12 ergibt sich die potentielle Energie aus dem (hydro-)statischen Druck p_{stat} , die Größe der kinetischen Energie aus dem dynamischen Druck p_{dyn} . Daraus lässt sich beispielsweise der Füllstand einer Flüssigkeit in einem Behälter h_{hyd} in Abhängigkeit des hydrostatischen Druckes berechnen. Zudem lässt sich mit der Kontinuitätsgleichung an einer Düse, unter idealisierter Betrachtung eines inkompressiblen Mediums, aus dem statischen

und dynamischen Druck an der Treibseite die Beschleunigung und daraus die Zunahme des dynamischen und Abnahme des statischen Druckes in der Verengung der Düse berechnen. Damit kann an Strahlapparaten unter starker Vereinfachung der realen Strömungsverhältnisse der Venturi-Effekt beschrieben und der Druck hinter der Treibdüse grob berechnet werden.

Die Berechnung der Strömung in einer gegebenen Geometrie wird jedoch komplexer, wenn eine zweite fluide Phase mit anderem Phasenzustand in der Strömung vorhanden ist. Dies gilt insbesondere, wenn die zweite Phase eine gasförmige, kompressible Phase ist, sodass sich eine dynamische Blasenströmung ausbildet. So wird in einem ersten Schritt meist nur die Kontinuitätsgleichung zur Berechnung der Volumenströme und des Verhältnisses dieser zueinander berücksichtigt.

In Kombination mit bestehenden Modellvorstellungen und gemessenen Parametern werden dann die für den Stofftransport relevanten Parameter, wie die mittlere Strömungsgeschwindigkeit, Verweilzeit und Phasengrenzfläche berechnet. Für weitere Strömungsberechnungen ist die Verwendung empirischer Daten oder der Einsatz von CFD-Programmen notwendig.

2.2.1.3 Strömungsformen in Blasenströmungen

Für einen Strömungsapparat bedingt die jeweils anliegende Strömungsrandbedingung die sich ausbildende Blasenströmung und die lokale Verteilung der Blasen. Damit kann in Blasenströmungen eine Vielzahl unterschiedlicher Strömungsformen auftreten, welche sich bezüglich Geschwindigkeit, Turbulenz, Blasengröße, Phasenverhältnis und Phasenverteilung unterscheiden. Diese erzeugen jeweils ein charakteristisches Strömungsbild. Unterschiedliche Blasenströmungen werden diesbezüglich anhand des in Abbildung 2.7 dargestellten Diagrammes entsprechend ihrer jeweils entstehenden Strömungsform unterteilt.

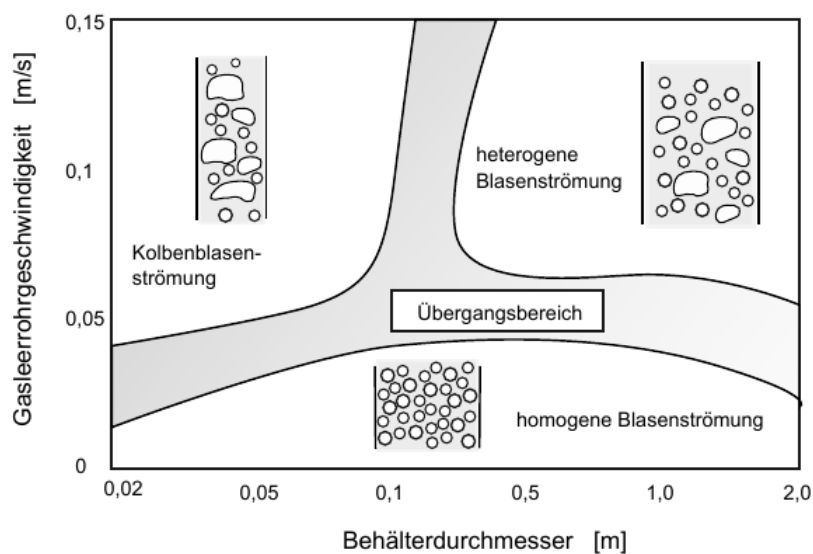


Abbildung 2.7: Strömungsformen in Blasensäulen nach Shah et al. [24]

Die Blasenströmung in einer Blasensäule ändert sich demnach in Abhängigkeit der eingetragenen Volumenströme und der aus dem Behälterdurchmesser d_B resultierenden Behälterquerschnittsfläche A_B (Gl. 2.13).

$$A_B = \pi \left(\frac{d_B}{2} \right)^2 \quad (2.13)$$

Die eingetragenen Volumenströme werden mit Bezug zu der durchströmten Fläche als Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und Wasserleerrohrgeschwindigkeit J_w definiert (Gl. 2.14, Gl. 2.15) [15, 24].

$$J_g = \frac{\dot{V}_g}{A_B} \quad (2.14)$$

$$J_w = \frac{\dot{V}_w}{A_B} \quad (2.15)$$

Zwischen den einzelnen Strömungsformen existieren jedoch breite Übergangsbereiche, da in Abhängigkeit der beteiligten Medien, des thermodynamischen Zustandes, des Gasanteils und der daraus resultierenden internen Turbulenz die Blasengröße und Blasenform in vielfältiger Weise beeinflusst werden.

Damit ist diese Zuteilung eher deskriptiv als physikalisch begründet und wird lediglich zur groben Unterteilung genutzt. So werden Blasenströmungen in Rohren oder Blasensäulen häufig nach Shah et al. [24] in Abhängigkeit von der Gasleerrohrgeschwindigkeit und des Behälterdurchmessers in die drei dargestellten Strömungsformen unterteilt (Abb. 2.7).

Aus den zuvor dargestellten Sachverhalten ergibt sich die Problemstellung bei der Auslegung einer Blasenströmung auf den jeweils in der technischen Anwendung durchzuführenden Prozessschritt. Die in einem technischen Prozess sich einstellende Strömungsform wird von der Betriebscharakteristik des jeweiligen Begasungsapparates, beispielsweise der Wasserleerrohrgeschwindigkeit J_w (Gl. 2.15), und den in der Flüssigkeit vorliegenden Substanzen beeinflusst. Zur Auslegung muss dieser Einfluss auf die Strömungsform entweder aus vorherigen Versuchsreihen bekannt sein oder bezüglich relevanter Betriebsbereiche experimentell neu ermittelt werden. Anschließend kann der voraussichtliche Strömungszustand bezüglich der Strömungsform in Bezug zu dokumentierten Strömungszuständen gesetzt werden, um Parameter wie die Blasenauftiegs geschwindigkeit und den Gasanteil abzuschätzen und die Verweilzeit oder den Stofftransportkoeffizienten zu berechnen. Diese Zusammenhänge sind im Folgenden näher erläutert.

2.2.1.4 Blasenform und Blasenanstieg

Unter gegenseitiger Beeinflussung bestimmen die Blasengröße, die Blasenform und die hydrodynamischen Strömungsverhältnisse an der Blase die Blasenanstiegsgeschwindigkeit sowie die während des Anstiegs zurückgelegte Trajektorie. Damit besitzen sie Einfluss auf die zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche und die für einen Stofftransport zur Verfügung stehende Kontaktzeit. Die Blasenform ist von der initialen Blasengröße, dem hydrostatischen Druck und der Turbulenz an der Blasenoberfläche abhängig. Die Turbulenz ergibt sich hierbei aus der strömungsdynamischen Randbedingung und der an der Oberfläche der Blasen wirkenden fluidmechanischen Kräfte. Der daraus resultierende Strömungszustand ist durch die Bewegung der Gasphase relativ zur Flüssigkeit geprägt und bestimmt die Formen der einzelnen Blasen (Abb. 2.8).

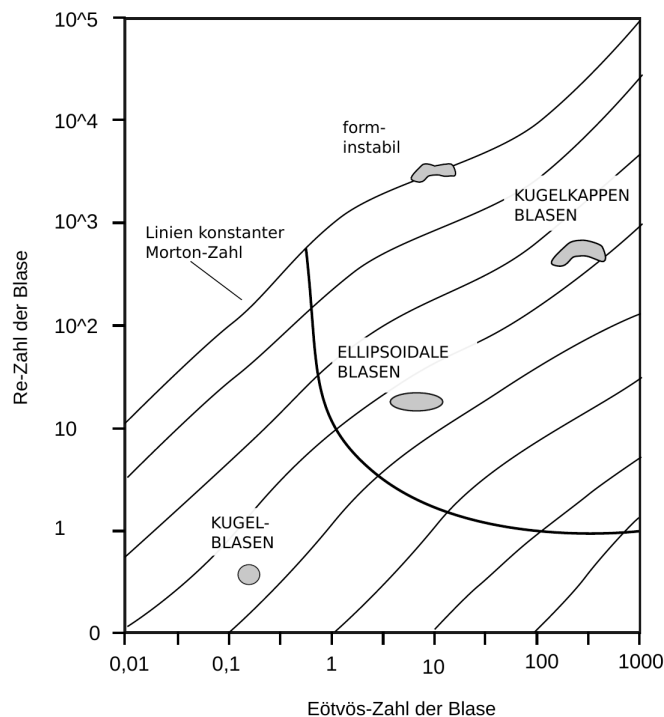


Abbildung 2.8: Blasenform in Abhängigkeit der Blasengröße und Anstiegsgeschwindigkeit sowie der daraus resultierenden Strömungsbedingung anhand von Reynolds- und Eötvös-Zahl nach Clift et al. [25]

Nach Clift et al. können die Strömungszustände anhand von Reynolds-, Morton- und Eötvös-Zahl (Re , Mo , Eo) in Bereiche unterteilt werden, die eine Abschätzung der Blasenform zulassen (Gl. 2.9, Gl. 2.16, Gl. 2.17) [25].

$$Eo = \frac{\Delta\rho_{wg} \cdot g \cdot d_{Bl}^2}{\gamma} \sim \frac{F_{vol}}{F_{surf}} \quad (2.16)$$

$$Mo = \frac{g \cdot \eta_w^4 \cdot \Delta\rho_{wg}}{\rho_w^2 \cdot \gamma^3} \sim \frac{F_{visc}}{F_{surf}} \quad (2.17)$$

Eine Abweichung von der idealen sphärischen Form und eine damit einhergehende Verformung der Blase wird durch eine Zunahme der Blasengröße begünstigt. Dieser Sachverhalt wird über die Eötvös-Zahl E_o ausgedrückt, wobei die charakteristische Länge L_{char} durch den Blasendurchmesser d_{Bl} dargestellt wird (Gl. 2.16).

Die von der Oberflächenspannung γ bestimmten Oberflächenkräfte F_{surf} werden bei Zunahme der Blasengröße im Vergleich zu den Strömungskräften F_{vol} , die an dem Volumen der Blase angreifen, kleiner. Dies bedeutet dass die Eötvös-Zahl in diesem Fall steigt. Mit steigendem Blasendurchmesser erhöht sich ebenfalls die Aufstiegs geschwindigkeit der Blasen. Daher treten bei hohen Eötvös- und Reynolds-Zahlen neben kugelförmigen und ellipsoiden Formen auch unsymmetrische, stark abgeflachte Blasen auf. Die eingezeichneten Kurven konstanter Morton-Zahl definieren die strömungsinduzierte Änderung der Blasenform bei gleichbleibender Art und Viskosität des Mediums. Ändert sich eines der Medien, so ändert sich auch die Dichtedifferenz $\Delta\rho$ und die durch die Viskosität der Medien hervorgerufenen Kräfte F_{visc} , sodass sich dann bei ansonsten gleichen strömungstechnischen Randbedingungen die Blasenform in der Strömung ändern kann.

Die Blasengestalt wird nach Bothe et al. (Abb 2.9, links) in vier Formkategorien eingeteilt, wobei hier eine Besonderheit von Gasblasen im Vergleich zu Partikeln erkennbar wird. Die fluide Phasengrenzfläche bewirkt bei größeren Blasen eine durch die Flüssigkeitsströmung induzierte Abwärtsbewegung der Phasengrenzfläche, die wiederum Einfluss auf das Bewegungsverhalten der Blase besitzt und eine innere Zirkulation in der Gasphase hervorrufen kann [26, 19]. Dies hat zur Folge, dass Blasen aufgrund ihrer beweglichen Phasengrenzfläche schneller aufsteigen können als Partikel, die eine feste Oberfläche und Form besitzen.

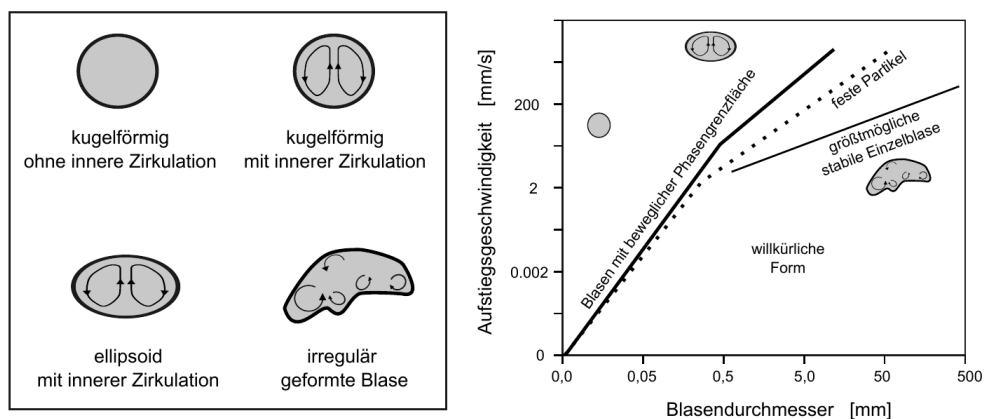


Abbildung 2.9: Formkategorien von Blasen (links), Aufstiegs geschwindigkeit in Abhängigkeit des Blasendurchmessers (rechts) nach Bothe et al. [19].

Entsprechend ist in Abbildung 2.9 (rechts) nach Bothe et al. die Aufstiegs geschwindigkeit über dem Blasendurchmesser aufgetragen. Diese steigt mit zunehmender Blasengröße, wird jedoch auch durch die sich lokal ausbildende Strömung und von in der Lösung befindliche Substanzen beeinflusst. So kommt es ab einem Blasendurchmesser von 0,43 mm und einer Blasenauf-

stiegeschwindigkeit von etwa 150 mm/s zu einer Abflachung der Kurve. Eine eventuelle Filmbildung verringert den Reibungswiderstand an der Blase und vergrößert damit die Aufstiegsgeschwindigkeit der aufsteigenden Gasblasen [19, 26].

Die mittlere Blasenauftstiegsgeschwindigkeit u_g in einem Blasenschwarm hängt von der Blasengrößenverteilung, der maximalen Aufstiegsgeschwindigkeit der Einzelblasen $u_{Bl,\infty}$ und der Dichte des Blasenschwarmes ab. Diese bestimmt in Abhängigkeit des eingetragenen Gasvolumenstromes und der daraus resultierenden Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g den Gasanteil ε_g in dem Behälter, der als Verhältnis von Gasvolumen zum Gesamtvolumen des betrachteten Kontrollraumes definiert ist (Gl. 2.18). Der Gasanteil kann jedoch aufgrund mathematischer Zusammenhänge auch über das Verhältnis aus Gasleerrohrgeschwindigkeit zur mittleren Blasenauftstiegsgeschwindigkeit oder über die Verweilzeit $t_{vz,g}$ des durch den Flotationsbehälter durchströmenden Gasvolumenstroms und der Füllhöhe des Flotationsbehälters $h_{Fb,wg}$ berechnet werden (Gl. 2.18).

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{(V_g + V_w)} = \frac{J_g}{u_g} = \frac{\dot{V}_g \cdot t_{vz,g}}{A_{Fb} \cdot h_{Fb,wg}} \quad (2.18)$$

Die maximale Blasenauftstiegsgeschwindigkeit einer Einzelblase $u_{Bl,\infty}$ nimmt mit steigendem Blasendurchmesser d_{Bl} durch die mit dem Volumen wachsende Auftriebskraft zu. Die maximale Aufstiegsgeschwindigkeit wird erreicht, wenn sich ohne Einfluss einer extern aufgeprägten Strömung ein Gleichgewicht zwischen Auftriebskraft und Reibungskraft einstellt. Dies lässt sich nach Ityokumbul et al. für den Aufstieg einer Gasblase in einem flüssigen Medium definierter Dichte ρ_l und Viskosität η_l in Abhängigkeit des erzeugten Blasendurchmessers berechnen (Gl. 2.19). Hierbei geht die Blasenform über die einzelnen Exponenten in die Berechnung ein [27].

$$u_{Bl,\infty} = 0,267 \cdot g^{0,65} \cdot \left(\frac{\rho_l}{\eta_l}\right)^{0,3} \cdot d_{Bl}^{0,95} \quad (2.19)$$

Aus den Gleichungen 2.20 und 2.21, welche eine Modifikation der von Richardson und Zaki aufgestellten Drift-Flux-Gleichungen darstellen, lässt sich die mittlere Blasenauftstiegsgeschwindigkeit $u_{g,calc}$ in Abhängigkeit des Gasanteils berechnen. Daraus folgt, dass durch eine größere Gasleerrohrgeschwindigkeit (= größerer Gasvolumenstrom) und einen hierdurch steigenden Gasanteil die mittlere Blasenauftstiegsgeschwindigkeit durch Blasenschwarmeffekte abnimmt [27]. Die Exponenten zur Berechnung der berechneten, mittleren Aufstiegsgeschwindigkeit $u_{g,calc}$ können für unterschiedliche Stoffsysteme und Apparatekonfigurationen angepasst werden.

$$u_{g,calc} = u_{Bl,\infty} (1 - \varepsilon_g)^{1,39} \cdot \left(1 + 2,55 \cdot \varepsilon_g^3\right) \quad (2.20)$$

Wird eine Gegenströmung in der flüssigen Phase aufgeprägt (Vorzeichen von J_w ist dann negativ), sinkt die mittlere Aufstiegsgeschwindigkeit u_g und der Gasanteil steigt.

$$u_g = J_g/\varepsilon_g \pm J_w/(1 - \varepsilon_g) \quad (2.21)$$

Letztendlich existiert eine Vielzahl von Methoden zur Berechnung der Blasenauftiegs-
 geschwindigkeit in Blasenschwärmen in Abhängigkeit von Gasanteil, Blasengröße und Identität der fluiden
 Phasen. Diese sind für die Auslegung technischer Apparate mit empirischen Daten angepasst.
 So werden beispielsweise die Korrelationen von Akita & Yoshida häufig zur Berechnung der in
 Blasensäulen auftretenden Stofftransportvorgänge hinzugezogen [28].

Die hierzu verwendeten Modellvorstellungen lassen sich jedoch nicht auf alle Stoffsysteme und
 hydrodynamischen Randbedingungen übertragen. Daher sind zur Auslegung von solchen tech-
 nischen Apparaten zumeist empirische Daten notwendig, um die existierenden Berechnungs-
 methoden auf die jeweilige Anwendung anzupassen. Um den funktionalen Zusammenhang
 zwischen mittlerem Blasendurchmesser $d_{Bl,m}$ und mittlerer Blasenauftiegs-
 geschwindigkeit u_g herzustellen, wurde folgender Ansatz verwendet, auf welchen im Laufe der Arbeit zurück-
 gegriffen wird. In einem ersten Schritt wird in Gl. 2.22 die funktionale Beziehung zwischen
 Aufstiegs-
 geschwindigkeit der Einzelblase und mittlerer Aufstiegs-
 geschwindigkeit des Blasen-
 schwarmes durch die Funktion F_{BS} dargestellt, welche die auftretenden Blasenschwarme
 repräsentiert.

$$u_g = u_{Bl,\infty}(d_{Bl,m}) \cdot F_{BS}(d_{Bl,m}, J_g, J_w) \quad (2.22)$$

Zudem kann eine funktionale Beziehung zwischen Blasendurchmesser und Blasenauftiegs-
 geschwindigkeit definiert werden. Für die Einzelblase ergibt sich hierbei die Blasenauftiegs-
 funktion für die Einzelblase $F_{Bl,\infty}$ und die Blasenauftiegsfunktion für den Blasenschwarm F_{Bl} .

$$u_g = d_{Bl,m} \cdot F_{Bl,\infty}(d_{Bl,m}) \cdot F_{BS}(d_{Bl,m}, J_g, J_w) = d_{Bl,m} \cdot F_{Bl}(d_{Bl,m}, J_g, J_w) \quad (2.23)$$

$$F_{Bl}(d_{Bl,m}, J_g, J_w) = F_{Bl,\infty}(d_{Bl,m}) \cdot F_{BS}(d_{Bl,m}, J_g, J_w) = \frac{u_g}{d_{Bl,m}} \quad (2.24)$$

Da die Blasenauftiegsfunktion (Gl. 2.24) für den Blasenschwarm einen direkten proportionalen
 Zusammenhang zwischen mittlerer Blasengröße $d_{Bl,m}$ und mittlerer Blasenauftiegs-
 geschwindigkeit u_g beinhaltet, kann dessen Änderung zur Beurteilung der Blasenströmung Verwendung
 finden. Dessen Größe ändert sich mit der Blasengröße und der aus Gas- und Wasserleerrohr-
 geschwindigkeit resultierenden Strömungssituation (Gl. 2.23) .

2.2.2 Theorie zum Stofftransport in Blasenströmungen

Ein Stofftransport wird für jedes betrachtete technische System durch die zur Verfügung stehende Transportoberfläche und den anliegenden Potentialgradienten verursacht. Dieser Gradient kann, wie hier am Beispiel einer Blasenströmung und dem Transport zwischen Gas- und Flüssigphase, durch eine Konzentrations-, Druck-, oder Temperaturdifferenz verursacht sein und wird durch die thermodynamischen Zustandsgrößen des Systems bestimmt. Damit ergibt sich aus dem Betriebszustand eines spezifischen Apparates eine Wegstrecke, über welche eine Potentialdifferenz auftritt und anhand derer der Potentialgradient lokalisiert werden kann. (Abb. 2.10). Diese als Übergangsbereich bezeichnete Wegstrecke liegt in technischen Systemen nicht in einem festen Größenbereich, sondern wird in Abhängigkeit der Randbedingungen abgeschätzt. So kann in dieser Zone eine Bilanzierung des Stofftransportprozesses stattfinden.

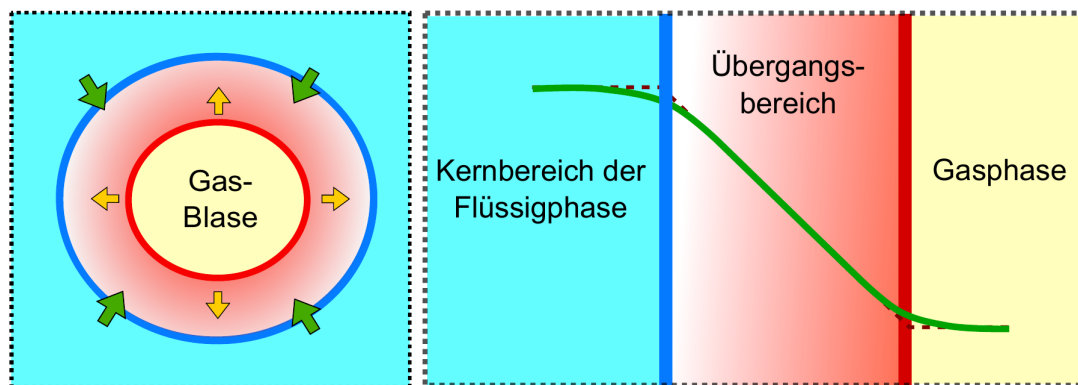


Abbildung 2.10: Schematische Darstellung des Stofftransportes an der Phasengrenzfläche einer Gasblase mit einzelnen Zonen; Transport von gelösten Substanzen aus der flüssigen Phase an die rot dargestellte Phasengrenzfläche mit gleichzeitiger Diffusion des Gases in die flüssige Phase (links); zweidimensionale Darstellung des Gradienten bezüglich des chemischen Potentials, der den Stofftransport von gelösten Substanzen aus der Flüssigphase an die Phasengrenzfläche hervorruft (rechts)

Die Transportfront in einem Transportprozess bildet sich entsprechend der durch Diffusion und Konvektion bestimmten Mechanismen aus, welche sich bezüglich ihrer Stärke überlagern. Über größere Distanzen dominieren im Allgemeinen konvektive Kräfte, wohingegen diffusive Kräfte in der Grenzschicht aufgrund der dort nur sehr geringen Strömungsgeschwindigkeiten überwiegen. In dem Übergangsbereich findet der Stofftransport nicht über eine glatte Fläche, sondern über eine dreidimensional aufgefächerte Transportfront statt. Diese entsteht durch den Einfluss von Strömungswirbeln und damit lokal erzeugten Druckmaxima und -minima.

In Mehrphasenströmungen treten Stofftransportvorgänge auf, welche von der Konzentration der beteiligten Substanzen in den einzelnen Phasen und den strömungsdynamischen Randbedingungen abhängen. Damit liegt in Gas-Flüssigkeits-Strömungen eine dynamische Phasengrenzfläche vor, welche sich bezüglich Zeit und Ort verändert und durch die Art der erzeugten strömungsdynamischen Situation beeinflusst werden kann. In Abhängigkeit dessen bilden sich Gradienten und Grenzschichten aus, welche die Stofftransportkinetik bestimmen.

Wie in Abbildung 2.10 dargestellt, findet in Abhängigkeit der im betrachteten System vorliegenden Substanzen sowohl ein Transport von oberflächenaktiven Substanzen an die Phasengrenzfläche, als auch ein Transport von Gasen aus der Gasblase in die Flüssigkeit statt. Oberflächenaktive Substanzen richten sich zur Erreichung eines Energieminimums mit ihrem hydrophoben Anteil hin zur Gasphase aus, sodass sie dort durch Anlagerung und Akkumulation eine Schicht um die Gasblase bilden können. In unmittelbarer Umgebung der Blase wird die Anlagerung an die Phasengrenzfläche von intermolekularen Van-der-Waals-Kräften und elektromagnetischen Coulomb-Kräften bestimmt, die im Größenbereich von einigen Nanometern und damit in dem Bereich einer Moleküllänge liegen [6].

2.2.2.1 Theorien zur Berechnung des Stofftransportes

Zur Berechnung des Stofftransportes in zweiphasigen Systemen existieren im Grunde vier Theorien, die als Grundlage zur Erstellung von Berechnungsmethoden und als ergänzende Information für numerische CFD-Simulationen Verwendung finden. In diesen wird in unterschiedlichem Maße die Strömungsdynamik und das in Blasenströmungen auftretende dynamische Verhalten von Transportvorgängen berücksichtigt. Damit richtet sich deren Eignung und Exaktheit nach dem jeweils zu berechnenden Fall.

Filmtheorie

Das Filmmodell wurde von Lewis und Whitman (1924) entworfen. Darin wird angenommen, dass der Stoffübergang an der Phasengrenzfläche als ebenes und damit zweidimensionales Problem betrachtet werden kann. Der Stofftransport eines Gasstromes \dot{m}_g ergibt sich analog des Fick'schen Gesetzes aus einer treibenden Konzentrationsdifferenz Δc_{Film} und der zur Verfügung stehenden Phasengrenzfläche A_{PhG} in Abhängigkeit der Grenzschichtdicke $\delta_{c,GS}$ und dem Stoffübergangskoeffizienten β_l (Gl. 2.26).

$$\dot{m}_g = \beta_l \cdot A_{PhG} \cdot \Delta c_{Film} \quad (2.25)$$

Da die Grenzschichtdicke meistens nicht genau bekannt ist, kann der Stoffübergangskoeffizient nicht direkt berechnet werden. Hierzu wird die Diffusionskonstante D_l in der einschlägigen Literatur für exemplarische Stoffpaarungen recherchiert und die Filmdicke abgeschätzt [15].

$$\beta_l = \frac{D_l}{\delta_{c,GS}} \quad (2.26)$$

In Anlehnung an den flüssigseitigen Gastransport kann mit der Filmtheorie auch der Stoffeintrag aus der Gasphase in die Flüssigphase berechnet werden. Hierzu wird über Gleichung 2.27 der $k_l a$ -Wert als integraler, volumetrischer Stoffübergangskoeffizient definiert. Dieser bestimmt, welche Gasmenge in die flüssige Phase transportiert werden kann.

Die Größe des $k_{l,a}$ -Wertes hängt hauptsächlich von der Turbulenz an der Phasengrenzfläche und der bereitgestellten Transportoberfläche ab. Hierbei wird die Annahme vorausgesetzt, dass der Transport durch die flüssige Grenzschicht der geschwindigkeitsbestimmende Schritt ist. Damit gilt folgender Zusammenhang:

$$\frac{dc}{dt} = k_{l,a} \cdot (c_g^* - c_{g,l}) \quad (2.27)$$

$$\beta_l \cdot A_{PhG} = k_{l,a} \cdot V_r \quad (2.28)$$

Hierbei stellt $c_{g,l}$ die Konzentration des in der flüssigen Phase gelösten Gases und c_g^* die Maximalkonzentration des Gases in der Flüssigkeit bei gegebenem Partialdruck dar. Diese Maximal- und damit Gleichgewichtskonzentration befindet sich der Annahme nach direkt an der Phasengrenzfläche. Somit kann der gasseitige Stofftransport über die Phasengrenzfläche für einen konstanten Betriebszustand, beispielsweise durch die Sulfit-Methode, unter Bestimmung des $k_{l,a}$ -Wertes berechnet werden [16, 29]. Bei Kenntnis der Größe der Phasengrenzfläche und des Reaktorvolumens V_r kann nach Gl. 2.28 ebenfalls der Stoffübergangskoeffizient berechnet werden.

Grenzschichttheorie

Die Grenzschichttheorie geht wie die Filmtheorie davon aus, dass der Stofftransport in einer dünnen Grenzschicht stattfindet. Allerdings werden auch konvektive Stoffströme berücksichtigt, welche die Dicke des Filmes beeinflussen. Zudem kann der Stofftransport auch zweidimensional stattfinden, da die Phasengrenzfläche keine ebene Fläche darstellt, sondern meist durch eine gekrümmte Blasenoberfläche erzeugt wird. Sofern eine dünne, wandnahe Grenzschicht mit großem Konzentrationsgefälle vorliegt, ist jedoch der Transport in tangentialer Richtung zur Phasengrenzfläche zu vernachlässigen. In diesem Fall ergibt sich nach Kraume et al. für den örtlichen Stoffübergang ein proportionales Verhältnis zwischen Sherwood-Zahl Sh und Reynolds-Zahl Re , das neben dem Stoffübergangskoeffizienten und der Diffusionskonstante von dem Blasendurchmesser abhängt (Gl. 2.29) [15].

$$Sh = \frac{\beta_l \cdot d_{Bl}}{D_l} = 0,664 \cdot \sqrt{Re} \quad (2.29)$$

Die Größe des Stofftransportes wird also von der Größe der Blase und der Dicke der durch die Turbulenz bedingten Grenzschicht beeinflusst. Die zur Berechnung notwendigen Vereinfachungen sind jedoch nur für laminar überströmte Flächen mit kleinen Schmidt-Zahlen ($Sc = 1$) und kleinen Stoffstromdichten gültig (Gl. 2.30). Zudem wird eine konstante Konzentration in der Flüssigphase vorausgesetzt.

$$Sc = \frac{\eta_l}{\rho_l \cdot D_l} \quad (2.30)$$

Die Schmidt-Zahl drückt das Verhältnis zwischen diffusivem Impulstransport und diffusivem Stofftransport aus. Aus deren Multiplikation mit der Reynolds-Zahl ergibt sich die Peclet-Zahl Pe (Gl. 2.31).

$$Pe = Re \cdot Sc = \frac{d_{Bl} \cdot u_l}{D_l} \quad (2.31)$$

Diese dient bei der Berechnung von Stofftransportprozessen der Einteilung der Stofftransportvorgänge. Sie indiziert hierbei, ob vermehrt durch Konvektion hervorgerufene advektive Transportvorgänge oder durch Diffusion hervorgerufene Transportvorgänge stattfinden. Dies lässt einen Rückschluss auf die Geschwindigkeit des Stofftransportes zu [22].

Penetrations- und Oberflächenerneuerungstheorie

Im Gegensatz zur Grenzschicht- und Filmtheorie, welche einen stationären Stofftransport voraussetzen, ist durch das Penetrationsmodell eine Berechnung instationärer Zustände möglich. Instationäre Strömungen treten in vielen technischen Prozessen und insbesondere bei darin vorkommenden Mehrphasenströmungen auf. Die Berechnung des mittleren Stoffübergangskoeffizienten wird aus der Kontaktzeit zwischen den Phasen berechnet, welche mit der mittleren Steig- oder Sinkgeschwindigkeit von Blasen oder Tropfen und ihrem Durchmesser korreliert wird.

Die von Danckwerts 1951 entwickelte Oberflächenerneuerungstheorie stellt eine Erweiterung der Penetrationstheorie dar. Hier werden für die einzelnen Phasen unterschiedliche Kontaktzeiten vorausgesetzt. Zudem wird angenommen, dass der Stoffaustausch zwischen den miteinander in Kontakt gebrachten fluiden Phasen in einzelnen Strömungszellen unterteilt ist, in welchen unterschiedliche Transportvorgänge auftreten. Die Kontaktzeit zwischen den einzelnen Fluidelementen gehorcht einer Verteilungsfunktion. Nach einer gewissen Zeit kann ein Fluidelement wieder von der Kontaktfläche verdrängt und durch ein anderes ersetzt werden. Dadurch ändert sich die Konzentration an der Phasengrenzfläche durch die phaseninterne Bewegung. Diese Theorie ist insbesondere für Stofftransportvorgänge relevant, bei welchen die Konzentrationen in den Fluiden nicht konstant sind und damit kein stationärer Stofftransport stattfindet [15].

Compartment-Modelle mit Systembilanzierung

Zur Berechnung von Transportvorgängen und Stoffströmen existiert neben der Verwendung der einzelnen Theorien die Möglichkeit, nur einige Annahmen ausgewählter Theorien zur Berechnung des Stofftransportes zu nutzen. Diese Information kann in Kombination mit einer integralen oder differentiellen Systembilanzierung und empirischen Daten zur Bestimmung von Kennzahlen und charakteristischen Werten hinzugezogen werden. Damit lässt sich der Stofftransport in einzelnen Kompartimenten (engl.: compartments) berechnen und der Einfluss einzelner Betriebsparameter abschätzen.

Das hiermit realisierbare Compartment-Modell lässt eine sehr variable Berechnung des Stofftransportes zu und kann durch Unterteilung des Stofftransportes in einzelne lokale Zonen den Einfluss einer lokalen Variation einzelner Parameter miteinbeziehen [30].

Durch Bilanzierung des zu betrachtenden Systems kann der Stofftransport in eine andere Phase und die dadurch auftretende Konzentrationsänderung analog zu einer Reaktion in einem Reaktor mit dem Volumen V_r und der Reaktionskonstante k_r berechnet werden. Hierbei ergibt sich die Menge des austretenden Stoffstromes aus dem eintretenden Stoffstrom und der Bildung oder Abreaktion eines Produktes mit der Reaktionsrate r_i bezüglich der Komponente i (2.32).

$$\dot{m}_{i,aus} = \dot{m}_{i,ein} + \dot{m}_{Produkt} \quad (2.32)$$

Die Komponente i in dem Reaktor besitzt demnach die Konzentration $c_{i,r}$ und bestimmt zusammen mit der Reaktionskonstante k_r die Größe der Reaktionsrate (Gl. 2.33).

$$\dot{m}_{Produkt} = (c_{i,aus} - c_{i,ein}) \cdot \dot{V}_r = r_i \cdot V_r = c_{i,r} \cdot k_r \cdot V_r \quad (2.33)$$

Bei Annahme einer Reaktion erster Ordnung und idealer Vermischung in dem Behälter kann $c_{i,r}$ mit $c_{i,aus}$ gleichgesetzt werden, so dass bei Kenntnis der Konzentration der Komponente i in dem ausströmenden Fluidstrom $c_{i,aus}$ die Reaktionskonstante bestimmt werden kann. Die Konzentrationsdifferenz der Komponente i zwischen ein- und ausströmendem Fluidstrom Δc_i steigt proportional zur Verweilzeit der Stoffmenge im Reaktor $t_{vz,r}$ und der Reaktionskonstante (Gl. 2.34).

$$t_{vz,r} = \frac{V_r}{\dot{V}_r} \quad (2.34)$$

$$\Delta c_i = c_{i,r}(t_{vz,r}) \cdot k_r \cdot t_{vz,r} \quad (2.35)$$

Skaliert man diese Berechnung auf eine inkrementell kleine Zeiteinheit, erhält man eine differentielle Bilanzierung der Konzentrationsänderung. Für eine Reaktion in einem kontinuierlich betriebenen Rührkessel (CSTR, engl.: continuously stirred tank reactor) ergibt sich bei Durchfluss mit einem konstantem Fluidvolumenstrom gegebener Konzentration der Komponente i ein stationärer Zustand mit einer durch die Reaktionskonstante k_r bestimmten Stoffumwandlung (Gl. 2.36). Hierbei ergibt sich, dass bei einer Abreaktion der Komponente i zum Produkt die Reaktionskonstante ein negatives Vorzeichen besitzt.

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = -c_i(t_{vz,r}) \cdot k_r \quad (2.36)$$

Diese Differentialgleichung kann durch Trennung der Variablen über die Konzentration und Verweilzeit integriert werden (Gl. 2.37).

$$\int \frac{dc_i}{c_i(t)} = - \int k_r \cdot dt \Rightarrow \ln \left(\frac{c_{i,t}}{c_{i,0}} \right) = -k_r \cdot t_{vz,r} \quad (2.37)$$

Die Konzentration der Komponente i in dem Rührkessel lässt sich damit durch Gl. 2.38 berechnen [31]. Bei konstanten Betriebsbedingungen hängt die Austrittskonzentration nur von der Größe der Reaktionskonstante ab.

$$c_{i,t}(t_{vz,r}) = c_{i,0} \cdot e^{-k_r \cdot t_{vz,r}} \quad (2.38)$$

Die Größe der Reaktionskonstante wird wiederum von den beteiligten Substanzen, der Reaktionsart und den Stofftransportbedingungen in dem Reaktor bestimmt. Sie ist damit für den jeweiligen Reaktor bei einem definierten Betriebszustand konstant, kann sich jedoch bei Zugabe von Zusatzstoffen ändern, sofern diese die Reaktion beschleunigen oder hemmen.

Im Falle der Abreicherung im Satzbetrieb (Batch) ändert sich die Konzentration in dem Rührkessel in Abhängigkeit der Konzentration und der Größe der Reaktionskonstante bis keine Substanz mehr in dem Kessel abreagiert. Im idealen Fall reagiert damit jede reaktive Komponente bei hinreichend langer Verweilzeit vollständig ab.

2.2.2.2 Stofftransport in Blasenströmungen

Zur Berechnung des Stofftransportes in Blasenströmungen existiert eine Vielzahl von Modellen mit unterschiedlich hoher Komplexität. Diese basieren im Allgemeinen für den Transport von Gas in die Flüssigkeit auf der Filmtheorie, der Penetrationstheorie oder der Theorie der Oberflächenerneuerung. Für den Transport von Substanzen aus der flüssigen Phase an die Phasengrenzfläche ist die Auswahl der Modelle nicht so eindeutig, da hier eine strikte Abhängigkeit von der Art der Substanz und deren Interaktion mit der Phasengrenzfläche vorliegt. So bestimmen die Gasblasenverteilung und die hydrodynamischen Kräfte in der Blasenströmung, wo und wie oft eine Kollision von einem sich eventuell anlagernden Molekül und der durch die Gasblasen gebildeten Phasengrenzfläche stattfindet. Daraus ergibt sich auch die Dicke der sich ausbildenden Grenzschicht und des Films der aus den adsorbierten Molekülen besteht.

Daher wurden bisher meist einzelne Aspekte der Filmtheorie und der Grenzschichttheorie verwendet, um den Stofftransport durch die Grenzschicht zu beschreiben. Die Wechselwirkungen und damit auftretenden Anlagerungsmechanismen in der Grenzschicht sind aber so vielfältig, wie die Anzahl der verwendeten Substanzklassen. Diese Zusammenhänge werden für die Anlagerung von Partikeln in der Erzflotation durch Definition spezifischer Kollisionsraten festgehalten, welche die Wahrscheinlichkeit einer Anlagerung in Abhängigkeit der Partikelgröße und der Partikelkonzentration in der Lösung ausdrücken [32, 20]. Letztendlich findet die Anlagerung jedoch in Abhängigkeit der an dem Partikel oder dem gelösten Molekül wirkenden Kräfte statt, welche in Abhängigkeit der Konzentration der Moleküle in der Lösung, der Beladung und der Verteilung der Grenzfläche auf die einzelnen Moleküle wirken.

Gibbs-Theorie an Phasengrenzflächen

Die am Molekül einer gelösten Substanz (= Komponente) angreifenden Kräfte werden entsprechend der thermodynamisch begründeten Gibbs-Theorie und der darauf sich beziehenden Thermodynamik der Phasengleichgewichte durch das chemische Potential μ_i der Komponente i ausgedrückt. Es ergibt sich aus der Ableitung der freien Gibbs-Enthalpie G . Die freie Gibbs-Enthalpie G stellt nach Gleichung 2.39 die funktionale Beziehung zwischen freier Energie F^s und freier Enthalpie H^s her [6, 33]. In einem zweiphasigen System berechnet sich bei ausgebildetem thermodynamischem Gleichgewicht an der Phasengrenzfläche die freie Gibbs-Oberflächenenergie G^s an der Phasengrenzfläche A_s (engl.: surface, interface) nach Gleichung 2.39 aus freier Energie an der Grenzfläche F^s , der Oberflächenspannung γ und der Größe der Phasengrenzfläche A_s .

$$G^s = H^s - TS^s = F^s - \gamma A_s \quad \text{freie Gibbs - Energie} \quad (2.39)$$

Aufgrund der thermodynamischen Gesetze strebt ein jedes Stoffsystem einem energetischen Minimum und damit einem Gleichgewicht entgegen. Dies bedeutet, dass bei konstanter innerer Energie U die freie Energie F , unter Maximierung der Entropie S , minimiert wird (Gl. 2.40, Gl. 2.41). Hierzu strebt zudem die Oberfläche zwischen zwei Phasen ihrer Minimierung entgegen.

$$F = U - TS \quad \text{freie Energie} \quad (2.40)$$

$$H = U - \gamma A_s \quad \text{freie Enthalpie} \quad (2.41)$$

Das jeweilige chemische Potential in der flüssigen Phase und an der Phasengrenzfläche μ_i^s ergibt sich damit aus dem lokalen Druck, der Temperatur und der an dem Molekül angreifenden Kräfte. Es kann nach Gleichung 2.42 unter Ableitung der freien Energie beziehungsweise der freien Gibbs-Energie berechnet werden.

$$\mu_i^s = \left(\frac{\partial F^s}{\partial n_i^s} \right)_{T, A, n_j^s} = \left(\frac{\partial G^s}{\partial n_i^s} \right)_{T, p, n_j^s} \quad (2.42)$$

Ein Gleichgewicht existiert, wenn an allen Stellen des betrachteten Systems das chemische Potential gleich groß ist, wobei die Gibbs-Energie nach Gleichung 2.43 an der Grenzfläche die Summe aller Potentiale der beteiligten Stoffe darstellt.

$$G^s = \sum n_i^s \cdot \mu_i^s \quad (2.43)$$

Tritt durch den Eintrag einer Phasengrenzfläche, die nicht im thermodynamischen Gleichgewicht steht, eine Potentialdifferenz zwischen Flüssigphase und Phasengrenzfläche auf, so wird diese durch Stofftransportvorgänge in Analogie zu einer Druckdifferenz ausgeglichen.

Bei konstantem Druck und konstanter Temperatur ist die Arbeit zur Vergrößerung der Grenzfläche gleich der Änderung der freien Enthalpie des Systems und proportional der dem System inhärenten Oberflächenspannung γ (Gl. 2.44).

$$\gamma = \left(\frac{\partial G^s}{\partial A_s} \right)_{T,p,n_i^s} \quad (2.44)$$

Ebenso nimmt die Energie mit der Abnahme der Oberflächengröße ab. Dies bedeutet, dass thermodynamisch die Erreichung eines Energieminimums durch Minimierung der Oberfläche angestrebt wird, sodass hierdurch ein stabilerer Zustand erreicht werden kann. Die Oberflächenminimierung findet bei der Entstehung der Gasblase statt und läuft spontan ab. Hierbei wird immer die kleinst mögliche Blase erzeugt.

Adsorptionsisothermen

Aus der Gibbs-Theorie kann bei konstanten Zustandsgrößen, welche sich aus Druck p , Temperatur T und Substanzmenge n_i ergeben, die maximal mögliche Anlagerung an die Phasengrenzfläche und damit der Gleichgewichtszustand über das Potential in der Lösung berechnet werden. Dies lässt sich aus Gl. 2.39 über die Beziehung zwischen der Oberflächenspannung γ , dem chemischen Potential μ_i und der Gibbs-Oberflächenenergie G^s herleiten (Gl. 2.45).

$$\gamma \cdot A_s = F^s - G^s = F^s - \sum n_i^s \cdot \mu_i^s \quad (2.45)$$

Wird diese Gleichung bezüglich der Fläche A_s normiert, so ergibt sich die Oberflächenbeladung Γ_i in Abhängigkeit der Oberflächenspannung (Gl. 2.46).

$$\gamma = \frac{F^s}{A_s} - \frac{\sum n_i^s \cdot \mu_i^s}{A_s} = f^s - \sum \Gamma_i \mu_i^s \quad (2.46)$$

Aus dem totalen Differential von G_i^s (Gl. 2.47) ergibt sich unter Einbeziehung des fundamentalen, thermodynamisch begründeten Zusammenhangs zwischen Potential und Aktivität a_i (Gl. 2.48) und der Ableitung von Gl. 2.46 der funktionale Zusammenhang zwischen Beladung der Grenzfläche und Konzentration c_i in der Lösung.

$$dG_i^s = \mu_i^s \cdot d\Gamma_i + \Gamma_i \cdot d\mu_i^s \stackrel{!}{=} \Gamma_i \cdot d\mu_i^s; \quad \text{bei } d\Gamma_i = 0 \quad (2.47)$$

$$d\mu_i^s = RT \cdot d \ln(a_i) = RT \cdot d \ln(c_i) \quad (2.48)$$

Die daraus resultierende Gleichung 2.49 beschreibt die Gibbs-Isotherme, welche als Basis für weitere Adsorptionsisothermen dient [6, 33].

$$\Gamma_i = - \frac{1}{RT} \frac{d\gamma}{d \ln(c_i)} \quad (2.49)$$

Hierzu ist die Änderung der Oberflächenspannung in Abhängigkeit der molaren Konzentration ($M = \text{mol/l}$) in Abbildung 2.11 dargestellt. Aus der Gibbs-Isotherme ergibt sich, dass mit steigender molarer Konzentration einer oberflächenaktiven Substanz c_{OAS} die Oberflächenspannung im thermodynamischen Gleichgewicht γ_{eq} durch Zunahme der Beladung an der Phasengrenzfläche abnimmt. Damit liefert sie eine physikalisch begründete Erklärung für die Berechnung adsorptiver Anlagerungsvorgänge von Detergentien an Phasengrenzflächen [6]. Die Beladung der Phasengrenzfläche lässt sich damit nach Gl. 2.49 aus der Änderung der Oberflächenspannung in Abhängigkeit der Konzentration einer oberflächenaktiven Substanz bestimmen.

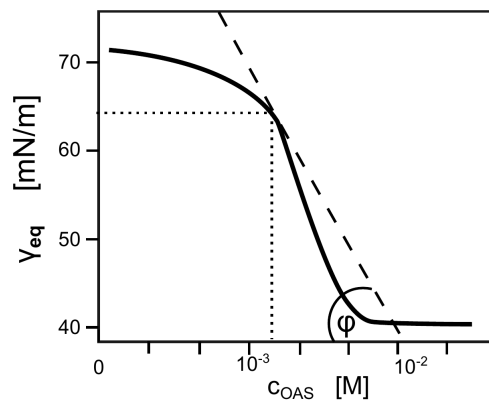


Abbildung 2.11: Grafische Bestimmung der Beladung der Phasengrenzfläche Γ_i anhand der Änderung der Oberflächenspannung im Gleichgewicht γ_{eq} bei Änderung der molaren OAS-Konzentration c_{OAS} für die Adsorption von SDS an einer Wasser / Luft-Grenzfläche nach Vollhardt und Wittig (1980) [6]

Abwandlungen der Gibbs-Isotherme, welche sich ebenfalls auf die Beziehung zwischen Beladung und Oberflächenspannung als Funktion der Konzentration oberflächenaktiver Substanzen in der Kernphase beziehen, sind die Adsorptionsisothermen von Henry (1801), Szyszkowski (1908), Langmuir (1916), Frumkin (1925) und Volmer (1925) sowie die Hückel-Cassel-Isotherme (Hückel 1932, Cassel 1944). Die Konstanten in diesen Isothermen beziehen sich auf kinetische Modelle der Adsorption und Desorption, Wechselwirkungen zwischen adsorbierten Molekülen und die minimale Fläche, welche ein adsorbiertes Molekül an der Phasengrenzfläche benötigt. Anhand der Szyszkowski-Isotherme ist hier der Zusammenhang zwischen der Änderung der Oberflächenspannung $\Delta\gamma$ und der Konzentration c_{OAS} einer oberflächenaktiven Substanz in der flüssigen Phase dargestellt (Gl. 2.50). Die Konstanten α und β beschreiben den Verlauf der Isotherme, welcher sich aus der Anlagerungskinetik ergibt [6].

$$\text{Szyszkowski} : \Delta\gamma = \gamma_0 - \gamma = \alpha \cdot \log(1 + c_{OAS}/\beta) \quad (2.50)$$

Bei der Langmuir-Isotherme stellt x_i den molaren Anteil einer oberflächenaktiven Substanz in der flüssigen Phase dar (Gl. 2.51).

$$\text{Langmuir} : \Gamma_i = \Gamma_{i,\infty} \cdot x_i / (x_i + \exp(\Delta\mu_{i,0}^s/RT)) \quad (2.51)$$

Mit zunehmender Konzentration der Substanz nähert sich die Beladung Γ_i der maximalen Beladung $\Gamma_{i,\infty}$ an. Hierbei wird die Steigung der Isotherme von der Potentialdifferenz an der Phasengrenzfläche ohne Beladung $\Delta\mu_{i,0}^s$ bestimmt.

Anlagerung von OAS an die Phasengrenzfläche

Die Anlagerungsvorgänge von oberflächenaktiven Substanzen an eine Phasengrenzfläche finden in einer Grenzschicht statt, in welcher eine Potentialdifferenz zwischen der Kernphase und der noch nicht im thermodynamischen Gleichgewicht befindlichen Phasengrenzfläche vorliegt (s. Abb. 2.10, Gl. 2.52).

$$\Delta\mu_i = \mu(p, T, c_i)_l - \mu(p, T, c_i)_{s,dyn} \quad (2.52)$$

Bei gegebener molarer Konzentration $c_{i,l}$ einer spezifischen Substanz in der flüssigen Phase und Bekanntheit einer geeigneten Isotherme (beispielsweise Langmuir-Isotherme) können die Beladung Γ_i und die maximal mögliche Beladung $\Gamma_{i,\infty}$ bestimmt werden (Gl. 2.51, Gl. 2.53). Hierzu ergibt sich die maximale Beladung $\Gamma_{i,\infty}$ entsprechend Gl. 2.49 aus der Konzentration $c_{i,max}$, ab welcher die Phasengrenzfläche vollständig beladen ist (Gl. 2.53).

$$\Gamma_{i,\infty} = -\frac{1}{RT} \frac{d\gamma}{d \ln(c_{i,max})} \quad (2.53)$$

Die maximale Beladung und damit auch die maximal adsorbierbare Stoffmenge pro Phasengrenzfläche kann also mit der Gleichung 2.54 in Abhängigkeit der Konzentration in der flüssigen Phase $c_{i,l}$ berechnet werden.

$$\Gamma(c_{i,l}) = \frac{n_{i,max}}{A_s} = \Gamma_{i,\infty} \cdot c_{i,l} / (c_{i,l} + \exp(\Delta\mu_0^s/RT)) \quad (2.54)$$

Mit steigender Beladung und damit steigendem chemischem Potential $\mu(p, T, c_i)_{s,dyn}$ an der Phasengrenzfläche nimmt der Stofftransport aufgrund der verminderten Potentialdifferenz $\Delta\mu_i$ sukzessive ab (Gl. 2.52).

Aus der berechneten Anlagerung und dem für einige Moleküle bekannten Flächenbedarf zur Adsorption eines Moleküls kann die Dicke der Adsorptionsschicht und bei bekannter Größe der Phasengrenzfläche auch die Anzahl der Schichten berechnet werden. Nach Dukhin et al. ergibt sich für das SDS-Molekül ein minimaler Flächenbedarf von 4 nm² pro Molekül bei Vorlage einer dicht gepackten Schicht [6].

2.2.2.3 Stofftransport von OAS an Phasengrenzflächen

Befinden sich in der flüssigen Phase einer Blasenströmung oberflächenaktiven Substanzen, wird zum Ausgleich des chemischen Potentials die Phasengrenzfläche beladen. Dies bedeutet, dass sich ein gerichteter Stofftransport aus der flüssigen Phase an die Phasengrenzfläche ausbildet, bis diese maximal beladen ist. Nun kommt es jedoch in technischen Apparaten häufig vor, dass kein thermodynamisches Gleichgewicht erreicht wird. Einerseits weil die Verweilzeit der Gasphase nicht hinreichend groß ist und andererseits, weil an der Phasengrenzfläche Strömungsvorgänge stattfinden, die adsorbierte Moleküle wieder von der Phasengrenzfläche lösen, beziehungsweise bezüglich ihres Ortes an der Grenzfläche verschieben. Hierdurch kommt es zur Schleppenbildung an den Blasen des Blasenschwarmes, sodass der aus der Dicke der Grenzschicht und der Verteilung der oberflächenaktiven Substanz um die Blase herum resultierende Raum keine sphärisches Gebilde mehr darstellt [34, 6].

Das Auftreten von Schleppenbildung in Blasensäulen ist wohl bekannt. Die exakten Stofftransportvorgänge an einzelnen Blasen werden momentan jedoch noch untersucht. Mit dem Verständnis der grundlegenden Mechanismen können die Stofftransportvorgänge an Blasenschwärmen mit unterschiedlichen Blasengrößen exakter berechnet werden. Hierzu werden Arbeiten in den Schwerpunktprogrammen SPP 1740 und SPP 1506 der Deutschen Forschungsgemeinschaft (DFG) durchgeführt [35, 36].

Nun ergibt sich jedoch die Frage, wie insbesondere die Anlagerung an die Phasengrenzfläche in Abhängigkeit spezifischer Prozessparameter berechnet werden kann. Hierzu können Adsorptionsisothermen genutzt werden, sodass die Beladung der Phasengrenzfläche als Funktion der Kontaktzeit zwischen Gasblase und Flüssigkeit zu berechnen ist.

Die lokale Verteilung adsorbierter Moleküle in den Schleppen kann in Spezialfällen Berücksichtigung finden, wird jedoch unter Berechnung einer mittleren Beladung der Phasengrenzfläche häufig vernachlässigt. Festzuhalten bleibt jedoch, dass die Ausbildung einer konstanten Blasenkappe durch den Blasenauftstieg im Allgemeinen nicht vorkommt. Vielmehr lagern sich oberflächenaktive Substanzen sukzessive an die Phasengrenzfläche an und werden dann von der Kappe in die Schleppe transportiert. Dort haften die Moleküle bis sie in Abhängigkeit der hydrodynamischen Situation noch einmal desorbieren. Lediglich der fest adsorbierte Film um die Blase, welcher nur aus wenigen Molekülschichten und in einigen Fällen auch nur aus einem mono-molekularen Film besteht, haftet fest an der Phasengrenzfläche [6, 37].

Durch Messung der Konzentrationsänderung in einem grenzflächenbestimmten Reaktor und eine anschließende Bilanzierung kann die mittlere Beladung der Grenzfläche berechnet werden. So lässt sich auch bei der Schaumfraktionierung die Beladung der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der Konzentration in der wässrigen Phase durch Auffangen des entstehenden Schaumes bestimmen. Hierzu wird nach Dickinson et al. der Schaum kondensiert und bezüglich der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz analysiert [38].

Im Folgenden ist ein Ansatz zur Berechnung des Stofftransportes an eine Phasengrenzfläche auf Basis bestehender Theorien dargelegt. Anhand dessen wird erklärt durch welche Triebkräfte der Transportprozess zu Stande kommt und welche Parameter die Größe des Stoff-Flusses bestimmen. Aus dem ersten Fick'schen Gesetz ergibt sich bei Auftreten einer Konzentrationsdifferenz zwischen zwei Bezugspunkten, die auch eine Potentialdifferenz hervorruft, ein Flux zur Phasengrenzfläche J_l (Gl. 2.55). Die Potential- und Konzentrationsdifferenz wird durch den Flux mit einer charakteristischen Geschwindigkeitskonstante K_l beziehungsweise der Diffusionskonstante D_l abgebaut.

$$J_l = K_l \cdot \frac{\partial \mu_l}{\partial x_l} = D_l \cdot \frac{\partial c_l}{\partial x_l} \quad (2.55)$$

$$\frac{dm_l}{dt} = J_l \cdot A_{phG} = J_l \cdot a_r \cdot V_r \quad (2.56)$$

Bei einem Stofftransport, welcher in einer turbulenten Blasenströmung stattfindet, kann eine Wirbeldiffusion (engl.: eddy-diffusion ED) unter Einbeziehung der nicht laminaren Grenzschicht mit einem angepassten Diffusionskoeffizienten D_{ED} bestimmt werden (2.57). Dies bedeutet, dass der Stofftransport durch die Wirbel (Turbulenzballen) mit einbezogen wird, wodurch sich der Stoffübergangskoeffizient β_{ED} und damit die Transportgeschwindigkeit durch die Grenzschicht im Vergleich zur reinen Diffusion vergrößert.

$$J_{ED} = K_{ED} \cdot \frac{\Delta \mu_l}{\delta_{ED}} = D_{ED} \cdot \frac{\Delta c_l}{\delta_{ED}} = \beta_{ED} \cdot \Delta c_l \quad (2.57)$$

Für den Transport oberflächenaktiver Substanzen (OAS) an die Phasengrenzfläche kann jedoch die Konzentration in der Grenzschicht mit Zunahme der angelagerten Menge und daraus resultierender Anreicherung größer sein, als in der Kernphase (engl.: bulk). Daher ergibt sich die treibende Kraft in diesem Fall nicht aus einer Konzentrationsdifferenz sondern aus der Potentialdifferenz zwischen Flüssigphase und Phasengrenzfläche. Diese Potentialdifferenz wird aus der Beladungsdifferenz $\Delta \Gamma_{s,OAS}$ zwischen der bei gegebener OAS-Konzentration maximal möglichen Beladung $\Gamma_{exc,OAS}$ und der momentan vorliegenden Beladung $\Gamma_{s,OAS}$ an der Phasengrenzfläche hervorgerufen. Die momentane Beladung ist abhängig von der Verweilzeit der Phasengrenzfläche $t_{vz,g}$ und der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz c_{OAS} in der Bulk-Phase (Gl. 2.58).

$$\Delta \Gamma_{OAS,s} = \Gamma_{exc}(c_{OAS}) - \Gamma_s(c_{OAS}, t_{vz,g}) \quad (2.58)$$

Der funktionale Zusammenhang zwischen Beladung und Konzentration ist durch den Adsorptionsfaktor F_{Ads} gegeben und kann nach Lemlich et al. beispielsweise durch die Verwendung von Adsorptionsisothermen berechnet werden [33] (Gl. 2.59).

$$F_{Ads} = \frac{\Gamma_{exc}(c_{OAS})}{c_{OAS}} \quad (2.59)$$

Aus den beiden Beladungen wird mit Bezug zur der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz in der wässrigen Phase c_{OAS} der Gradient $\nabla c_{ls,OAS}$ definiert (Gl. 2.60).

$$\nabla c_{ls,OAS} (c_{OAS}, t_{vz,g}) = \frac{\Gamma_{exc} (c_{OAS}) - \Gamma_s (c_{OAS}, t_{vz,g})}{F_{Ads} \cdot c_{OAS}} \quad (2.60)$$

Daraus ergibt sich die Größe des treibenden Gefälles für den Stofftransport an die Phasengrenzfläche. So kann der Flux der oberflächenaktiven Substanz $J_{Ads,OAS}$ mit dem aus der Konzentration in der flüssigen Phase resultierenden Konzentrationsgradienten und dem Stofftransportkoeffizienten $\beta_{Ads,OAS}$, welcher eine Anlagerungsgeschwindigkeit darstellt, berechnet werden (Gl. 2.61, Gl. 2.62).

$$J_{Ads,OAS} = \beta_{Ads,OAS} \cdot \nabla c_{ls,OAS} \cdot c_{OAS} \quad (2.61)$$

$$J_{Ads,OAS} = \frac{\beta_{Ads}}{F_{Ads}} \cdot (\Gamma_{exc} (c_{OAS}) - \Gamma_s (c_{OAS}, t_{vz,g})) \quad (2.62)$$

Der aus der gegebenen Betrachtung resultierende Massenstrom an die Phasengrenzfläche ergibt sich aus dem Flux an die Phasengrenzfläche, der spezifischen Phasengrenzfläche a_r und dem betrachteten Reaktorvolumen V_r .

$$\frac{dm_{Ads,OAS}}{dt} = J_{Ads,OAS} \cdot a_r \cdot V_r \quad (2.63)$$

Damit ist der Massenstrom proportional zum Gasanteil ε_g und der mittleren Blasengröße $d_{Bl,m}$ im Reaktor (Gl. 2.64, 2.63).

$$a_r = a_g \cdot \varepsilon_g = \frac{6}{d_{Bl,m}} \cdot \varepsilon_g = \frac{A_{PhG}}{V_g} \cdot \frac{V_g}{V_r} = \frac{A_{PhG}}{V_r} \quad (2.64)$$

Nähere Informationen zur Anlagerung oberflächenaktiver Substanzen an die Phasengrenzfläche sind in Abschnitt 2.3.2 zu finden.

Die Berechnung der Stofftransportkonstante $k_{s,ED}$ ermöglicht in Analogie zur Reaktionskonstante in einem Reaktor (siehe Gl. 2.36) die Bestimmung der Konzentrationsänderung und der Massenänderung über die Zeit bei gegebenem Reaktorvolumen V_r (Gl. 2.65, 2.66).

$$\frac{dc_{OAS}}{dt} = k_{s,ED} \cdot c_{OAS} \quad (2.65)$$

$$\frac{dm_{OAS}}{dt} = k_{s,ED} \cdot c_{OAS} \cdot V_r \quad (2.66)$$

Mit der Analogie zu einem Reaktor lässt sich damit auch der Stofftransport an eine Phasengrenzfläche beschreiben. Jedoch hängt die an die Phasengrenzfläche transportierte Stoffmenge nicht wie bei einer Reaktion erster Ordnung nur von der Konzentration der im Reaktor befindlichen OAS-Konzentration und der Größe der Reaktionskonstante ab.

Stattdessen wird zusätzlich durch die Konzentration der oberflächenaktiven Substanz, die Verweilzeit der Gasphase und die im Reaktor vorliegende spezifische Phasengrenzfläche a_r beeinflusst.

$$k_{s,ED}(c_{OAS}, t_{vz,g}, F_{Ads}, a_r) = \beta_{Ads,OAS} \cdot \nabla c_{ls,OAS} \cdot a_r = J_{Ads,OAS} \cdot \frac{a_r}{c_{OAS}} \quad (2.67)$$

Damit wird die Geschwindigkeit der Anlagerung der Moleküle an die Phasengrenzfläche von der Konzentration und Art der gelösten Substanz, der Größe der Phasengrenzfläche und der in der Grenzschicht vorherrschenden hydrodynamischen Situation bestimmt [33].

2.2.3 Substanzeinfluss auf Blasenströmungen

Eine Blasenströmung ist durch die Verteilung der Gasphase in der Flüssigphase und die sich damit ausbildende Strömungsform charakterisiert. Die jeweilige Strömungsform ist neben den konvektiven auch für diffusive Stofftransportmechanismen verantwortlich, welche den Transport zwischen den Phasen und die lokale Konzentration an der Phasengrenzfläche beeinflussen. Damit wird die Effizienz technischer Apparate, in welchen Blasenströmungen auftreten, essentiell von dem Strömungsregime der Blasenströmung bestimmt. Hierbei bewirken in der flüssigen Phase gelöste Substanzen eine Änderung der physikalischen Eigenschaften im Vergleich zum Reinstoff, welche sich auch auf das Strömungsverhalten auswirken. Die Änderung der physikalischen Eigenschaften wird in Abhängigkeit der Konzentration und der Identität der in dem Wasser gelösten Moleküle durch die Änderung der intermolekularen Kräfte hervorgerufen. Diese Änderungen lassen sich bezüglich einiger physikalischer Parameter, wie beispielsweise Viskosität, Oberflächenspannung und elektrische Leitfähigkeit, mit standardisierten Messverfahren bestimmen. So ist beispielsweise in der Datenbank des NIST (National Institute of Standards and Technology) eine Vielzahl von Datensätzen zu den Reinstoffen und technisch relevanten Gemischen zugänglich [39].

In Blasenströmungen kommt zu dem Effekt der gelösten Substanz in der kontinuierlichen flüssigen Phase ein zusätzlicher Effekt auf das Kräftefeld an der Phasengrenzfläche hinzu. Dieser bewirkt, dass beim Einbringen einer Gasphase eine zusätzliche Bewegung und lokale Ausrichtung der im Wasser gelösten Substanz auftritt. Je nachdem, ob die gelösten Moleküle hydrophile, hydrophobe oder amphiphile Eigenschaften aufweisen, befinden sie sich präferenziell in der kontinuierlichen Phase (hydrophil) oder an der Phasengrenzfläche (hydrophob). Sofern die Substanz amphiphile, also beide Eigenschaften an unterschiedlichen funktionellen Gruppen aufweist, richten sich die Moleküle an der Phasengrenzfläche aus und beeinflussen damit die Stabilität und Koaleszenzneigung in der Blasenströmung. Daher ist die Kenntnis des Einflusses sekundärer, gelöster Substanzen auf die Koaleszenzneigung von Blasenströmungen zur Auslegung technischer Apparate wichtig, insbesondere wenn deren Funktion wie bei Blasensäulen, Extraktions- und Flotationsapparaten stark von der zur Verfügung stehenden Phasengrenzfläche abhängt. Daher werden die in der technischen Anwendung vorkommenden Substanzen systematisch untersucht und bezüglich ihres Einflusses auf den Betriebszustand

beurteilt. Im Folgenden ist der Einfluss von unterschiedlichen Salzarten und oberflächenaktiven Substanzen auf das Strömungsregime in der Blasenströmung dargestellt. Diese besitzen essentiellen Einfluss auf den Stoffaustausch in Flotationsverfahren.

2.2.3.1 Einfluss oberflächenaktiver Substanzen auf die Blasenströmung

Die physikalischen Eigenschaften eines gelösten Moleküls bestimmen über die lokale Ladungsverteilung und die Ausprägung polarer und unpolare Bereiche die Ausrichtung des Moleküls in der wässrigen Phase zur Phasengrenzfläche und zudem die Ausrichtung der Wassermoleküle zu dem Molekül. Dies ist schematisch in Abbildung 2.12 anhand von SDS (Sodium-Dodecyl-Sulfat), welches als Detergenz oberflächenaktive Eigenschaften aufweist, nach Noble et al. dargestellt [40].

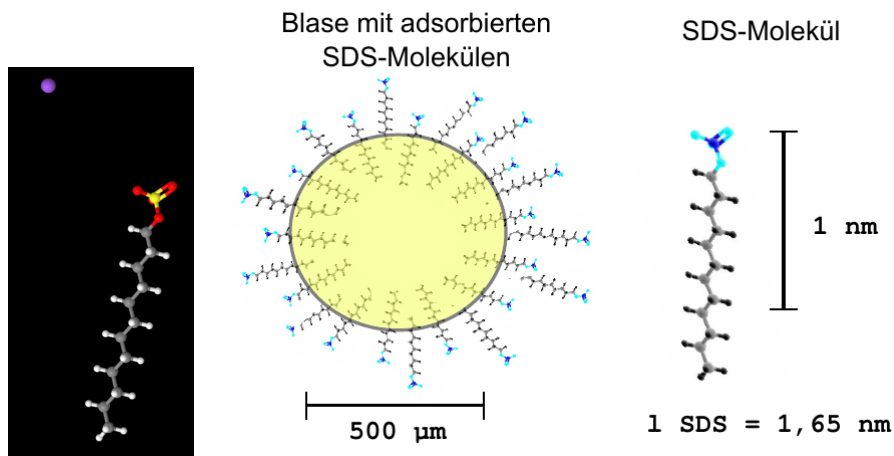


Abbildung 2.12: Darstellung der Struktur des SDS-Moleküls (links) und des Größenverhältnisses zwischen Blase und SDS-Molekül mit Ausrichtung von SDS-Molekülen an der Phasengrenzfläche (rechts) [40]

Nach Dukhin et al. richten sich die Wassermoleküle an Luft-Wasser-Phasengrenzflächen tendenziell mit dem Elektronenpaar am Sauerstoffatom und damit mit der negativen Partialladung zur Phasengrenzfläche hin aus. Es ist jedoch nicht genau bekannt, ob dies aufgrund einer stabileren Ladungsverteilung oder aus sterischen Gründen der Fall ist [6].

Oberflächenaktive Substanzen besitzen in der wässrigen Lösung hauptsächlich Einfluss auf die Oberflächenspannung der wässrigen Phase. Dies macht sich auch bei deren Verwendung als Detergenz bemerkbar. Mit steigender OAS-Konzentration sinkt die Oberflächenspannung bis auf ein Minimum, an welchem die Phasengrenzfläche vollständig mit oberflächenaktiver Substanz beladen ist. Bei weiterer Konzentrationserhöhung bilden sich Mizellen in der Lösung, welche entsprechend der Thermodynamik der Phasengleichgewichte eine zweite Phase erzeugen, um das Stoffsystem zu stabilisieren.

Die Konzentration ab welcher sich Mizellen in einer wässrigen Lösung bilden, wird als kritische Mizellenkonzentration (CMC - engl.: critical micell concentration) bezeichnet und ist aus dem Diagramm in Abbildung 2.13 (rechts) am lokalen Minimum der Oberflächenspannung graphisch bestimmbar. In einigen Fällen bildet sich ein „electrical double layer“, eine Doppelschicht aus OAS-Molekülen, die einen Wasserfilm um die Blase einschließen und damit die maximale Beladung der Phasengrenzfläche ermöglichen (Abb. 2.13, links).

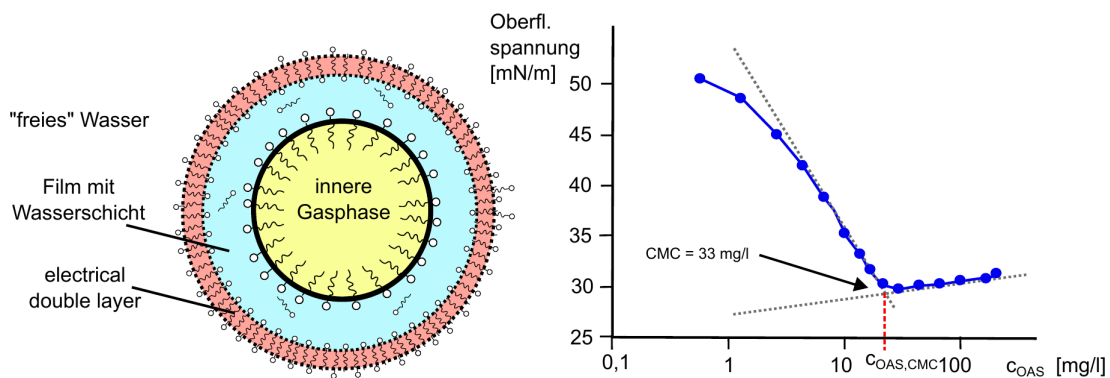


Abbildung 2.13: Schematische Darstellung von Mizellen in einer wässrigen Lösung nach Noble et al. [40] (links) und Methode zur graphischen Bestimmung der kritischen Mizellenkonzentration (CMC) durch Änderung der Oberflächenspannung in Abhängigkeit der SDS-Konzentration c_{OAS} nach Wang et al. [41] (rechts)

Für den Betrieb von Flotationsverfahren sind häufig sehr geringe OAS-Konzentrationen im unteren Milligramm-Bereich relevant. In Abhängigkeit von der Substanz und der an der Phasengrenzfläche vorliegenden Turbulenz wird bei Einbringung einer Gasphase ab einer minimalen Schäumungskonzentration von meist nur wenigen Milligramm pro Litern eine Schaumbildung hervorgerufen. Aus der Literatur ist bekannt, dass oberflächenaktive Substanzen im Allgemeinen und speziell SDS die Koaleszenz von Blasen hemmt und damit die Vergrößerung des mittleren Blasendurchmessers in Blasenschwärmen behindert.

Kracht et al. haben diesen Effekt untersucht und in Abhängigkeit der Konzentration von Detergentien und Salzen die Änderung der Blasengrößenverteilung gemessen [42]. Diese Substanzen vermindern die Koaleszenz je nach Anordnung der Moleküle an der Phasengrenzfläche und dadurch auftretender Stabilisierung der Phasengrenzfläche. Insbesondere behindert der Film beziehungsweise die Molekülstruktur um die Blasen die Annäherung der Blasen zueinander, das Abfließen des Films zwischen den Blasen und damit deren Zusammenwachsen [14]. Das Phänomen der Koaleszenz und der Einfluss von Salzen auf diese wird im Folgenden näher erläutert.

2.2.3.2 Einfluss von Salzen auf die Blasenströmung

Die meisten Salzionen erhöhen die Oberflächenspannung von Wasser mit steigender Salzkonzentration. Eine Studie von Ozdemir et al. zum Einfluss ausgesuchter Salze (NaCl , KCl , KI , KNO_3 , NaF und K_2SO_4) auf die Oberflächenspannung zeigt, dass im thermodynamischen Gleichgewicht die Oberflächenspannung γ_{eq} von wässrigen Lösungen mit steigender Salzkonzentration bis zu ihrem Sättigungspunkt ansteigt (siehe Abbildung 2.14).

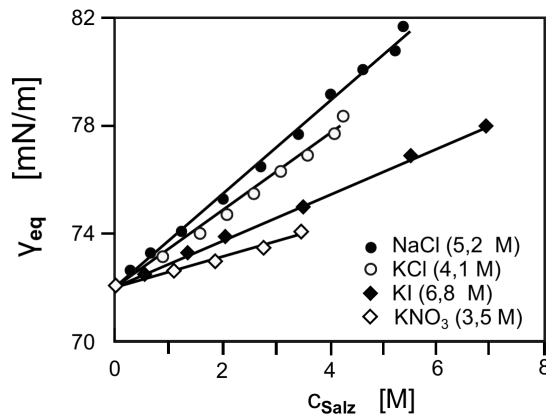


Abbildung 2.14: Oberflächenspannung γ_{eq} verschiedener Salzlösungen als Funktion der Salzkonzentration nach Ozdemir et al. [21]

Hier hat es sich auch erwiesen, dass bei gegebener Salzkonzentration die Oberflächenspannung mit der Ionenstärke des jeweiligen Salzes zunimmt [21]. Wie in Abbildung 2.14 dargestellt, bewirkt beispielsweise Natriumchlorid (NaCl) eine größere Änderung der Oberflächenspannung als Kaliumchlorid. Es besitzt eine größere Ionenstärke und hemmt folglich die Koaleszenz auch stärker.

2.2.3.3 Substanz Einfluss auf die Koaleszenz in Blasenströmungen

In technischen Apparaten, in welchen Blasenströmungen erzeugt werden, sind die einzelnen Blasen eines Blasenschwarmes häufig fein dispers in einer kontinuierlichen flüssigen Phase verteilt. Daher tritt in diesen in Abhängigkeit von der Phasenverteilung, der konvektiven Kräfte an den Einzelblasen und der in der flüssigen Phase gelösten Substanzen Koaleszenz auf. Das Phänomen der Koaleszenz ist dadurch gekennzeichnet, dass sich zwei Blasen oder Tropfen annähern, dann der Film zwischen ihnen aufreißt und es zu einer Vereinigung kommt. Dadurch kommt es zu einer Vergrößerung des Blasenvolumens und einer Reduktion der Blasenanzahl. Dies hat zur Folge, dass die zum Stofftransport zur Verfügung stehende Oberfläche sich um ein Vielfaches verkleinert. Letztendlich ist die Koaleszenz damit ein von Oberflächenkräften bestimmtes Phänomen, welches in Phasengrenzflächen-bestimmten Prozessen durch Beeinflussung der Größe der Phasengrenzfläche den effektiv auftretenden Stofftransport in einigen Fällen sehr stark verändern kann.

Im Falle von Blasenströmungen in Wasser existiert eine Vielzahl von Substanzen, welche die Koaleszenz durch Änderung der Oberflächenkräfte an der Blase beeinflussen. Diejenigen Substanzen, welche die Koaleszenz am stärksten hemmen, lassen sich in oberflächenaktive Substanzen und strukturbildende (= kosmotrophe) Substanzen einordnen. Oberflächenaktive Substanzen, wie Detergentien und Schäumer, bilden einen Film um die Blasen und verhindern das Abfließen des Wassers aus diesem. Dadurch wird mehr Energie benötigt, um diesen aufzureißen und die Blase platzen zu lassen. Strukturbildende Substanzen sind hauptsächlich Salze. Diese lassen sich entsprechend der Hofmeister-Reihe in chaotrophe und kosmotrophe Salze eingliedern, die kosmotrophen und damit strukturbildenden Salze besitzen eine hohe Ionenstärke und ordnen sich und das gelöste Wasser damit in einer stabilen Struktur um die Phasengrenzfläche an. Auch dies verhindert ein Abfließen der Flüssigkeit zwischen den Blasen bei gegenseitiger Annäherung, sodass die Koaleszenz mit steigender Salzkonzentration sukzessive verhindert wird.

Da ab einer für das Stoffsystem und den jeweiligen Apparat charakteristischen Konzentration die Koaleszenz zum größten Teil verhindert wird, wurde von mehreren Forschergruppen zur Referenzierung des Koaleszenzverhaltens eine kritische Koaleszenzkonzentration (CCC - critical coalescence concentration) definiert. Jedoch existiert keine einheitliche Bewertungsgrundlage der CCC, da diese durch sehr unterschiedliche Messverfahren ermittelt und auf unterschiedliche Referenzwerte bezogen wird. Beispielsweise wird von Nguyen et al. analog zu Lessard und Zieminski (1971) eine 50 %-ige Koaleszenzinhibierung TC 50 (total coalescence 50) definiert [14]. Ribeiro et al. hingegen arbeiten mit einem TC 100 [43], welcher aussagt, dass ab dieser Konzentration bei weiterer Salzzugabe keine weitere Koaleszenzinhibierung erfolgt. Zusammenfassend ist festzustellen, dass die Koaleszenzveränderung über ein Konzentrationsintervall verläuft. Die Änderung der Koaleszenz verläuft nach einer substanzspezifischen Funktion, hängt hierbei jedoch auch von der verwendeten Messmethode ab. In der Mitte des Intervalls liegt ein TC 50, bei welchem nur noch die Hälfte der Koaleszenz im Vergleich zum Referenzwert mit destilliertem Wasser stattfindet.

Eine einheitliche Bestimmung in Abhängigkeit dezidierter physikalischer Parameter oder standardisierter Messmethoden ist derzeit noch nicht durchgeführt. Mit Formeln von Marucci, Prince und Blanch oder Lessard und Zieminski (1971) kann lediglich ein Konzentrationsbereich abgeschätzt werden, in welchem voraussichtlich die Koaleszenzveränderung auftritt [44, 14]. Da die Koaleszenz der Blasen einen solch großen Einfluss auf die Effizienz der Blasensäule besitzt, bedarf es einer genauen Untersuchung der einzelnen Koaleszenzmechanismen und der diversen Einflussfaktoren [19]. Die Auswirkung der Koaleszenz auf die Blasengröße in der Blasenströmung einer Blasensäule im Labor-Maßstab wurde von Craig et al. für unterschiedliche Salze unter Variation der Salzart und -konzentration ermittelt und dient mit der Darstellung des Einflusses von einzelnen Ionenkombinationen als Grundlage für eine genauere Beschreibung der Koaleszenz in Blasenströmungen [44].

2.2.4 CFD-Simulation von Blasenströmungen

Zur computergestützten-Simulation von Blasenströmungen mit CFD-Methoden (computer fluid dynamic) müssen die Navier-Stokes-Gleichungen beziehungsweise deren Vereinfachungen für die gegebene Geometrie und definierte Randbedingungen berechnet werden. Dies ist durch Einsatz kommerzieller CFD-Programme grundsätzlich möglich. Hierzu werden, wie beispielsweise von Kandakure et al., Euler-Euler und Euler-Lagrange-Verfahren eingesetzt, um die kontinuierliche wässrige und die disperse Gasphase zu simulieren [45]. Jedoch ist die Berechnung lokaler Turbulenzen an der Phasengrenzfläche und der dort auftretenden Transportvorgänge bisher nicht vollständig verfügbar, sodass die reale Strömungssituation nur vereinfacht dargestellt werden kann [46]. Dies gilt in Blasenströmungen vor Allem für das Auftreten von Stofftransportvorgängen hin zur Phasengrenzfläche, eine Anlagerung an der Phasengrenzfläche und die Existenz stark unterschiedlicher Blasengrößen.

Zusammenfassend bleibt festzuhalten, dass eine hochturbulente Blasenströmung in einem Flüssigkeitsstrahlapparat oder in einer Blasensäule derzeit noch nicht inklusive der auftretenden Blasengrößenverteilung und in Abhängigkeit der darin auftretenden Koaleszenz ohne empirische Anpassungen korrekt berechnet werden kann [47]. Die Verteilung der Gasphase kann jedoch unter Vorgabe einer konstanten Blasengröße oder durch Verwendung eines Koaleszenzmodells zur Abschätzung der mittleren Blasengröße anhand von Populationsbilanzen berechnet werden [48, 49].

2.3 Grundlagen zu Flotationsverfahren

Die Flotation ist ein Trennverfahren, bei welchem ausgenutzt wird, dass einzelne Partikel, Moleküle oder auch Molekülbereiche hydrophobe Eigenschaften besitzen und daher zu der Wasserphase weniger große intermolekulare Kräfte aufbauen als zur Gasphase. Dadurch lagern sie sich an Phasengrenzflächen an und können durch Eintragung einer Blasenströmung und der damit gebildeten Phasengrenzfläche aus der Wasserphase abgetrennt werden. Die angereicherten Substanzen werden durch Erzeugung von Schaum oder über eine Überlaufkante aus dem System ausgetragen. Flotationsverfahren kommen damit zur Aufreinigung von wässrigen Fluidströmen oder zur Gewinnung von in einer wässrigen Phase gelösten Substanzen zum Einsatz.

Zur Begasung der wässrigen Phase, der geführten Kontaktierung beider Phasen und der damit erreichbaren Realisierung eines Stofftransports zwischen Gas- und Flüssigphase existiert eine Vielzahl von Konzepten und Ausgestaltungen. Diese zielen darauf ab, für den jeweils zu konditionierenden Fluid-Volumenstrom (Feed) eine möglichst optimale Phasengrenzfläche und Betriebsbedingung in dem Apparat bereitzustellen (Abb. 2.15). Der optimale Betriebszustand hängt von der Art des durchzuführenden Verfahrensschrittes, den beteiligten Substanzen in der Gas- und Flüssigphase und den hierzu einzustellenden Betriebsbedingungen ab, sodass er

nicht allgemein konkretisiert werden kann. Damit ist bei der Auslegung von Flotationsapparaten für jede Anwendung die Art der Begasungseinrichtung und die Art der Kontaktierung in dem Flotationsbehälter auszuwählen, um eine effiziente Anlagerung von Substanzen aus der wässrigen Phase an die Phasengrenzfläche und deren Abtrennung zu gewährleisten (s. ebenfalls Abb. 2.1, 2.3, 2.4). Letztendlich birgt jede Betriebs- und Flotationsart inhärente Vor- und Nachteile, zwischen welchen auf Basis der Betriebseffizienz, der technischen Umsetzbarkeit und der aufzuwendenden Kosten abzuwägen ist.

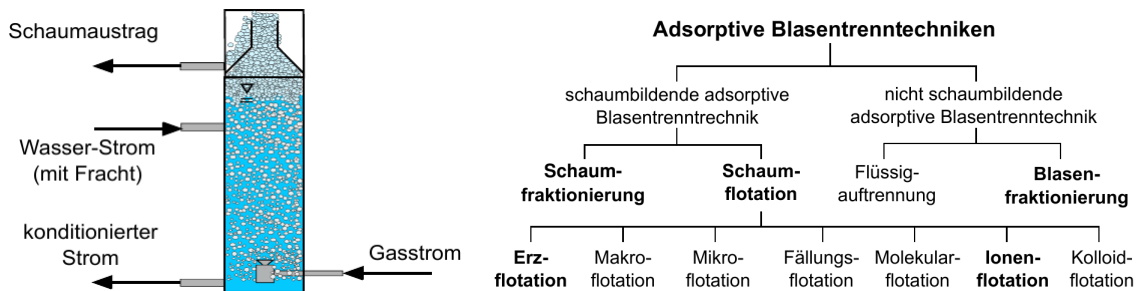


Abbildung 2.15: Einteilung der adsorptiven Blasentrenntechniken nach Lemlich mit Darstellung der Strömungsführung in einem Flotationsapparat zur Schaumfraktionierung [33]

Die sogenannten Blasentrenntechniken lassen sich entsprechend Abbildung 2.15 in schaumbildende und nicht-schaumbildende Blasentrenntechniken unterscheiden, welche in unterschiedlichen Apparatekonfigurationen zur Konditionierung wässriger Stoffströme Verwendung finden. Der Betriebszustand eines Flotationsapparates wird von den geometrischen Abmessungen des Apparates, dem über die Begasungseinrichtung eingebrachten Gasvolumenstrom, dem zu konditionierenden flüssigen Volumenstrom und den darin befindlichen gelösten und suspendierten Substanzen bestimmt. Mit der Ausbildung eines Blasenschwarmes ergibt sich die Verteilung der Gasphase und eine charakteristische Blasengrößenverteilung. Über die resultierende Phasengrenzfläche findet der Stofftransport in Abhängigkeit der Frachtart und Frachtkonzentration statt. Hierbei wird, wie bei allen Trennverfahren, ein Unterschied in den Eigenschaften der einzelnen Komponenten eines Stoffstromes ausgenutzt. Im Falle von Flotationsverfahren sind dies hauptsächlich unterschiedliche Wechselwirkungen zwischen einzelnen Molekülen beziehungsweise Molekülbereichen und einer gegebenen Phasengrenzfläche. Deren Berechnung gestaltet sich jedoch aufgrund der dynamischen Phasengrenzfläche und der sehr sensiblen Transportmechanismen aus der flüssigen Phase an die Phasengrenzfläche als sehr komplex. So ist der Mechanismus der Anlagerung allein aufgrund der Vielzahl strömungstechnischer Betriebszustände und des diversen Einflusses einer Vielzahl von Substanzklassen auf die Anlagerung an die Phasengrenzfläche noch nicht vollständig geklärt.

Daher erfolgt die Auslegung von Flotationsapparaten größtenteils empirisch und wird lediglich mit Berechnungsmodellen zur Anpassung der Betriebsparameter ergänzt. Aus diesem Grund sind auch die von Lemlich im Jahr 1966 unter dem Begriff "adsorptive bubble separation techniques" zusammengefassten adsorptiven Blasentrenntechniken bisher noch nicht in allen potentiellen Anwendungsfeldern verbreitet [1, 33].

Wie Bergh et al. anführen, gestaltet sich insbesondere die Regelung von Flotationsapparaten aufgrund der zuvor dargestellten Sachverhalte und der nur schwer erfassbaren Dynamik des Anlagerungs- und Schäumungsverhaltens als äußerst schwierig [10].

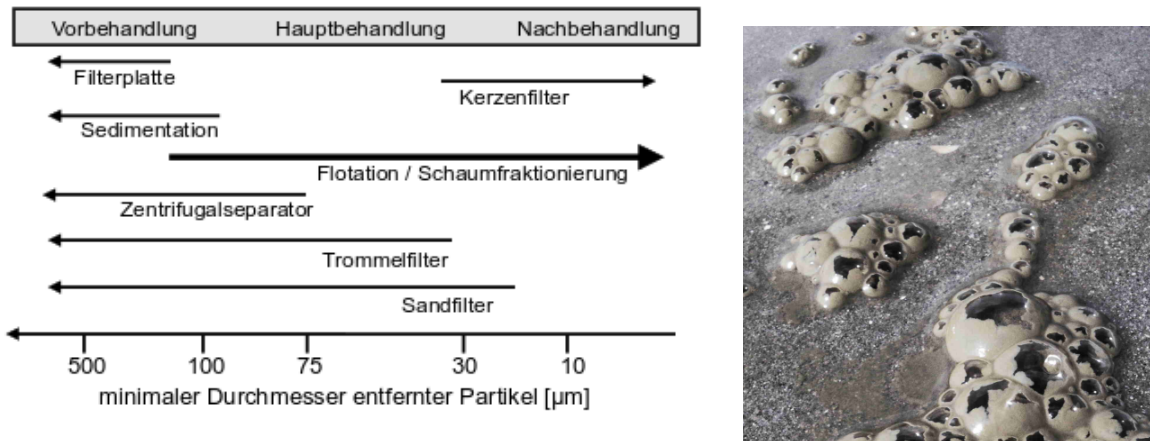


Abbildung 2.16: Partikelabtrennung in technischen Apparaten nach Timmons et al. mit Einteilung der abtrennbaren Partikelgröße [50] und Anlagerung von Algen an Schaum der Meeresbrandung

Durch Einsatz von Flotationsverfahren lassen sich gelöste Substanzen und suspendierte Partikel bis zu einem Größenbereich von etwa 200 µm beziehungsweise bis auf wenige mg/l abtrennen. Deren Einordnung bezüglich der Trenngrenze ist in Abbildung 2.16 (links) nach Timmons et al. für unterschiedliche Aufbereitungsverfahren dargestellt [51]. Auf der rechten Seite ist zur Veranschaulichung der Flotation deren Auftreten in der Natur anhand der Anlagerung von Mikroalgen an der Blasenoberfläche von Schaum der Meeresbrandung dargestellt. Nach Auftreffen der Brandung auf den Strand und die damit einhergehende Blasenbildung, platzen die Blasen nach einiger Zeit, sodass sich die angelagerten Algen auf dem feuchten Sand verteilen und sich dort ablagern. Damit werden durch diesen Transportmechanismus Algen aus dem Meerwasser abgetrennt.

2.3.1 Begasung von flüssigen Stoffströmen

Durch Begasung einer wässrigen Lösung definierten Volumens V_w wird diese bezüglich der eingetragenen Gasphase angereichert bis sie vollständig gesättigt ist. Die sich einstellende Sättigungskonzentration c_i lässt sich aus dem Partialdruck p_i der gasförmigen Komponente i und der Größe des Henry-Koeffizienten H_i berechnen (Gl. 2.68).

$$c_i = p_i \cdot H_i \quad (2.68)$$

Die Begasung durch Eintrag des Gasvolumenstromes \dot{V}_g wird über die Definition einer Begasungsrate $BR_{g,vol}$ spezifiziert und bestimmt mit der Größe der dadurch bereitgestellten Phasengrenzfläche wie schnell die Sättigungskonzentration erreicht wird (Gl. 2.69). Durch einen Gaseintrag kann unter Anderem eine Reaktion, beispielsweise eine Oxidation durch Sauerstoffeintrag ermöglicht werden.

$$BR_{g,vol} = \frac{\dot{V}_g}{V_w} \quad (2.69)$$

Diesbezüglich wird zumeist die Sauerstofftransferate (OTR, engl.: oxygen transfer rate) als Auslegungsgröße gewählt, welche die Berechnung des eingetragenen Sauerstoffmenge pro Zeiteinheit analog zu dem empirisch zu bestimmenden Stoffübergangskoeffizienten $k_{l,a}$ ermöglicht.

2.3.2 Aufreinigung von flüssigen Stoffströmen durch Flotation

Durch den Auftrieb von Gasblasen, steigen diese durch den Flotationsbehälter nach oben und lagern aufgrund unterschiedlicher Bindungskräfte zwischen Gasphase, Flüssigphase und aufzutrennender Substanz gelöste und suspendierte Moleküle an ihre Phasengrenzfläche an. Die adsorbierten Substanzen werden an die Wasseroberfläche befördert, wo sie abgeschöpft oder ausgeschäumt werden. Damit kann eine Vielzahl unterschiedlicher Substanzen aus der flüssigen Phase abgetrennt werden. Im Folgenden wird ein Fokus auf die Abtrennung oberflächenaktiver Substanzen nach dem Gegenstromprinzip gelegt, da an einem solchen Apparat auch die dargestellten experimentelle Untersuchung durchgeführt wurde.

2.3.2.1 Flotation von oberflächenaktiven Substanzen

Die Anlagerung von oberflächenaktiven Substanzen an die Phasengrenzfläche zwischen Gas- und Flüssigphase geschieht in Abhängigkeit der Größe der vorliegenden Gradienten und der Verteilung der Phasengrenzfläche in der kontinuierlichen Flüssigphase. Der hierbei auftretende Stofftransport zur Erreichung des angestrebten thermodynamischen Gleichgewichtes wird neben der lokalen Ladungsverteilung um die einzelnen Moleküle der oberflächenaktiven Substanz von den konvektiven Kräften in der Blasenströmung und der daraus resultierenden Hydrodynamik an der Blasenoberfläche bestimmt.

Wie zuvor schon diskutiert, ist für die Erreichung der maximal möglichen Beladung der Phasengrenzfläche des Blasenschwarmes eine charakteristische Zeitdauer τ_{Ads} zur maximalen Adsorption oberflächenaktiver Substanzen notwendig. Diese hängt von dem der Adsorption vorangehenden Flux an die Phasengrenzfläche J_{Ads} und der maximalen Exzessbeladung $\Gamma_{exc,oas}$ der Phasengrenzfläche ab (Gl. 2.70) [6]. Die Konstante a_b stellt hier einen substanzspezifischen Geschwindigkeitsfaktor dar.

$$\tau_{Ads} = \frac{4 \cdot \pi \cdot a_b^2 \cdot \Gamma_{exc,oas}}{J_{Ads}} \quad (2.70)$$

Nach Dukhin et al. kann davon ausgegangen werden, dass in einer aufsteigenden Blasenströmung mit einer Reynolds-Zahl größer als 1, beispielsweise in einem Flotationsbehälter, durch den Flux J_{Ads} die maximale Beladung nach einer Verweilzeit τ_{Ads} von 2 Sekunden erreicht ist. Durch die Anlagerung an die aufsteigenden Blasen und das Mitreißen von oberflächenaktiven Substanzen kommt es zu einer Konzentrationsschichtung in dem Flotationsbehälter, sodass die Konzentration darin mit steigender Höhe zunimmt. Dies ist insbesondere dann der Fall, wenn ein Gegenstrombetrieb in dem Flotationsbehälter realisiert ist, sodass die Konzentration der von oben nach unten strömenden wässrigen Phase abnimmt und die Beladung an der Phasengrenzfläche von unten nach oben zunimmt. Dieser Zusammenhang wurde von Shah und Lemlich für die Flotation von Kristallviolett mit Erfassung des sich zeitlich ausbildenden Konzentrationsprofils eingehend untersucht und ist in Abbildung 2.17 dargestellt [52].

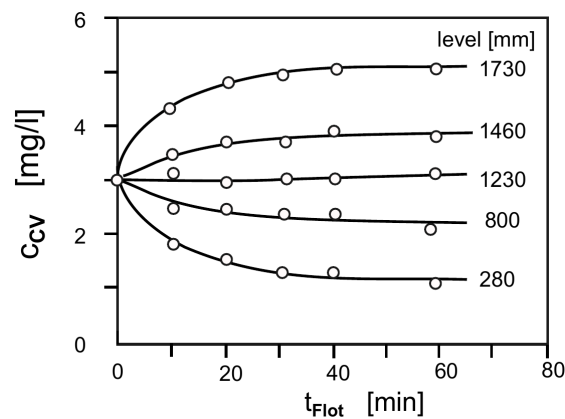


Abbildung 2.17: Ausbildung von Konzentrationsgradienten über der Höhe des Flotationsbehälters bei Flotation von Kristallviolett (Crystal violet = CV) in Abhängigkeit der Flotationszeit t_{Flot} nach Shah et al. [52]

Die Gegenstromführung ermöglicht damit eine Anreicherung in der Grenzschicht der Phasengrenzfläche sowie die Erreichung sehr geringer Frachtkonzentrationen in der wässrigen Phase. Die maximale Beladung ist jedoch durch die Wechselwirkung der oberflächenaktiven Substanz mit der Phasengrenzfläche und die daraus resultierende Grenzschichtdicke limitiert. So ergibt sich analog der im Abschnitt 2.2.2 dargestellten Adsorptionsisothermen eine Exzessbeladung $\Gamma_{exc,oas}$, welche mit steigender OAS-Konzentration c_{oas} bis zu einer maximalen Beladung $\Gamma_{\infty,oas}$ zunimmt. Die Änderung der Maximalbeladung wird nach Lemlich mittels eines natürlichen Logarithmus berechnet (Gl. 2.71)[33].

$$\Gamma_{exc,oas}(c_{oas}) = \Gamma_{\infty,oas} \cdot \ln\left(\frac{c_{oas}}{c_{oas,max}}\right) \quad (2.71)$$

Bei hinreichend hoher Beladung der Blasen mit oberflächenaktiver Substanz entstehen beim Austreten der Blasen aus der wässrigen Phase meta-stabile Schaumbblasen, die nach einiger Zeit wieder kondensieren. In Abhängigkeit der erzeugten Blasenanzahl bilden sich aus der

wässrigen Phase heraus weitere Schaumblasen. Ein Schaumwachstum tritt auf, sobald mehr Schaum gebildet wird als kondensiert. Die erzeugte Schaummenge steigt mit der Beladung an der Phasengrenzfläche und dem Durchsatz an Gasblasen durch den Flotationsbehälter.

Ein Teil des Schaumes kondensiert beim Aufsteigen in dem Schaumtopf, sodass Flüssigkeit aus dem Schaum abläuft und dieser damit entwässert wird. Der ausgetragene Schaum steht dann nicht mehr mit der wässrigen Phase im thermodynamischen Gleichgewicht und besitzt pro Wasservolumen eine höhere Konzentration an oberflächenaktiver Substanz. Da es hierbei zu einer vertikalen Konzentrationsschichtung analog einer Destillation kommt, wird die Aufreinigungsmethode Schaumfraktionierung genannt. Nähere Informationen zur Anreicherung von Substanzen durch Schaumfraktionierung auch in Abhängigkeit der Schaumtopfgeometrie sind in Arbeiten von Dickinson et al. nachzulesen. Hier wird auch der Zusammenhang zwischen Flüssigkeitsanteil des Schaumes und Gasleerrohrgeschwindigkeit dargestellt [38]. Eine weitere Erhöhung der Beladung ist somit bei Einsatz schaubildender Blasentrenntechniken möglich. Die hierbei auftretende Schaumfraktionierung findet in einem am Kopf des Flotationsbehälters angebrachten Schaumtopf statt und beinhaltet einen von der Blasenströmung entkoppelten Stofftransportmechanismus durch Schaumdrainage und -kondensation. Dieser soll jedoch in der dargelegten Arbeit nicht näher betrachtet werden.

Zur Beurteilung der in Flotationsapparaten erreichten Aufreinigungsqualität wird die Änderung der Konzentration in dem zu konditionierenden Fluidstrom bezüglich ein- und austretenden Stoffströmen und deren Konzentration verwendet, um anhand deren Vergleich die Anreicherung E (engl.: enrichment), die Wiedergewinnung R (engl.: recovery) und die Selektivität S zu definieren (Gl. 2.72 bis Gl. 2.74).

$$E = \frac{c_{OAS,Foam}}{c_{OAS,ein}} \quad (2.72)$$

$$R = \frac{c_{OAS,Foam} \cdot V_{Foam}}{c_{OAS,ein} \cdot V_{OAS,ein}} \cdot 100 \quad (2.73)$$

$$S = \frac{c_{oas,Foam}}{c_{oas,aus}} \quad (2.74)$$

Diese drücken mit Bezug zu Abbildung 2.15 die Änderung der OAS-Konzentration zwischen ein- und austretenden Volumenströmen aus und können durch Veränderung der Betriebsbedingungen gesteuert werden. Daraus lässt sich zusätzlich die Trennrate β_T und die Aufreinigung A berechnen (Gl. 2.75, Gl.2.76).

$$\beta_T = \frac{c_{OAS,aus}}{c_{OAS,ein}} = \frac{E}{S} \quad (2.75)$$

$$A = \frac{c_{OAS,ein} - c_{OAS,aus}}{c_{OAS,ein}} = 1 - \beta_T \quad (2.76)$$

Durch eine mathematische Umstellung der Bilanzgleichungen nach Sarachat et al. kann zur Abschätzung der minimalen Wiedergewinnung R_{min} diese für die Aufreinigung von Proteinen aus wässrigen Lösungen nach Gleichung 2.77 berechnet werden [53].

$$R_{min} = \frac{1}{1 + \frac{\dot{V}_{w,ein} \cdot c_{OAS} \cdot d_B}{\dot{V}_g \cdot 6 \cdot \Gamma_{OAS}}} \quad (2.77)$$

Aus Gleichung 2.77 ist ersichtlich, dass bei sehr großer Beladung der Phasengrenzfläche Γ_{OAS} die Wiedergewinnung gegen 1 strebt und damit die gesamte über den Zulauf eingebrachte Menge der oberflächenaktiven Substanz im Schaum wiedergefunden werden kann.

2.3.2.2 Berechnung der Abreicherung von OAS durch Flotation

Die Abreicherung von oberflächenaktiven Substanzen aus einer wässrigen Lösung durch Flotation kann nach Puget et al. [7] bei konstanter Größe der Phasengrenzfläche in einem spezifischen Konzentrationsbereich und unter Annahme einer idealen Vermischung als ein Transportprozess erster Ordnung betrachtet werden.

Für diesen Fall ist die Anlagerung der Moleküle und die daraus resultierende Konzentrationsänderung in dem Flotationsbehälter lediglich von der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz und der Größe des eingetragenen Volumenstroms abhängig, sodass für den Satzbetrieb mit einer konstanten spezifischen Phasengrenzfläche a_r die Konzentrationsänderung in einer definierten Flotationszeit t_{Flot} analog zu einer Reaktion erster Ordnung (vgl. Gl. 2.38) über eine Flotationsrate R_F berechnet werden kann (Gl. 2.78).

$$\frac{\partial c_{OAS}(t)}{\partial t} = -c_{OAS}(t) \cdot R_F(a_r) \Leftrightarrow \frac{\partial c_{OAS}(t)}{c_{OAS}(t)} = -R_F(a_r) \cdot \partial t \quad (2.78)$$

Aus der Integration der Differentialgleichung über die Konzentration und Zeit ergibt sich, dass die Konzentration $c_{OAS}(t)$ der abgereicherten oberflächenaktiven Substanz von der Anfangskonzentration $c_{OAS,0}$ entlang einer Exponentialfunktion abnimmt (Gl. 2.79)

$$[\ln(c_{OAS}(t))]_0^{t_{Flot}} = -R_F \cdot t_{Flot} \Leftrightarrow c_{OAS}(t_{Flot}) = c_{OAS,0} \cdot e^{-R_F \cdot t_{Flot}} \quad (2.79)$$

Damit ist die Geschwindigkeit der Konzentrationsänderung proportional zu der Größe der Flotationsrate. Die Flotationsrate stellt also eine integrale Kennzahl dar, über welche für eine definierte Flotationszeit die Änderung der OAS-Konzentration berechnet werden kann. Für das jeweilige Flotationsverfahren hängt jedoch die Flotationsrate immanent von der Größe der zur Verfügung gestellten Phasengrenzfläche pro Systemvolumen und damit von der spezifischen Phasengrenzfläche im Reaktor a_r ab. Die Größe der Flotationsrate wird dadurch insbesondere von der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g , der mittleren Blasengröße $d_{Bl,m}$ und dem daraus resultierenden Gasanteil ε_g beeinflusst (vgl. Gl. 2.18, Gl. 2.64). Diesen Zusammenhang haben unter anderem Leiva et al. und Finch et al. für die Erzflotation identifiziert [54, 55].

Zudem wurde von Finch et al. dargestellt, dass sich die Flusssdichte der Phasengrenzfläche S_b proportional zum Gasanteil verhält. Demnach kann sie für die Flotation in wässrigen Lösungen, wie sie in der Erzaufbereitung vorkommt, durch Multiplikation des Gasanteils mit einem Faktor 5,5 berechnet werden (Gl. 2.80) [54].

$$S_b = J_g \cdot a_g = 6 \cdot \frac{J_g}{d_{Bl,m}} = 5,5 \cdot \varepsilon_g[-] \cdot 100 \quad (2.80)$$

In einigen Flotationsprozessen existiert demnach ein direkter proportionaler Zusammenhang zwischen der Flusssdichte der Phasengrenzfläche S_b und der Flotationsrate R_F , sodass sie derzeit als Schlüsselparameter zur Auslegung von Flotationsapparaten aufgefasst wird.

2.3.2.3 Einsatzbereiche für Flotationsverfahren

Die Flotation basiert auf einem auf die Phasengrenzfläche bezogenen Transportmechanismus, unter dessen technischer Nutzung die Auftrennung und Konditionierung von Stoffgemischen realisierbar ist. Die Menge der transportierten Substanz richtet sich nach deren Konzentration in der wässrigen Lösung und den physikalischen Eigenschaften der Phasengrenzfläche, die in dem Reaktor erzeugt wird.

Hierbei hängt die verfahrensspezifische stoffliche und energetische Effizienz neben den eingesetzten Substanzen und der Strömungsführung in dem Reaktor hauptsächlich von der Art und Menge des eingebrachten Gasvolumens und der daraus gebildeten Phasengrenzfläche ab.

Flotationsapparate werden in sehr unterschiedlichen Bereichen der Verfahrenstechnik eingesetzt, um einerseits eine flüssige Phase bezüglich einer Verschmutzung oder Verunreinigung aufzureinigen und andererseits, um gelöste oder suspendierte Wertstoffe aus einem wässrigen Trägerstrom abzutrennen [8]. Zu nennen sind hier insbesondere:

- die Erzwinnung
- die Gewinnung von organischen Molekülen aus Bioreaktoren (beispielsweise Algengernte, Proteinanreicherung, ...)
- die Abwasserreinigung (Spezialfall: Prozesswasserreinigung in der marinen Aquakultur)

Im Falle der kreislaufgeführten marinen Aquakultur können rein prinzipiell alle Stoffströme als Wertprodukt betrachtet werden. Zudem ist das Wasser zur Aufrechterhaltung der Gesundheit der gezüchteten Spezies rein zu halten. Gleichzeitig können die in Flotationsapparaten abgetrennten Substanzen Verwendung als Dünger für salztolerante Pflanzen finden, sodass kreislaufgeführte Produktionsverfahren möglich sind.

2.3.3 Strahl-Kolonnenflotation in der Anwendung

Die Strahl-Kolonnenflotation basiert auf einer speziellen Bauart, durch welche ein Fluidstrom bezüglich der Fracht auf kleine Konzentrationen im Milligramm-Bereich aufgereinigt und der Schaum in Abhängigkeit der Begasungsrate stark angereichert werden kann. Um einen Gegenstrom in dem Flotationsbehälter zu erzeugen, wird in dem Strahl-Kolonnenflotationsverfahren der Gasvolumenstrom am Boden des Flotationsbehälters über einen Flüssigkeitsstrahlapparat eingebracht und in diesem gleichmäßig verteilt. Der zu konditionierende, mit Fracht beladene Fluidvolumenstrom, beziehungsweise das Prozesswasser, wird im oberen Bereich des Flotationsbehälters zugeführt, strömt im Gegenstrom zu dem aufsteigenden Blasenschwarm nach unten und fließt zurück in den Prozess oder einen Vorlagebehälter (Abb. 2.18).

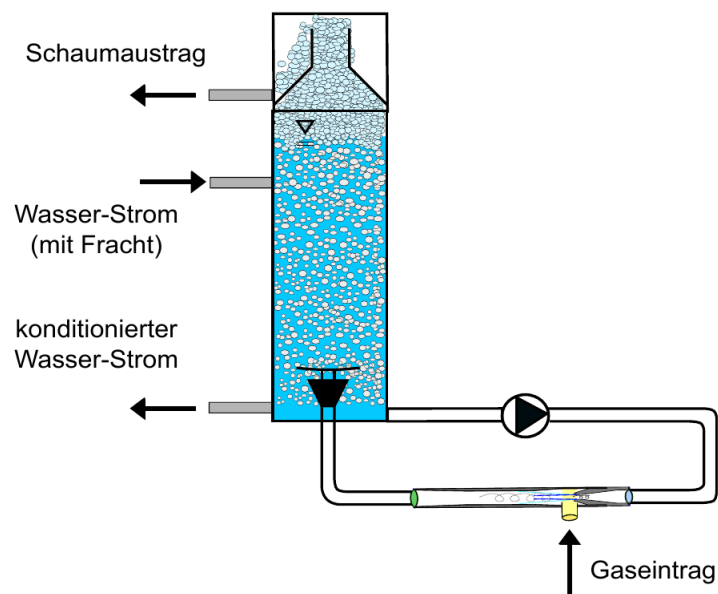


Abbildung 2.18: Schematische Darstellung eines Strahl-Kolonnenflotationsapparates mit Erzeugung des Blasenschwarmes über einen Flüssigkeitsstrahlapparat zur Gegenstromflotation auf Basis handelsüblichen Abschäumer zur Wasserreinigung [56]

Solche Flotationsapparate werden derzeit insbesondere zur Aufreinigung von Prozesswasser aus der Aquakultur eingesetzt, da bis auf die Flüssigkeitspumpe keine beweglichen Teile mit dem Prozesswasser in Kontakt kommen und sie damit einen wartungsarmen und robusten Betrieb ermöglichen.

Als Begasungseinrichtung wird in solchen Apparaten ein Flüssigkeitsstrahlapparat verwendet, welcher durch eine Kreiselpumpe mit einer Druckdifferenz zwischen 0,3 und 2,5 bar ü zum Umgebungsdruck angetrieben wird. Hierzu wird ein Teilstrom des aufzureinigenden Fluidvolumenstroms aus dem Flotationsbehälter angesaugt, auf den Treibdruck gefördert und dem Flüssigkeitsstrahlapparat zugeführt. Dort wird an der Treibdüse ein Treibstrahl erzeugt, der Gas über die Saugleitung mitreißt. Durch die intensive Vermischung des Treibstrahls mit dem eingesaugten Gasvolumenstrom wird eine Blasenströmung erzeugt, welche in den Flotationsbehälter eingeleitet und über eine Prallplatte in diesem verteilt wird.

Die Strömungsvorgänge im Flotationsbehälter und Strahlapparat sind durch vollkommen unterschiedliche Strömungsformen gekennzeichnet, weshalb beide Teilbereiche oft separat voneinander betrachtet werden. Da sich die Blasenströmung jedoch in dem Flotationsbehälter fortsetzt und damit essentiellen Einfluss auf die in dem Flotationsbehälter befindlichen Substanzen und deren Zustand besitzt, ist in einem realen Prozess dieser Einfluss zu berücksichtigen. Dies bedeutet, dass beide nicht unabhängig voneinander betrachtet werden können. Daher werden beispielsweise zur Beurteilung des Gaseintrages integrale Werte für den $k_L a$ -Wert betrachtet. Dessen Bestimmung ist jedoch nach Elgozali et al. mit einem relativen Fehler von bis zu 27 % behaftet [16].

2.3.3.1 Blasenströmung im Flüssigkeitsstrahlapparat

Die Art der erzeugten Blasenströmung hängt stark von der Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates und der Regelung der den Stofftransport erzeugenden Druckdifferenz an der Treibdüse des Flüssigkeitsstrahlapparates Δp_{TD} ab. So kann die Menge des eingetragenen Gasvolumenstroms und damit die Größe des Gas-Flüssigkeits-Volumenstromverhältnisses durch Änderung des Treibdruckes (Druck am Eingang in Treibdüse, p_{TD}) oder durch Drosselung des Saugdruckes (Druck in der Mischkammer p_{MK}) und einer damit einhergehenden Druckerniedrigung an der Saugseite realisiert werden.

Im Falle von Blasensäulen mit einer Höhe von über 2 Meter und einer damit aus dem hydrostatischen Druck resultierenden Druckdifferenz zwischen Saugseite und Diffusor wird unter anderem der gaseitige Volumenstrom zur Einbringung in den Flotationsbehälter in einem Kompressor vorkomprimiert. Damit kann bei gleicher Treibstrahlenergie $P_{t,FSA}$ ein höherer Gasvolumenstrom gefördert werden (Gl. 2.81, 2.82).

$$\Delta p_{TD} = p_{TD} - p_{MK} \quad (2.81)$$

$$P_{t,FSA} = \dot{V}_{FSA,w} \cdot \Delta p_{TD} \quad (2.82)$$

Aus der Druckdifferenz am Flüssigkeitsstrahlapparat Δp_{TD} zwischen Treibleitung und Mischkammer kann zudem mit der Bernoulli-Gleichung unter Verwendung der Kontinuitätsgleichung in Abhängigkeit des Treibdüsendurchmessers A_{TD} der Wasservolumenstrom am Strahlapparat $\dot{V}_{FSA,w}$ und die Geschwindigkeit am Austritt aus der Treibdüse in die Mischkammer abgeschätzt werden (Gl. 2.83, 2.84).

$$\frac{\rho_l \cdot u_{TD}^2}{2} + p_{TD,stat} = \frac{\rho_l \cdot u_{MK}^2}{2} + p_{MK,stat} + \Delta p_{v,TD} \quad (2.83)$$

$$\dot{V}_{FSA,w} = A_{TD,ein} \cdot u_{TD} = A_{TD,aus} \cdot u_{TD,aus} \quad (2.84)$$

In Abhängigkeit der Treibstrahlgeometrie und der durch die Strömung erzeugten Turbulenz an der Oberfläche des Treibstrahles fächert dieser in der Mischkammer des Strahlapparates auf. So

entstehen stark unterschiedliche Formen entsprechend der lokalen Turbulenz an dem Treibstrahl (Abb. 2.19). Das Aufreißen des Treibstrahles in der Mischkammer ergibt sich unter Anderem aus der Radialgeschwindigkeit des Treibstrahles und der Impulsübertragung an die Gasphase. Dies resultiert in der Erzeugung eines leichten Unterdrucks seitlich des Treibstrahles, durch welchen die Gasströmung aus der Saugleitung in die Mischkammer hin zum Treibstrahl strömt und sich mit diesem unter Bildung einer hochturbulenten Zweiphasenströmung vermischt.

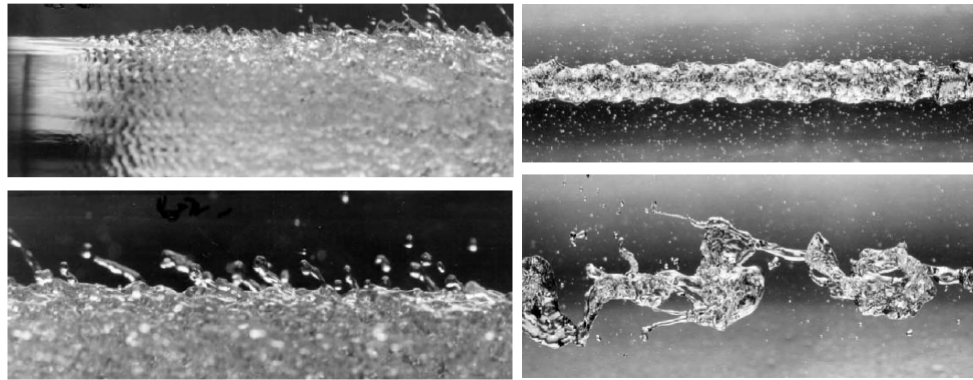


Abbildung 2.19: Formen des Treibstrahles bei unterschiedlicher Turbulenz an der Oberfläche nach Brennen et al. [57]

Daraus ist ersichtlich, dass die Abstimmung zwischen Treibdüsen- und Mischkammergeometrie wesentlichen Einfluss auf das Mitreißen der Gasphase besitzt. Somit ist es auch erforderlich, die Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates für das jeweils zu realisierende Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis ausulegen. Eine Berechnung des Freistrahles beziehungsweise der Blasenströmung ist über analytische Gleichungen jedoch nicht möglich, da auf diese Weise weder Geometrieeffekte noch davon hervorgerufene Stoßverluste berücksichtigt werden können. Zur Beurteilung des Betriebszustandes werden im Allgemeinen Kennlinien und Düsenwirkungsgrade hinzugezogen, die den Zusammenhang zwischen anliegenden Drücken und den daraus resultierenden Volumenströmen für eine gegebene Geometrie anhand von Diagrammen beschreiben [58, 46]. Der Düsenwirkungsgrad nach Nagel beschreibt beispielsweise den energetischen Inhalt des Treibstrahls mit Bezug zu der anliegenden Druckdifferenz an der Treibdüse.

Im Allgemeinen wird für den Transport und die Verdichtung der Gasphase im Strahlapparat eine hochturbulente Vermischung mit dem Treibstrahl in der Mischkammer angenommen, welche im Anschluss in eine isotherme Kompression übergeht. Der Übergang zwischen Vermischung und Kompression ist durch einen Vermischungsstoß gekennzeichnet, dessen Position und Intensität von dem Betriebszustand und der Geometrie des Apparates abhängig ist.

Eine CFD-Simulation der Strömung in Strahlapparaten wurde von Kandakure et al. durchgeführt; allerdings kann hier lediglich das grundsätzliche Strömungsverhalten mit Geschwindigkeits- und Druckprofilen und nicht die Ausbildung von Phasengrenzflächen in der Blasenströmung simuliert werden [45].

2.3.3.2 Blasenströmung im Flotationsbehälter

Die sich in dem Flotationsbehälter ausbildende Blasenströmung ergibt sich analog zu einer herkömmlichen Blasensäule aus der Art des Blasenschwarmes, der durch den Gegenstrombetrieb bestimmten Strömung der wässrigen Phase und der Geometrie des Flotationsbehälters. Die Blasenströmung ändert sich über eine definierte Wegstrecke in Abhängigkeit der beteiligten Fluide und der darin befindlichen Substanzen. In Fluidströmen, in welchen koaleszenzhemmende Substanzen gelöst sind, wird das Zusammenwachsen der Blasen verhindert, wodurch der eingebrachte Blasenschwarm bedeutend kleinere Blasen aufweist.

Dies ist für den Betrieb von Strahl-Kolonnenflotationsapparaten sehr relevant, da die damit zum Stofftransport zur Verfügung stehende Grenzfläche je nach der Art und Konzentration gelöster Substanzen um ein Vielfaches des Wertes in herkömmlichem Leitungswasser variieren kann. Diesen Umstand macht man sich in der marinen Aquakultur zu Nutze. Durch den Einsatz von Strahl-Kolonnenflotationsapparaten ist die Bereitstellung von Blasendurchmessern von unter einem Millimeter, ein hoher Durchsatz an Gas und Prozesswasser sowie ein energieeffizienter Betrieb möglich [8].

2.3.3.3 Schaumfraktionierung wässriger Stoffströme

In Strahl-Kolonnenflotationsapparaten findet ein Stofftransport in Abhängigkeit der eingestellten Strömungssituation, der Art und der Menge der gelösten beziehungsweise suspendierten Substanzen statt. Diese als Fracht bezeichneten Substanzen lagern sich an die in dem Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugte Blasenströmung an. Bei Vorliegen von oberflächenaktiven Substanzen kommt es zur Schäumung und einem Stoffaustrag über den Schaumtopf unter partieller Kondensation des Schaumes während des Aufstiegs. Dadurch können gelöste und suspendierte Substanzen, welche sich im Flotationsbehälter an die Phasengrenzfläche angelagert haben, aus der wässrigen Phase abgetrennt werden, nachdem sie beim Aufstieg im Schaumrohr aufkonzentriert wurden [59, 38]. Die Intensität der Schäumung hängt hauptsächlich von der Art und Konzentration der gelösten Substanzen und der Größe des erzeugten Phasengrenzflächenstromes ab. Jedoch existieren nur wenige Datensätze zur dynamischen Beladung der Phasengrenzfläche und dem daraus resultierenden Schäumungsverhalten bei unterschiedlichen Betriebszuständen. Für das anionische Tensid SDS existieren wohl die meisten Datensätze zu Löslichkeit, Anlagerung an Phasengrenzflächen und Schäumungsverhalten, sodass diese Substanz zur Beurteilung und Optimierung des Betriebszustandes unterschiedlicher Flotationsapparate häufig als Modellsubstanz hinzugezogen wird [59, 60, 61].

Kapitel 3

Stand der Wissenschaft und Technik

Aufgrund der technischen Relevanz von Gas-Flüssig-Kontaktoren, Blasensäulen und Flotationsapparaten für verfahrenstechnische Prozesse existiert eine Vielzahl von Forschungsprojekten zur Bestimmung von Gasanteil, Stofftransportkinetik und Strömungsdynamik in Mehrphasenströmungen. Diese Untersuchungen sind notwendig, um die Selektivität und die Effizienz der jeweiligen Prozesse zu maximieren. Anhand der Ergebnisse können bestehende Verfahren weiterentwickelt und neue Verfahren technisch umgesetzt werden. Daher werden im Folgenden der aktuelle Stand der Wissenschaft und Technik näher erläutert und die Entwicklung in einigen für Strahl-Kolonnenflotationsapparate relevanten Themenfeldern anhand von Beispielen aufgezeigt.

3.1 Blasenströmungen in Wissenschaft und Technik

Blasenströmungen treten in verschiedenartigen Gas-Flüssig-Kontaktoren zur Realisierung unterschiedlicher technischer Prozessschritte auf. Dabei wird der Gaseintrag in die flüssige Phase über Rührer, statische oder dynamische Gasverteiler realisiert. Für diese wird jeweils die Strömungsdynamik der einzelnen Blasen, der Blasenschwärme und der flüssigen Phase untersucht. Bröder hat in seiner Dissertation zur Strömungsdynamik in Blasenströmungen die Bewegung der flüssigen Phase mit Tracern sichtbar gemacht und die Strömung der beiden Phasen mit Phasen-Doppler-Anemometrie und CCD-Kamera aufgenommen. Damit wurde erstmalig eine vollständige Betrachtung der Kollisions- und Koaleszenzraten der Blasenströmung ermöglicht [62]. Paaschen verwendete eine ähnliche Messtechnik zur Detektion der Charakteristik der Blasenströmung und untersuchte zudem noch den Stofftransport aus der Gas- in die Flüssigphase durch Einsatz fluoreszierender Substanzen [63]. Zudem wurde von Kück et al. der grenzschichtnahe Stofftransport an Einzelblasen untersucht [64, 65]. Acosman et al. untersuchten insbesondere den Einfluss von Substanzkonzentration und Gasanteil auf den Stofftransport in einem Gleichstrom-Kontaktapparat [66].

So existiert mittlerweile eine Vielzahl von Forschungsarbeiten zu Strömungsdynamik und Stofftransport in Blasenströmungen in Abhängigkeit von Gasanteil, Blasengröße, Koaleszenzverhal-

ten und spezifischer Phasengrenzfläche. Besonders bei komplexen Strömungsverhältnissen ist jedoch meist nur ein integraler Stofftransport durch empirische Untersuchung zugänglich, da die Detektion der Größe lokaler Phasengrenzflächen und des dort auftretenden Stofftransportes eine große messtechnische Herausforderung darstellt sowie einen entsprechenden Messaufbau erfordert. Daher werden meist nur einzelne Aspekte mit Fokus auf spezifischen Phänomenen untersucht, wie dies Gnotke bei der messtechnischen Erfassung der Blasengröße durchführte [67].

Die Reaktion von Gasen mit der Flüssigphase wurde unter anderem zur Auslegung von Blasenabsorbern untersucht, wo die Transport- und Reaktionskinetik von Betriebsweise und Strömungsführung der Fluide abhängen. Petrov untersuchte die Gasreinigung in Blasenabsorbern mit organischen Lösungsmitteln und langkettigen Aminen, während Li die CO_2 -Absorption mittels wässriger Amine in einer Minipackungskolonie untersuchte [68, 69]

Wie in Abschnitt 2.3.3 dargestellt, existiert in Blasenströmungen, die über einen Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugt werden, eine andere strömungsdynamische Situation und Stofftransportkinetik als beispielsweise bei mit Sinterplatten begasten Blasensäulen. Der Einfluss und Beitrag von sogenannten dynamischen Gasverteilern auf die Strömungsdynamik, Stofftransport und eventuelle Reaktion ist jedoch noch nicht genau untersucht und kann derzeit nur grob abgeschätzt werden. Nach Cramers et al. kann der Stofftransport in sogenannten „Venturi-Reaktoren“ durch Ermittlung empirischer Zusammenhänge zwischen Energiedissipation, der daraus resultierenden Vermischung, der Erzeugung von Phasengrenzfläche und des auftretenden Stoffübergangskoeffizienten abgeschätzt werden [70]. Unter Verwendung der Penetrationstheorie wurde der Stoffübergangskoeffizient in einer an einem Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugten Blasenströmung von Elgozali et al. per Sulfit-Methode mit einem relativen Fehler von 27 Prozent bestimmt [16]. Die Berechnung des lokalen Stofftransportes in Zusammenhang mit dem lokal vorliegenden Konzentrationsgradienten ist auf diese Weise jedoch nicht möglich. Hier ist noch der Beitrag der einzelnen lokalen Strömungszonen zum gesamten Stofftransport zu untersuchen.

Zusätzlich zur Berechnung des Stofftransportes der Gasphase in die Flüssigphase zur Realisierung chemischer Reaktionen wurden zur Bestimmung der Anlagerungskinetik von Substanzen an die Phasengrenzfläche weitere Untersuchungen durchgeführt. Diese sind im Besonderen relevant für Transportvorgänge und Wechselwirkungen, die direkt an der Phasengrenzfläche auftreten. Dabei kommt es in realen Prozessen häufig zu einer Anreicherung oberflächenaktiver Substanzen an der Phasengrenzfläche, welche durch Filmbildung den Stofftransport an der Blasenströmung beeinflussen beziehungsweise beeinträchtigen.

Die dort ermittelten Modellvorstellungen erlauben jedoch ebenfalls keine exakte Bestimmung der lokalen Transportkinetik und greifen zum großen Teil auf einen Ansatz der Kinetik erster Ordnung zurück. Puget et al. untersuchten beispielsweise die Anlagerung von oberflächenaktiven Substanzen aus Abwasser an der Phasengrenzfläche einer Blasenströmung und berechnete deren Austrag dementsprechend über eine Exponentialfunktion analog einer Flüssigphasenre-

aktion erster Ordnung [7]. Chen et al. berücksichtigten zusätzlich den Einfluss des Gasanteils und des Blasendurchmessers auf die Flotationsrate. Diese wurden als Modellparameter in die Exponentialfunktion eingerechnet, welche die Abreicherung von Proteinen aus Prozesswasser der Aquakultur in Abhängigkeit der Flotationszeit beschreibt [51].

Der Einfluss von oberflächenaktiven Substanzen auf die Eigenschaften der Phasengrenzfläche und die Erreichung der kritischen Mizellenkonzentrationen werden in der Arbeit von Schramm mit einem Fokus auf Chemikalien aus der Petrochemie näher erläutert [71]. Nguyen et al. untersuchten zusätzlich den Einfluss von Änderungen der Viskosität und des Koaleszenzverhaltens in Abhängigkeit der Salzart und -konzentration auf den Gasanteil in einer Blasensäule und die Anlagerung von Partikeln an der Phasengrenzfläche [72, 14].

In der Abwasseraufbereitung wird häufig Ozon in die wässrige Phase eingetragen, um das Wasser zur weiteren Behandlung zu konditionieren und schwer abbaubare Substanzen, beispielsweise Antibiotika aus schwerbelastetem Abwasser aus Krankenhäusern, zu oxidieren. So wurde von Bale et al. der Stoffübergangskoeffizient und die Effizienz des Ozoneintrages unter Variation der Betriebsbedingungen bestimmt [73].

All diesen Untersuchungen ist gemein, dass lokale Strömungsphänomene, der Mechanismus und die Kinetik des Stofftransportes an die Phasengrenzfläche nicht vollkommen geklärt sind. Daher sind zur Berechnung des Stofftransportes im Allgemeinen einzelne Modellparameter empirisch anzupassen. Im Rahmen des DFG Schwerpunktprogramms 1506 „Fluide Grenzflächen“ (SPP 1506) wurden bisher Stofftransportphänomene an flüssigen Phasengrenzflächen untersucht. Ebenso kann auf Informationen zur Reaktionskinetik aus dem SPP 1141 "Analyse, Modellbildung und Berechnung von Strömungsmischern mit und ohne chemische Reaktionen" zurückgegriffen werden. Beide fanden thematisch eine Fortsetzung mit dem DFG-Schwerpunktprogramm 1740 „Transportvorgänge in reaktiven Blasenströmungen“, in welchem sowohl diesbezügliche empirische Untersuchungen als auch CFD-Simulationen durchgeführt und in weiterführende Modellvorstellungen eingebunden werden.

Mit derzeitigen Methoden ist eine exakte Beschreibung des Systems aufgrund der noch nicht hinreichenden Kenntnis der Strömungsdynamik und des durch diese bedingten Stofftransportes an die dynamisch sich verändernde Phasengrenzfläche noch nicht möglich. Dies hat zur Folge, dass Gas-Flüssig-Kontaktoren und darin auftretende Blasenströmungen nicht standardmäßig skalierbar sind. Somit sind solche Apparate für das jeweilige Anwendungsfeld und den gewünschten Betriebsbereich individuell auszulegen. Diesbezüglich wurden entsprechende Untersuchungen von Flint et al. zur Aufskalierung von Flotationsapparaten anhand der Größe der Phasengrenzfläche durchgeführt [74].

In Abhängigkeit der Strömungsgeschwindigkeit und der Art des beschleunigten Fluids treten Kräfte auf, welche die Strömungseigenschaft beschreiben und zur Einteilung der Strömung in unterschiedliche Strömungsregime hinzugezogen werden. Diese Zusammenhänge werden über Kennzahlen wie die Reynolds-, Weber- und Peclet-Zahl phänomenologisch beschrieben, lassen jedoch keine feste Schlussfolgerung zu, welche Strömungsform sich nun tatsächlich ausbildet.

Bei Erreichen einer kritischen Weber-Zahl von 3,65 kommt es zum Aufreißen eines Wasserstrahles beziehungsweise in Blasenströmungen zum Zerfall einzelner Blasen (Gl. 3.1).

$$We_{critical} = \frac{d_{Bl} \cdot \rho_l \cdot u_{Bl,\infty}}{\gamma} = 3,65 \quad (3.1)$$

Solche Strömungsformen treten jedoch nach Ityokumbol et al. in Blasensäulen und Flotationsbehältern nicht auf und werden in Strahl-Kolonnenflotationsapparaten nur im Flüssigkeitstrahlapparat direkt hinter der Treibdüse erreicht [27]. Dort kommt es aufgrund der Umwandlung der kinetischen Energie in Oberflächenenergie zu einem Strahlzerfall und einem Mitreißen der Gasphase, wobei seitlich des Strahles ein Unterdruck entsteht.

In zunehmendem Maße werden unterschiedliche Arten der CFD-Simulation eingesetzt, um die Koaleszenz in der Blasenströmung und die lokale Turbulenz an der Phasengrenzfläche berechnen und damit den Stofftransport an der Phasengrenzfläche abschätzen zu können [49]. Damit kann der Einfluss einzelner Parameter quantifiziert werden, sodass weniger empirische Daten für eine Auslegung notwendig sind.

Letztendlich bleibt festzuhalten, dass die Mechanismen der Transportvorgänge in einer Blasenströmung bezüglich Strömungsdynamik und Stofftransport zwar grundsätzlichen verstanden sind, jedoch sind einzelne Parameter schwer messbar und können nicht mit analytischen Gleichungen berechnet werden. Dies ist insbesondere der Fall, da die Bewegung der Blasenströmung und die darin auftretende Koaleszenzvorgänge der Blasen stark von dem jeweiligen Stoffsystem, dem Gasanteil und der Strömungsführung abhängen, sodass keine generellen Anpassungsparameter bei spezifischen Berechnungen verwendet werden können. Damit existieren unzählige Arten von Blasenströmungen, die fließend ineinander übergehen und damit schwer zu kategorisieren sind.

3.2 Flotation in Wissenschaft und Technik

Die technische Nutzung der Flotation geht auf mehrere Patente zurück, deren technische Grundlage in Australien zur Mitte des 19. Jahrhunderts mit Bezug zur Roherzverarbeitung aufgebaut wurde [75]. Die Technik wurde aufgrund der Erfahrung entwickelt, dass sich Feststoffe bezüglich ihrer physikalischen Oberflächen- und Grenzflächeneigenschaften unterscheiden und dadurch eine lokale Konzentration des zu gewinnenden Erzes möglich wird. Dies wurde durch Vermischung von Roherz mit Öl genutzt, um erzhaltige Fraktionen selektiv von der Gangart abzutrennen. Das erste Patent dieser Art wurde von William Haynes 1860 eingereicht. In diesem wurde beschrieben, dass durch Zugabe von Öl in eine Erzsuspension eine Phasengrenzfläche erzeugt wird, an welcher eine selektive Anlagerung stattfindet. Ein weiteres Patent geht auf die Gebrüder Bessel zurück, welche 1877 ein Verfahren entwickelten und erfolgreich anwendeten durch dessen Einsatz Kohle von 40 % auf 90 % Reinheit gereinigt werden konnte [76]. Hierzu mischten sie das Rohmaterial mit Öl und Wasser und kochten die Mischung auf bis die Kohle mit den entstehenden Dampfblasen flotierte.

Ab 1911 wurden die Entwicklungsaktivitäten im Bereich der Flotationstechnologie und deren Anwendung in den USA stark ausgeweitet. Hier erarbeiteten Fahrenwald (1917) und Taggart (1921) wichtige Erkenntnisse zur grundsätzlichen Funktionsweise der Flotation, zur Herstellung flotierbarer Erzsuspensionen, Energiebedarf beim Betrieb von Flotationszellen und die hierbei anfallenden Kosten [77, 78]. Diese Technik wurde in den folgenden Jahren stetig verfeinert und nach dem US Patent 835 120 von Sulman, Picard und Ballot aus dem Jahre 1905 sukzessive auf die Blasenzeugung mit Luft oder anderen Gasen umgestellt. Dies brachte prozessbedingt einige erhebliche Vorteile, da hierdurch Öl nur noch zur Konditionierung der Phasengrenzfläche eingesetzt werden musste.

Die Parameter zum Betrieb der Anlagen und der Beschreibung der hierbei relevanten Mechanismen wurden kontinuierlich durch ausgedehnte Versuchsreihen untersucht und in der Praxis getestet [79]. Zudem wurden umfassende Versuchsreihen mit unterschiedlichen Chemikalien zur Untersuchung der zwischen Partikel und Phasengrenzfläche wirkenden Kräfte durchgeführt und eine diese einbeziehende Theorie entwickelt. Dies mündete in der Beschreibung der Anlagerung von Partikeln an Phasengrenzflächen anhand von Adsorptionsisothermen durch Gaudin et al. [80].

In weiteren Schritten wurden unterschiedliche Flotationshilfsmittel untersucht, die im Prozess als Drücker oder Sammler fungieren und damit eine selektive Adsorption an der Phasengrenzfläche ermöglichen. Gleichzeitig wurden die Prinzipien der Flotation genauer beschrieben, anhand derer die Kräfte, die durch die Interaktion zwischen Partikel und Phasengrenzfläche entstehen, dargestellt wurden [34]. Danach wurde die Flotation auch zur Aufreinigung von wässrigen Lösungen von gelösten oberflächenaktiver Substanzen beziehungsweise, unter Zuhilfenahme von Sammlern, zur Abtrennung weiterer flotierbarer Substanzen genutzt. So haben Schnepf et al. proteinhaltige, wässrige Stoffströme durch Realisierung einer Schaumfraktionierung aufkonzentriert [81]. Mittlerweile werden verschiedenartige Flotationsverfahren zur Druckfarbenabtren-

nung, zur Aufreinigung von Prozess- oder Abwasser und zur Aufkonzentrierung von Wertstoffen genutzt [1, 38, 52]. Die gesamten Flotationsverfahren wurden von Lemlich et al. unter dem Begriff „adsorptive Blasentrenntechniken“ zusammengefasst und bezüglich der einzelnen technisch umgesetzten Flotationsarten unterteilt, wie sie heute auch betrachtet werden (siehe Abb. 2.15) [33]. In diesem Kontext hat dann Somasundaran zu den „Schäumungstechniken“, die zur Anreicherung von Mineralien wie Quarz, Calcit und Eisen eingesetzt werden, den Einfluss der Konzentration oberflächenaktiver Substanzen, des pH-Wertes und der Ionenstärke anhand der in der Literatur vorhandenen Daten und weiterer Experimente systematisch dargestellt [82]. Aus der großen Bandbreite an Anwendungen ergibt sich eine Vielzahl an Forschungsfeldern, die bis heute mit Fokus auf der Blasenenerzeugung, den auftretenden Transportmechanismen an der Phasengrenzfläche und den Schaumbildungs- und Schaumkondensationsmechanismen untersucht werden. Bei den Untersuchungen von Kown et al. wurde der Einfluss von Höhe und Durchmesser des Flotationsbehälters auf die Effektivität der Blasenfraktionierung ermittelt und der Zusammenhang zwischen Gasleerrohrgeschwindigkeit und der Anreicherung des flotierbaren Farbstoffes Kristallviolett über die Höhe des Flotationsbehälters quantitativ ermittelt [83].

Mit der Zeit haben sich für die einzelnen Anwendungsbereiche die am besten geeigneten Methoden zur Blasenenerzeugung, Strömungsführung und Konditionierung der Phasengrenzfläche und der damit erreichbaren selektiven Anlagerung der jeweiligen Wertstoffe herauskristallisiert. So werden im Bereich der Erzflotation neue Anlagen vermehrt mit Flotationszellen ausgestattet, welche die Bauweise nach Jameson verwenden. In der nach ihm benannten „Jameson-Cell“ wird die wässrige Roherzsuspension durch einen Flüssigkeitsstrahlapparat gepumpt, in welchem mit der angesaugten Gasphase eine hochturbulente Blasenströmung entsteht (Abb. 2.4). Diese wird in den Flotationsbehälter geleitet und ermöglicht eine höhere Aufreinigungsleistung als herkömmliche Flotationszellen in welchen die Luft mittels Kompressoren eingeblasen und durch Rührer verteilt wird [84]. Die Blasenenerzeugung mit Flüssigkeitsstrahlapparat wird mittlerweile auch zur Eindüsung von Ozon oder Kohlenstoffdioxid eingesetzt, um in der Aquakultur gezüchtete Algen abzutrennen [85]. Eine andere Methode, die von Chen und Coward untersucht wurde, ist der Einsatz von CTAB oder SDS als Kollektor, mit welchem die Algen stark aufkonzentriert und geerntet werden [86, 87]. In einem von Fan et al. erprobten Verfahren werden zusätzlich zur herkömmlichen Blasenenerzeugung über einen statischen Mischer per Elektrolyse oder Kavitation sehr kleine Blasen im Nanometer-Bereich erzeugt, um die Flotation von Phosphat zu verbessern [88, 89].

Zur Abtrennung von gelösten Substanzen und sehr kleinen Partikeln wird häufig die DAF (Druckentspannungsflotation) verwendet, deren Funktionsweise von Edzwald ausführlich beschrieben wurde [90, 91]. Die DAF wird auch zur Reinigung von Wasser eingesetzt, sodass oberflächenaktiven Substanzen, kleine Partikel, aber auch Flocken abgetrennt werden. Dies wird bei der Schlammaufbereitung in Wasseraufbereitungsprozessen genutzt [1].

Letztendlich zeigt sich, dass die Flotation von der Größe der erzeugten Phasengrenzfläche und den dort vor sich gehenden Transportprozessen dominiert wird. Dadurch besitzen sowohl die Strömungsdynamik an der Phasengrenzfläche der Blasenströmung als auch die lokalen Transportgradienten Einfluss auf die Anlagerungsmechanismen der in der Lösung befindlichen Substanzen. Zur Klärung dieser Sachverhalte haben Du et al. den Effekt der Blasengrößenverteilung auf die Flotation von Ovalbumin (Hühner-Eiweiß) durch Einfangen einzelner Blasen über eine Kapillare und sequentielle Messung der Größe mit einem photoelektrischen Sensor untersucht. Die an einer Lochplatte erzeugte Blasengröße in dem Blasenschwarm betrug zwischen 1 und 4 mm, variierte aufgrund von Koaleszenz mit der Konzentration an Ovalbumin, vertikaler Höhe und eingebrachter Gasmenge und besitzt Einfluss auf die am Kopf der Kolonne erreichte Anreicherung [92].

So hat sich gezeigt, dass die mittlere Blasengröße und ihre Änderung aufgrund des Auftretens von Koaleszenz in der Blasenströmung einen starken Einfluss auf die zum Stofftransport bereitgestellte Phasengrenzfläche besitzt. Entsprechend wurde von Leiva et al. und Finch et al. die Flussdichte der Phasengrenzfläche als Schlüsselparameter zur Berechnung der Flotationsgeschwindigkeit identifiziert und mit dem Gasanteil in der Blasenströmung korreliert [55, 54]. Damit kann zur Berechnung der Phasengrenzfläche auf Messmethoden zu Blasengrößenverteilung und Gasanteil aus dem Themenbereich der Blasensäulen zurückgegriffen werden. Durch diese kann die Anlagerung an die Phasengrenzfläche und die Flotationsgeschwindigkeit entsprechend eines phasengrenzflächenbestimmten Reaktors berechnet und skaliert werden [74].

Zur Berechnung des Stofftransportes an die Phasengrenzfläche wurden durch Dukhin et al., auf Basis thermodynamischer Gleichgewichte und der von Lemlich et al. verwendeten Adsorptionsisothermen, die zwischen flüssiger Kernphase und Phasengrenzfläche auftretende Potentialdifferenz verwendet. Damit kann im thermodynamischen Gleichgewicht die maximale Beladung der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der Konzentration oberflächenaktiver Substanzen berechnet werden. Jedoch wird ein Gleichgewichtszustand in einem dynamisch strömenden System nur selten erreicht, sodass mit zeitlich variierenden Potentialdifferenzen gerechnet werden muss [6]. Dieses Verständnis ist zur Beschreibung des Entstehens und Verhaltens von Filmen an Phasengrenzflächen und daraus entstehendem Schaum essentiell und wurde von Gochev et al. mit Fokus auf der Stabilität von Filmen nach der DLVO-Theorie (Derjaguin, Landau, Vervy and Overbeek) zusammengefasst.

Die aus den diversen Untersuchungen gewonnenen Daten wurden mit der Nutzbarkeit von Computerprogrammen zur Entwicklung von Berechnungsprogrammen verwendet, mit welchen sich die Änderung der Konzentration in Abhängigkeit von Gasanteil und Phasengrenzfläche berechnen lassen. So haben Bouchard et al. ein Programm zur Simulation und Kontrolle von Flotationsapparaten und Labidi et al. ein Programm zur Berechnung der Flotationseffizienz mit neuronalen Netzwerken entwickelt [11, 93]. Dies mündet in der Arbeit von Bergh et al., in welcher „der lange Weg zur prädiktiven Regelung“ von Flotationsapparaten auf Basis von multiplen Parametereinflüssen beschrieben wurde [10].

Seit einigen Jahren lassen sich mithilfe von CFD-Simulationen auch Interaktionen zwischen Partikel und Blase, die Kollision zwischen Blasen und eine Anlagerung von Partikeln an die Phasengrenzfläche berechnen [94].

Zudem werden in den letzten Jahren vermehrt Untersuchungen mit Bezug zur Aufreinigung von Prozesswasser gemacht. Diese Arbeiten werden unter Anderem zur Auslegung von Flotationsapparaten verwendet, welche bei der Aufreinigung und Konditionierung von Wasserströmen aus der kreislaufgeführten Aquakultur eingesetzt werden [50]. Die Flotation von Prozesswasser aus der Aquakultur wurde von Chen et al. für die Begasung mit Tellerbegaser untersucht. Dabei wurde eine Abreicherungskinetik entsprechend einer Reaktion erster Ordnung von Bovine-Serum Albumin (BSA = Rindereiweiß) in Abhängigkeit der Begasungsrate und der daraus resultierenden Phasengrenzfläche ermittelt [51, 95]. Die zur Berechnung der Phasengrenzfläche verwendete Blasengröße wurde mit einem konstanten Wert angenommen und die Konzentration der Modellsubstanzen lag in einem Bereich zwischen 50 und 200 mg/l und damit in einem Bereich, wie sie in der Süßwasser-Aquakultur vorliegt.

Mit Bezug zur Aquakultur wurden von Feldman et al. ebenfalls Experimente durchgeführt, aus welchen die Abreichergeschwindigkeit oberflächenaktiver Substanzen in Flotationsapparaten berechnet wurde [9]. Hier wurde zusätzlich zu Modellwasser, welches mit spezifischen Proteinmengen angesetzt wurde, Wasser aus der Fischproduktion mit unterschiedlichen Fracht-Konzentrationen verwendet und ebenfalls ein Anlagerungsmechanismus erster Ordnung zu Grunde gelegt. In diesem Rahmen wurden vier unterschiedliche kommerziell erhältliche Skimmer bezüglich der aus der Abreichergeschwindigkeit resultierenden Flotationsrate verglichen. Es wurde gezeigt, dass zwischen diesen bei ähnlichen Betriebsbedingungen keine wesentlichen Unterschiede bezüglich Flotationsrate existieren. Jedoch lag der Fehler bezüglich der berechneten Konzentration bei über 50 %, sodass eher qualitative als quantitative Aussagen bezüglich der Abreichergeschwindigkeit dargestellt wurden.

Bei einzelnen Arbeiten hat sich gezeigt, dass die Salzkonzentration im Prozesswasser einen enormen Einfluss auf die Blasengröße, die Art der Blasenströmung und die Anlagerungskinetik von Substanzen an die Phasengrenzfläche besitzt. Diesbezüglich kann auf die Ergebnisse von Nguyen et al. zurückgegriffen werden, die den Einfluss von Salzart und -konzentration auf die Oberflächenspannung, Viskosität und Koaleszenz des Systems untersuchten [14]. Wie dort dargestellt, steigt die koaleszenzhemmende Wirkung mit wachsender Ionenstärke und Polarität der in dem Wasser befindlichen Ionen nach der Hofmeister-Reihe, sodass die Blasengröße in Meerwasseranwendungen um einen Faktor von etwa 5 kleiner ist als in der Süßwasser-Aquakultur. Daher erweist sich die Nutzung der Flotation bei Salzkonzentrationen zwischen 10 und 30 mg/l aufgrund der daraus resultierenden größeren spezifischen Phasengrenzfläche als vorteilhaft, sodass auch die Flotation von Mineralien mit Meerwasser untersucht wird, um einerseits in ariden Gebieten Wasser zu sparen und andererseits weniger Flotationshilfsstoffe einsetzen zu müssen [96].

In dem Prozesswasser der kreislaufgeführten marinen Aquakultur, für dessen Aufreinigung häufig Strahlflotationsapparate eingesetzt werden, liegt die TOC-Konzentration in einem bedeutend niedrigeren Bereich als in der Süßwasser-Aquakultur [50, 8]. Hier können aufgrund der größeren spezifischen Oberfläche oberflächenaktive Substanzen auf einen niedrigeren Wert abgereichert werden. Zur Beurteilung der auftretenden Betriebszustände am Flotationsapparat werden zusätzlich zu Eiweißen diverse oberflächenaktive Substanzen als Modellsubstanzen verwendet, welche einerseits gut handhabbar sind und andererseits repräsentative und wiederholbare Schäumungsexperimente zulassen. Dies sind neben Proteinen wie BSA zumeist Schäumer wie Sodium-Dodecyl-Sulfat (SDS, ein anionisches Tensid), Cetyltrimethylammoniumbromid (CTAB, ein kationisches Tensid) oder Triton[®]X 100 (ein nicht-ionisches Tensid). SDS ist hier als Modellsubstanz besonders gut geeignet und wird häufig verwendet, da es in Pulverform vorliegt, damit gut dosierbar ist und gleichzeitig als Kollektor und als Schäumer dienen kann. So wird SDS von Chen et al. zur Untersuchung der Algengernte durch Flotation und von Costa et al. zur Untersuchung der Druckfarbenabtrennung eingesetzt [87, 60].

Der Einfluss der Betriebsweise des Flüssigkeitsstrahlapparates als Begasungsvorrichtung von Flotationsapparaten ist nicht eindeutig geklärt, sodass bisher nur einige Untersuchungen zum Zusammenhang zwischen der Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates und dem Druckverhältnis zwischen Treib-, Saug- und Diffusorseite vorliegen [13, 97, 98]. Diese sind in weiteren Studien klarer zu definieren, um aufzuzeigen, wie groß das Verhältnis von eingetragenem Gasvolumenstrom pro Größe des Flotationsbehälters sein sollte, um eine prozesstechnisch vorteilhafte Blasenströmung zu realisieren.

Kapitel 4

Materialien und Methoden

Zur Untersuchung der beim Gaseintrag und der Flotation auftretenden Betriebszustände in einem Strahl-Kolonnenflotationsapparat wurden zwei Teststände aufgebaut. An den Testständen wurde Mess- und Regelungstechnik installiert, um charakteristische Betriebszustände einzustellen und die funktionalen Zusammenhänge zwischen Gaseintrag und Stoffaustrag zu erfassen. Hierbei entspricht der kleinere Laborteststand mit einem Systemvolumen von 50 Litern bezüglich Aufbau und Strömungsführung dem größeren Technikums-Teststand mit einem Systemvolumen von 500 Liter, jedoch wurde an dem Laborteststand die installierte Messtechnik den Systemvolumina angepasst und die Menge der installierten Messtechnik reduziert. Der Aufbau der Teststände, die Einstellung der Betriebszustände, die Messmethoden und die beim Betrieb eingesetzten Substanzen sind im Folgenden anhand des Technikumsteststandes näher erläutert. Die Unterschiede zwischen beiden Testständen sind aus den Tabellen 4.1 und 4.2 ersichtlich.

4.1 Beschreibung des Teststandes

Mit dem Ziel einer ganzheitlichen Betrachtung der in einem Strahl-Kolonnenflotationsapparat auftretenden Strömungs- und Stofftransportphänomene wurde der Technikumsteststand aufgebaut. Dieser weist ein Systemvolumen von 500 Litern auf und ermöglicht die Einstellung technisch relevanter Betriebszustände. Unter Variation des zugeführten Gasvolumenstromes, der Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates und der Wasserströme kann der Betriebszustand in einem weiten Betriebsbereich eingestellt werden.

Der Fokus der hierzu installierten Mess- und Regelungstechnik, welche in einem R&I-Fließbild in Abbildung 4.1 dargestellt ist, lag in der Aufzeichnung einzelner Aspekte der an dem Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugten Gas-Flüssigkeitsströmung und der Auswirkung von Betriebsparametern am Strahlapparat auf die in den Flotationsbehälter eingetragene Blasenströmung. Insbesondere stellte sich die Frage, wie sich die Blasenströmung im Flotationsbehälter ausbreitet, welche mittlere Blasengröße sich einstellt und welcher Gasanteil aus der Aufstiegs geschwindigkeit des Blasenschwarmes resultiert.

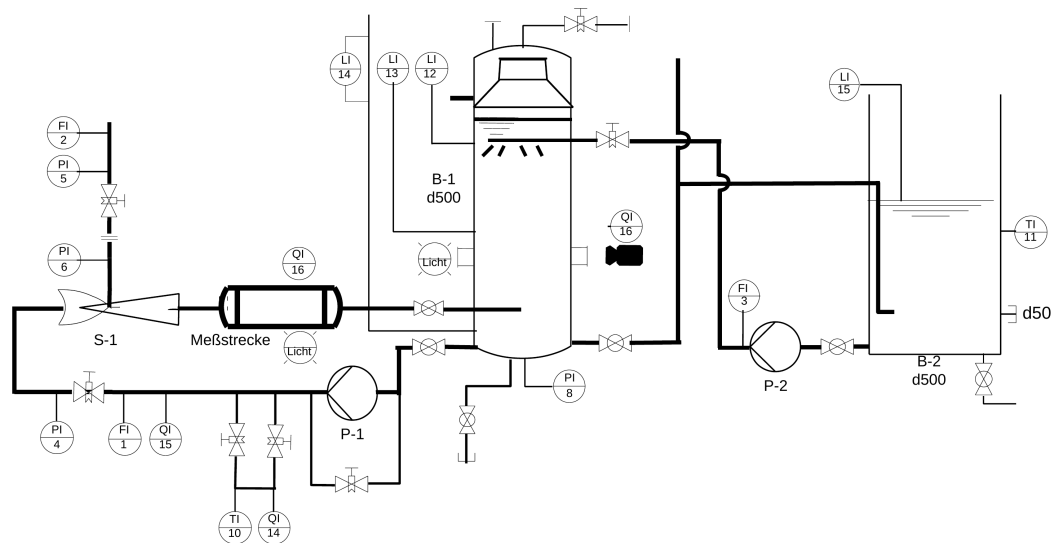


Abbildung 4.1: R&I-Fließbild des Flotationsteststandes mit Mess- und Regelungstechnik, Durchlichtphotographie der Blasenströmung an Messstrecke hinter FSA und an Flotationsbehälter

Entsprechend folgender Tabelle 4.1 wurden an den im R&I-Fließbild indizierten Stellen Druck-, Temperatur- und Ultraschallsensoren inklusive der zur elektronischen Auswertung benötigten Messumformer der Firma Hydac Electronic GmbH verwendet.

Tabelle 4.1: Am Technikumsteststand verwendete Komponenten, Sensoren und Aktoren

Bez.	Beschreibung	Größe / Bereich
B-1	Flotationsbehälter (V = 225 l)	$d_{Fb} = 500$ mm
B-2	Vorlagebehälter (V = 200 l)	$d_{Vb} = 500$ mm
S-1	Flüssigkeitsstrahlapparat	d50, $d_{TD} = 8$ bis 15 mm
P-1	Kreiselpumpe an Strahlapparat	1,6 bar ü; 4 bis 20 m ³ /h
P-2	Kreiselpumpe zur Zirkulation	0,9 bar ü; 2 bis 15 m ³ /h
FI-1 / 3	Schaufelrad-Volumenstrommesser	1 bis 20 m ³ /h
FI-2	Balgengaszähler	1 bis 16 m ³ /h
PI-4/8	Druckmessumformer	0 bis 2,5 bar
PI-5/6	Druckmessumformer	-1 bis 1 bar
TI-10/11	Temperatur-Fühler, Pt100	-40 bis +125 °C
LI-12 bis 15	Ultraschall-Abstandssensoren	80 bis 600; 300 bis 1200 mm
QI-14	pH-Sensor mit Keramik-diaphragma	1 - 14 pH
QI-15	Induktive Leitfähigkeit	0-30 mS/cm ²
QI-16	Digitale Spiegelreflexkamera	30 MPixel (an zwei Messstellen)
SPS	Siemens Simatic S7 SPS	-

Zusätzlich wurden noch ein pH-Sensor der Firma Wuma GmbH, ein Sensor zur Messung der induktiven Leitfähigkeit der Firma Jumo GmbH und ein Balgengaszähler BG 10 mit elektronischer Auswerteeinheit der Firma Ritter Apparatebau GmbH angeschlossen. Die PVC-Behälter und Kreiselpumpen stammen von der Firma Erwin Sander Elektroapparatebau GmbH (ESE). Die Schaufelrad-Volumenstrommesser Signet 2537 zur Messung des Wasservolumenstromes stammen von der Firma Georg Fischer GmbH (GF).

Der Laborteststand dient zur Untersuchung der Blasenströmung in Abhängigkeit der im Wasser gelösten Substanzen, sodass nicht für alle untersuchten Substanzen, insbesondere unterschiedliche Salze, Experimente am Technikumsteststand mit entsprechend großen Stoffmengen durchzuführen sind.

Tabelle 4.2: Am Laborteststand verwendete Komponenten, Sensoren und Aktoren

Bez.	Beschreibung	Größe / Bereich
B-1	Flotationsbehälter (V = 20 l)	$d_{Fb} = 140$ mm
B-2	Vorlagebehälter (V = 200 l)	$d_{Vb} = 500$ mm
S-1	Flüssigkeitsstrahlapparat	d25, $d_{TD} = 4$ mm
P-1	Kreiselpumpe an Strahlapparat	1,2 bar ü; 0,1 bis 1 m ³ /h
P-2	Kreiselpumpe zur Zirkulation	0,5 bar ü; 0,1 bis 0,3 m ³ /h
FI-1 / 3	Schwebekörper-Durchflussmesser	0 bis 1,5 m ³ /h
FI-2	Balgengaszähler	0.05 bis 1 m ³ /h
PI-4/8	Druckmessumformer	0 bis 2,5 bar
TI-10/11	Temperatur-Fühler, Pt100	-40 bis +125°C
LI-12/13	Ultraschall-Abstandssensoren	80 bis 600 mm
QI-16	Digitale Spiegelreflexkamera (DSLR)	30 MPixel (an Flotationsbehälter)
SPS	Siemens Simatic S7 SPS	-

Die Mess- und Regelungstechnik besitzt neben der Aufzeichnung spezifischer Prozessparameter die Aufgabe, eine reproduzierbare Einstellbarkeit einzelner Betriebszustände am Teststand zu gewährleisten. Damit kann das System bezüglich der Betriebsparameter kontinuierlich vermessen und die Auswirkung einer Parametervariation beurteilt werden. Der Apparat wurde inklusive der elektronischen Aufnahme der Messdaten über eine Speicher-Programmierbare Steuerung (SPS) betrieben, sodass die Ansteuerung der Pumpen und das Auslesen der Sensoren automatisiert erfolgte. Das Messintervall wurde auf 1 Sekunde gesetzt.

Der Flotationsbehälter des Technikumsteststandes besitzt einen Durchmesser von 500 mm und eine Höhe von 1,20 m (Füllhöhe). Auf dem Flotationsbehälter ist ein Schaumtopf mit einem Schaumrohr einer Höhe von 600 mm angebracht, über welchen der erzeugte Schaum ausgelesen werden kann. Die Phasengrenzfläche in dem Flotationsbehälter wird erzeugt, indem ein Teilstrom aus dem Flotationsbehälter über eine Kreiselpumpe einem Flüssigkeitsstrahlapparat zugeführt wird (Abb. 4.1). Durch den an der Treibdüse erzeugten Treibstrahl wird Umgebungsluft über die Saugleitung in die Mischkammer geführt, turbulent vermischt und in Form einer Blasenströmung über eine Prallplatte in dem Flotationsbehälter verteilt. Das Wasser wird zu-

sätzlich zwischen Vorlage- und Flotationsbehälter zirkuliert und dem Flotationsbehälter kurz unter der Wasseroberfläche mit einem Verteilerrohr zugeführt. An dem Verteilerrohr befinden sich horizontal angebrachte Bohrungen, aus welchen das zugeführte Wasser strömt und sich flächig im Flotationsbehälter verteilt.

So lässt sich ein Gegenstrombetrieb realisieren, bei welchem das zirkulierende Wasser im Gegenstrom zur Blasenströmung geführt wird. Der jeweilige Betriebszustand lässt sich unter Einstellung der Größe der Volumenströme von Luft und Wasser über von Hand justierbare Membranventile unter Überwachung aller Drücke und Volumenströme im System definieren. Der Wasservolumenstrom durch den Strahlapparat (FI1) kann zwischen 3 und 20 m³/h und der Wasservolumenstrom zwischen Flotationsbehälter und Vorlagebehälter (FI3) zwischen 3 und 15 m³/h eingestellt werden.

4.2 Eigenschaften der verwendeten Substanzen

Im Rahmen der durchgeführten Experimente wurden zur Erzeugung von Blasenströmungen Wasser und Luft als Hauptsubstanzen des Prozesses eingesetzt. Zudem wurden unterschiedliche Salze als Modellsubstanzen dem Wasser zugesetzt, um deren Einfluss auf die erzeugte Blasenströmung, das Koaleszenzverhalten und den daraus resultierenden Betriebszustand des Flotationsapparates zu messen.

Als oberflächenaktive Modellsubstanz wurde SDS dem Wasser zugesetzt, um den Konzentrationseinfluss auf die Anlagerung und Schaumbildung bei der Flotation zu untersuchen und reale Betriebszustände in Flotationsapparaten nachzubilden.

4.2.1 Natriumchlorid als Koaleszenz-inhibierende Modellsubstanz

Da der Flotationsapparat in Kombination mit dem Flüssigkeitsstrahlapparat häufig in der Salzwasseraquakultur zum Einsatz kommt und die Blasengröße sich aufgrund von Koaleszenzvorgängen mit der Salzkonzentration ändert, wurde Natriumchlorid als ein charakteristisches Reinsalz ausgesucht, um den Einfluss der einzelnen Ionen auf die Koaleszenz in der Blasenströmung zu untersuchen. Natriumchlorid macht den größten Anteil am Salzgehalt von Meerwasser aus und besitzt damit den größten Einfluss auf die Blasenströmung im Prozesswasser der Aquakultur.

Natriumchlorid (*NaCl*) ist ein weißes, kristallines Pulver mit einer molaren Masse von 58,443 g/mol, welches aus natürlichen Vorkommen in Steinsalzen (Halit) und in Meerwasser gewonnen wird. In wässriger Lösung bildet es keine Hydrate und weist eine maximale Löslichkeit von 360 g/l bei einer Temperatur von 25 °C auf [99]. Aufgrund seines Geschmacks und der konservierenden Eigenschaften wird Natriumchlorid in der Lebensmittelindustrie eingesetzt. Zudem führt die Verbindung mit Wasser aufgrund intermolekularer Kräfte zu einer Siedepunkterhöhung und Schmelzpunkterniedrigung. Die dargestellten Experimente wurden in einem Konzen-

trationsbereich von 0 bis 40 g/l durchgeführt, in welchem Natriumchlorid vollständig gelöst in der wässrigen Phase vorliegt. Im Vergleich hierzu beträgt die Salzkonzentration in den Weltmeeren zwischen 25 und 40 g/l.

4.2.2 Salze zur Untersuchung der Koaleszenz

Neben Natriumchlorid wurden noch sechs weitere Salze ausgewählt, um zusätzlich zum Einfluss der Ionenkonzentration auch den der Ionenart auf die Koaleszenz in der Blasenströmung quantifizieren zu können. Entsprechend wurden die in Tabelle 4.3 dargestellten Salze gewählt, sodass der Effekt einer Protonenveränderung (Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+}) und einer Anionenveränderung (Cl^- , SO_4^{2-} , NO_3^- und $C_2H_4O_2^-$) verglichen werden kann.

Der untersuchte Konzentrationsbereich der mit Leitungswasser angesetzten Salzlösungen von Natriumchlorid, Kaliumchlorid, Calciumchlorid, Magnesiumchlorid, Magnesiumsulfat, Kaliumnitrat und Natriumacetat betrug jeweils zwischen 0 g/l und 40 g/l. Zur Unterteilung der Salze sind diese bezüglich ihrer Dichte, Molmasse und Löslichkeit (L) in nachfolgender Tabelle aufgeführt.

Tabelle 4.3: Physikalische Eigenschaften der verwendeten Salze [99]

Salz	Name	Dichte [kg/l]	Molmasse [g/mol]	Löslichkeit [g/l H_2O]
<i>NaCl</i>	Natriumchlorid	2170	58,44	360
<i>KCl</i>	Kaliumchlorid	1988	74,55	330
<i>CaCl₂</i>	Calciumchlorid	1110	110,98	740
<i>MgCl₂</i>	Magnesiumchlorid	2320	95,21	542
<i>MgSO₄</i>	Magnesiumsulfat	2660	120,37	269
<i>KNO₃</i>	Kaliumnitrat	2110	101,11	383
<i>NaAc</i>	Natriumacetat	1520	82,03	504

4.2.3 SDS als oberflächenaktive Modellsubstanz

Um unterschiedliche Betriebszustände eines Flotationsapparates zu messen und zu vergleichen, ist eine Identifikation der die Flotation beeinflussenden Parameter notwendig. Hierzu werden Modellsubstanzen benötigt, welche die erzeugte Blasenströmung verändern, den damit auftretenden Stofftransport an die Phasengrenzfläche beeinflussen und eine Schäumung verursachen. Damit besitzen potentiell geeignete Modellsubstanzen durch Anlagerung an die Phasengrenzfläche Einfluss auf die Oberflächenspannung, das Koaleszenzverhalten und das Schaumbildungspotential der jeweils untersuchten Lösung.

Repräsentativ für die Gruppe der oberflächenaktiven Substanzen (OAS) ist der Einfluss von SDS auf die Eigenschaften der wässrigen Lösung. Daher wurde diese Substanz, wie in einer Vielzahl vorheriger Forschungsarbeiten, als Modellsubstanz für diese Substanzgruppe und deren

Funktion in Flotationsverfahren ausgesucht [87, 60]. Sodiumdodecylsulfat (SDS, $C_{12}H_{25}SO_4 \cdot Na$) ist ein anionisches Tensid, liegt handelsüblich als weißes Pulver vor und zeigt eine gute Wasserlöslichkeit (Abb. 4.2) [100]. Zur Dosierung wurde eine Stammlösung mit 5 g/l angesetzt, um in dem zu untersuchenden Wasservolumen die gewünschte Sollkonzentration einzustellen.

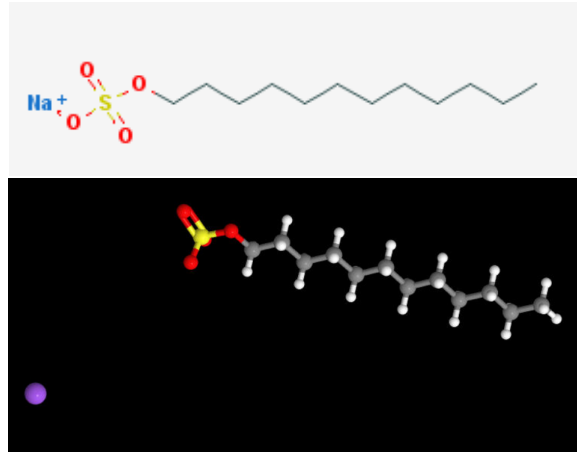


Abbildung 4.2: Projektionszeichnung und 3 D-Darstellung des SDS-Moleküls [101]

Eine Steigerung der SDS-Konzentration hat entsprechend der Abbildungen 2.13 und 2.11 eine Verminderung der Oberflächenspannung zwischen Wasser und Luft zur Folge. Ab einer Konzentration von 8 bis 9 mMol/l bilden sich erste Mizellen [6]. Dieser Wert ergibt sich aus der Bestimmung der kritischen Mizellenkonzentration, welche durch Messung der Oberflächenspannung, aber auch durch Titration erfolgen kann.

Die kritische Mizellenkonzentration ist unter Anderem vom pH-Wert abhängig und beträgt nach Rahman et al. bei einem pH-Wert von 7 und einer Temperatur von 25°C einen Wert von 8,2 mMol/l. Durch Einbeziehung der molaren Masse von 288 g/mol ergibt sich eine massenbezogene kritische Mizellenkonzentration von 2,36 g/l. Bei einer Temperatur von 20 °C beträgt die maximale Löslichkeit dieses amphoteren Moleküls 250 g/l [61].

4.3 Messsystem zur Identifikation von Betriebszuständen

Zur Messung der an den Testständen vorliegenden Betriebszustände wurden entsprechend dem R&I-Fließschema (Abb. 4.1) an relevanten Stellen Messwertaufnehmer angebracht. Diese sollen eine kontinuierliche Messdatenerfassung durchführen, um den Einfluss einzelner Parametervariationen quantitativ zu erfassen und eine anschließende Messdatenauswertung und Parameteranalyse zu ermöglichen.

4.3.1 Messdatenerfassung

Die Messdatenerfassung wurde durch automatisierte Speicherung der über die SPS ausgelesenen Daten im Zeitintervall von einer Sekunde realisiert. Durch Photographie der Blasenströ-

mung mit der digitalen Spiegelreflex (DSLR)-Kamera Nikon D800 und der Steuerungssoftware Nikon Control-Pro, mit welcher eine automatisierte Bilderfassung zu festgelegten Zeitpunkten realisierbar ist, wurden die per SPS aufgezeichneten Messdaten ergänzt. Zudem wurde die Einstellung der Ventile und weitere für den Versuch relevante Daten protokollarisch festgehalten.

Messung des Wasserstandes

Der Wasserstand in den kommunizierenden Messröhren wurde über Abstandssensoren des Typs HLS 528 gemessen. Dies ist ein sehr kompakter, berührungslos arbeitender Ultraschallsensor zur Messung der Entfernung zu Flüssigkeitsoberflächen oder Objekten (Abb. 4.3, links).



Abbildung 4.3: Ultraschall-Abstandssensor HLS 528, Pt100 Temperaturfühler TFP 100 und elektronischer Druckmessumformer HDA 4100 mit Dickschicht-Dehnungsmessstreifen-technik der Firma Hydac Electronic GmbH[102]

Das Messprinzip beruht auf einer Laufzeitmessung des Schalls. Diese ergibt sich aus der Zeitspanne, die der Schall benötigt, um von dem zu messenden Objekt reflektiert zu werden.

Durch dieses Prinzip besitzt der Sensor eine hohe Auflösung und Messrate. Der Messfehler beträgt unter 1,0 % des Messwertes. Der Sensor wurde in der Ausführung mit einem Messbereich von 80 bis 600 mm eingesetzt und am Gasanteilsensor des Flotationsbehälters zur Messung des Gasanteils verwendet. Die Ausführung mit 300 bis 1200 mm Messbereich wurde am Steigrohr des Flotationsbehälters und am Vorlagebehälter verwendet.

Messung der Temperatur

Die Wassertemperatur und die Lufttemperatur wurden über TFP 100-Temperatursensoren aufgenommen (Abb. 4.3, Mitte). Diese besitzen einen Pt100-Messwiderstand, welcher in 4 Leiter-Technik an den Messumformer angeschlossen ist, sodass sie einen relativen Messfehler von $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ aufweisen. Damit wurde der Temperaturverlauf der Wasserströme und der Luft während des Experimentes über die SPS elektronisch erfasst.

Messung des Druckes

An der Treibseite, Saugseite, Mischkammer und Diffusor des Flüssigkeitsstrahlapparates sowie im Flotationsbehälter wurde der Druck über die Druckmessumformer HDA 4100 und HDA 4300 relativ zur Atmosphäre gemessen (Abb. 4.1). Diese Sensoren messen einen Druck an einem auf einer Keramikmembran angebrachten Dickschicht-Dehnungsmessstreifen (DMS, Abb. 4.3, rechts). Bei dem HDA 4300 ist die Membran frontbündig am Einschraubstutzen angebracht, um Ablagerungen und Gasansammlungen zu vermeiden.

Durch die Auslenkung der Membran in Folge eines aufgeprägten Druckes wird der DMS verformt und sein elektrischer Widerstand verändert sich. Dieser wird über einen Messumformer aufgenommen und in ein elektrisches Ausgangssignal umgewandelt, welches an die SPS weitergeleitet und dort gespeichert wird. Die Messgenauigkeit beträgt $\pm 0,5 \%$ bezogen auf den vollen Messbereich.

Messung des Gas- und Wasservolumenstroms

Am Technikumsteststand wurde der am Flüssigkeitsstrahlapparat angesaugte Gasvolumenstrom mit dem Balgengaszähler BG 10 der Firma Ritter Apparatebau eingesetzt. Damit ist die Messung bis zu einem maximalen Volumenstrom von $16 \text{ m}^3/\text{h}$ mit einem relativen Fehler von $\pm 1,5 \%$ möglich. Der kontinuierlich erfasste Messwert wird über die digitale Auswerteeinheit Edu 32 in einen Volumenstrom umgerechnet, über ein Spannungssignal an die SPS weitergeleitet und von dort in einer Datei gespeichert. Die an der Treibseite des Flüssigkeitsstrahlapparates und zwischen Vorlagebehälter und Flotationsbehälter zirkulierenden Wasservolumenströme werden über Schaufelradvolumenstrommesser des Typs Signet-2537 gemessen (Abb. 4.4). Diese besitzen eine Genauigkeit von $\pm 1,0 \%$ bezüglich des gemessenen Volumenstromes.

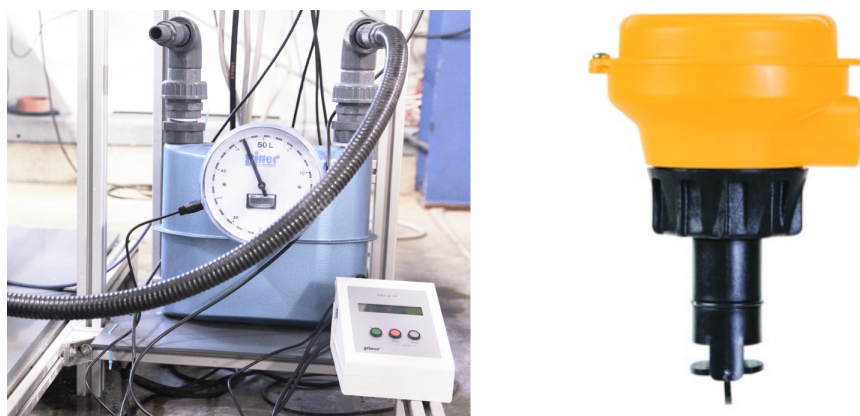


Abbildung 4.4: Balgengaszähler Ritter BG 10 mit digitaler Auswerte- und Anzeigeeinheit Edu32 (links); Schaufelradvolumenstromsensor Signet-2537 (rechts)

Am Laborteststand wurde der am Strahlapparat angesaugte Gasvolumenstrom mit der Gasuhr Gallus 2000 von Actaris gemessen. Diese misst den Gasvolumenstrom mit einer Genauigkeit von $\pm 3,0 \%$ und bis zu einem maximalen Volumenstrom von 1000 l/h. Die Wasservolumenströme wurden mit Schwebekörperdurchflussmessern gemessen, jedoch wurden diese lediglich zur Volumenstrommessung und nicht zur Regelung des Betriebszustandes genutzt, da der Laborteststand bei konstanten Betriebsbedingungen betrieben wurde.

Messung des pH-Wertes und der induktiven Leitfähigkeit

Der pH-Wert wird über eine pH-Elektrode HGK-GEL-2 Elektrode der Firma WUMA aufgenommen (Abb. 4.5). Diese Elektrode besitzt ein Keramikdiaphragma und eine Gelfüllung. Durch die Gelfüllung ist keine Nachfüllung von Elektrolyten notwendig.

Zur Messung der Leitfähigkeit wird der induktive Leitfähigkeitssensor CTI-500 der Firma Jumo GmbH verwendet. Der durch die darin erzeugte Wechselfeldspannung induzierte Strom ist proportional zur Leitfähigkeit des Mediums und wird über einen Messumformer in ein Mess-Signal von 4 bis 20 mA umgewandelt. Der Messumformer weist einen Fehler kleiner als 1 Prozent des Messwertes auf.



Abbildung 4.5: Elektrode für die pH-Wert-Messung HGK-GEL-2 der Firma WUMA (links); Induktiver Leitfähigkeitsmessumformer CTI-500 der Firma Jumo (rechts)

Aufnahme von Bildern zur Blasenanalyse

Zur Bestimmung der Blasengröße in dem Flotationsbehälter wurden Bilder der Blasenströmung zusammen mit einer Referenzskala an einem Schauglas aufgenommen. Hierbei wurde ein Teil der Blasenströmung durch eine parallel zum Schauglas angebrachte Platte direkt vor der Linse der digitalen Spiegelreflexkamera vorbei geführt (Abb. 4.6). Dadurch konnten die Blasen zwischen Schauglas und Platte mittels entsprechender Fokussierung des Objektivs scharf aufgezeichnet werden. Eine für die jeweilige Blasenströmung geeignete Einstellung bezüglich Blendenöffnungsfläche und Blendenöffnungszeit der Kamera wurde mit der Steuerungssoftware Nikon Control-Pro und dem Blitzgerät Nikon SB 900 realisiert.

Die hiermit per Durchlichtfotografie aufgezeichneten Bilder wurden mit dem Bildbearbeitungsprogramm RAW THERAPEE bearbeitet, sodass durch Anpassung von Helligkeit und Kontrast die Blasenkonturen gut zu erkennen sind. Danach wurden die einzelnen Bilder mit der Bildanalyse-Software IMAGEJ zur Bestimmung der Blasengröße und Blasengrößenverteilung ausgewertet (Abb. 4.7).

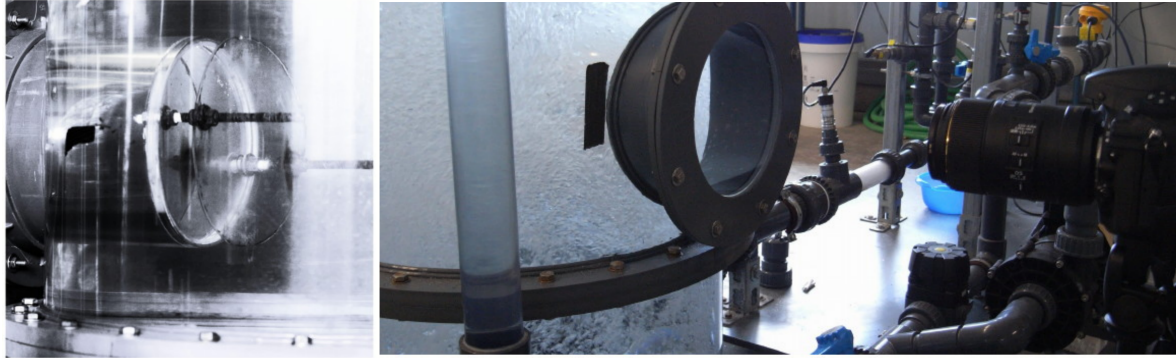


Abbildung 4.6: Messanordnung zur Fotografie der Blasenströmung im Flotationsbehälter über Durchlichtfotografie; Messstrecke mit Platte zur Strömungsführung in Flotationsbehälter (links) und Kamera-Aufstellung mit Ausrichtung zum Schauglas (rechts)

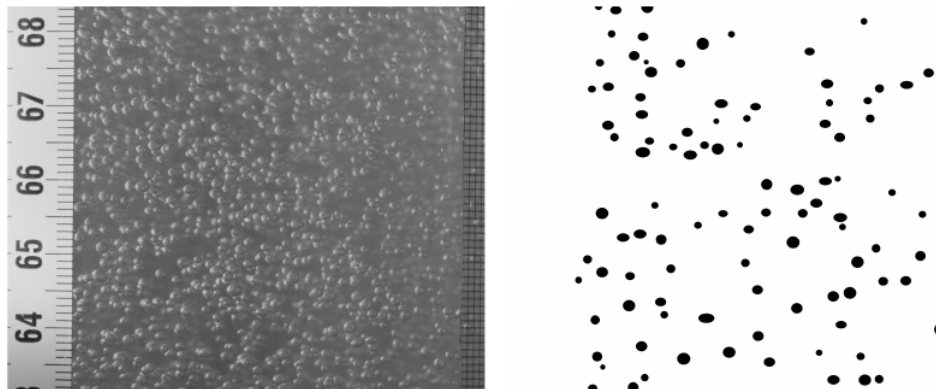


Abbildung 4.7: Photographie aufsteigender Blasen in der Blasenströmung des Flotationsbehälters bei 5 g/l NaCl (links) und Markierung der Blasenprojektionsflächen zur Analyse mit dem Programm IMAGEJ (rechts)

Hierzu wurden die Projektionsflächen der einzelnen Blasen markiert und über eine programminterne Berechnung der Flächeninhalt der Einzelblasen ermittelt. Die über die Blasenanalysefunktion des Programmes erstellte Datenliste wurde anschließend mit SCILAB eingelesen und zur Berechnung eines äquivalenten Blasendurchmessers und der Blasengrößenverteilung verwendet.

4.3.2 Bestimmung der Phasengrenzfläche in Flotationsbehälter

Das in Blasenströmungen auftretende Strömungsregime ist durch eine charakteristische Verteilung der Gasphase und die Relativgeschwindigkeit zwischen Gasblasen und Flüssigphase gekennzeichnet. Daraus ergibt sich für jeden Betriebszustand eine Phasengrenzfläche, deren Größe durch Messung von Gasleerrohrgeschwindigkeit, Blasengröße und Gasanteil abgeschätzt werden kann. Deren messtechnische Bestimmung und die funktionalen Zusammenhänge untereinander sind im Folgenden näher beschrieben.

4.3.2.1 Sauterdurchmesser in der Blasenströmung

Zur Bestimmung des Sauterdurchmessers d_{32} in der Blasenströmung wurden an dem Schauglas des Flotationsbehälters einzelne Bilder der vorbeiströmenden Blasen aufgenommen. Auf diesen Bildern wurden die Projektionsflächen einzelner Blasen A_{Bl} durch Verwendung der Bildanalysesoftware imageJ berechnet (Abb. 4.7). Aus diesen wurde nach Gleichung 4.1 der äquivalente Durchmesser $d_{\ddot{a}q}$ ermittelt und nach Gleichung 4.2 zur Berechnung des Sauterdurchmessers verwendet. Damit stellt der Sauterdurchmesser einen statistischen Mittelwert dar, der neben dem mittleren Durchmesser der Blasen das Verhältnis von Phasengrenzfläche $A_{PhG,BS}$ zum Gasvolumen $V_{g,BS}$ in der Blasenströmung beschreibt.

$$d_{\ddot{a}q} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{Bl}}{\pi}} \quad (4.1)$$

$$d_{32} = \frac{\sum d_{\ddot{a}q}^3}{\sum d_{\ddot{a}q}^2} = 6 \frac{V_{g,BS}}{A_{PhG,BS}} = \frac{6}{a_g} \quad (4.2)$$

Aufgrund des geometrischen Zusammenhangs zwischen Oberfläche und Volumen an einer Blase und der daraus resultierenden spezifischen Phasengrenzfläche a_g lässt sich bei Annahme eines konstanten Blasendurchmessers und einer homogenen Verteilung der Gasphase die Phasengrenzfläche in der gesamten Blasenströmung berechnen. Dadurch kann für einen spezifischen Betriebszustand die Phasengrenzfläche der Blasenströmung in dem Flotationsbehälter $A_{PhG,BS}$ in Abhängigkeit des in der Blasenströmung vorliegenden Gasvolumens $V_{g,BS}$ abgeschätzt werden.

4.3.2.2 Gasanteil in der Blasenströmung

Der Gasanteil ε_g (engl.: gas holdup) ist definiert als das Verhältnis von Gasvolumen V_g zum Gesamtvolumen V_{ges} in einem gegebenen Kontrollvolumen (Gl. 4.3, siehe auch Gl. 2.18).

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_{ges}} = \frac{V_{GAS,g}}{V_{GAS,ges}} = \frac{V_{GAS,g}}{V_{GAS,g} + V_{GAS,w}} \quad (4.3)$$

Der Gasanteil im Flotationsbehälter wurde über zwei kommunizierende Röhren eines Durchmessers von 32 mm bestimmt. Beide Röhren sind mit einem vertikalen Abstand von 400 mm seitlich am Flotationsbehälter angebracht. Diese Vorrichtung wird im Folgenden als Gasanteil-sensor (GAS) bezeichnet und ist anhand Abbildung 4.8 näher dargestellt (Gl. 4.3).

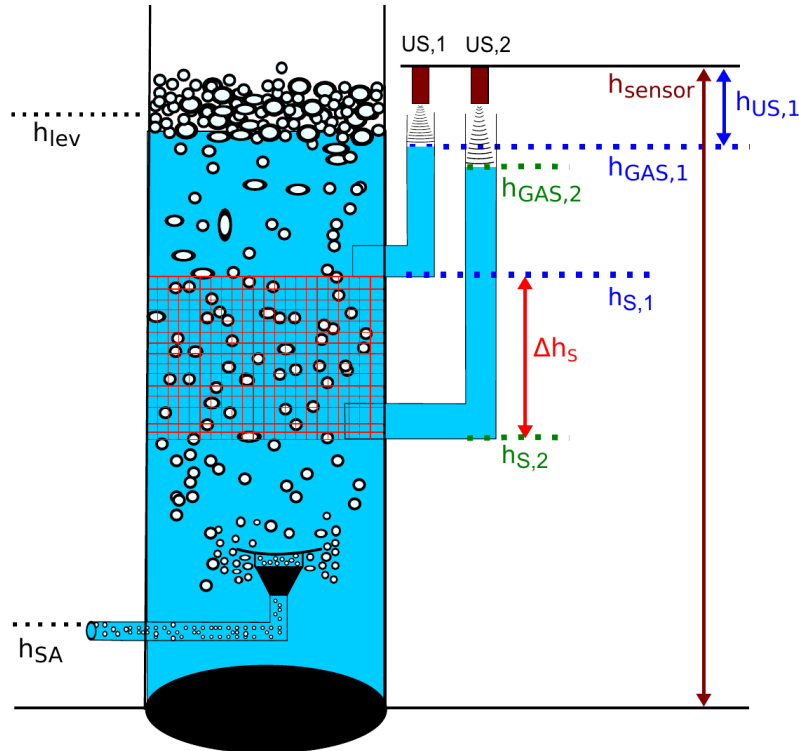


Abbildung 4.8: Flotationsbehälter mit Ultraschallabstandssensoren zur Messung des Gasanteils in der rot schraffierten Messstrecke

Zur Messung der Füllhöhe in den beiden Messröhren werden Ultraschall-Sensoren (US 1 und US 2) mit einem Messbereich von 80 bis 600 mm verwendet. Sie sind in fester Position auf der Höhe h_{Sensor} über der jeweiligen Röhre montiert und ermöglichen durch eine Abstandsmessung zur Flüssigkeit die Bestimmung der Höhe des Wasserspiegels in der jeweiligen Röhre $h_{GAS,1}$ und $h_{GAS,2}$ (Gl. 4.4).

$$h_{GAS,1} = h_{sensor} - h_{US,1}; \quad analog : h_{GAS,2} = h_{sensor} - h_{US,2} \quad (4.4)$$

Der Gasanteil in der Messstrecke des Gasanteilsensors $\epsilon_{g,GAS}$ lässt sich bestimmen, indem der aus der Gasverteilung in dem Flotationsbehälter resultierende Höhenunterschied $\Delta h_{GAS,g}$ ins Verhältnis zu der Höhe der Messstrecke Δh_S gesetzt wird (Gl. 4.5, Gl. 4.6, Gl. 4.7).

$$\Delta h_{GAS,g} = h_{GAS,1} - h_{GAS,2} \quad (4.5)$$

$$\Delta h_S = h_{S,1} - h_{S,2} \quad (4.6)$$

$$\epsilon_{g,GAS} = \frac{\Delta h_{GAS,g}}{\Delta h_S} = \frac{V_{GAS,g}}{V_{GAS,ges}} \quad (4.7)$$

Analog lässt sich der Gasanteil zwischen den zwei Messstellen durch Division des gemessenen Gasvolumens $V_{GAS,g}$ zum Gesamtvolumen in der Messstrecke $V_{GAS,ges}$ berechnen (Gl. 4.8, Gl. 4.9).

$$V_{GAS,g} = (\Delta h_{GAS,g}) \cdot \frac{\pi \cdot d_{Fb}^2}{4} \quad (4.8)$$

$$V_{GAS,ges} = (\Delta h_S) \cdot \frac{\pi \cdot d_{Fb}^2}{4} \quad (4.9)$$

Durch Verwendung der Dichte der Fluide von Gas und Wasser (ρ_g, ρ_l) und das Ansetzen eines hydrostatischen Gleichgewichts zwischen Messröhren und Flotationsbehälter ist durch eine weitere Kalkulation nach Gleichung 4.10 bis 4.12 zudem die mittlere Dichte der Blasenströmung $\rho_{GAS,lg}$ in der Messstrecke und damit die Höhe des Wasserspiegels h_{lev} berechenbar.

$$\rho_{GAS,lg} = \frac{V_{GAS,g} \cdot \rho_g + (V_{GAS,ges} - V_{GAS,g}) \cdot \rho_l}{V_{GAS,ges}} = \varepsilon_{g,GAS} \cdot \rho_g + (1 - \varepsilon_{g,GAS}) \cdot \rho_l \quad (4.10)$$

$$\Delta h_{lev} = \frac{(h_{GAS,1} - h_{S1}) \cdot \rho_L}{\rho_{GAS,lg}} \quad (4.11)$$

$$h_{lev} = h_{S,1} + \Delta h_{lev} \quad (4.12)$$

Unter Verwendung der Gleichungen 4.4 bis 4.12 lässt sich also der Füllstand in dem Flotationsbehälter mit der Höhe h_{lev} berechnen, sodass die Höhe der Wasseroberfläche kontinuierlich erfasst werden kann.

Mit diesem Wert lässt sich unter Einbeziehung der vertikalen Höhe $h_{SA} = 300 \text{ mm}$, an welcher die Blasenströmung über den Strahlapparat in den Flotationsbehälter eingebracht wird, die Höhe der Blasensäule h_{BS} berechnen (Gl. 4.13).

$$h_{BS} = h_{lev} - h_{SA} \quad (4.13)$$

Damit kann der mittlere Gasanteil in der gesamten Blasenströmung und die Größe des Gasvolumens in der Blasensäule $V_{g,BS}$ beziehungsweise in dem gesamten Flotationsbehälter berechnet werden.

$$V_{g,BS} = \varepsilon_{g,GAS} \cdot h_{BS} \cdot d_{Fb} \quad (4.14)$$

4.3.2.3 Bestimmung der Flussdichte der Phasengrenzfläche

Die Gasleerrohrgeschwindigkeit, die Blasengröße und der daraus resultierende Gasanteil bestimmen, wie groß die zu einem gegebenen Zeitpunkt im Flotationsbehälter vorliegende Phasengrenzfläche A_{PhG} ist. Diese kann auf das Gasvolumen V_g , das Flüssigkeitsvolumen V_l oder das Reaktorvolumen V_r (Gas + Flüssigkeit), in welchem die Blasenströmung auftritt, bezogen werden (Gl. 4.15).

Daraus ergibt sich dann mit Gl. 4.2 jeweils die auf das jeweilige Referenzvolumen bezogene spezifische Phasengrenzfläche a_g , a_l und a_r (Gl. 4.16, Gl. 4.17).

$$A_{PhG} = a_g \cdot V_g = a_l \cdot V_l = a_r \cdot V_r \quad (4.15)$$

$$a_l = a_g \cdot \frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = \frac{6 \cdot \varepsilon_g}{d_{32} \cdot (1 - \varepsilon_g)} \quad (4.16)$$

$$a_r = a_g \cdot \varepsilon_g = \frac{6 \cdot J_g}{d_{32} \cdot u_g} = \frac{J_g \cdot a_g}{u_g} \quad (4.17)$$

Die Flotation ist ein dynamischer Prozess, in welchem der Stofftransport kontinuierlich über eine eingebrachte Phasengrenzfläche und deren Beladung während des Blasenanstiegs stattfindet. In der einschlägigen Literatur wird zur Beurteilung des Flotationsprozesses und der Herstellung einer Proportionalität zwischen der Phasengrenzfläche und Größe der Flotationsgeschwindigkeit die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b verwendet (Gl. 4.18).

$$S_b = \frac{\dot{A}_{PhG}}{A_{Fb}} = \frac{\dot{V}_g \cdot a_g}{A_{Fb}} = J_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = a_r \cdot u_g = a_g \cdot \varepsilon_g \cdot u_g \quad (4.18)$$

Diese berechnet sich per Division des Phasengrenzflächenflusses \dot{A}_{PhG} durch die durchströmte Fläche des Flotationsbehälters A_{Fb} . Damit erhält man die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b , wie sie auch bei der Erzflotation zur Kategorisierung der Betriebsbedingungen verwendet wird [55].

4.3.3 Bestimmung der SDS-Konzentration per CN-Analyzer

Sodium-dodecyl-sulfat (SDS) besitzt eine molare Masse von 288 g/mol und pro Molekül 12 C-Atome. So kann durch Messung der Kohlenstoffmasse in einem definierten Flüssigkeitsvolumen die Masse und damit die Konzentration an SDS in der wässrigen Lösung berechnet werden. Die Messung des Kohlenstoffanteils in der wässrigen Lösung erfolgte durch Einsatz des CN-Analyzers multi N/C 3100 der Firma Analytik Jena. In diesem wird das Probenvolumen von jeweils 10 ml per vollautomatischer, sequentieller Dreifachmessung analysiert. Der Zeitbedarf hierfür beträgt etwa 45 Minuten.

Während einer Messung wird die zu messende Lösung aus dem Probenbehälter eingesaugt und mit Salzsäure versetzt, sodass mit einer pH-Wert-Verschiebung der gelöste, anorganische Kohlenstoff gasförmig und durch Begasen mit Stickstoff aus der Lösung entfernt wird. Dieser gasförmige Stoffstrom wird über einen nichtdispersiven Infrarotsensor (NDIR-Sensor) geleitet, mit welchem die CO_2 -Konzentration gemessen wird. Anschließend wird die wässrige Lösung verdampft, sodass dann der organische Kohlenstoff gemessen werden kann. Daraus ergibt sich jeweils ein Messwert für den gesamten anorganischen Kohlenstoff (engl.: total inorganic carbon, TIC) und den gesamten organischen Kohlenstoff (engl.: total organic carbon, TOC), welche als Summenparameter in Flächeneinheiten (FE) von der Software des CN-Analyzers ausgegeben

werden (Abb. 4.9). Zur Kalibrierung des CN-Analyzers auf die Messung von SDS wurde der Nullwert der Kalibrierkurve durch Messung der TOC- und TIC-Konzentration in deionisiertem Wasser bestimmt.

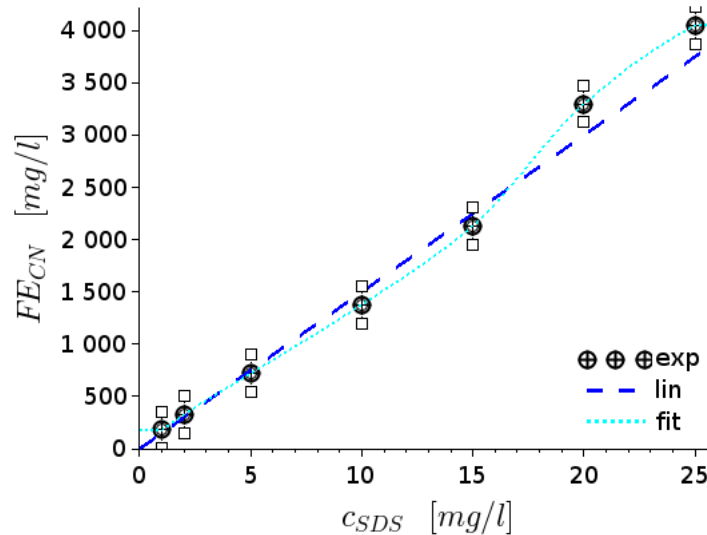


Abbildung 4.9: Kalibrierung der Messung von SDS in wässriger Lösung an einem CN-Analyzer (multi N/C 3100 der Firma Analytik Jena); Messwert des gesamten organischen Kohlenstoffes in Flächeneinheiten (FE_{CN}) als Funktion der Sollkonzentration in den einzelnen Kalibrierlösungen

Als Kalibrierlösungen wurden aus einer 5 g/l SDS-Stammlösung, welche mit deionisiertem Wasser angesetzt wurde, SDS-Konzentrationen von 1 bis 100 mg/l hergestellt. Aus deren Vermessung wurde zur Kalibrierung des CN-Analyzers eine Kalibrierkurve erstellt, welche die gemessenen Flächeneinheiten (FE) in Abhängigkeit der SDS-Konzentration in der Kalibrierlösung darstellt. Die Messungen weisen im Konzentrationsbereich zwischen 1 und 10 mg/l, der für die Messung von Proben aus dem Betrieb des Flotationsapparates relevant ist, eine Standardabweichung von 0,02 auf. Daraus resultiert für die Messung von organischem Kohlenstoff ein Messfehler von $\pm 0,5$ mg/l. Damit ist der Messwert für kleine SDS-Konzentrationen unter 2 mg/l lediglich als Richtwert anzusehen.

Das Leitungswasser des Wassernetzes (Völklingen, Südwest-Deutschland) wurde ebenfalls gemessen, um die Menge an TOC darin zu bestimmen. Dieser Blindwert wurde von den Messwerten aus den Flotationsexperimenten abgezogen, da das Wasservolumen im Flotationsapparat mit Leitungswasser angesetzt wurde.

4.4 FPM zur Simulation von Fluidströmungen

Die CFD-Simulation mit FPM (Finite-Pointset-Method) dient der Berechnung der Strömungsverhältnisse in der Strahlapparatgeometrie und ermöglicht damit die Untersuchung des Ein-

flusses von geometrischen und hydrodynamischen Randbedingungen. Zur Simulation einzelner Geometrien wurden die jeweiligen Bauteile mit dem CAD-Programm INVENTOR von AUTOCAD erstellt. Die 3D-CAD-Zeichnung wurde dann in COMPASS, einem vom Fraunhofer ITWM zur Verfügung gestellten Vernetzungsprogramm eingelesen und vernetzt. Die vernetzte Geometrie wurde in eine FDNEUT-Datei exportiert, welche von FPM zur Zuweisung der geometrischen Randbedingungen weiterverwendet wird.

In einer FPM-spezifischen Steuerdatei namens „user_common_variables.dat“ werden die Geometriedaten eingelesen und weitere strömungstechnische Parameter definiert. Diese beinhalten die physikalischen Randbedingungen, wie Druck, Temperatur und Viskosität sowie FPM-spezifische Faktoren, wie Punktedichte und Zeitschritte zur Berechnung der Strömungsdynamik in dem gegebenen Volumen. Zum Starten der FPM-Simulation wurde diese Datei mit den jeweils zu berechnenden Randbedingungen und der zu simulierenden Geometrie ausgeführt. Die Ergebnisse der FPM-Simulation wurden mit der Software PARAVIEW bearbeitet und in SCILAB bezüglich der berechneten Volumenströme an Treib- und Saugseite ausgewertet.

Die Erstellung des zu berechnenden Kontinuums wird in der vernetzten Geometrie durch die lokale Definition der Punktdichte und deren Änderung in alle Raumrichtungen realisiert. Die daraus resultierende und zu Beginn der Simulation automatisch generierte Punktwolke beinhaltet alle notwendigen Informationen bezüglich der definierten Randbedingungen durch Vorgabe der Flächen, an welchen ein Ein- und ein Ausströmrand beziehungsweise eine Wand-Randbedingung vorliegt.

Die einzelnen Punkte werden mit den jeweils berechneten Informationen über deren Bewegung unter Verwendung einer generellen Finite-Differenzen-Methode mit einem moving least square-Ansatz (MLS) weiter transportiert. Hierzu wird eine Lagrange-Betrachtung der Navier-Stokes-Gleichungen verwendet. Die letztendliche Berechnung der lokalen Geschwindigkeiten, Drücke und der daraus resultierenden Turbulenz erfolgt unter Verwendung eines k-eps-Turbulenz-Modells [103]. FPM ist aufgrund der Definition freier Oberflächen und der Unabhängigkeit von Rechengittern besonders gut für die CFD-Simulation von Oberflächen und Strömungen geeignet, die sich im freien Raum ausbreiten.

Im Laufe der Simulation bewegen sich die Punkte, die in ihrer Gesamtheit das zu simulierende Kontinuum darstellen, in Strömungsrichtung durch die Geometrie und tauschen mit benachbarten Punkten Informationen aus. Während der Simulationszeit läuft der Informationsfluss innerhalb der FPM-Simulation unter Minimierung der Differenzen zwischen den einzelnen Punkten in Strömungsrichtung und wieder zurück. Bei Erreichen eines stationären Zustandes ändert sich das berechnete Ergebnis nur noch bei Vorliegen von fluktuierenden Strömungsformen. Die FPM-Simulationen wurden auf einer Hewlett-Packard-Workstation mit einem sechs-Kern Prozessor (Taktrate: 2,4 Ghz und jeweils 4 GB RAM Arbeitsspeicher) durchgeführt.

Kapitel 5

FPM-Simulation des Flüssigkeitsstrahlapparates

Zur Simulation der Strömung im Flüssigkeitsstrahlapparat und der durch Kontaktierung von Wasser- und Luftstrom entstehenden Blasenströmung wurde das Strömungssimulations-Programm FPM (Finite-Pointset-Method) verwendet. Dieses CFD-Programm berechnet die Bewegung der Fluidströmung in dem durch die Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates berandeten Kontinuum unter Verwendung der generellen Differenzenmethode, indem die Punkte untereinander ihre lokale Information zur Fluidbewegung und der physikalischen Eigenschaften austauschen. Durch Lösung der mit Hilfe des k-epsilon-Turbulenzmodells vereinfachten Navier-Stokes-Gleichungen und der iterativen Minimierung des berechneten Fehlers wird die räumlich aufgelöste Strömung bezüglich der berechneten Parameter mit zunehmender Simulationszeit und gleichbleibenden Randbedingungen einem stationären Zustand angenähert. Das berechnete Kontinuum bildet damit in seiner Gesamtheit die in dem Flüssigkeitsstrahlapparat strömenden Fluide ab und ermöglicht so einen Einblick in lokale Strömungsphänomene im Innern des Flüssigkeitsstrahlapparates, die messtechnisch nur mit sehr hohem Aufwand oder unter Beeinflussung der Strömung zugänglich sind.

5.1 Simulation der Fluidströmung in Strahlapparat

Die Berechnung einer turbulenten Fluidströmung erfordert insbesondere im Fall von Mehrphasenströmungen die Nutzung geeigneter Simulationsmethoden und meist eine dezidierte Anpassung einzelner Berechnungsparameter, um die jeweiligen Strömungszustände in Abhängigkeit der Randbedingungen realitätsnah abbilden zu können.

Die zu simulierende Strahlapparatgeometrie ist von dem im Anschluss empirisch untersuchten Flüssigkeitsstrahlapparat SA-T01 abgeleitet. Dieser besitzt eine Treibdüse (Treibdüsenform T01) mit Strömungsrillen am Auslass an welchen eine tangentielle Geschwindigkeitskomponente in Bezug zur Hauptströmungsrichtung und damit eine drallbehaftete Strömung in der Fangdüse erzeugt wird (Abb. 5.1). Die Strahlapparat-Geometrie weist eine Länge von 250 mm und einen inneren Durchmesser der Einströmleitung von 40 mm auf. Dieser Strahlapparat ist im realen

Betrieb zum Anschluss an eine d50-Rohrleitung und für einen Wasservolumenstrom zwischen 8 und 16 m³/h ausgelegt. Daraus leiten sich die eingestellten Randbedingungen ab.

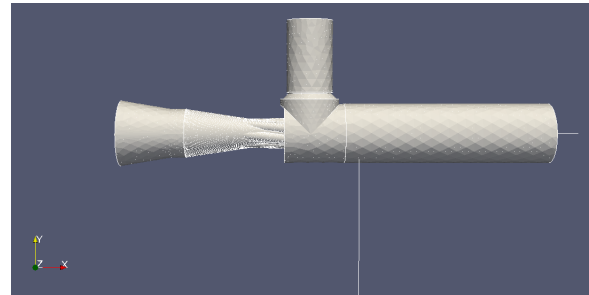
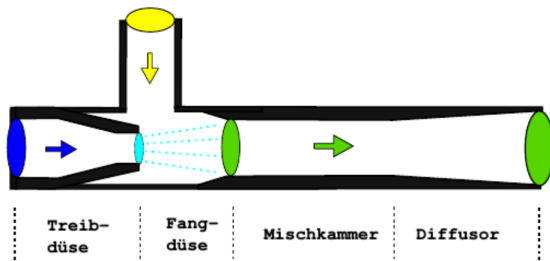


Abbildung 5.1: Schematische Darstellung des Flüssigkeitsstrahlapparates mit Zuordnung einzelner Strömungsbereiche und CAD-Zeichnung des zu simulierenden, inneren Hohlraumes des Strahlapparates SA-T01 mit Treibdüse T01 in Seitenansicht

Analog der Erstellung eines Rechengitters in anderen CFD-Programmen wird bei der Verwendung von FPM im zu simulierenden Volumen, welches durch die Berandungsflächen definiert ist, eine Punktwolke erzeugt. Diese stellt das zu berechnende Kontinuum dar. Die räumliche Auflösung der Punkte und damit die Punktdichte wird über die Definition einer lokalen Glättungslänge h so fein gewählt, dass in der zu simulierenden Geometrie lokale, durch die Geometrie erzeugte Strömungen oder interne Turbulenzballen erfasst werden (Abb. 5.2). Andererseits ist ebenfalls darauf zu achten, dass die Punktdichte auch nicht zu groß gewählt wird, da ansonsten zu hohe Rechenkapazitäten notwendig sind.

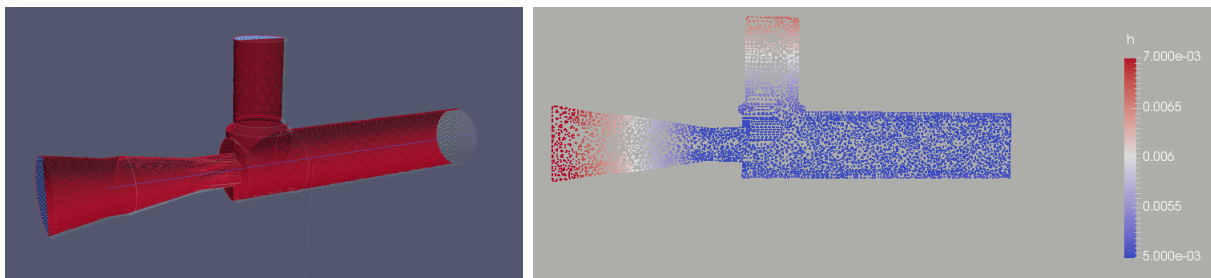


Abbildung 5.2: CAD-Zeichnung der Berandungsflächen des Strahlapparattinnenvolumens von SA-T01 in Schnitansicht mit farblicher Zuordnung der Flächen (Wand = rot; Treibseite = dunkelblau; Saugseite = hellblau; Diffusor = grün, links); Punktwolke in dem Strahlapparatvolumen mit in Strömungsrichtung fallender Glättungslänge h (rechts).

Beim Betrieb des Flüssigkeitsstrahlapparates mit Wasser und Luft bildet sich hinter der Treibdüse ein Treibstrahl aus, der die Luft aus der Fangdüse in die Mischkammer mitreißt. Durch die turbulente Vermischung von Luft- und Wasserphase wird eine Blasenströmung erzeugt, die in das hinter dem Flüssigkeitsstrahlapparat angeschlossene Rohr strömt.

Durch das Mitreißen der Gasphase werden seitlich des Treibstrahles Druckminima erzeugt. Deren räumliche Ausdehnung bestimmt den Verlauf der nachströmenden Medien, die Menge der kontinuierlich angesaugten Gasphase und die Intensität der Vermischung unter Erzeugung von Phasengrenzfläche [45, 104].

Die Berechnung der Strömungssituation im gesamten Strahlapparat erfordert noch weitere, detaillierte Simulationen zum Mitreißen der Gasphase und deren Vermischung mit dem Treibstrahl, um die lokalen Strömungsvorgänge zu visualisieren und daraus Rückschlüsse auf die im realen Betrieb auftretenden Strömungsvorgänge sowie die an der erzeugten Phasengrenzfläche wirkenden Kräfte ziehen zu können.

Im Folgenden wurde daher untersucht, in wie weit sich die realen Strömungsphänomene im gesamten Flüssigkeitsstrahlapparat mit FPM abbilden lassen, um ein tiefer gehendes Verständnis der Mechanismen bei der Erzeugung von Blasenströmungen zu entwickeln. Dieses ist bei der Identifizierung geometrischer Verbesserungsmaßnahmen einsetzbar und ermöglicht auch eine Voraussage der aus den Betriebsbedingungen resultierenden Blasenströmung.

5.2 Einphasige FPM-Simulation mit freier Oberfläche

In der Fangdüse und Mischkammer des Flüssigkeitsstrahlapparates steht die wässrige Phase des Treibstrahles unter Impulsaustausch mit der angesaugten Gasphase in Kontakt. Daher beeinflussen die physikalischen Eigenschaften und die lokale Geschwindigkeit beider Phasen das Strömungsverhalten, wobei sich das Strömungsregime in Strömungsrichtung unter turbulenter Vermischung beider Phasen ändert. Da in der Zone der unmittelbaren Umgebung des Treibstrahls die Kräfte des Wassers das Strömungsverhalten aufgrund dessen höherer Dichte und Viskosität dominieren, wurden zur Untersuchung der Strahlausbreitung die durch die gasförmige Phase hervorgerufenen lokalen Kräfte und Verwirbelungen in einem ersten Schritt vernachlässigt. Lediglich der statische Druck in der Gasphase wurde durch Definition eines Wertes von 1 bar a (= Atmosphärendruck) über eine Dirichlet-Randbedingung berücksichtigt.

5.2.1 Simulation mit freier Oberfläche an der Treibseite

Damit wurde eine einphasige Simulation der Strömung mit freier Oberfläche am Treibstrahl durchgeführt. Hierzu wurde zu Beginn der Simulation in der Treibdüse eine freie Oberfläche durch eine mathematisch definierte Ebene bei der Länge $x = 60$ mm und mit der x-Achse als Normalenvektor definiert, welche sich mit der Bewegung des Treibstrahles in Strömungsrichtung fortbewegt und in Abhängigkeit der lokal wirkenden Kräfte verformt (Abbildung 5.3). Dem die Wasserphase repräsentierenden Kontinuum im Inneren des Strahlapparates wurden die physikalischen Eigenschaften von Wasser bei 25 °C mit einer Dichte von 998 kg/m³, einer Viskosität von 890 Pa s und einem Benetzungswinkel zur Wand von 90 ° zugeordnet.

Die weiteren Randbedingungen (RB, engl.: BC - boundary condition) an dem hiermit definierten Kontinuum werden durch Zuweisung eines definierten Volumenstromes an der Treibseite und der Drücke an den jeweils freien Flächen anhand einer Dirichlet-Randbedingung festgelegt. An der freien Oberfläche in der Treibdüse wurde, wie an der Saug- und Diffusorseite, durch eine Dirichlet-Randbedingung entsprechend dem atmosphärischen Druck ein Wert von 1,0 bar definiert.

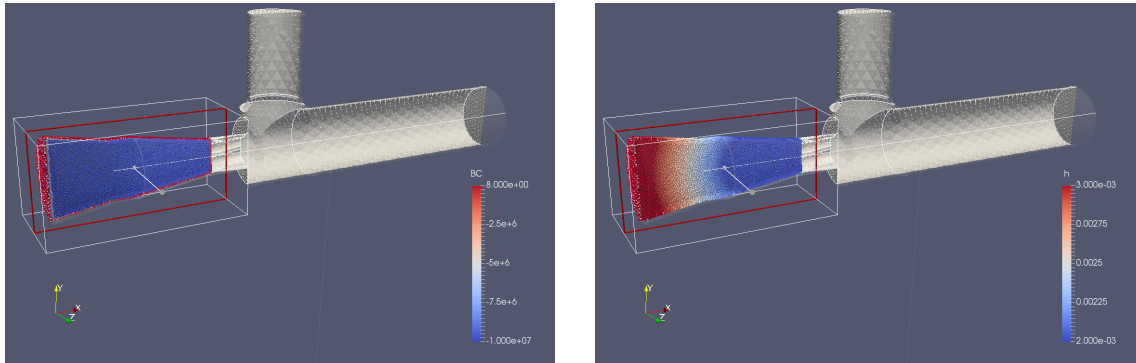


Abbildung 5.3: Schnittansicht der geometrisch definierten Randbedingung (BC, inneres Volumen = blau; Außenfläche = rot, links) und der lokalen Glättungslänge zu Beginn der FPM-Simulation eines Freistrahles im Strahlapparat SA-T01 (rechts)

Aus dem zu simulierenden Volumenstrom der fluiden Phase von $10 \text{ m}^3/\text{h}$ ergibt sich über die Einströmfläche der Treibseite eine mittlere Eintrittsgeschwindigkeit von $2,21 \text{ m/s}$, welche ebenfalls über eine Dirichlet-Randbedingung vorgegeben wurde.

Die Punktdichte wurde über einen linearen Verlauf der Glättungslänge h mit einem maximalen Wert von $h = 0,005 \text{ mm}$ bis zu einem minimalen Wert von $0,002 \text{ mm}$ definiert, sodass der Abstand der Punkte voneinander in Strömungsrichtung abnimmt und damit die Auflösung lokaler Turbulenzen zunimmt (Abb. 5.3, rechts). Dadurch bleibt der Wert in der turbulenten Freistrah- beziehungsweise Vermischungszone konstant. Damit wurden zu Beginn der Simulation eine Anzahl von 50.000 Punkten in der Treibdüse generiert, welche sich mit Ausbreitung des Freistrahles auf 180.000 Punkte vergrößert.

Mit Beginn der Simulation strömt die durch das Kontinuum repräsentierte fluide Phase vom Einströmrand in die Treibdüse und wird durch den sich verengenden Querschnitt der Treibdüse beschleunigt (Abb. 5.4). Hierbei bildet sich ein Druckgradient zwischen Einströmrand und freier Oberfläche aus, welcher das Kontinuum in die Mischkammer drückt. Gleichzeitig wird durch die Strömungsrillen in der Treibdüse eine tangentielle Geschwindigkeitskomponente und beim Austritt in die Mischkammer damit eine drallbehaftete Strömung erzeugt. Dadurch kommt es zu einem Freistrah, an dessen Außenflächen aufgrund der Drallerzeugung lokal unterschiedliche Geschwindigkeiten in einem Größenbereich zwischen 10 und 20 m/s ($= u_x$) vorliegen.

Die Geschwindigkeitsdifferenz zwischen Kernstrahl und freier Oberfläche wird unter anderem durch die an der Oberfläche des Freistrahls auftretende Turbulenz bewirkt und über die turbulente kinetische Energie k_T berechnet. Die Turbulenz ergibt sich aus der lokalen Geschwin-

digkeitsdifferenz zwischen den nebeneinander liegenden Punkten (Gl. 5.1), bewirkt eine innere Reibung in der Strömung, eine damit einhergehende Energiedissipation und wellenförmige Bewegung unter Vergrößerung der Oberfläche.

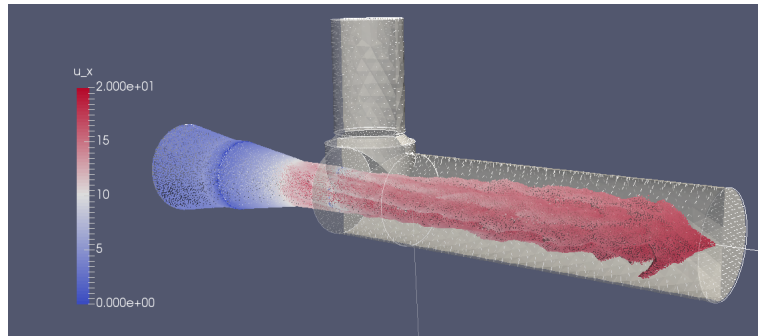


Abbildung 5.4: Lokale Strömungsgeschwindigkeit in Strömungsrichtung (x-Richtung) des am Strahlapparat SA-T01 erzeugten Freistrahles nach 600 Berechnungsschritten

$$k_T = \frac{(u_+ + u_-)^2}{2} \quad (5.1)$$

Bei hohen lokalen Geschwindigkeiten führt dies entsprechend der kritischen Weber-Zahl zum Aufreißen der Strömung und letztendlich zur Zerstäubung. Somit weist die freie Oberfläche des Treibstrahls und die Strömung im Wandbereich im Vergleich zur Kernströmung sehr hohe k_T -Werte zwischen 5 und 20 m^2/s^2 auf (Abb. 5.5).

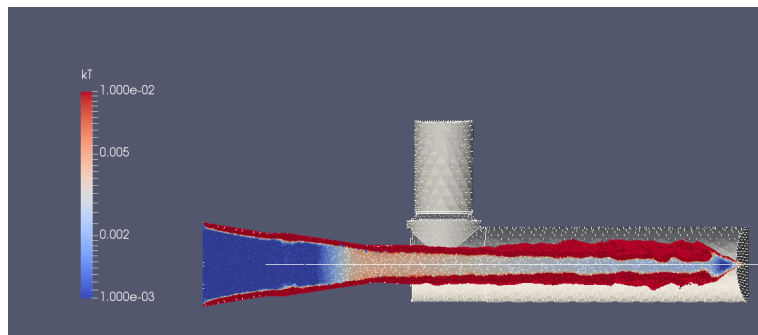


Abbildung 5.5: Turbulente kinetische Energie (kT) des am Strahlapparat SA-T01 erzeugten Freistrahles nach 600 Berechnungsschritten

Der im Strahlapparat erzeugte Freistrahler wird grundsätzlich von der geometrischen Form der Treibdüse, der Größe des Wasservolumenstroms und den an den Ein- und Ausströmrändern festgelegten Druckrandbedingungen bestimmt. Insbesondere ist erkennbar, dass die Mischkammer in Abhängigkeit des mitzureißenden Luftvolumenstromes und zur Ermöglichung der Aufweitung des Freistrahles mit einer entsprechend großen Projektionsrate zum Treibdüsenaustrittsdurchmesser zu dimensionieren ist. Damit besitzt die geometrische Konfiguration von Treibdüse und Mischkammer voraussichtlich einen dominierenden Einfluss auf die letztendlich in dem Strahlapparat erzeugte Blasenströmung.

5.2.2 Simulation mit freier Oberfläche an der Saugseite

Alternativ zur Definition der freien Oberfläche in der Treibdüse existiert auch die Möglichkeit die freie Oberfläche in der Saugleitung zu definieren. Hierdurch wird dann der Anfahrvorgang mit der Einsaugung der fluiden Phase aus der Saugleitung und der daraus resultierenden Erzeugung einer Phasengrenzfläche simuliert. Da hierdurch für den realen Betrieb Rückschlüsse auf das Ansaugverhalten und die Erzeugung einer Phasengrenzfläche gezogen werden können, wurde auch dieser Fall mit der Simulation der Geometrie SA-T01 untersucht.

Die Fortsetzung der Strömung im hinter dem Strahlapparat angeschlossenen Rohr ist für die Impulsübertragung und den Transport der Strömung von Interesse. Daher wurde hinter den Strahlapparat noch ein Volumenelement zur Aufweitung des Innendurchmessers auf 50 mm gesetzt und dieser Durchmesser bis zu einer Gesamtlänge von 500 mm fortgeführt. Damit kann die Ausbreitung der Strömung im Strahlapparat und dem dahinter liegenden Rohr simuliert werden. In Abbildung 5.6 ist die daraus resultierende Strömung in dem Strahlapparat dargestellt. Es ist zu beobachten, dass beim Anlaufvorgang die freie Oberfläche erst nach außen gedrückt und dann mit der Ausbildung des Treibstrahles wieder eingesaugt wird.

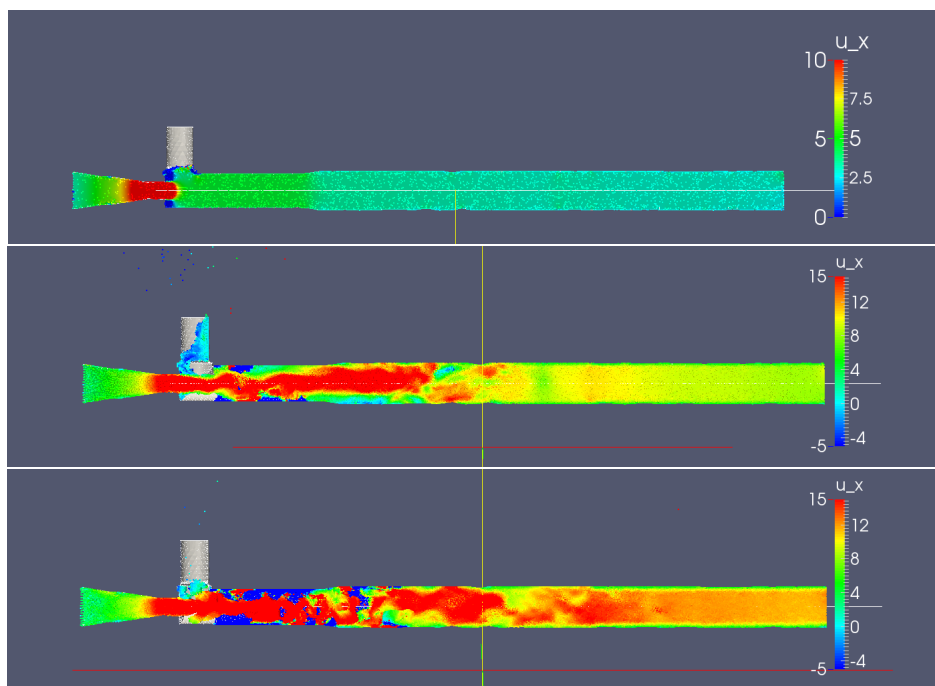


Abbildung 5.6: FPM-Simulation der Wasserphase im Strahlapparat SA-T01 bei Einsaugung einer freien Oberfläche nach 10, 200 und 500 Berechnungsschritten

Letztendlich bildet sich seitlich des Treibstrahles eine turbulente Zone, in welcher sich die Strömung verlangsamt und sich sogar Rückströmungen ausbilden ($u_x < 0$, blau). In der Mischkammer und dem Diffusor kommt es zu Ausgleichsvorgängen, wobei die Strömungsgeschwindigkeit des Kernbereichs jedoch größer als 5 m/s bleibt. In dem Rohr hinter dem Strahlapparat bildet sich eine gleichmäßige Strömung mit einem Kolbenprofil bezüglich der Geschwindigkeit in Strömungsrichtung aus.

Das Entstehen von Rückströmungen erfolgt verstärkt, mit zunehmender Projektionsrate von Mischkammerdurchmesser zu Treibdüsenaustrittsdurchmesser. Dies ist ein klassischer Optimierungsfall, für welchen das FPM-Programm in Zukunft einsetzbar sein soll. Welche Strömung sich nun tatsächlich im Strahlapparat einstellt, kann jedoch mit dieser Simulationsmethode nicht festgestellt werden, da die Gasphase in die Berechnung nicht miteinbezogen wird und damit die Impulsübertragung an die bei der Entstehung der Phasengrenzfläche auftretenden lokalen Kräfte nicht vollständig berechnet werden.

5.3 Simulation der Dichteverteilung in der Fluidströmung

Auch mit aktuellen Berechnungsmethoden ist es nur unter starker Vereinfachung und hohem Rechenaufwand möglich, die Erzeugung von Phasengrenzfläche und die daraus entstehende Blasenströmung zu berechnen. So werden beispielsweise Koaleszenzvorgänge in Blasensäulen unter Verwendung von Populationsbilanzen und Zuweisung definierter Blasengrößenklassen durch Einsatz von Großrechnern simuliert. Die Strömungsvorgänge in Blasensäulen weisen jedoch bedeutend geringere lokale Turbulenzen auf und konvergieren damit leichter, als dies in der hohturbulenten Blasenströmung, wie sie in Strahlapparaten auftritt, der Fall ist.

Dies gilt insbesondere für Flüssigkeitsstrahlapparate, in welchen die sich aus dem Treibstrahl lösenden, feinen Tropfen bezüglich ihrer Phasengrenzfläche in dem Berechnungsvolumen mathematisch zu erfassen sind. Beim letztendlichen Aufreißen des Treibstrahls sind diesbezüglich eine Vielzahl sich überlagernder Tropfenzerfalls- und Tropfenkoaleszenz-Prozesse zu berechnen. Bei der Vermischung der Gas- mit der Wasserphase kommt es meist zu einem Mischungsschock, für welchen die Mechanik der Transportvorgänge mit aktuellen CFD-Codes nur unter starker Vereinfachung simuliert werden kann [45, 105]. Nach Yadav et al. werden im Allgemeinen entweder Euler-Euler- oder Euler-Lagrange-Verfahren eingesetzt und dann feste Tropfengrößen vorgegeben [104]. Jedoch wird oft, wie in der Arbeit von Mandal et al. bei isothermer, idealer Gasphase die Vermischung der Phasen gänzlich vernachlässigt, sodass lediglich Reibungsverluste an der Wand berücksichtigt werden [106].

Mit dem Ziel der Berechnung der anliegenden Volumenströme und der Identifizierung relevanter Strömungszonen wurde im Folgenden ein vereinfachter Ansatz gewählt: Das gesamte Innenvolumen des Flüssigkeitsstrahlapparates wurde durch Definition eines Kontinuums mit einem Euler-Lagrange-Verfahren simuliert, wobei dieses insgesamt als inkompressibel betrachtet wurde. Die Kompressibilität der Gasphase wurde also aufgrund nur geringer Druckdifferenzen von 50 bis 150 mbar zwischen Saug- und Diffusorseite vernachlässigt. Zusätzlich wurde statt einer Phasengrenzfläche in der Treibdüse eine Fläche mit Normalenvektor in Strömungsrichtung definiert, an welcher ein Gradient der Dichte und Viskosität vorgegeben wurde. Damit wurde der Übergang zwischen Flüssigkeit (rot) und Gasphase (blau) simuliert. Diese Fläche wurde, wie zuvor die freie Oberfläche in der Treibdüse, als Startbedingung bei einer Länge von $x = 60$ mm definiert (Abb. 5.7, oben). Die Punktdichte des Kontinuums wurde so

gewählt, dass insbesondere über den Bereich der Vermischung der Fluide unterschiedlicher Dichte eine konstante Glättungslänge vorliegt. Zur Simulation eines Wasser-Volumenstromes von $10 \text{ m}^3/\text{h}$ wurde, wie zuvor die Einströmgeschwindigkeit auf der Treibseite, eine Dirichlet-Randbedingung definiert. Die Änderung der Geschwindigkeit an Saug- und Diffusorseite wurde über eine Von-Neumann-Randbedingung festgelegt, sodass im stationären Zustand der Simulation die Änderung der Geschwindigkeit gegen null strebt. So konnte die in der Strömung sich ausbildende Phasenverteilung durch Berechnung der lokalen Dichte simuliert werden.

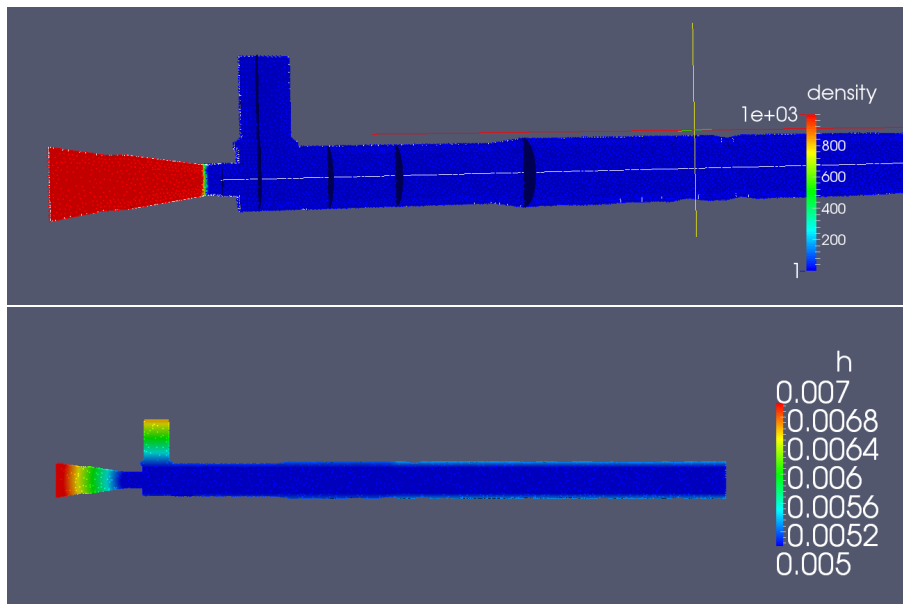


Abbildung 5.7: Lokale Dichte (density, oben) zu Beginn der FPM-Simulation und Glättungslänge (h, unten) im zu simulierenden Kontinuum des Strahlapparates SA-T01

Bei Ausbildung des Freistrahles strömen die Punkte hoher Dichte (Wasserphase) aufgrund der anliegenden Druckdifferenz in den Bereich niedriger Dichte (Gasphase) und verdrängen die dort befindlichen Punkte zur Seite. Mit der Ausbildung des Strömungsprofils wird zuerst nur seitlich des Strahls, dann in der Fangdüse und Mischkammer ein Druckminimum erzeugt. Dadurch werden die Punkte aus Bereichen mit niedriger Dichte aus der Saugleitung zu diesem hin transportiert und am Einströmrand der Saugleitung neue Punkte erzeugt. Dieser Transfer von Punkten mit vorgegebener Glättungslänge h entspricht dem Einsaugen eines Gasvolumenstromes durch Erzeugung eines Unterdruckes in der Fangdüse (Abb. 5.8).

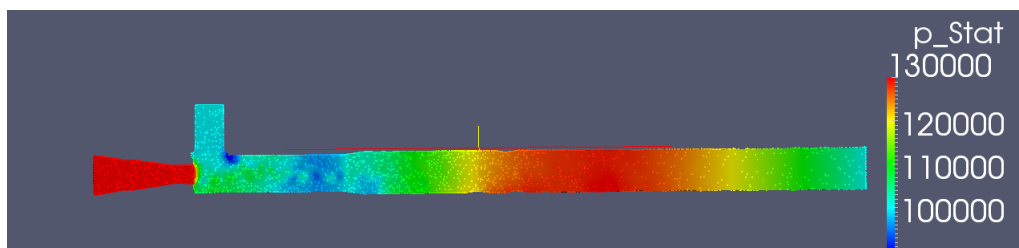


Abbildung 5.8: Statischer Absolutdruck (p_{stat} [Pa]) in Strahlapparat SA-T01 während des Anlaufvorgangs

Aus dem vorgegebenen Volumenstrom an der Treibseite und dem eingesaugten Volumenstrom an der Saugseite ergibt sich ein Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis, welches über die Länge der Simulationszeit nicht konstant ist. Es schwankt auch im Endzustand der Simulation nach voller Ausbildung der Strömung durch Wirbelablösung, Rückströmungen und hierdurch induzierte Strömungsfuktuationen.

Durch Post-Processing der Daten aus der FPM-Simulation wurden die über die Berandungsflächen ein- und ausströmenden Volumenströme per Integration der Geschwindigkeit über die Fläche berechnet und standen so für einzelne Zeitpunkte der Simulation zur Verfügung. Dar aus wurde durch Division der jeweils durchströmten Bezugsfläche die mittlere Geschwindigkeit in der Treibleitung, Saugleitung, Mischkammer und Diffusor berechnet. Im folgenden Diagramm ist die Geschwindigkeit entlang der Mittelachse in Strömungsrichtung (x-Richtung) des Flüssigkeitsstrahlapparates und damit in dem Kernstrahl über die Länge des Strahlapparates dargestellt (Abb. 5.9).

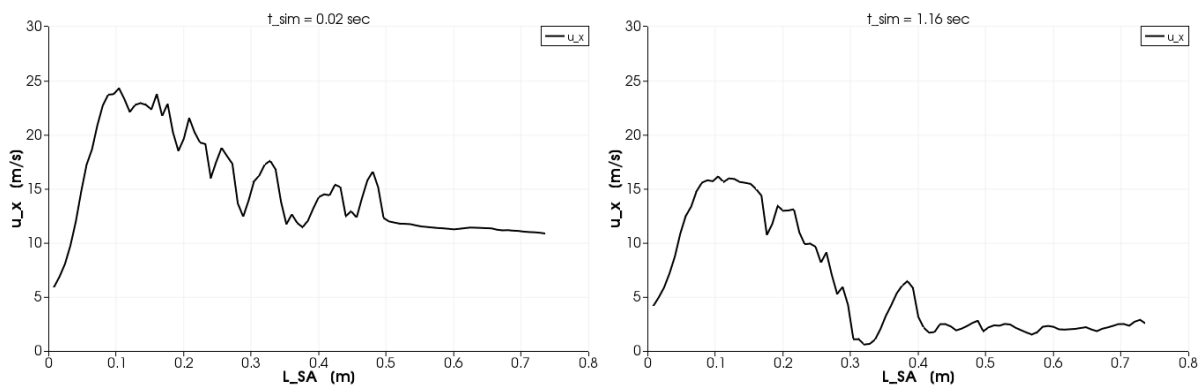


Abbildung 5.9: Mit FPM berechneter Geschwindigkeitsverlauf entlang der Länge des Flüssigkeitsstrahlapparates u_x bei Simulation des Strahlapparates SA-T01 zu Beginn der Simulation ohne Gegendruck (links) und nach Erreichen des Endzustandes (rechts)

Mit steigender Simulationszeit stabilisiert sich die Strömung und es bildet sich ein stationärer Zustand aus. Es ist zu erkennen, dass die Strömungsgeschwindigkeit in der Treibdüse ansteigt, dann in der Fangdüse unter Beschleunigung des Saugstromes abnimmt bis in der Mischkammer unter vollständiger Vermischung eine gleichmäßige Zweiphasenströmung mit einer mittleren Dichte entsprechend dem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis φ_g entsteht (Abb. 5.10). Bei dem stationären Zustand mit einem Wasservolumenstrom von $10 \text{ m}^3/\text{h}$ wurde bei einem Gegendruck von 0,12 bar (also einer Wassersäule von 1,2 m) die Strömung simuliert.

Der Druck am Diffusor wurde auf diesen Wert gesetzt, um eine Wassersäule von 1,2 m zu simulieren, die aus dem Gegendruck des auf diesen Wert gefüllten Flotationsbehälters resultiert. Danach konnte über die Simulationszeit (zwischen 600 und 800 ms) eine wellenförmige Strömungsfuktuation des Treibstrahls beobachtet werden (Abb. 5.13). Diese Bewegung des Treibstrahles ergibt sich aus periodisch an der Treibdüse abreißen den Wirbeln, die dann die Gasphase einschließen und mitreißen. So zeigt die Simulation eine wesentliche Ablenkung des Treibstrahls durch den Drall des Treibstrahls und den eingesaugten Gasvolumenstrom. Auch bei

langer Simulationszeit und voll ausgebildeter Strömung stellt sich kein konstanter stationärer Strömungszustand ein, sondern es ergibt sich eine zeitliche fluktuierende Strömung, welche durch periodische Strömungsabbrisse des Treibstrahles am Übergang von der Treibdüse in die Fangdüse, ähnlich einer Karmann'schen Wirbelstrasse, gekennzeichnet ist.

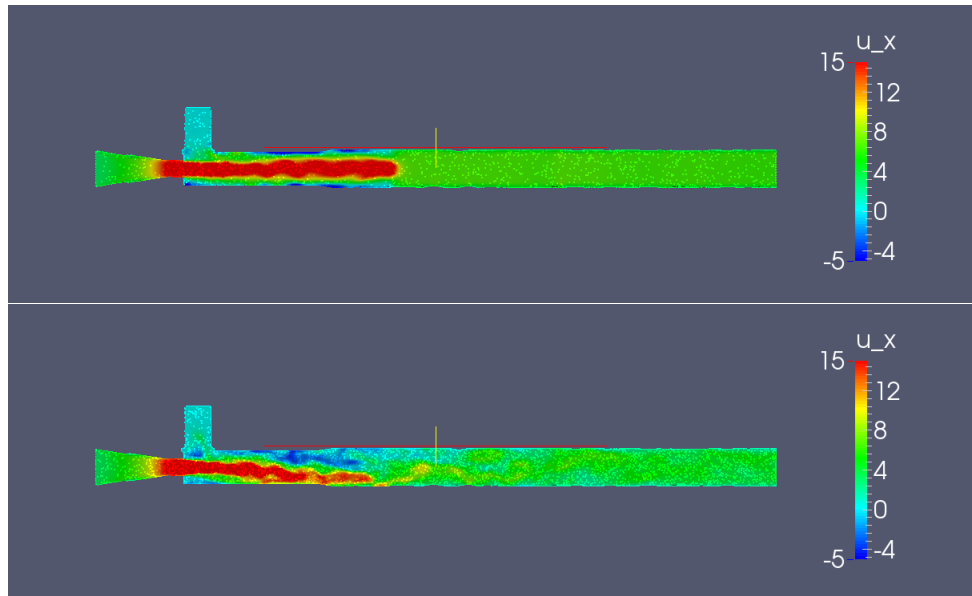


Abbildung 5.10: Strömungsgeschwindigkeit in Hauptströmungsrichtung (u_x) mit ansteigender Simulationszeit bei FPM-Simulation des Strahlapparates SA-T01 mit variabler Dichte

In Abbildung 5.11 ist die Dichteverteilung in der Strömung zu unterschiedlichen Zeitpunkten der Simulation dargestellt. Das obere Bild verdeutlicht die Ausbildung des Freistrahles (rot, density = 1000 kg/m³) in die noch nicht beschleunigte Gasphase (blau, density = 1 kg/m³). Das untere Bild stellt schon den voll ausgebildeten Betriebszustand mit fluktuierenden Strömungszonen dar.

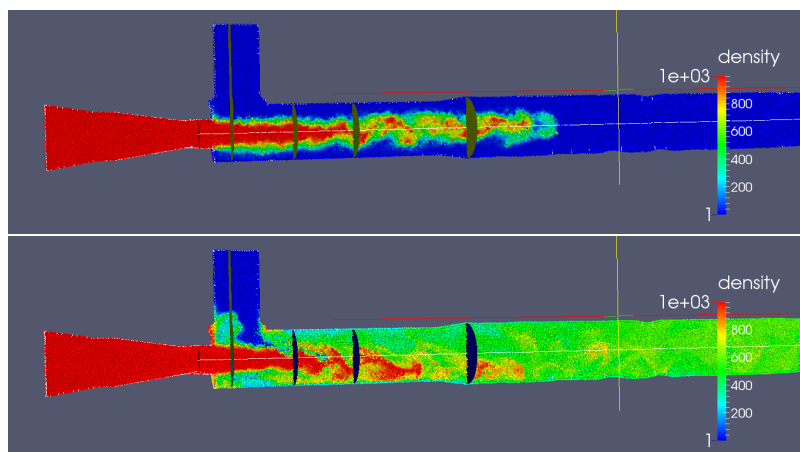


Abbildung 5.11: Dichteverteilung bei der FPM-Simulation von Strahlapparat SA-T01 zu unterschiedlichen Simulationszeitpunkten und daraus berechneter Ausbreitung des Treibstrahles ($t_1 = 0,1$ ms; $t_2 = 0,6$ ms)

Durch den Drall und den Impuls des aus der Saugleitung angesaugten Gasstromes legt sich der Treibstrahl sogar zeitweise an die der Saugleitung entgegengesetzte Wandfläche in der Mischkammer an. Aus der Vermischung der beiden Volumenströme ergibt sich aus dem lokalen Mischungsverhältnis aus leichter Gas- und schwerer Wasserphase eine entsprechende lokale Dichte zwischen 300 und 700 kg/m³ in dem Diffusor des Strahlapparates (grün).

In Abbildung 5.12 sind auf mehreren Schnittflächen mit Normalenvektor in Hauptströmungsrichtung (x-Achse) die mit FPM berechneten Werte für die Geschwindigkeit (u_x), Dichte (density) und turbulente kinetische Energie (kT) in der Strahlapparaturgeometrie SA-T01 dargestellt.

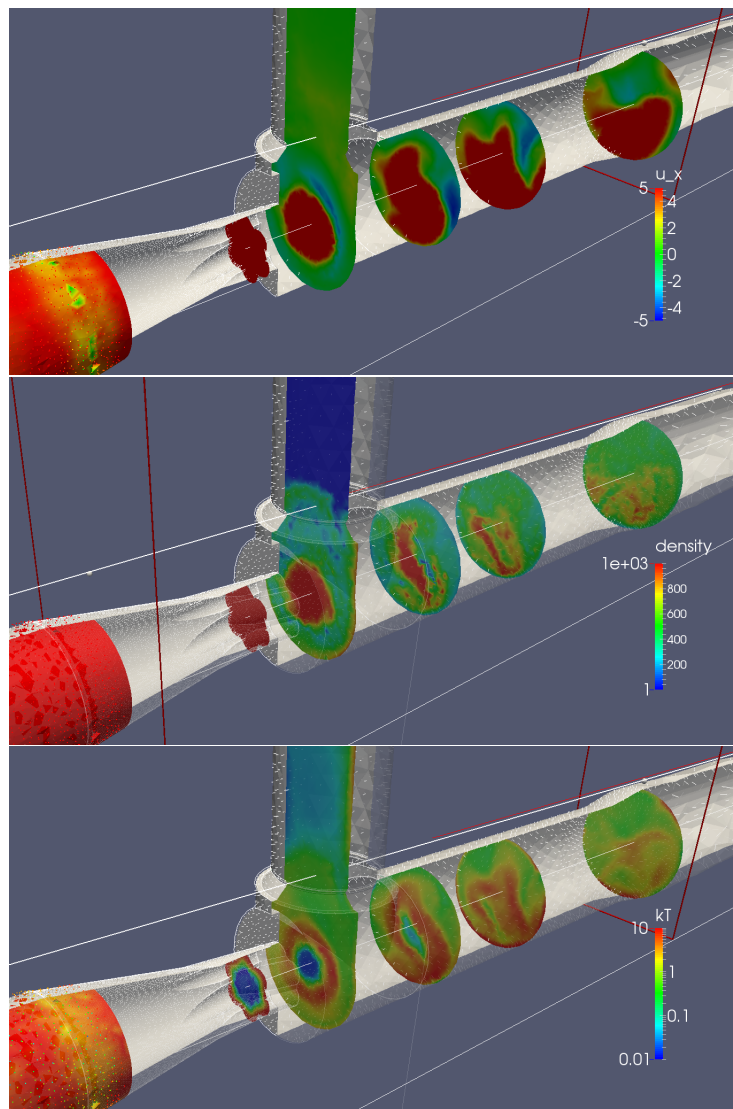


Abbildung 5.12: Darstellung der Geschwindigkeit, der lokalen Dichte und der turbulenten kinetische Energie (kT) bei der FPM-Simulation von Strahlapparat SA-T01 anhand von Schnitten des simulierten Kontinuums nach vollständiger Ausbildung der Strömung (t_3 aus Abb. 5.11; Schnitte bei $x = [60; 80; 120; 150]$ mm)

Anhand der turbulenten kinetischen Energie k_T , einem Maß für die lokale Relativgeschwindigkeit in den Wirbeln, kann die Intensität der Vermischung und damit die Größe des realisierbaren Massetransportes in der Fangdüse beurteilt werden (Abb. 5.12, unten). Es ist zu beobachten, dass die turbulente kinetische Energie in der Mitte des Treibstrahles sehr klein ist (blau, im Bereich von 0,01) und bei Kontakt mit den Berandungsflächen der Treibdüse und mit der einströmenden Gasphase steigt.

Mit fortlaufender Vermischung baut sich der Gradient zwischen Kernstrahl und dem Außenbereich des Strahles, in welchem sich die Blasenströmung aus Gasphase und aufreißendem Treibstrahl bildet, immer weiter ab. Beim Ausströmen der Zweiphasenströmung aus dem Flüssigkeitsstrahlapparat sind beide Phase weitestgehend vermischt. Dies ist auch anhand der lokalen Dichte des Fluids in Mischkammer und Diffusor zu sehen.

Durch Integration der an der Saugleitung eintretenden Geschwindigkeit über der Einströmfläche wurde der in der Simulation berechnete Fluidvolumenstrom mit einer Dichte von 1 kg/m^3 ausgelesen. Wird der Wasservolumenstrom auf $13,57 \text{ m}^3/\text{h}$ gesetzt, um damit eine größere Kraft zur Einsaugung der Gasphase zur Verfügung zu stellen, beträgt der berechnete Luftvolumenstrom $5,8 \text{ m}^3/\text{h}$ und das Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis steigt auf 0,43.

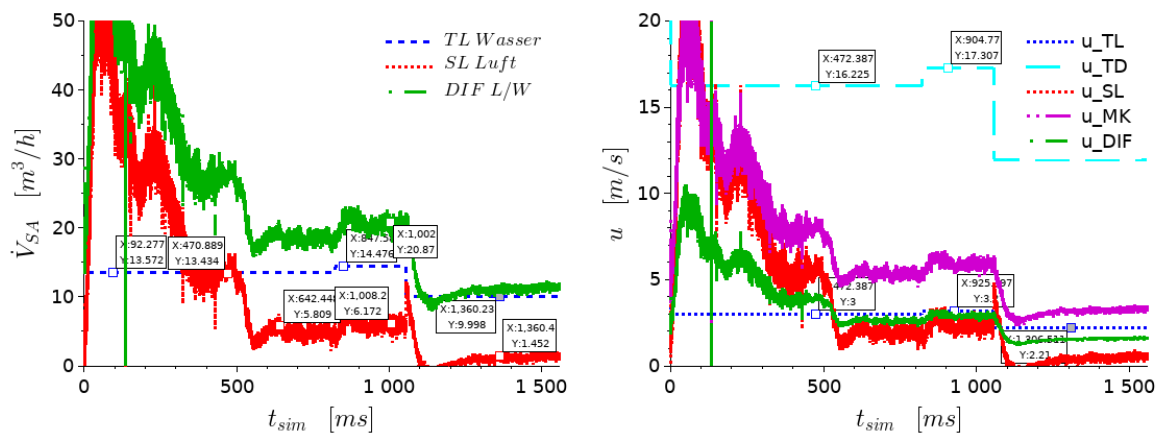


Abbildung 5.13: Volumenstrom \dot{V}_{SA} und Strömungsgeschwindigkeit u an SA-T01 entlang der Simulationszeit t_{sim} der FPM-Simulation

Durch die zeitliche Mittelung des über den Einströmrand fließenden Gasvolumenstroms wurde der aus den Randbedingungen resultierende Luftvolumenstrom berechnet. Unter Einbeziehung der geometrisch definierten Durchflussflächen konnte die mittlere Geschwindigkeit in Treibleitung (TL), Treibdüse (TD), Saugleitung (SL), Mischkammer (MK) und Diffusor (DIF) berechnet werden (Abb. 5.13, rechts). Dies zeigt, dass nach Erreichen eines stationären Zustandes nach der Simulationszeit $t_{sim} = 642 \text{ ms}$ bei einem Wasservolumenstrom von $13,57 \text{ m}^3/\text{h}$ die Geschwindigkeit in der Treibleitung $u_{TL} = 3 \text{ m/s}$, die Geschwindigkeit am Austritt aus der Treibdüse $u_{TD} = 16,2 \text{ m/s}$ und die Geschwindigkeit in der Mischkammer $u_{MK} = 5,4 \text{ m/s}$ beträgt. Zum Ende der Simulation wurde der Wasservolumenstrom durch Anpassung der Strömungsgeschwindigkeit an der Einströmfläche auf der Treibseite reduziert. Danach brach der eingesaugte Luftvolumenstrom ein, so dass bei Vorgabe eines Wasserstromes von $10 \text{ m}^3/\text{h}$

und dem definierten Gegendruck am Diffusor in der Simulation nur noch sehr wenig Luft eingesaugt wird. Es zeigt sich, dass dieser Luftvolumenstrom bei einem Wasservolumenstrom von $10 \text{ m}^3/\text{h}$ einen Wert von $1,45 \text{ m}^3/\text{h}$ beträgt. Die dargestellten Daten werden im Folgenden in Bezug zu den experimentell ermittelten Daten gesetzt und damit bezüglich der erreichbaren Genauigkeit validiert.

5.4 Validierung der FPM-Simulation

Aus den durchgeführten FPM-Simulationen ist ersichtlich, dass einige Strömungsphänomene, wie die Beschleunigung der Wasserphase in der Treibdüse und die Ausbildung des Freistrahls durch die Durchführung einer FPM-Simulation wiedergegeben werden können. Die Erzeugung von Phasengrenzfläche durch die Vermischung der Luft mit der Wasserphase kann mit FPM jedoch noch nicht simuliert werden. Eine grobe Analyse der Strömungsverhältnisse in der Blasenströmung kann jedoch durch Betrachtung der Vermischung anhand der FPM-Simulation mit variabler Dichte erfolgen (s. Abschnitt 5.3).

Die Ergebnisse der FPM-Simulation an dem Flüssigkeitsstrahlapparat SA-T01 werden in Abbildung 5.14 zur Validierung bezüglich der Einsaugung der Gasphase mit den experimentell ermittelten Daten aus Kapitel 6 (Abschnitt 6.1.1, Abb. 6.5) verglichen.

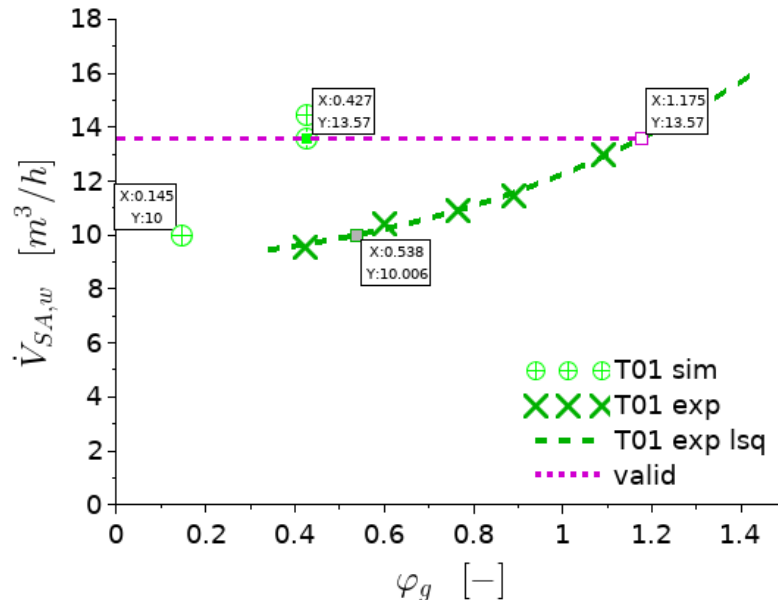


Abbildung 5.14: Wasservolumenstrom $\dot{V}_{SA,w}$ als Funktion des Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnisses φ_g zum Vergleich der FPM-Simulation (sim) mit den experimentell ermittelten Daten (exp) an Strahlapparat SA-T01

Die Randbedingungen bei der Simulation sind so eingestellt, dass sie den hydrodynamischen Zustand bei der experimentellen Untersuchung widerspiegeln. Der Gegendruck am Diffusor ist hierbei auf $0,12 \text{ bar}$ gesetzt. Dies entspricht dem Gegendruck durch die Wassersäule von

1,2 m in dem Flotationsbehälter. Bei der FPM-Simulation wird als erster Betriebszustand ein Wasservolumenstrom von $\dot{V}_{SA,w} = 10 \text{ m}^3/\text{h}$ als Referenz genommen, bei welchem ein Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 1,45 \text{ m}^3/\text{h}$ angesaugt wird. Entsprechend beträgt der im Diagramm eingezeichnete Punkt für das Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis $\varphi_g = 0,145$ (T01 sim, hellgrün). Im Vergleich hierzu wird im Experiment entsprechend der Interpolation über least-square-Methode ein Luftvolumenstrom von $5,38 \text{ m}^3/\text{h}$ angesaugt, woraus ein Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis von $0,538$ resultiert (T01 exp lsq, dunkelgrün).

Als zweiter Referenzzustand wird bei der FPM-Simulation der Wasservolumenstrom durch Definition einer Strömungsgeschwindigkeit von 3 m/s am Einströmrand der Treibdüse definiert. Daraus ergibt sich ein Wasservolumenstrom von $13,57 \text{ m}^3/\text{h}$ der einen Luftvolumenstrom von $5,8 \text{ m}^3/\text{h}$ eingesaugt (siehe auch Abb. 5.13 links, $t_{sim} = 642 \text{ ms}$). Das Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis steigt damit auf $0,43$. Im Vergleich hierzu ergibt sich aus dem Fitting der Messwerte aus dem Experiment bei dem gleichen Wasservolumenstrom ($13,57 \text{ m}^3/\text{h}$) ein Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis von $1,175$ und ein Luftvolumenstrom von $15,95 \text{ m}^3/\text{h}$. Damit beträgt bei diesem Betriebspunkt der relative Fehler $63,63 \%$ mit Bezug zu dem aus den Messdaten gefitteten Wert des Luftvolumenstroms. Der im Experiment maximal erreichbare Luftvolumenstrom beträgt $14,2 \text{ m}^3/\text{h}$ bei einem Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis von $1,09$ (siehe Tab. 6.1).

Der Umstand, dass der in der FPM-Simulation berechnete Luftvolumenstrom bedeutend geringer ist als der in den Experimenten ermittelte Wert, ist voraussichtlich darauf zurückzuführen, dass der Treibstrahl durch die nicht ausreichend abgebildete Strahlaufweitung und ein unvollständiges Aufreißen in der Mischkammer seine Energie nicht so stark wie im realen Fall an die Gasphase weitergibt. Dadurch treten insbesondere in der leichten, angesaugten Fluidphase (Luft = Gasphase) Rückströmungen auf, die zu einer geringeren Menge des an der Saugseite eingesogenen Gasvolumenstromes führen. Einen nicht zu vernachlässigenden Einfluss besitzt auch der Umstand, dass in der Simulation die Gasphase als inkompressibel betrachtet wird und keine gleichmäßige Vermischung beider Phasen erreicht wird. Daher kann bei Vorgabe einer Druckerhöhung im Diffusor die Gasphase nicht so gut komprimiert werden, da mehr kinetische Energie notwendig ist, um Rückströmungen zu vermeiden. Dies kann aus den FPM-Simulationen ohne Gegendruck am Diffusor gefolgert werden, bei welchen der eingesaugte Gasvolumenstrom mit $13,2 \text{ m}^3/\text{h}$ bedeutend größer ist ($t_{sim} = 400 \text{ ms}$).

Kapitel 6

Experimentelle Untersuchung des Flotationsapparates

Zur Detektion der für den Betriebszustand des Strahl-Kolonnenflotationsapparates relevanten Parameter wurden Untersuchungen an einem Teststand im Labor- und im Technikumsmaßstab durchgeführt. Ein Fokus lag hierbei auf der Untersuchung des Zusammenhangs zwischen der Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates, dem Druckgradienten am Strahlapparat und dem Einfluss des daraus resultierenden Strömungszustandes der Blasenströmung auf den Stofftransport an die erzeugte Phasengrenzfläche.

Hierzu wurde an dem jeweils untersuchten Flüssigkeitsstrahlapparat (FSA) der Treibdruck, die Konzentration von Natriumchlorid als Modellsubstanz für Salze und die Konzentration von SDS als Modellsubstanz für oberflächenaktive Substanzen variiert. Der sich für jede Betriebsbedingung einstellende Betriebszustand lässt durch Messung der über das Messsystem erfassten und in Kapitel 4 dargestellten Parameter Rückschlüsse auf die in der Blasenströmung ablaufenden Strömungs- und Transportvorgänge zu. Die Information aus der Parametervariation wurde zur Ableitung funktionaler Zusammenhänge zwischen den Parametern genutzt und in Kapitel 7 zur Erstellung eines modellbasierten Rechenprogramms zur Berechnung des Stofftransportes verwendet.

6.1 Blasenströmung im Strahl-Kolonnenflotationsapparat

Die lokale Strömungsform der Blasenströmung in einem Flotationsapparat wird von den physikalischen Eigenschaften der darin strömenden Fluide, der Geometrie des Strahlapparates, der Geometrie des Flotationsbehälters und den an dem System anliegenden Randbedingungen bestimmt. Daraus ergibt sich für jeden Betriebszustand eine Blasenströmung, welche über das aus den Randbedingungen resultierende Blasenbild charakterisierbar ist. Hierzu wurde Blasengröße, Gasanteil und Volumenströme in Abhängigkeit der Treibdüsengeometrie, des Treibdruckes und der in dem Fluid vorliegenden Salzkonzentration gemessen. Die diesbezüglichen Messdaten sind im Folgenden dargestellt.

Bei den einzelnen Experimenten wurde der zwischen dem Vorlagebehälter und dem Flotationsbehälter zirkulierende Wasservolumenstrom aufgrund der aus der Technik bekannten und damit für den Flotationsprozess als repräsentativ geltenden Verweilzeit der Wasserphase von 1,5 Minuten auf einen Volumenstrom von $7,3 \text{ m}^3/\text{h}$ gesetzt [56].

Der Wasserstrom fließt durch den Flotationsbehälter von oben nach unten und bildet damit einen Gegenstrom zur aufsteigenden Blasenströmung. Die mittlere Strömungsgeschwindigkeit der Wasserphase durch den Flotationsbehälter beträgt demnach je nach Gasanteil zwischen 10 und 15 mm/s . Die Luft- und Wassertemperatur lag bei allen Versuchen zwischen 15 und 25°C , da das Wasservolumen nicht zusätzlich temperiert wurde.

6.1.1 Einfluss von Strahlapparatgeometrie und Treibdruck

Die Blasenströmung in dem Flotationsapparat wird durch den Lufteintrag über den Flüssigkeitsstrahlapparat (FSA) erzeugt. In der Fangdüse des Strahlapparates überträgt der an der Treibdüse erzeugte Wasserstrahl (blau) durch Reibung einen Impuls an die Gasphase (gelb) und reißt diese dadurch mit sich in die Mischkammer (Abb. 6.1).

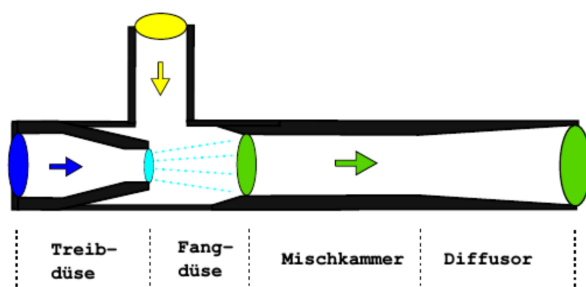


Abbildung 6.1: Schematische Darstellung eines FSA mit Einteilung der Funktionsbereiche (Treibleitung - blau; Saugleitung - gelb; Blasenströmung - grün, links); Entstehung der Blasenströmung im Bereich der Fangdüse durch Aufreißen des Treibstrahles in einem transparenten FSA (Technikums-Teststand HL 500 bei $\dot{V}_{SA,g} = 10 \text{ m}^3/\text{h}$, $\varphi_g = 0,87$, rechts).

Durch den seitlich des Treibstrahles entstehenden Unterdruck wird weitere Luft aus der Saugleitung nachgefördert. In der Mischkammer kommt es zu einem intensiven Impulsaustausch, bei welchem durch Aufreißen des Wasserstrahls kleine Luftvolumina eingeschlossen werden und die Phasen sich unter Bildung einer Blasenströmung ineinander verteilen (grün).

Damit besitzt die Geometrie des Strahlapparates und die an der Treib-, Saug- und Diffusor-seite anliegende Druckrandbedingung zusammen mit der Identität der Stoffströme entscheidenden Einfluss auf die Ausbildung der Blasenströmung. Insbesondere die Treibdüsengeometrie, der Treibdüsenaustrittsdurchmesser $d_{TD,a}$ und die Projektionsrate PR , welche das Flächenverhältnis zwischen Treibdüsenaustrittsfläche und Mischkammerdurchflussfläche darstellt (Gl. 2.3), bestimmen die Art und Position des Aufreißen des Treibstrahls und den Ort des Übergangs in

eine Blasenströmung. Letztendlich hängt somit die Größe des mitgerissenen Gasvolumenstroms sowohl von der Strömungsgeschwindigkeit und dem Aufreißen des Treibstrahls, als auch von der zur Verfügung stehenden Durchflussfläche in der Mischkammer ab. Mit der in Kapitel 5 dargestellten FPM-Simulation können neben der Berechnung des eingesaugten Volumenstromes lediglich die Verteilung der Phasen der strömenden Fluide und die daraus resultierende lokale Turbulenz in dem Flüssigkeitsstrahlapparat in Abhängigkeit der Randbedingungen berechnet werden. Eine Berechnung der Blasenströmung inklusive der Phasengrenzfläche, der Blasengröße im Flüssigkeitsstrahlapparat und deren Auswirkung auf den Gasanteil in dem Flotationsbehälter ist durch CFD-Simulationen derzeit nicht möglich. Daher können derzeit per CFD-Simulation lediglich einige Parametereinflüsse grob ermittelt werden. Die sich im Realfall einstellende Blasenströmung zur Analyse der sich im Strahlapparat und Flotationsbehälter ausbildenden Strömungssituation ist experimentell zu untersuchen.

Variation der Treibdüsengeometrie und des Treibdrucks (mit Trinkwasser)

Auf Basis der FPM-Simulationen wurden fünf Treibdüsengeometrien, die sich bezüglich Austrittsdurchmesser und Drallform unterscheiden, gefertigt. Diese wurden in ein konventionelles Strahlapparatgehäuse eingesetzt, welches dann zur Durchführung der jeweiligen Experimente am Technikumsteststand HL 500 eingebaut wurde [56]. In einzelnen Versuchsreihen wurde durch Änderung des Treibdrucks die jeweilige FSA-Geometrie mit Trinkwasser vermessen. Hierbei wurden die Drücke an der Treib-, Saug- und Diffusorseite und die Volumenströme an der Treib- und Saugseite gemessen. Auf der Saugseite blieb das Ventil bei den dargestellten Experimenten voll geöffnet, sodass an dem an die Gasuhr angeschlossenen Saugrohr der atmosphärische Umgebungsdruck anlag. In Abbildung 6.2 sind die fünf verwendeten Treibdüsen mit unterschiedlichen Düsenverjüngungen und das Strahlapparat-Gehäuse, in welches sie eingebaut wurden, dargestellt.

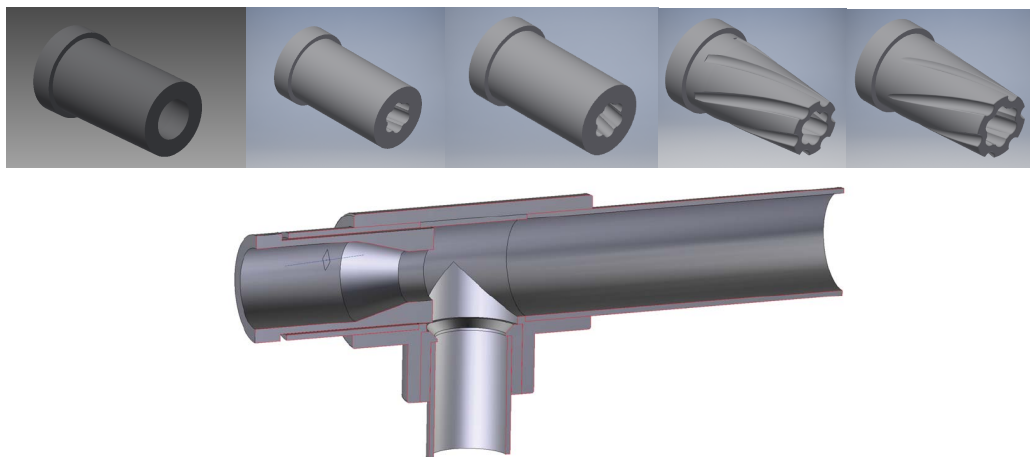


Abbildung 6.2: Darstellung der Treibdüsengeometrien in Seitenansicht anhand von CAD-Zeichnungen (T00, T01, T02, T03 und T04, von links nach rechts, oben) und gesamtes Strahlapparat-Gehäuse im Schnitt (unten)

Die Treibdüsen unterschieden sich bezüglich Treibdüsenaustrittsdurchmesser und Drallform. In Tabelle 6.1 sind für die fünf verwendeten Treibdüsen (TD) mit ihrer jeweiligen Projektionsrate (PR) der gemessene Wasservolumenstrom $\dot{V}_{SA,w}$ (FI-3), der gemessene Luftvolumenstrom $\dot{V}_{SA,g}$ (FI-2) und das resultierende Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis am Strahlapparat φ_g bei maximalem Treibdruck p_{TD} (PI-4) angegeben. Die Einbaupositionen der Drucksensoren sind im R&I-Fließbild des Technikumsteststandes dargestellt (Abb. 4.1).

Tabelle 6.1: Geometrische Größen der experimentell untersuchten Flüssigkeitsstrahlapparate mit unterschiedlichen Treibdüsen (TD) und Betriebsparameter bei maximalem Treibdruck $p_{TD,max}$ (d_{TD} - Treibdüsenaustrittsdurchmesser; d_{MK} - Mischkammerdurchmesser; PR - Projektionsrate; p_{SL} - Druck in Saugleitung)

TD	d_{TD}	d_{MK}	PR	$p_{TD,max}$	p_{SL}	$\dot{V}_{SA,w}$	$\dot{V}_{SA,g}$	φ_g
[-]	[mm]	[mm]	[-]	[mbar ü]	[mbar ü]	[m ³ /h]	[m ³ /h]	[-]
T00	19,5	36	3,41	950	-13,5	16,30	13,22	0,81
T01	17,02	36	4,47	1200	-14,5	12,97	14,18	1,09
T02	16,55	36	4,73	1350	-16	12,47	15,42	1,24
T03	15,54	36	5,37	1400	-18	12,51	15,74	1,26
T04	19,93	36	3,26	980	-11	16,22	12,12	0,75

Ein kleinerer Treibdüsenaustrittsdurchmesser d_{TD} bewirkt bei gleichem Wasservolumenstrom $\dot{V}_{SA,w}$ entsprechend der Bernoulli-Gleichung (Gl. 2.7) eine Vergrößerung des Treibdruckes p_{TD} vor der Treibdüse und eine Vergrößerung der Strömungsgeschwindigkeit am Treibdüsenaustritt. Durch die höhere Geschwindigkeit des in der Fangdüse strömenden Treibstrahles tritt dort eine intensivere Impulsübertragung an die Gasphase auf, sodass dort mehr Gas mitgerissen und ein größerer Unterdruck in der Saugleitung p_{SL} (PI-6) erzeugt werden kann. Wie in Abbildung 6.3 (links) für die Treibdüse T01 exemplarisch dargestellt, vergrößert sich mit steigendem Treibdruck der Wasser- und der Luftvolumenstrom.

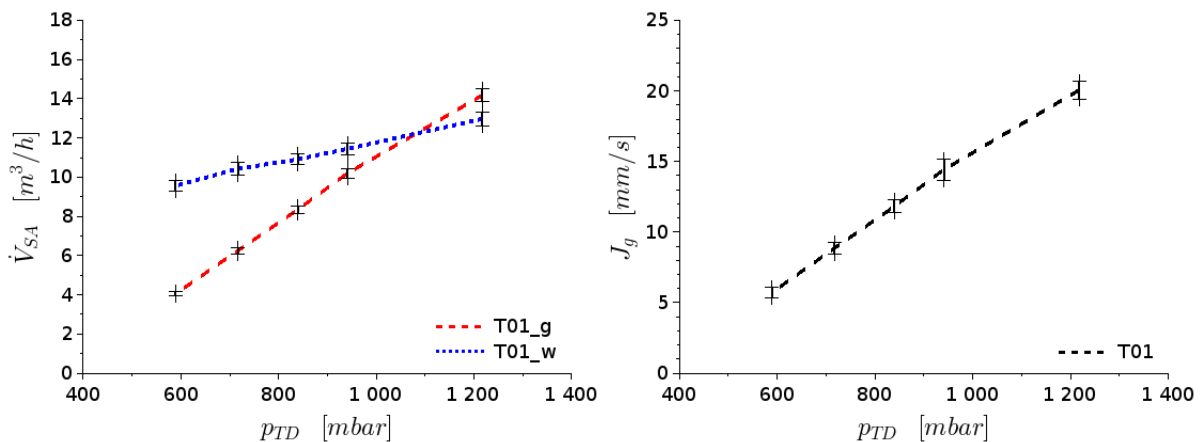


Abbildung 6.3: Volumenströme \dot{V}_{SA} von Luft (rot) und Wasser (blau) an Strahlapparat SA-T01 (links) und daraus resultierende Gaserohrgeschwindigkeit J_g im Flotationsbehälter als Funktion des Treibdruckes p_{TD} (rechts)

Hierbei steigt der Luftvolumenstrom schneller an als der Wasservolumenstrom, woraus ein steigendes Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis resultiert (s. Abb. 6.5). Dies ist damit zu erklären, dass bei steigendem Treibdruck nicht nur der Wasservolumenstrom ansteigt, sondern auch die lokale Geschwindigkeit und kinetische Energie des Treibstrahles am Austritt aus der Treibdüse. Dadurch wird pro Wasservolumen mehr Luft mitgerissen. Mit steigendem Treibdruck nimmt entsprechend Gl. 2.14 die Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g der in den Flotationsbehälter eingebrachten Gasphase proportional zum über den FSA angesaugten Luftvolumenstrom zu und beträgt zwischen 5 und 20 mm/s (Abb. 6.3, rechts).

In Abbildung 6.4 (oben) ist die Änderung des Wasservolumenstroms als Funktion des Treibdruckes für die in Tabelle 6.1 aufgelisteten Treibdüsen und der jeweils eingesogene Luftvolumenstrom dargestellt. Der Wasservolumenstrom liegt zwischen $8,5$ und $16,5 \text{ m}^3/\text{h}$ und nimmt mit steigendem Treibdruck zu. Gleichzeitig kann festgestellt werden, dass mit den Treibdüsen T00 und T04 wegen ihres größeren Treibdüsenaustrittsdurchmessers ein größerer Wasserstrom hindurchströmt und ein weniger großer Maximaldruck an der Treibseite des Strahlapparates vorliegt.

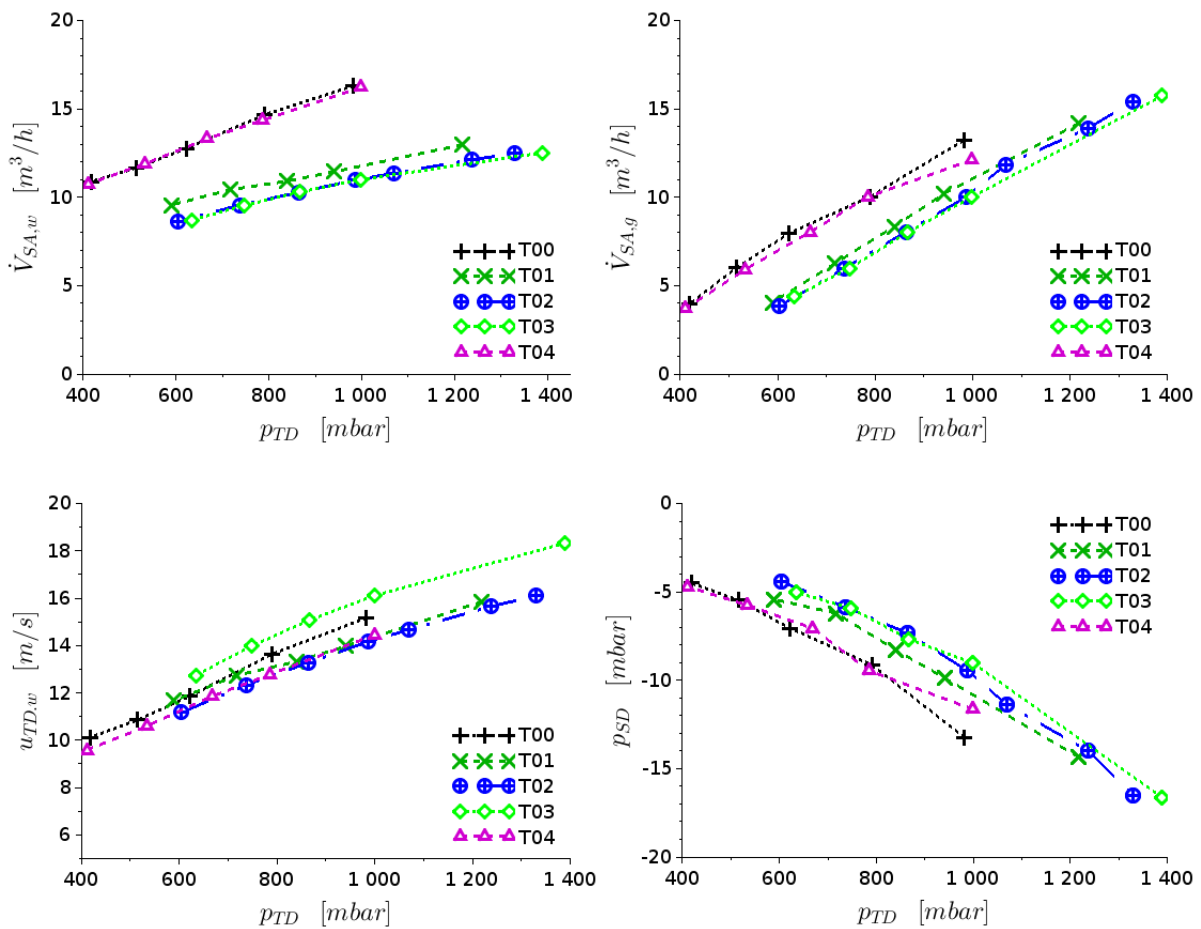


Abbildung 6.4: Vergleich von Wasservolumenstrom $\dot{V}_{SA,w}$, Gasvolumenstrom $\dot{V}_{SA,g}$, gemittelter Geschwindigkeit des Treibstrahles $u_{TD,w}$ an Treibdüsenaustritt und daraus resultierender Saugdruck p_{SD} als Funktion des Treibdruckes p_{TD} bei Variation der Treibdüse (T00 → T04) im Flüssigkeitsstrahlapparat

Mit einer Steigerung des Treibdrucks vergrößert sich die Treibstrahlgeschwindigkeit $u_{TD,w}$ und das in der Saugleitung erzeugte Vakuum (= Saugdruck p_{SD} , Abb. 6.4 unten), so dass hierdurch mehr Luft in die Fangdüse des FSA gesaugt wird und der Luftvolumenstrom steigt.

Bei der Begasung von Reaktoren und Blasensäulen interessiert insbesondere, welcher Luftvolumenstrom von einem vorgegebenen Wasservolumenstrom eingesaugt wird und wie groß damit das erzeugte Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis φ_g ist. Dieses liegt für die untersuchten Treibdüsen und eingestellten Treibdrücke zwischen 0,3 und 1,3 (Abb. 6.5). Aufgrund der geometrischen Verhältnisse in der Mischkammer und der daraus resultierenden kleineren Projektionsrate, ergibt sich für die Treibdüsen T 00 und T 04 ein kleineres Volumenstromverhältnis. Dies resultiert aus dem Umstand, dass die Treibdüsen T 01, T 02 und T 03 aufgrund ihres kleineren Treibdüsenaustrittsdurchmessers bei maximalem Treibdruck zwar nur einen kleineren Wasserstrom fördern, dieser jedoch aufgrund seiner höheren kinetischen Energie einen größeren Gasstrom einsaugt.

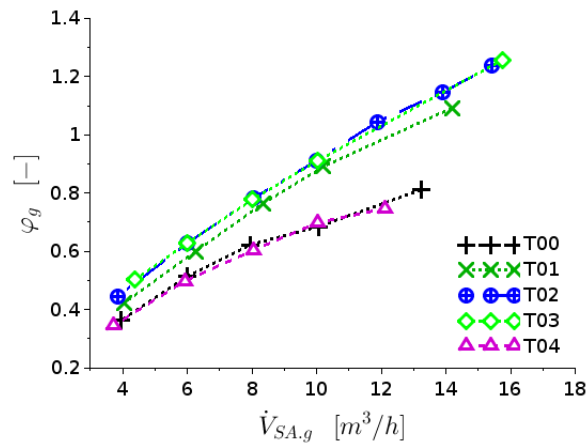


Abbildung 6.5: Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis φ_g als Funktion des Luftvolumenstroms $\dot{V}_{SA,g}$ bei Variation des Treibdruckes für die fünf untersuchten Treibdüsen

Die Realisierung eines hohen Luftvolumenstroms durch Auswahl einer Treibdüse mit kleinem Treibdüsenaustrittsdurchmesser ist durch die Impulsübertragung zwischen Flüssig- und Gasphase in der Mischkammer begrenzt. Dies ergibt sich aus dem Umstand, dass zur Einsaugung des gleichen Luftvolumenstroms im Falle einer größeren Projektionsrate auch ein höherer Treibdruck einzustellen ist (Abb. 6.4, bei T 03 im Vergleich zu T 00). Zudem ist zu beachten, dass auch bei Bereitstellung eines hohen Treibdrucks das Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis durch eine Reduzierung der Projektionsrate nur bis zu einem gewissen Grad gesteigert werden kann, da ansonsten bei nicht hinreichender Impulsübertragung zwischen Wasserstrom und Luft Rückströmungen in der Mischkammer auftreten und das Volumenstromverhältnis wieder sinkt. Dieser Umstand ist ansatzweise beim Vergleich der Kennlinien von T 01, T 02 und T 03 zu beobachten (Abb. 6.5). Obwohl der Treibdüsenaustrittsdurchmesser in dieser Reihe sinkt und die Projektionsrate damit steigt, nimmt der Luftvolumenstrom und das Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis nur noch sehr wenig weiter zu.

Einfluss der Treibdruckvariation auf die Blasenströmung

Die Geometrie des Strahlapparates beeinflusst also über die Form des Treibstrahles und die Intensität der Impulsübertragung in der Mischkammer die Größe des eingesogenen Luftvolumenstroms $\dot{V}_{SA,g}$. Aus diesem resultiert die auf die Durchflussfläche des Flotationsbehälters A_{Fb} bezogene Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g (Gl. 6.1).

$$J_g = \frac{\dot{V}_{SA,g}}{A_{Fb}} \quad (6.1)$$

Diese wirkt sich wiederum in Kombination mit der Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarms u_g auf das Volumen der in dem Behälter befindlichen Luftmenge und damit den Gasanteil ε_g in dem Flotationsbehälter aus (Gl. 6.2, Gl. 2.18).

$$\varepsilon_g = \frac{J_g}{u_g} \quad (6.2)$$

Die Größe des Gasanteils wurde mit der in Abschnitt 4.3.2.2 dargestellten Volumenexpansionsmethode unter Einsatz des „Gasanteilsensors“ (GAS) kontinuierlich gemessen (Abb. 6.6). Für den Strahlapparat SA-T01 sind die an den Messröhren gemessenen Höhen als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und die daraus berechneten Werte für den Gasanteil dargestellt. In der linken Abbildung ist die Änderung der gemessenen Höhe an Messröhre 1 (GAS 1, $h_{GAS,1}$), an Messröhre 2 (GAS 2, $h_{GAS,2}$) und des aus diesen Werten berechneten Füllstandes h_{lev} an einzelnen Messpunkten dargestellt. Die exakte Höhe des Füllstandes ist durch die aufsteigenden Blasen, deren Zerplatzen an der Oberfläche und eine dynamisch schwankende Wasseroberfläche visuell nur sehr grob bestimmbar. Diese konnte jedoch durch die verwendete Messanordnung und die in die Messdatenauswertung implementierte Berechnungsmethode aus den beiden gemessenen Höhen kontinuierlich erfasst werden.

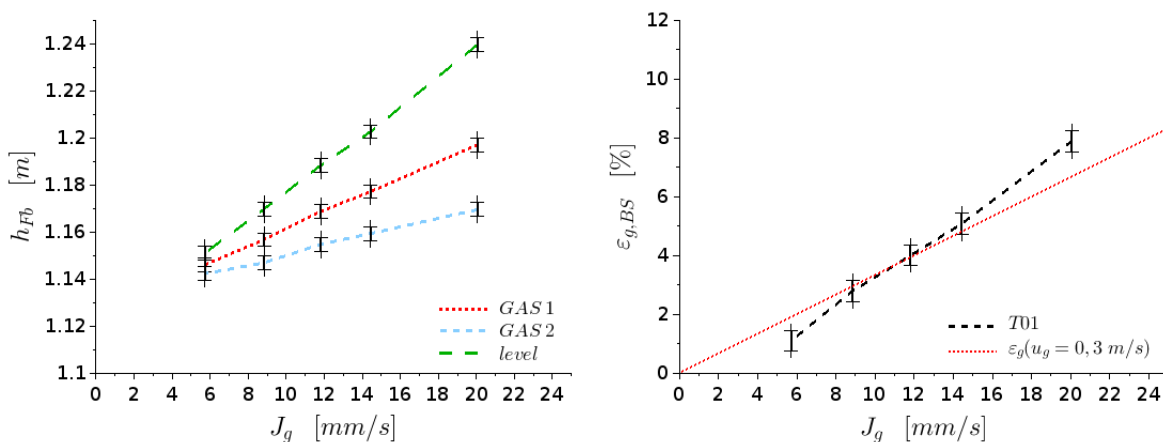


Abbildung 6.6: Gemessene Höhe h_{Fb} an Messröhren mit berechnetem Füllstand (links) und Gasanteil in der Blasenströmung $\varepsilon_{g,BS}$ (rechts) als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g bei Variation des Treibdruckes an Strahlapparat SA-T01

In der Abbildung 6.6 (rechts) ist die Auswirkung der Änderung der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g auf den resultierenden Gasanteil in der Blasenströmung $\varepsilon_{g,BS}$ dargestellt. Dieser steigt von 1 % bis auf 8 % an. In dem Diagramm ist zusätzlich zum gemessenen Gasanteil eine rote Gerade mit der Steigung $1/u_g$ eingezeichnet, welche unter Annahme einer konstanten mittleren Blasenauftiegs geschwindigkeit von $u_g = 0,3 \text{ m/s}$ entsprechend Gleichung 6.2 die graphische Bestimmung des daraus resultierenden Gasanteils zulässt. Damit lässt sich aus dem Verlauf der Messwerte ableiten, dass bei niedrigen Gasleerrohrgeschwindigkeiten ($< 10 \text{ mm/s}$) die Blasenauftiegs geschwindigkeit größer und bei Gasleerrohrgeschwindigkeiten über 14 mm/s die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit kleiner ist als $0,3 \text{ m/s}$.

Für jede Strahlapparatgeometrie ergibt sich in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit eine unterschiedliche Blasenströmung, welche durch eine charakteristische Blasengröße und mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit gekennzeichnet ist. Die hierdurch bedingte Gasphasenverteilung und Verweilzeit hat den letztendlich gemessenen Gasanteil ε_g zur Folge. Die Änderung der Gasleerrohrgeschwindigkeit und des Gasanteils als Funktion des Treibdrucks sind in Abbildung 6.7 dargestellt.

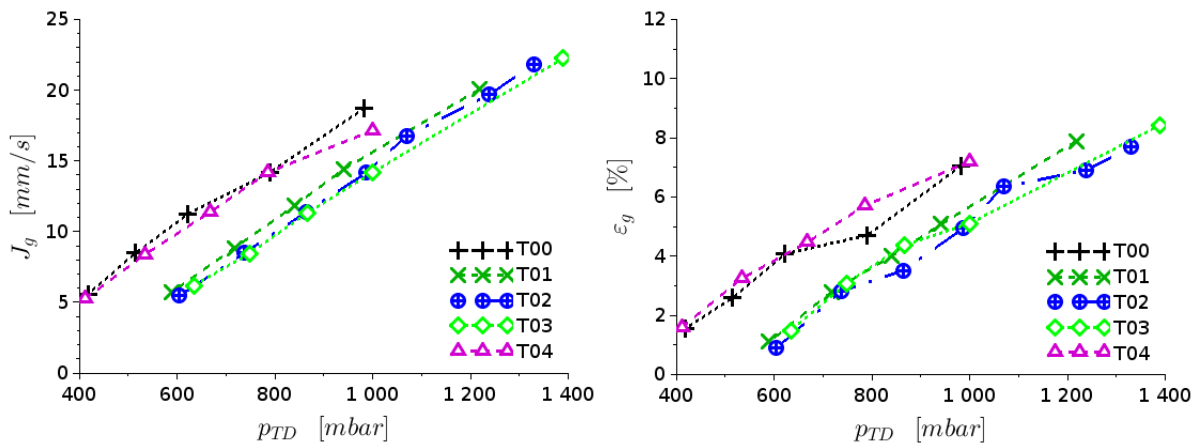


Abbildung 6.7: Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und Gasanteil ε_g im Flotationsbehälter in Abhängigkeit von Treibdruck p_{TD} für unterschiedliche Treibdüsen

Der Gasanteil steigt in allen Experimenten mit wachsender Gasleerrohrgeschwindigkeit an. Insbesondere zeigt sich, dass die Treibdüsen T01, T02 und T03 aufgrund der höheren Gasleerrohrgeschwindigkeiten als T00 und T04 in dem Flotationsbehälter einen entsprechend höheren Gasanteil erzeugen. Hierzu ist jedoch auch eine größere Energie notwendig, da der Wasservolumenstrom statt auf 1,0 bar auf 1,4 bar verdichtet werden muss.

So lässt sich über den im Experiment gemessenen Gasanteil die mittlere Aufstiegs geschwindigkeit der Gasblasen und auch die Verweilzeit berechnen. Dies ist im Folgenden erläutert. Zur Berechnung der mittleren Verweilzeit $t_{vz,g}$ der Blasen im Flotationsbehälter existieren zwei Möglichkeiten. Nach Gleichung 6.3 kann die Verweilzeit durch Division des gesamten Gasvolumens in der Blasensäule $V_{g,BS}$ durch den Gasvolumenstrom \dot{V}_g berechnet werden.

Da das gesamte Gasvolumen im Flotationsbehälter beziehungsweise der Blasensäule nicht kontinuierlich messbar ist, bietet sich die umgewandelte Gleichung an, bei welcher die Verweilzeit über die Höhe der Blasensäule h_{BS} , den Gasanteil in der Blasensäule ($\varepsilon_{g,BS} = \varepsilon_g$) und die Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g bestimmt wird.

$$t_{vz,g} = \frac{V_{g,BS}}{\dot{V}_g} \stackrel{\div A_{Fb}}{=} \frac{\Delta h_{g,BS}}{J_g} = \frac{\varepsilon_{g,BS} \cdot h_{BS}}{J_g} = \frac{\varepsilon_g \cdot h_{BS}}{J_g} = \frac{h_{BS}}{u_g} \quad (6.3)$$

Der Gasanteil wird unter anderem von dem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis und der Geschwindigkeit der Blasenströmung beeinflusst, da in der Blasenströmung zwischen Flüssigkeitsstrahlapparat und Flotationsbehälter, wie aus der Literatur bekannt ist, Koaleszenz auftritt. Hierbei wachsen Blasen zusammen, sodass die in den Flotationsbehälter eintretenden Gasblasen schneller aufsteigen und diese damit eine geringere Verweilzeit $t_{vz,g}$ in dem Flotationsbehälter aufweisen. Daraus lässt sich anhand Gleichung 6.4 ableiten, dass sich bei gegebenem Luftvolumenstrom \dot{V}_g und einer verringerten Verweilzeit ein geringeres Luftvolumen V_g in dem Flotationsbehälter befindet.

$$V_g = \dot{V}_g \cdot t_{vz,g} \quad (6.4)$$

So können über die Messung des Gasanteils Rückschlüsse zur mittleren Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g und zur mittleren Blasengröße (= Sauterdurchmesser d_{32}) der erzeugten Blasen gezogen werden (Gl. 6.5).

$$u_g(d_{32}, J_g, J_w) = \frac{J_g}{\varepsilon_g(d_{32})} \quad (6.5)$$

In Abbildung 6.8 ist die mittlere Geschwindigkeit u_m der Gas- und der Wasserphase und die daraus resultierende Verweilzeit t_{vz} in dem Flotationsbehälter dargestellt.

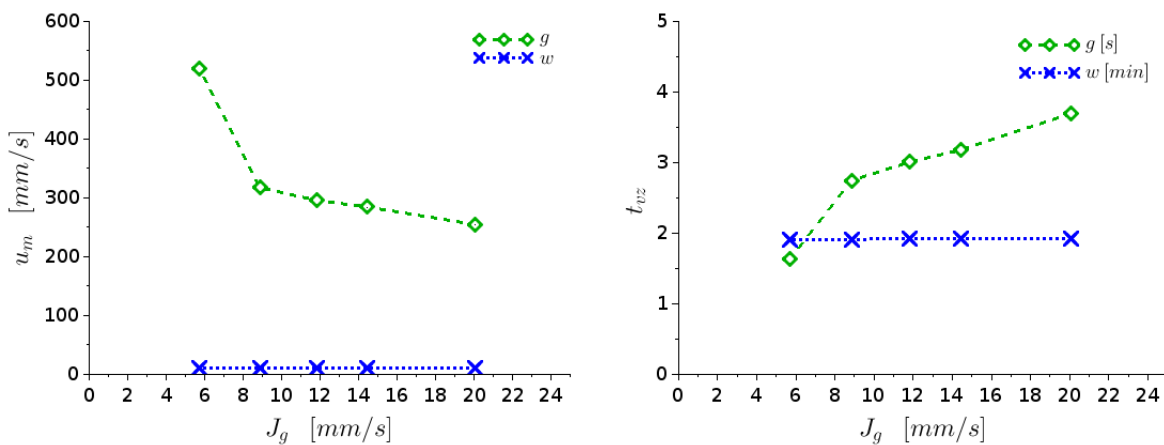


Abbildung 6.8: Mittlere Geschwindigkeit u_m des aufsteigenden Blasenschwarmes (g, grün) und des im Gegenstrom geführten Wassers (w, blau; links); Verweilzeit t_{vz} der Gasblasen (g) und der Wasserphase (w) im Flotationsbehälter als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g (rechts) bei Variation des Treibdruckes an Strahlapparat SA-T01

Die Verweilzeit der Gasphase beträgt je nach Größe der Gasleerrohrgeschwindigkeit zwischen 1,5 und 3,5 Sekunden (grüne Kurve). Zusätzlich sind noch die Strömungsgeschwindigkeit der wässrigen Phase im Gegenstrom (links) und die Verweilzeit der wässrigen Phase im Flotationsbehälter in Minuten (rechts) anhand der blauen Kurven als Referenzwert dargestellt, um den Einfluss der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g auf die mittlere Aufstiegsgeschwindigkeit u_m und die Verweilzeit des Blasenschwarmes aufzuzeigen. Der mittlere Blasendurchmesser, der äquivalent zum Sauterdurchmesser d_{32} ist, beeinflusst mit der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und der durch die Gegenströmung bedingten Wasserleerrohrgeschwindigkeit J_w die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g und damit die Verweilzeit $t_{vz,g}$ des Blasenschwarmes (Gl. 6.5, Gl. 6.3).

Der daraus resultierende Gasanteil ε_g ist für die Änderung des Treibdrucks an den einzelnen Strahlapparaten (siehe Abb. 6.7) als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit aufgezeichnet (Abb. 6.9, links). Daraus ist ersichtlich, dass die Größe der Blasenauftiegs geschwindigkeit, welche umgekehrt proportional zur Steigung der einzelnen Kurven ist, aus den gemessenen Daten zu Gasleerrohrgeschwindigkeit und Gasanteil berechnet werden kann (Gl. 6.5, Abb. 6.9 rechts).

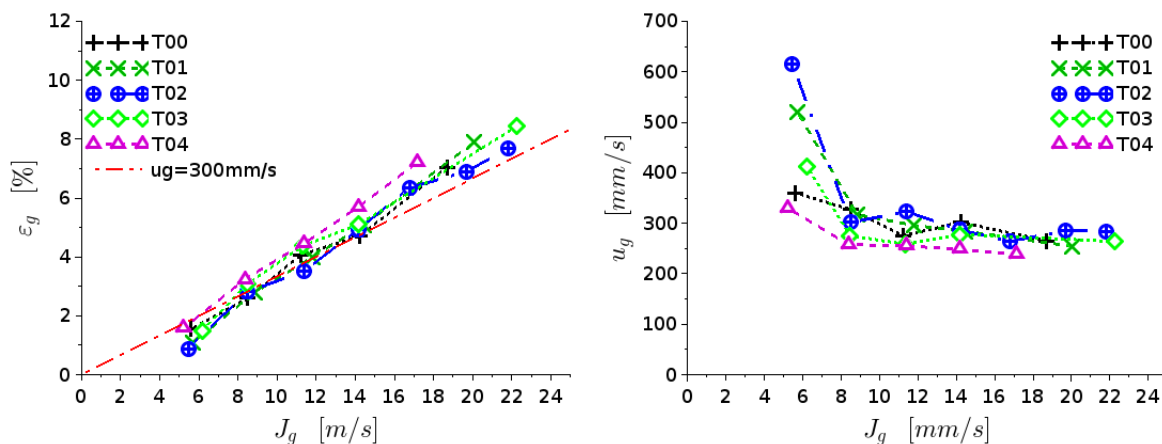


Abbildung 6.9: Gasanteil ε_g (links) und mittlere Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g (rechts) in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g an unterschiedlichen Treibdüsen bei Variation des Treibdruckes

Damit ergibt sich, dass mit steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit leicht abnimmt und sich bei der Begasung von Trinkwasser mit allen FSA-Geometrien in einem Größenbereich zwischen 200 und 350 mm/s befindet (Abb. 6.9, rechts). Eine Ausnahme bildet der erste Messpunkt, bei welchem für alle Düsengeometrien der Gasanteil unterhalb der durch die konstante Aufstiegsgeschwindigkeit von 300 mm/s definierten roten Gerade liegt. Hier ist die Strömung noch nicht voll ausgebildet, sodass die Gasphase noch nicht so gut mitgerissen wird, wie bei höheren Treibdrücken. Dies indiziert, dass die Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes bei voller Strömungsbildung nur noch leicht durch die Gasleerrohrgeschwindigkeit beeinflusst wird. Zudem ist zu beobachten, dass die Strahlappara-

te mit den Treibdüsen T 00 und T 04 im Vergleich zu den anderen Geometrievariationen bei maximalem Treibdruck nur eine geringere Gasleerrohrgeschwindigkeit erreichen. Dadurch ist der Gasanteil um etwa 1,0 % kleiner als bei den Treibdüsen mit größerer Projektionsrate (T 01, T 02, T 03). Der Unterschied zwischen niedrigen und hohen Luftvolumenströmen ist in Abbildung 6.10 bezüglich der sich ausbildenden Strömung verdeutlicht. Hier sind zwei Blasenströmungen in dem transparenten Rohr direkt hinter dem Strahlapparat bei Maximaldruck mit einem Luftvolumenstrom von $14,2 \text{ m}^3/\text{h}$ und einem androsselten Luftvolumenstrom von $8,0 \text{ m}^3/\text{h}$ dargestellt.

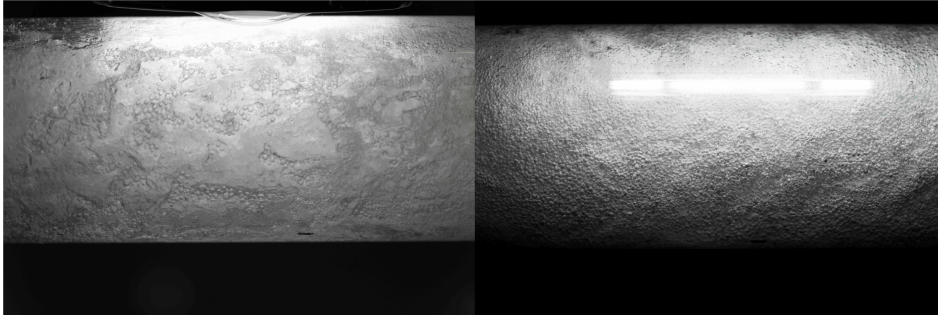


Abbildung 6.10: Blasenströmung in der Messstrecke aus transparentem PVC-Rohr mit 44 mm Innendurchmesser bei maximalem Luftvolumenstrom von $14,2 \text{ m}^3/\text{h}$ (links) und bei Androsselung des Saugvolumenstromes auf $8 \text{ m}^3/\text{h}$ (rechts) an Strahlapparat SA-T01

Es ist zu sehen, dass bei dem Teillastbetrieb mit dem geringeren Luftvolumenstrom die Blasen gleichmäßiger verteilt sind und auch eine gleichmäßigere Größe aufweisen, wohingegen bei dem maximalen Treibdruck eine intensivere Turbulenz mit Randgängigkeiten an der Rohrwand vorherrscht.

Im Rahmen der durchgeführten Experimente hat es sich als sinnvoll erwiesen, zusätzlich zu den bisher dargestellten Parametern die jeweiligen Werte der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} zu berechnen, welche den direkten funktionalen Zusammenhang zwischen der mittleren Aufstiegs- geschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g und des Sauterdurchmessers d_{32} darstellt (Gl. 6.6).

$$F_{Bl}(d_{32}, J_g) = \frac{u_g(d_{32}, J_g)}{d_{32}} = \frac{J_g}{\varepsilon_g(d_{32} J_g) \cdot d_{32}} \quad (6.6)$$

In Abbildung 6.11 ist bei einem fest definierten Sauterdurchmesser von 4,5 mm, wie er im Flotationsbehälter bei maximalem Luftvolumenstrom gemessen wurde, der Verlauf der Blasenauftiegsfunktion über der Gasleerrohrgeschwindigkeit dargestellt. Dessen Größe beträgt damit für Trinkwasser bei einem Gasanteil zwischen 3 und 9 % in Abhängigkeit der verwendeten Treibdüse zwischen 85 und 50 1/s.

Somit kann für unterschiedliche Betriebszustände aus dem Sauterdurchmesser d_{32} oder dem Gasanteil ε_g direkt die Aufstiegs- geschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g und die in dem Flotationsbehälter vorliegende spezifische Phasengrenzfläche a_r berechnet werden (Gl. 6.7).

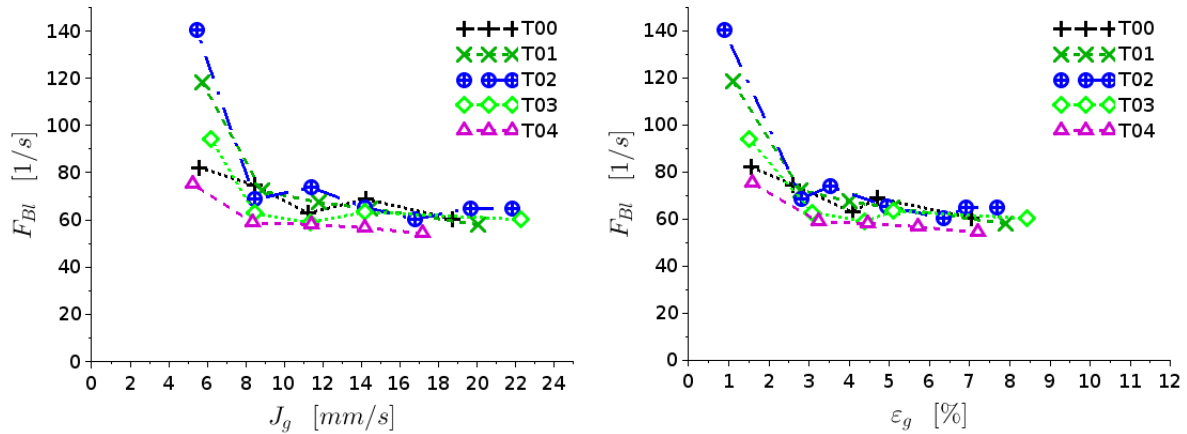


Abbildung 6.11: Blasenaufstiegsfunktion F_{Bl} in Trinkwasser als Funktion von Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und Gasanteil ε_g bei Variation des Treibdrucks

$$a_r = \varepsilon_g \cdot a_g = \varepsilon_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = \frac{J_g}{u_g} \cdot \frac{6}{d_{32}} = \frac{J_g \cdot 6}{F_{Bl} \cdot d_{32}^2} \quad (6.7)$$

Zusätzlich zur Beurteilung der Treibdüsen bezüglich ihrer Gasansaugung ist in Abbildung 6.12 die hierzu benötigte technische Arbeit P_t für die Druckerhöhung an der Kreiselpumpe aufgetragen. Dieser berechnet sich nach Gleichung 6.8 aus der Druckdifferenz an der Kreiselpumpe $\Delta p_{KP} = p_{TD}$, die den Treibdruck bereitstellt, und dem geförderten Wasservolumenstrom $\dot{V}_{SA,w}$.

$$P_t = \Delta p_{KP} \cdot \dot{V}_{SA,w} \quad (6.8)$$

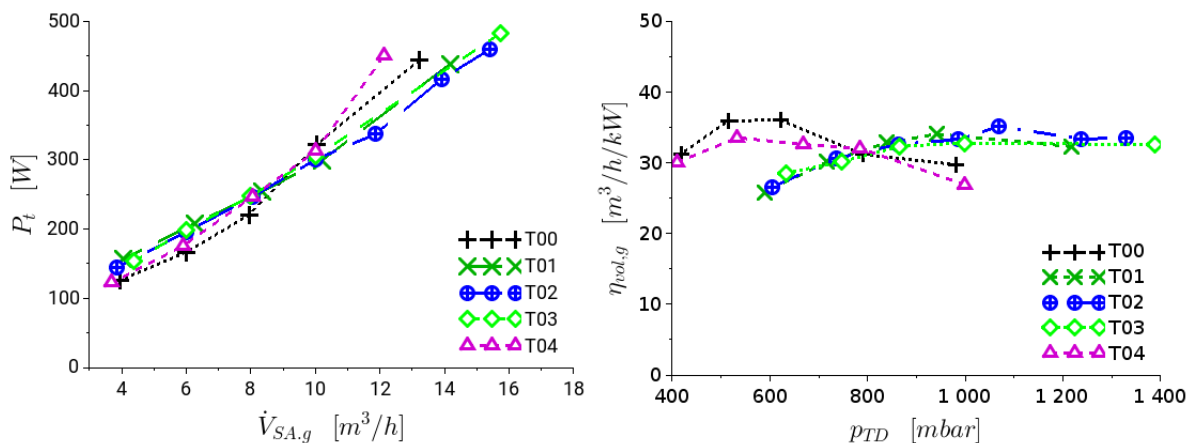


Abbildung 6.12: Technische Leistung P_t als Funktion des Luftvolumenstroms $\dot{V}_{SA,g}$ (links) und volumetrischer Wirkungsgrad $\eta_{vol,g}$ der Gaseindüsung bei Variation des Treibdruckes p_{TD} für fünf Treibdüsen (rechts)

Die Apparate mit dem höchsten Luftvolumenstrom bei maximaler Leistung der Pumpe sind die Strahlapparate mit den Treibdüsen T02 und T03. Bei T03 wird jedoch wegen dem höhe-

ren Treibdruck auch eine größere Energiemenge pro Volumenstrom benötigt. Daraus ist der spezifische Energiebedarf pro volumetrischem Gaseintrag ersichtlich. Daher wurde zur besseren Vergleichbarkeit der Treibdüsen bezüglich ihrer energetischen Effizienz ein volumetrischer Wirkungsgrad $\eta_{vol,g}$ mit Bezug zu dem angesaugten Luftvolumenstrom hinzugezogen wurde (Gl. 6.9). Hier zeigt sich, dass die Treibdüsen T 00 und T 04 im Hinblick auf die energetische Effizienz des Luftertrages am Besten bei einem Treibdruck zwischen 500 und 750 mbar und die Treibdüsen T 01, T 02 und T 03 zwischen 800 und 1200 mbar betrieben werden. Dort erreichen sie jeweils einen volumetrischen Wirkungsgrad zwischen 30 und 37 $m^3/(h \cdot kW)$.

$$\eta_{vol,g} = \frac{\dot{V}_{SA,g}}{P_t} \quad (6.9)$$

Der Unterschied zwischen den jeweiligen Maximalwerten ist mit einer Differenz von 2 $m^3/(h \cdot kW)$ zwischen den einzelnen Geometrievariationen nur gering. Daraus kann gefolgert werden, dass bei der Gestaltung der Treibdüse entscheidend ist, bei welchem Treibdruck der FSA betrieben werden soll und wie groß der einzubringende Luftvolumenstrom ist.

Durch Nutzung der funktionalen Zusammenhänge zwischen den dargestellten Parametern kann die Geometrie des Strahlapparates optimiert werden, um die maximale Gaseinsaugung bei dem vorgegebenen Treibdruck zu erreichen. Allgemein ist jedoch aus dem Vergleich zwischen SA-T03 ($\dot{V}_{SA,g} = 15,74 m^3/h$) und SA-T04 ($\dot{V}_{SA,g} = 12,1 m^3/h$) ersichtlich, dass mit der gleichen Kreiselpumpe beim jeweils maximalen Treibdruck ein bis zu 29.9 % größerer Luftvolumenstrom angesaugt werden kann. Dies bedeutet, dass bei der Auswahl der Pumpe an der Treibseite auf die Größe des Wasservolumenstroms und den aufzubringenden Treibdruck zu achten ist. Der letztendlich eingesetzte FSA und die Pumpe sind aufeinander abzustimmen, um eine energieeffiziente Begasung des Flotationsapparates und einen für den Prozess vorteilhaften Betriebszustand zu realisieren.

6.1.2 Einfluss der Salzkonzentration auf die Blasenströmung

Aus vorherigen Arbeiten von Ozdemir et al. und Nguyen et al. ist bekannt, dass Salz in wässrigen Lösungen die Koaleszenz von dort befindlichen Blasen hemmt und damit einen erheblichen Einfluss auf die Koaleszenz in Blasenströmungen sowie auf die lokale Blasengröße in Strahlapparaten und Blasensäulen besitzt [21, 14]. Dieser Sachverhalt ist insbesondere in Strahl-Kolonnenflotationsapparaten relevant, da hier in Abhängigkeit der Betriebsbedingungen sowie der in dem System vorliegenden Salzkonzentration die Art der Blasenströmung und damit die in dem Apparat zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche sehr stark beeinflusst wird.

Aus den zuvor durchgeführten Experimenten mit Trinkwasser, also ohne zusätzliche Zugabe koaleszenzverändernder Substanzen, ergibt sich, dass bei Verwendung der Treibdüse T 01 und einem Treibdruck von 1200 mbar der maximale Luftvolumenstrom $\dot{V}_{SA,g,max} = 14,2 \text{ m}^3/h$ beträgt. Daraus resultiert ein Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis von $\varphi_{SA,g,max} = 1,09$. Bei einem zirkulierenden Wasservolumenstrom zwischen Vorlage- und Flotationsbehälter von $7,3 \text{ m}^3/h$ wurde letztendlich ein Gasanteil von $\varepsilon_{g,max} = 8,2\%$ gemessen und daraus die mittlere Blasen-aufstiegsgeschwindigkeit von 250 mm/s berechnet. Aus diesen Werten ergibt sich der Betriebsbereich des Flotationsapparates bei Verwendung von Trinkwasser.

Durch Zugabe entsprechender Mengen an Natriumchlorid wurde die Salzkonzentration in der wässrigen Phase sukzessive erhöht. Das Konzentrationsintervall betrug 5 g/l und die maximale Konzentration 30 g/l . Durch Messung der induktiven Leitfähigkeit κ_w wurde der funktionale Zusammenhang zwischen der Natriumchlorid-Konzentration und der in der wässrigen Phase vorhandenen Leitfähigkeit ermittelt. Dieser ist in Abbildung 6.13 (links) bei Änderung der Natriumchlorid-Konzentration zwischen 0 und 20 g/l dargestellt und zeigt einen annähernd linearen Verlauf.

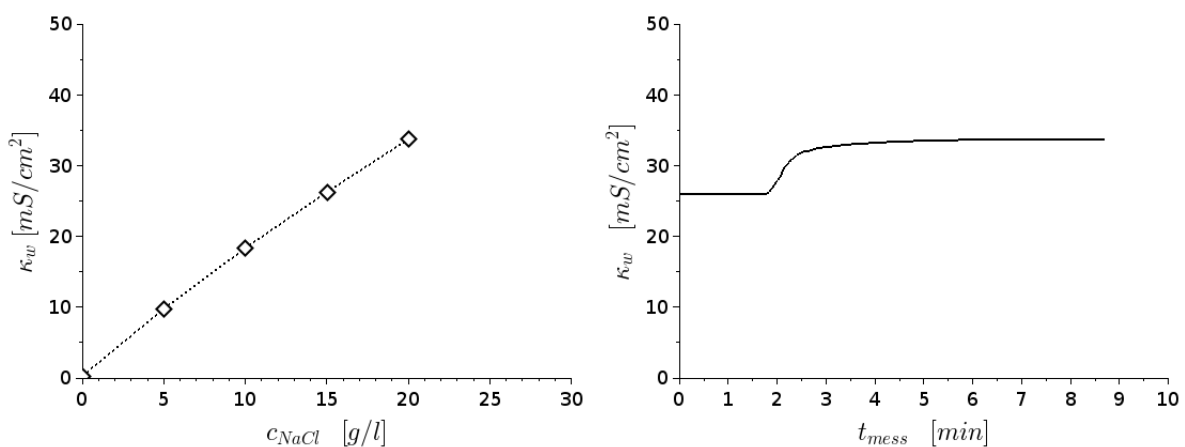


Abbildung 6.13: Änderung der induktiven Leitfähigkeit κ_w als Funktion der Natriumchlorid-Konzentration c_{NaCl} (links) und als Funktion der Messzeit t_{mess} bei Zugabe von 2172,5 g Natriumchlorid in ein Systemvolumen von 434,5 Litern zur Änderung der NaCl-Konzentration von 15 auf 20 g/l (rechts)

Um eine gleichmäßige Verteilung des Salzes und damit eine konstante Konzentration im Apparat sicherzustellen, wurde die Zeit zur Vermischung der jeweils eingebrachten Salzmenge auf 10 Minuten festgesetzt. Diesbezüglich wurde die Änderung der Leitfähigkeit als Funktion der Zeit und damit die zur vollständigen Vermischung benötigte Zeit bei der Erhöhung der NaCl-Konzentration von 15 auf 20 g/l durch abrupte Zugabe von Natriumchlorid in den Vorlagebehälter unter Erzeugung einer Stoßfunktion aufgezeichnet (Abb. 6.13, rechts). Die Vermischungszeit bis zur Erreichung einer konstanten Leitfähigkeit ist mit etwa 5 Minuten länger als die nach Gleichung 6.10 berechnete Verweilzeit von 3,5 Minuten, da diese Berechnung eine ideale Vermischung voraussetzt und das im realen System auftretende Auflösen des Salzes nicht berücksichtigt wird.

$$t_{vz,w} = \frac{V_{Fb} + V_{Vb}}{\dot{V}_{Fb}} = \frac{225 \text{ l} + 200 \text{ l}}{7,3 \text{ m}^3/\text{h}} = 3,5 \text{ min} \quad (6.10)$$

Im Anschluss daran wurde das gesamte Flüssigkeitsvolumen über den Flüssigkeitsstrahlapparat bei maximaler Gasleerrohrgeschwindigkeit weitere 10 Minuten mit Luft begast, um eine vollständige Sättigung der Wasserphase mit Luft zu gewährleisten. Neben der Natriumchlorid-Konzentration wurde lediglich die Gasleerrohrgeschwindigkeit durch Veränderung des Treibdruckes geändert, um unterschiedliche Begasungsraten einzustellen. Die restlichen Anlagen- und Betriebsparameter wurden konstant gehalten.

Für jede Salzkonzentration wurde in einem stationären Begasungsexperiment mit festem Luftvolumenstrom die Blasengröße aufgezeichnet und der Gasanteil gemessen. Die ausgewerteten Bilder der Blasenströmung sind bei den Konzentrationen 0, 5, 10, und 20 g/l NaCl in Abbildung 6.14 dargestellt. Aus den einzelnen Bildern wurde die Blasengrößenverteilung per manuell durchgeführter Messung der Durchmesser von 30 bis 50 Einzelblasen pro aufgenommenem Bild durchgeführt.

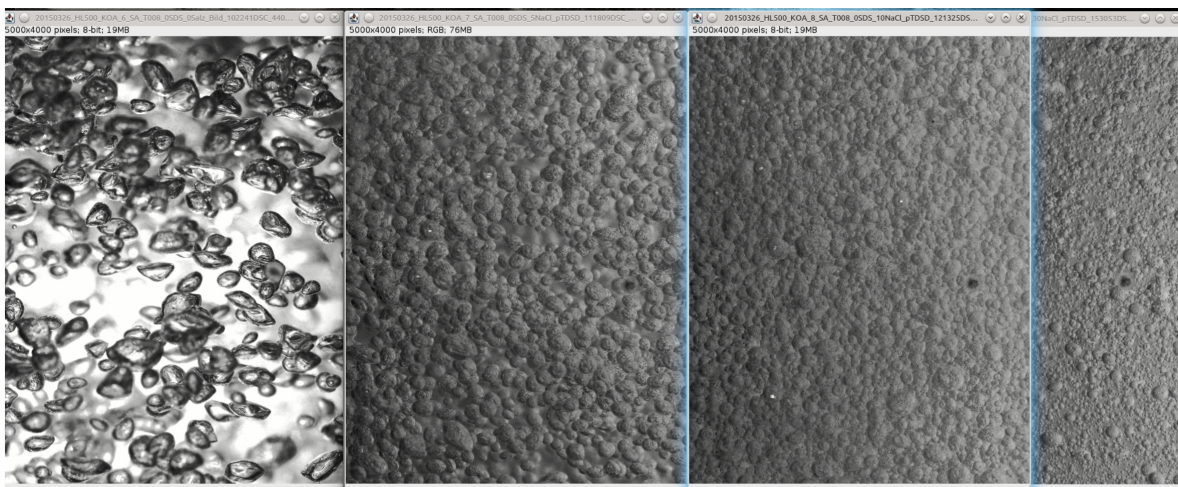


Abbildung 6.14: Blasengröße in Flotationsbehälter bei Natriumchlorid-Konzentrationen von 0, 5, 10 und 20 g/l in Technikumsteststand HL 500 mit Begasung über den FSA SA-T01 (reale Höhe des Bildausschnittes beträgt 60 mm)

Hierzu sind exemplarisch die Blasengrößenverteilungen bei den Salzkonzentrationen von 0, 10 und 20 g/l in Abbildung 6.15 (links) dargestellt. Der Sauterdurchmesser d_{32} der Blasenströmung im Flotationsbehälter fällt mit steigender Natriumchlorid-Konzentration von 4,5 mm auf 0,5 mm und kann mit einer Exponentialfunktion approximiert werden (Gl. 6.11, Abb. 6.15, rechts). Zudem ist zu beobachten, dass mit steigender Salzkonzentration und fallender Blasengröße die Blasenformen einheitlicher werden. Dies bedeutet, dass die Blasengrößenverteilung enger wird. Durch die damit einhergehende Verminderung der Blasenverformung nähern sich die Blasen der idealen sphärischen Form einer Kugel an, sodass die Phasengrenzfläche über die Messung der Projektionsfläche per Bildanalyse exakter zu bestimmen ist.

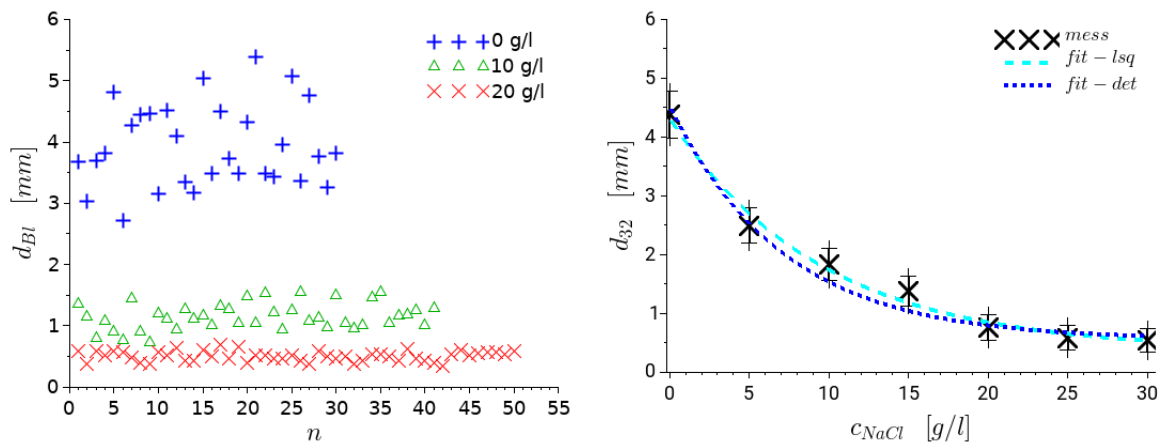


Abbildung 6.15: Einfluss der Natriumchlorid-Konzentration c_{NaCl} auf die Blasengrößenverteilung anhand von Blasenanzahl n und Blasendurchmesser d_{Bl} (links) und auf den Sauterdurchmesser in der Blasenströmung d_{32} (rechts) bei Begasung über den Strahlapparat SA-T01 mit $\dot{V}_{SA,g} = 8 \text{ m}^3/h$; Messwerte mit zwei Fittingfunktionen: Approximation nach least-square-Methode (lsq, hellblau) und den nach Gl. 6.12 definierten Fittingparametern (det, dunkelblau)

Die hellblaue Kurve stellt den Verlauf der Blasengröße $d_{32,lsq}$ bei Approximation der Messwerte über die least-square-Methode dar. Die hieraus resultierenden Fitting-Parameter sind in dem Vektor $p_{koa,lsq}$ mit aufsteigender Index-Bezifferung zusammengefasst (Gl. 6.11).

$$d_{32,lsq} = p_{koa,lsq,1} + p_{koa,lsq,2} \cdot \exp(p_{koa,lsq,3} \cdot c_{NaCl} + p_{koa,lsq,4}) \quad (6.11)$$

$$p_{koa,lsq} = [0,372 \text{ mm}; 1,19 \text{ mm}; -0,11 \text{ l/g}; 1,2]$$

Da der absolute Messfehler bei Salzkonzentrationen unter 5 g/l aufgrund der stark unterschiedlichen Blasenformen mit einem Sauterdurchmesser zwischen 2,5 und 4,5 mm bei einem Wert von 13,6% liegt, ist der Verlauf der Exponentialfunktion mit der eingesetzten Messtechnik nicht sehr genau zu bestimmen. Hierzu ist eine statistisch besser abgesicherte Messung der Blasengrößenverteilung mit automatischer Erfassung der Blasengrößen und einer damit ermöglichten Auswertung einer größeren Anzahl an Blasen notwendig.

Zwischen einer Konzentration von 25 und 30 g/l liegt die Änderung der Blasengröße im Bereich des Messfehlers, sodass die Blasengröße sich schon ab 25 g/l so gut wie nicht mehr ändert. Dies wurde bei der Definition der Fitting-Parameter in der zweiten Anpassungskurve (fit-det = fitting determined) berücksichtigt (Abb. 6.15). Damit fällt der Sauterdurchmesser auch bei Salzkonzentrationen über 40 g/l nicht unter den minimalen Sauterdurchmesser, der schon bei 30 g/l erreicht wird.

$$d_{32,det} = p_{koa,det,1} + p_{koa,det,2} \cdot \exp(p_{koa,det,3} \cdot c_{NaCl} + p_{koa,det,4}) \quad (6.12)$$

$$p_{koa,det} = [0,5 \text{ mm}; 2 \text{ mm}; -0,12 \text{ l/g}; 1,105]$$

Die Exponentialfunktion beschreibt damit den Verlauf von dem maximalen zum minimalen Blasendurchmesser als Funktion der Salzkonzentration. Der Verlauf der daraus resultierenden dunkelblauen Kurve weist in Bezug zu den Messwerten zwar eine geringere Genauigkeit von $R_{det} = 0,995$ anstelle des in der hellblauen Kurve per Minimierung der Quadrate (lsq - engl.: least square method) erreichten Wertes von $R_{lsq} = 0,998$ auf. Jedoch stellt sie eine auf den Vorgang der Koaleszenz physikalisch besser begründete Approximation dar und kann durch Verwendung des maximalen und minimalen Sauterdurchmessers in Gleichung 6.14 überführt werden. Bei Verwendung dieser Approximation reduziert sich mit Bezug zur Differenz zwischen maximaler und minimalem Sauterdurchmesser ($d_{32,max}$ und $d_{32,min}$, Gl. 6.13) die Anzahl der Anpassungsparameter auf den Exponenten der Exponential-Funktion (Gl. 6.13, Gl. 6.14).

$$\Delta d_{Bl,koa} = d_{32,max} - d_{32,min} = (4,39 - 0,54) \text{ mm} = 3,85 \text{ mm} \quad (6.13)$$

$$d_{32,det} = d_{32,min} + \Delta d_{Bl,koa} \cdot \exp(-0,14 \text{ l/g} \cdot c_{NaCl}) \quad (6.14)$$

Aus Abbildung 6.15 ist damit abzuleiten, dass die Blasen in der Zuleitung zum Flotationsbehälter und im Flotationsbehälter ab der Konzentration TC 100 = 30 g/l eine maximale, 100 %-ige Koaleszenzhemmung erfahren. Dies bedeutet, dass in der am Strahlapparat erzeugten Blasenströmung nur noch eine minimale Koaleszenz stattfindet, sodass ein Blasenwachstum nur an den Stellen auftritt, an welchen die Blasenströmung gestaut wird. Die dargestellte Kurve zur Approximation der Messwerte verläuft entlang einer Exponentialfunktion, deren Bereich durch die minimale Blasengröße bei hundertprozentiger Koaleszenzhemmung (TC 100) und durch die maximale Blasengröße mit der in Trinkwasser auftretenden Koaleszenz begrenzt ist. Analog zu Nguyen et al. wurde für die Bestimmung der Übergangskonzentration c_{trans} und der daraus resultierenden Referenzkonzentration c_r eine 50 %-ige Koaleszenzhemmung und damit der TC 50 zu Grunde gelegt (Gl. 6.15, Gl. 6.16) [14].

Der damit zur Bestimmung des TC 50 zu ermittelnde Sauterdurchmesser liegt in der Mitte des Intervalls zwischen minimaler und maximaler Blasengröße und beträgt nach Gleichung 6.15 für Natriumchlorid 2,47 mm. Für die untersuchte Blasenströmung liegt damit die Übergangskonzentration am TC 50 bei einer NaCl-Konzentration von $c_{trans,NaCl} = 6 \text{ g/l}$.

$$d_{32,TC50} = d_{32,min} + 0,5 \cdot \Delta d_{Bl,koa} = 2,47 \text{ mm} \quad (6.15)$$

$$c_r = \frac{c_{Salz}}{c_{trans}} \quad (6.16)$$

$$c_{trans} = c_{trans,NaCl} = c_{NaCl,TC50} = 6 \text{ g/l}$$

Auf Basis von Gleichung 6.14 kann dann mit der Referenzkonzentration und der Übergangskonzentration der Sauterdurchmesser und damit die mittlere Blasengröße vereinfacht über Gl. 6.17 berechnet werden.

$$d_{32,det} = d_{32,min} + \Delta d_{Bl,koa} \cdot \exp(-0,14 \text{ l/g} \cdot c_r \cdot c_{trans}) \quad (6.17)$$

Mit der Blasengröße ändert sich bei gleichem Luftvolumenstrom die Gasphasenverteilung und das Aufstiegsverhalten des Blasenschwarmes. Somit steigt mit zunehmender NaCl-Konzentration und abnehmender Blasengröße der aus der mittleren Aufstiegs geschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g resultierende Gasanteil ε_g . Aus dem gemessenen Gasanteil kann durch Umstellung der Gleichung 6.2 die mittlere Aufstiegs geschwindigkeit berechnet werden. Daraus ergibt sich, dass bei einem Gasvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ und einem Gasanteil zwischen 8 und 18 % eine mittlere Aufstiegs geschwindigkeit zwischen 250 und 100 mm/s vorliegt (blaue Kurve, Gasleerrohr geschwindigkeit $J_g = 20,1 \text{ mm/s}$, Abb. 6.16).

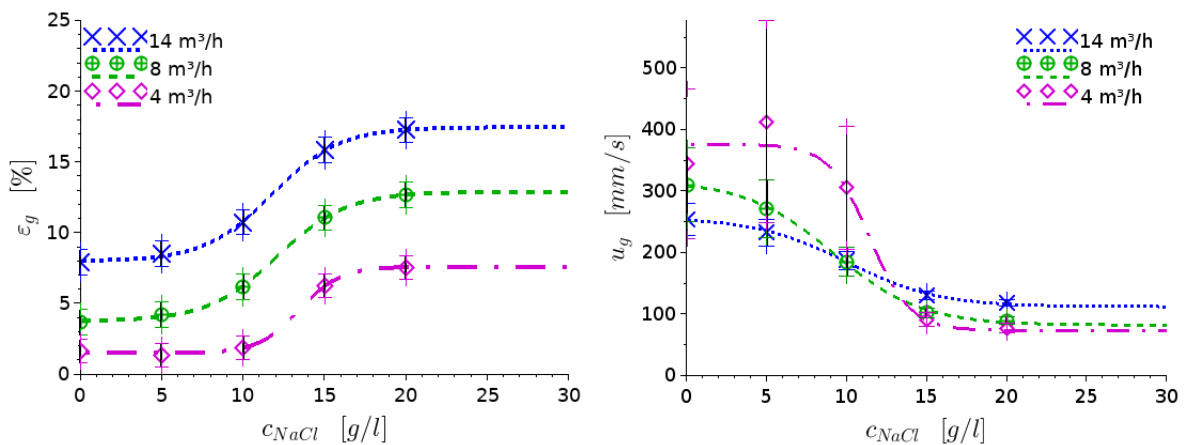


Abbildung 6.16: Gasanteil ε_g und Aufstiegs geschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g als Funktion der Salzkonzentration c_{NaCl} bei Variation des Gasvolumenstromes zwischen 4, 8 und $14 \text{ m}^3/\text{h}$ mit per Least-square-Methode gefittetem Kurvenverlauf

Die in Abbildung 6.16 dargestellte mittlere Blasenaufstiegs geschwindigkeit weist insbesondere bei kleineren Luftvolumenströmen ($\dot{V}_g = 4 \text{ m}^3/\text{h}$), kleiner Salzkonzentration und daraus resultierendem kleinem Gasanteil ($\varepsilon_g < 5\%$) aufgrund des relativen Fehlers bei der Messung des Gasanteils einen großen Fehlerbereich auf (lila Kurve). Mit steigender Salzkonzentration nimmt der Gasanteil einen Übergangsbereich durchlaufend zu bis er sich tangential an einen

oberen Grenzwert annähert. Ab diesem Wert ändert sich der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung nur noch wenig, da keine wesentliche, weitere Koaleszenzinhibierung stattfindet. Die Messwerte des Gasanteils ε_g lassen sich über eine Sigmoid-Funktion per Least-square-Methode approximieren, sodass der Verlauf einen Übergangsbereich aufweist, der zwischen 5 und 20 g/l NaCl liegt (Gl. 6.18, Gl. 6.19).

$$\text{sig}(x) = \frac{1}{1 + e^{-x}} \quad (6.18)$$

$$\varepsilon_{g,lsq} = p_{lsq,1} + p_{lsq,2} \cdot \text{sig}(c_{NaCl} \cdot p_{lsq,3} + p_{lsq,4}) \quad (6.19)$$

$$14 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} : p_{lsq} = [0,0798; 0,0947; 0,4825 \frac{\text{L}}{\text{g}}; 5,689]$$

$$8 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} : p_{lsq} = [0,0374; 0,0914; 0,4705 \frac{\text{L}}{\text{g}}; 5,692]$$

$$4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} : p_{lsq} = [0,0148; 0,0610; 0,8036 \frac{\text{L}}{\text{g}}; 10,817]$$

Aus dem Verlauf des Gasanteils lässt sich nach Gl. 6.2 auch der Verlauf der Blasenauftiegs- geschwindigkeit u_g berechnen. Die daraus resultierende funktionale Beziehung zwischen Gasanteil und Blasenauftiegs- geschwindigkeit zum Sauterdurchmesser d_{32} ist in Abbildung 6.17 darge- stellt.

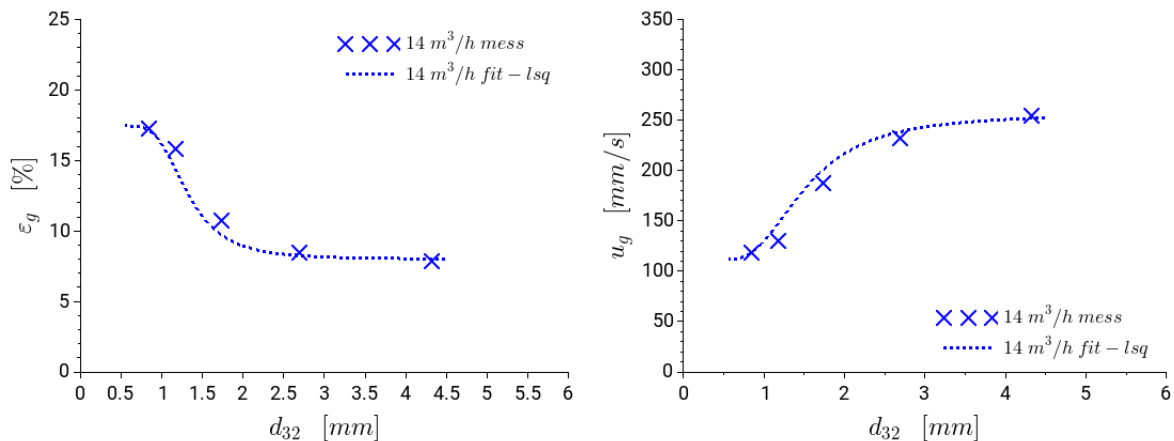


Abbildung 6.17: Gasanteil ε_g (links) und Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g (rechts) als Funktion des Sauterdurchmessers der Blasenströmung d_{32}

Die Funktion zwischen Sauterdurchmesser und Aufstiegsgeschwindigkeit verläuft nicht linear. Allerdings lässt sich über die Verwendung der in Gl. 6.6 dargestellten Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} , welche eine Funktion des Sauterdurchmessers d_{32} darstellt, dieser Zusammenhang aus den empirischen Messreihen für unterschiedliche Gasleerrohr- geschwindigkeiten abschätzen. Entsprechend sind die Messwerte und der über die Sigmoid-Funktion ermittelte Verlauf in Abbildung 6.18 dargestellt (links, dunkelblaue Kurve und Messpunkte). Die Messpunkte wurden zur Erstellung der Blasenauftiegsfunktion durch Approximation per least-square-Methode (lsq = hellblaue Kurve) verwendet (Gl. 6.20). Hiermit lässt sich dann bei bekanntem Sauterdurchmesser unter Einbeziehung der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} die Aufstiegsgeschwindigkeit und der Gasanteil durch Umstellung der Gleichung 6.6 berechnen. Damit ist bei Kenntnis der Gasleerrohr- geschwindigkeit J_g und der mittleren Blasengröße (Sauterdurchmesser d_{32}) die

Berechnung des Gasanteils ε_g , der Verweilzeit und der spezifischen Phasengrenzfläche a_r möglich Gl. 6.7. Die Zunahme des Gasanteils mit steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit ist für NaCl-Konzentrationen von 0 bis 20 g/l in Abbildung 6.18 (rechts) dargestellt.

$$F_{Bl}(d_{32}) = \frac{u_g(d_{32})}{d_{32}} = p_{exp,1} + p_{exp,2} \cdot \exp(-d_{32} \cdot p_{exp,3} + p_{exp,4}) \quad (6.20)$$

$$p_{exp} = [30,91/s; 2,41/s; 361,41/m; 4,1]$$

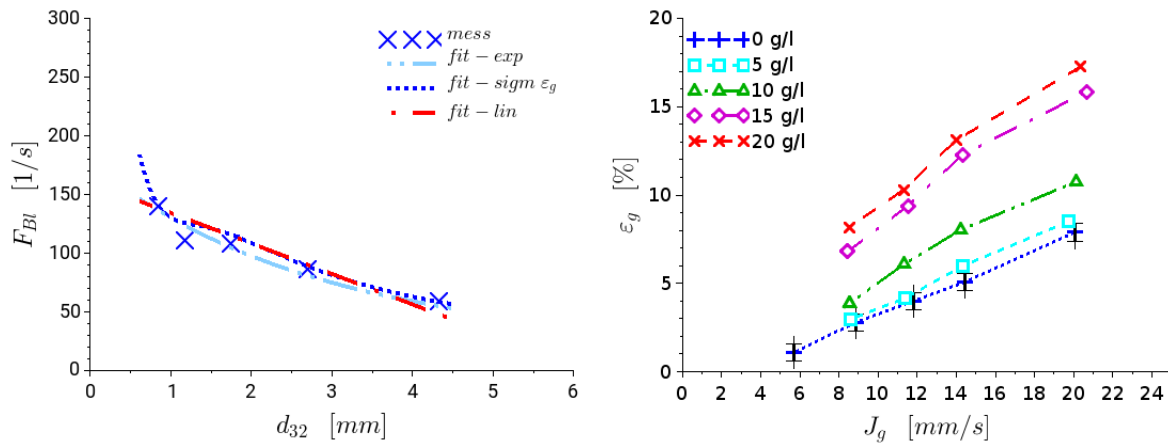


Abbildung 6.18: Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} als Funktion des Sauterdurchmessers in der Blasenströmung d_{32} mit least-square-, sigmoid- und linearem Fit (links) und Gasanteil ε_g als Funktion der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g (rechts) für NaCl-Konzentrationen von 0 bis 20 g/l;

Der Zusammenhang zwischen diesen Parametern und deren Auswirkung auf die erzeugte Phasengrenzfläche in Flotationsverfahren wird im Folgenden näher erläutert:

Aus Gleichung 4.18 ergibt sich, dass mit Steigerung der Salzkonzentration und einer dadurch abnehmenden Blasengröße neben dem Gasanteil die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b stark zunimmt. Dadurch steigt bei der Begasung des Flotationsbehälters mit einem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/h$ die Flussdichte der Blasenoberfläche durch eine Erhöhung der NaCl-Konzentration von $c_{NaCl} = 0 \text{ g/l}$ auf $c_{NaCl} = 20 \text{ g/l}$ von 30 1/s auf das 5-fache des ursprünglichen Wertes an (Abb. 6.19).

Wie in der Literatur von Finch et al. zur Erzflotation dargestellt, steigt also mit dem Gasanteil die Flussdichte der Phasengrenzfläche [107]. Finch et al. haben für die Erzflotation einen Wert von $F_{Bl,Finch} = 550 \text{ 1/s}$ ermittelt (Gl. 6.21, Gl. 6.22, rote Gerade mit $F_{Bl} = 91,6 \text{ 1/s}$).

$$S_{b,Finch} = \varepsilon_g [\%] \times 5,51/s = \varepsilon_g [-] \times 550 \text{ 1/s} \quad (6.21)$$

$$F_{Bl,Finch} = 550 \frac{1}{s} = 91,6 \frac{1}{s} \times 6 = F_{Bl} \times 6 \quad (6.22)$$

Jedoch ist bei der Variation der Salzkonzentration im Gegensatz zur Erzflotation in Süßwasser zu beachten, dass die Steigung der Geraden bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen sich

mit der Blasengröße ändert und nicht wie dort bei einem konstanten Wert von $F_{Bl} = 91,6 \text{ 1/s}$, sondern in einem Wertebereich zwischen 50 1/s und 150 1/s liegt (Abb. 6.19, rechts).

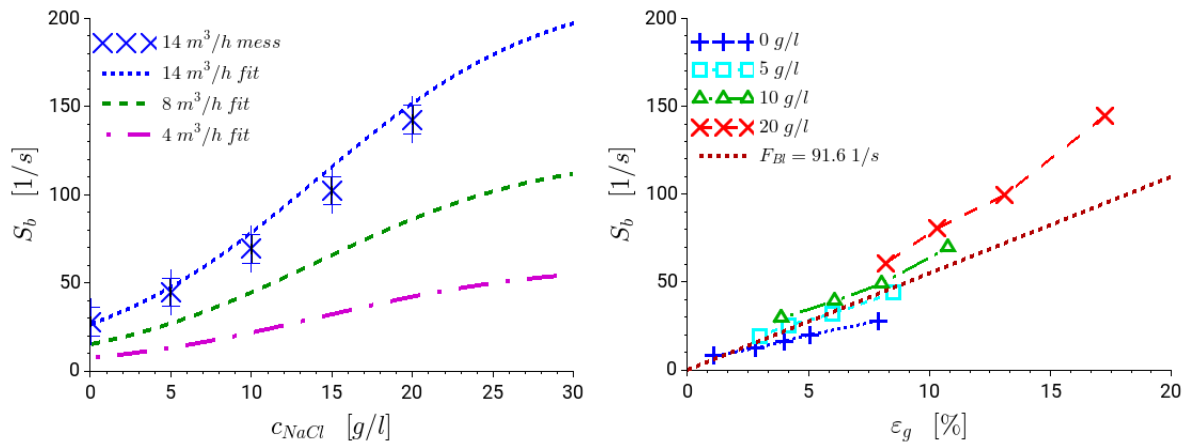


Abbildung 6.19: Flussdichte der Blasenoberfläche S_b als Funktion der NaCl-Konzentration c_{NaCl} bei drei Luftvolumenströmen (links) und als Funktion des Gasanteils ε_g bei vier Salzkonzentrationen (rechts)

Die Flussdichte der Phasengrenzfläche ergibt sich definitionsgemäß aus der Gaslerrohrgeschwindigkeit und der Blasengröße, kann jedoch auch über die Blasenauftiegsfunktion und den Gasanteil nach Gl. 6.23 berechnet werden.

$$S_b = J_g \cdot a_g = J_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = \frac{J_g \cdot F_{Bl} \cdot 6}{u_g} = \varepsilon_g \cdot F_{Bl} \cdot 6 = \varepsilon_g \cdot F_{Bl,Finch} \quad (6.23)$$

Hier zeigt sich der mathematische Zusammenhang zwischen ermittelter Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} und dem Literaturwert $F_{Bl,Finch}$. Entsprechend Abbildung 6.19 steigt die Flussdichte der Phasengrenzfläche mit steigender NaCl-Konzentration und steigendem Gasanteil aufgrund des Einflusses des Salzes auf die Koaleszenz und die in dem Flotationsbehälter vorliegende mittlere Blasengröße im Blasenschwarm. Dieser Umstand ist für Gas-Flüssig-Kontaktoren und insbesondere für Flotationsapparate von wesentlicher Bedeutung, da die Größe der Phasengrenzfläche sich direkt auf den Stofftransport in der Blasenströmung auswirkt und so der Betriebszustand wesentlich beeinflusst wird.

6.1.3 Einfluss der Salzart auf die Blasenströmung

Wie aus den vorangegangenen Experimenten erkennbar, besitzt die Salzkonzentration über die Änderung der Kräfteverhältnisse an der Phasengrenzfläche Einfluss auf die Blasenbildung und Koaleszenz in der Blasenströmung des Flotationsbehälters. Daher wurde zur Untersuchung dieses Sachverhaltes zusätzlich die Salzart variiert. Die Kräfte innerhalb des Flüssigkeitsvolumens werden durch die Art der Ionen und ihre Konzentration bestimmt, sodass als Testsubstanzen Salze mit charakteristischen Ionenkombinationen ausgesucht wurden, die bezüglich ihres Einflusses auf die Koaleszenz mit Natriumchlorid verglichen werden können.

Die Versuchsreihen wurden an dem kleineren Laborteststand mit einem Systemvolumen von 50 l durchgeführt, da ansonsten für die Experimente jeweils eine sehr große Salzmenge erforderlich gewesen wäre. Der Flotationsbehälter wurde mit einem handelsüblichen Flüssigkeitsstrahlaparat begast, der beim maximalen Treibdruck von 1,2 bar einen Luftvolumenstrom von 0,2 m³/h in den Flotationsbehälter eindüst.

Es ist zu beobachten, dass für alle Salzarten die Blasengröße mit steigender Salzkonzentration abnimmt. Bei den Salzen mit einer starken Polarität (*NaCl*, *KCl*, *CaCl₂*, *MgCl₂* und *MgSO₄*) verläuft die Abnahme der Blasengröße exponentiell von 3,2 auf 0,4 mm (Abb. 6.20). Bei Kaliumnitrat (*KNO₃*) verläuft die Abnahme langsamer und bei Natriumacetat (*NaAc*) ist nur eine leichte Abnahme der Blasengröße von 3,2 auf 2,5 mm feststellbar.

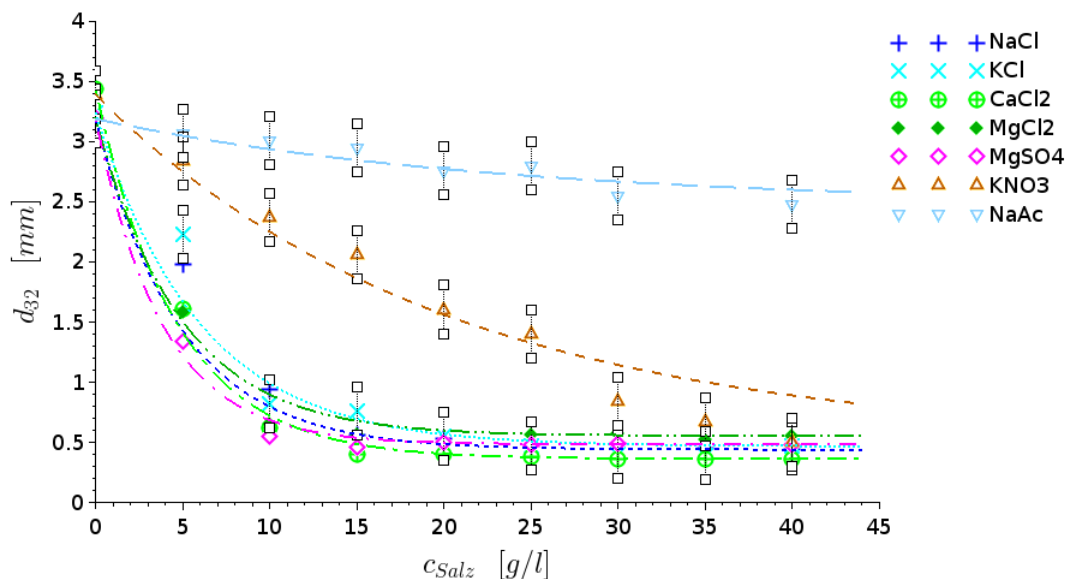


Abbildung 6.20: Sauterdurchmesser d_{32} in der Blasenströmung des Flotationsbehälters bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen c_{Salz} und Salzarten unter konstanter Begasung mit Luft ($\dot{V}_{SA,g} = 200 \text{ l/h}$)

Die Ermittlung des Gasanteils über den Gasanteilsensor (GAS) bestätigt den über die Blasengröße identifizierten Sachverhalt. Der Gasanteil steigt mit fallender Blasengröße aufgrund der fallenden Blasenauftiegs geschwindigkeit an.

Hier ist ebenso wie am Technikumsteststand erkennbar, dass der Gasanteil in einem Übergangsbereich von 5 bis 25 g/l ansteigt. Dieser Anstieg lässt sich ebenfalls durch eine für jedes Salz charakteristische Sigmoid-Funktion beschreiben.

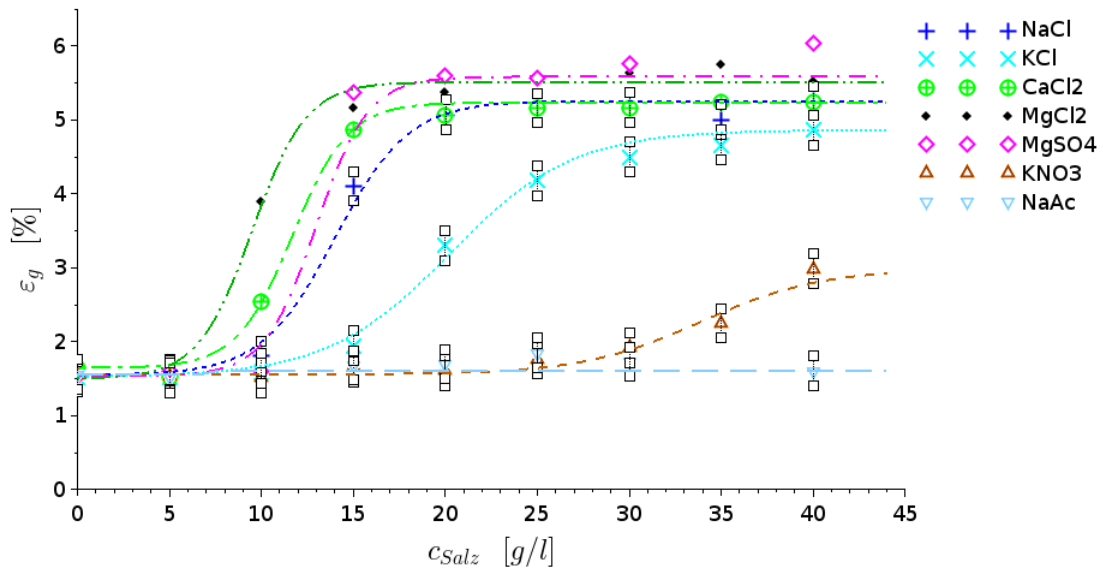


Abbildung 6.21: Gasanteil ε_g in der Blasenströmung des Laborteststandes bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen c_{Salz} und Salzarten unter konstanter Begasung mit Luft ($\dot{V}_{SA,g} = 200 \text{ l/h}$)

Aus diesen Daten lässt sich auch die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g berechnen (Abb. 6.22). Diese fällt nach Gl. 6.23 mit steigender Salzkonzentration und steigendem Gasanteil von der mittleren Aufstiegs geschwindigkeit in Trinkwasser mit 220 bis 250 mm/s auf 60 mm/s ab.

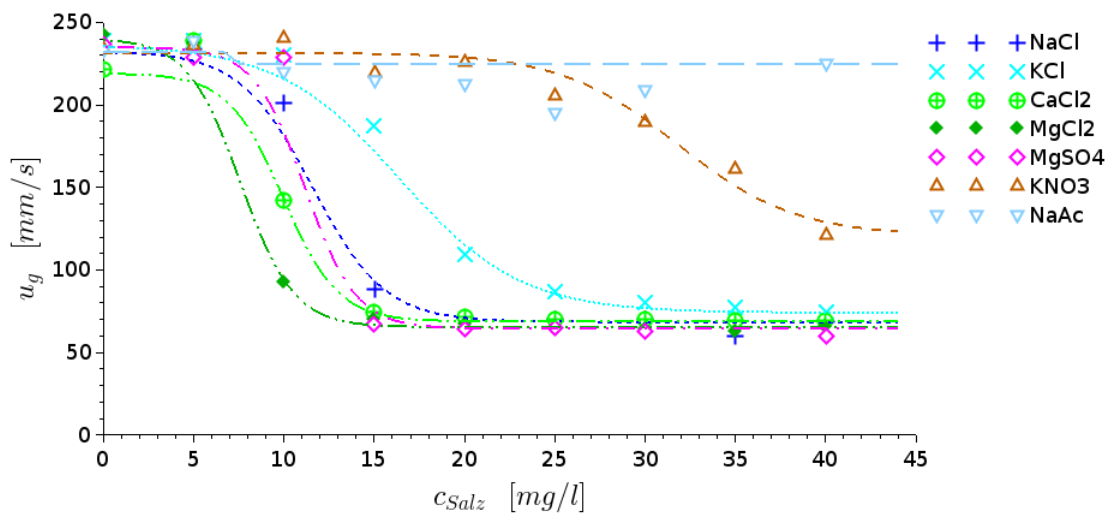


Abbildung 6.22: Mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g in der Blasenströmung des Laborteststandes bei unterschiedlichen Salzkonzentrationen und Salzarten unter konstanter Begasung mit Luft ($\dot{V}_{SA,g} = 200 \text{ l/h}$)

Damit beträgt die kleinste Aufstiegs­geschwindigkeit in Salzwasser nur etwa ein Fünftel des ursprünglichen Wertes in Trinkwasser (Abb. 6.22). Es wird damit auch für unterschiedliche Salzarten gezeigt, dass die mittlere Blasen­aufstiegs­geschwindigkeit mit steigender Salzkonzentration abnimmt. Hierzu ist in Abbildung 6.23 der funktionale Zusammenhang zwischen der Blasen­aufstiegs­geschwindigkeit und der mittleren Blasen­größe dargestellt.

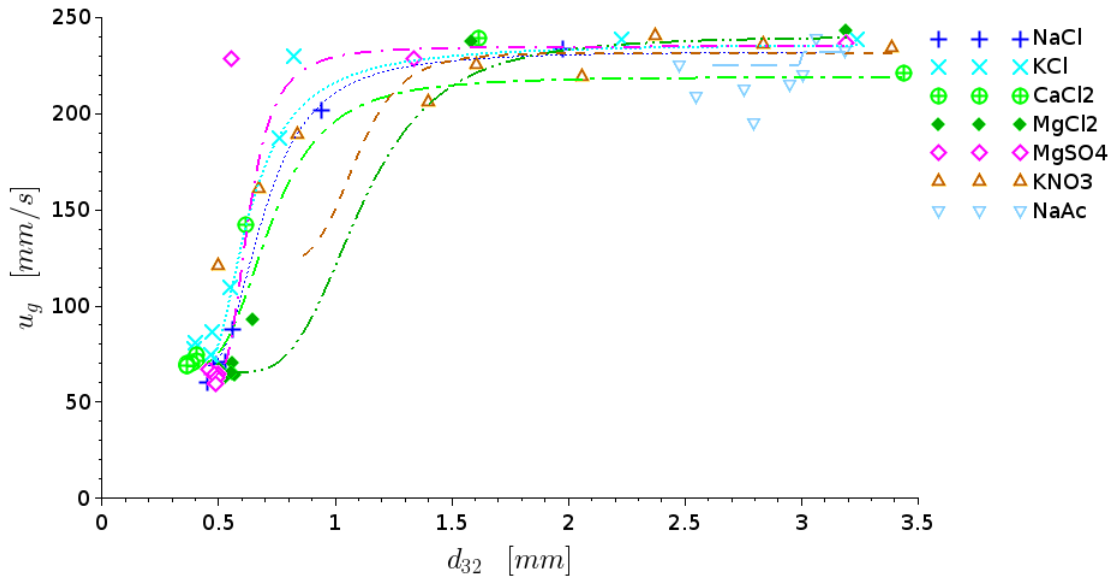


Abbildung 6.23: Mittlere Blasen­aufstiegs­geschwindigkeit u_g in der Blasen­strömung des Labor­test­standes in Ab­hän­gig­keit vom Sauter­durch­messer d_{32} der Blasen bei konstanter Be­gasung mit Luft ($\dot{V}_{SA,g} = 200 \text{ l/h}$)

Daraus lässt sich wie zuvor die Blasen­aufstiegs­funktion $F_{Bl}(d_{Bl})$ berechnen. Diese besitzt bei­spielsweise in Trinkwasser bei einer Blasen­größe von 3,5 mm einen Wert von 80 1/s. Mit einer Erhöhung der Natriumchlorid-Konzentration auf 20 g/l ändert sich der Wert der Blasen­aufstiegs­funktion bei einer Blasen­größe von 0,5 mm auf 100 1/s.

6.2 Abreicherung von SDS durch Flotation

Die Stofftransportvorgänge in Blasenströmungen werden bezüglich ihrer Qualität und Quantität durch die Konfiguration des verfahrenstechnischen Apparates, die beteiligten Substanzen und den am Apparat eingestellten Betriebszustand bestimmt (s. Abschnitt 2.2.2). Daher wurden an dem Technikumsteststand HL 500 mit dem Strahlapparat SA-T01, welcher eine repräsentative Bauform für Strahl-Kolonnenflotationsapparate zur Konditionierung von Wasserströmen darstellt, die Transportvorgänge in dem Flotationsbehälter aus der wässrigen Phase an die Phasengrenzfläche näher untersucht. Hierbei wurden durch Variation der Begasungsrate, der SDS-Konzentration und der NaCl-Konzentration Messdaten zum Betriebsverhalten des Flotationsapparates aufgenommen. Diese wurden zur Berechnung der Phasengrenzfläche und der Konzentrationsänderung während der Flotation verwendet. Die damit generierten Informationen dienen der Entwicklung von Methoden zur Berechnung der Anlagerung von oberflächenaktiven Substanzen an die Phasengrenzfläche und dem Austrag durch Schäumung. An dem Technikumsteststand wurde hierzu das mit einer definierten SDS-Konzentration beladene Wasser von dem Vorlagebehälter in den Flotationsbehälter gepumpt. Dort fließt es im Gegenstrom zur am Boden eingebrachten Blasenströmung nach unten und über eine Rohrleitung wieder zurück in den Vorlagebehälter (s. Abb. 4.1, Abb. 7.1). Durch die Erzeugung der Blasenströmung am Flüssigkeitsstrahlapparat wird eine Phasengrenzfläche bereitgestellt, an welcher sich die in der wässrigen Phase gelösten SDS-Moleküle anlagern. Hier ist zu beachten, dass der Stofftransport an die Phasengrenzfläche sowohl in der hochturbulenten Blasenströmung hinter dem Flüssigkeitsstrahlapparat als auch in der aufsteigenden Blasenströmung im Flotationsbehälter stattfindet.

Die Anlagerung von SDS hängt entsprechend der in Abschnitt 2.3.2 dargestellten Theorie hauptsächlich von der SDS-Konzentration, der Größe der Phasengrenzfläche und der Verweilzeit der gasförmigen und flüssigen Phase im Flotationsbehälter ab. Somit ergibt sich ein Stoffstrom aus der flüssigen Phase an die Phasengrenzfläche, welcher eine Abnahme der Konzentration in der flüssigen Phase und eine Anreicherung im erzeugten Schaum zur Folge hat. Der Schaum steigt bei den jeweiligen Experimenten aus dem Flotationsbehälter in den Schaumtopf und wird durch Überströmen ausgetragen. Dadurch sinkt bei den durchgeführten Batch-Experimenten die Konzentration in der wässrigen Phase mit zunehmender Flotationszeit. Damit kann die Abreicherung von SDS durch Anlagerung an die Phasengrenzfläche und anschließende Ausschäumung analog zu einer Abreaktion in einem Rührkessel betrachtet werden.

Für das jeweilige Experiment wurde ein definiertes Wasservolumen von 434,5 l in den Vorlage- und Flotationsbehälter eingefüllt, die Zirkulationsrate über den Volumenstrom zwischen Vorlage- und Flotationsbehälter auf einen Wert von $7,3 \text{ m}^3/\text{h}$ eingestellt und die Wasserhöhe in dem Flotationsbehälter auf einen Referenzwert von $h_{lev} = 1,15 \text{ m}$ gesetzt, sodass sich die Wasseroberfläche 150 mm unterhalb des unteren Endes des Schaumtopfes befindet. Der Schaumtopf, in welchem der Schaum aufsteigt, besitzt hierbei eine Höhe von 600 mm. Durch Einmischung einer entsprechenden Menge an SDS-Stammlösung mit einer Konzentration von 5 g/l wurde

eine für das jeweilige Experiment definierte SDS-Konzentration zwischen 2 und 10 mg/l eingestellt. Nach einer Mischzeit von 10 Minuten wurde das in dem Flotationsapparat zirkulierende Wasser mit einem definierten Luftvolumenstrom von 6 bis 14 m³/h begast.

6.2.1 Einfluss der Begasungsrate auf die Abreicherung von SDS

In einem ersten Schritt wurde der Einfluss des eingebrachten Luftvolumenstroms auf das Betriebsverhalten des Flotationsapparates und die Abreicherung von SDS durch den Stofftransport an die bereitgestellte Phasengrenzfläche untersucht. Hierzu wurde die Begasung über den Flüssigkeitsstrahlapparat SA-T01 durch Androsselung des Luftvolumenstromes bei einer konstanten SDS-Konzentration von c_{SDS} 5 mg/l in drei Experimenten auf einen Gasvolumenstrom von 14, 8 und 6 m³/h gesetzt. Durch die im Flotationsbehälter aufsteigende Blasenströmung ergibt sich entsprechend des eingebrachten Luftvolumenstroms ein Gasanteil, dessen Größe durch die mittlere Aufstiegsgeschwindigkeit der Blasen und damit deren Verweilzeit im Flotationsbehälter bestimmt wird.

Die in der wässrigen Phase gelösten SDS-Moleküle lagern sich an die im Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugte Phasengrenzfläche der Gasblasen an und bilden einen Film um diese. Dadurch wird die Koaleszenz in der Blasenströmung vermindert und die in den Flotationsbehälter einströmenden Blasen bleiben bedeutend kleiner als bei dem Gaseintrag in reinem Trinkwasser. Letztendlich erreichen die Blasen mit ihrer durch Anlagerung von SDS beladenen Phasengrenzfläche die Wasseroberfläche. Aufgrund der Menge der aufsteigenden Blasen und der damit an die Wasseroberfläche beförderten SDS-Moleküle wird eine intensive Schaumbildung erzeugt, durch welche die oberflächenaktive Substanz aus der wässrigen Lösung ausgetragen wird. Da der Schaum zum Teil wieder kondensiert, bildet sich eine Übergangszone zwischen wässriger Phase und Schaum aus. Dadurch kann die Höhe der Wasseroberfläche nicht mehr visuell bestimmt werden.

Wie bereits bei der Untersuchung der Blasenströmung ohne oberflächenaktive Substanzen, wird der Gasanteil an dem Gasanteilsensor (GAS) per Volumenexpansionsmethode über Messung der Höhendifferenz zwischen den beiden seitlich des Flotationsbehälters angebrachten Messröhren erfasst (Abb. 4.8). Aus diesem wird auf Basis des hydrostatischen Gleichgewichtes zwischen Messröhren und Flotationsbehälter die Füllhöhe der Blasensäule ($h_{Fb,lev}$) berechnet, welche sich ohne Schaum im Flotationsbehälter in Abhängigkeit der Größe des Gasanteils einstellen würde. Der gebildete Schaum steigt in dem Schaumrohr auf, sodass unter weiterer Kondensation von Blasen und einer damit in dem Schaumrohr auftretenden Schaumfraktionierung die oberflächenaktive Substanz in dem Schaum angereichert wird.

Durch die Abschäumung von SDS nimmt die Konzentration in der Lösung ab, bis die minimale Schäumungskonzentration erreicht wird und keine Schaumbildung mehr stattfindet. Wie schnell die SDS-Konzentration bei Vorgabe einer definierten Anfangskonzentration in Abhängigkeit der Begasungsrate abnimmt und wie hierbei der Gasanteil verläuft, wurde mit den im Folgenden dargestellten Experimenten untersucht.

Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$

Durch die Begasung bei dem maximalen Treibdruck von 1200 mbar an der Treibdüse und einem daraus resultierenden Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ ergibt sich ein mittleres Gas-/Flüssigkeits-Volumenstromverhältnis von 1,09 in der Blasenströmung hinter dem Strahlapparat und eine Gasleerrohrgeschwindigkeit von $20,1 \text{ mm/s}$ in dem Flotationsbehälter (Abb. 6.5, Abb. 6.25). Durch den Gaseintrag kommt es zu einer Schäumung, einem Stoffaustrag und einer damit einhergehenden Abreicherung von SDS. Das gelöste SDS kann jedoch nur bis zu einer minimalen Konzentration aus dem System ausgetragen werden, da hin zu sehr niedrigen OAS-Konzentrationen kein stabiler Schaum mehr gebildet werden kann [33].

Um herauszufinden, wie groß bei einem Abreicherungsversuch diese restliche Konzentration beziehungsweise die minimale Schäumungskonzentration der oberflächenaktiven Substanz SDS $c_{\text{OAS},\text{min}}$ ist, wurde in einem ersten Experiment bei sequentieller Einschaltung der Begasung mit maximalem Gasvolumenstrom ($14 \text{ m}^3/\text{h}$) die SDS-Konzentration sukzessive erhöht, bis eine stabile Schaumbildung und ein Schaumaustrag stattfand. Hierzu wurde SDS in Form einer Stammlösung in entsprechender Menge zugegeben, um die Konzentration in Schrittweiten von $0,2 \text{ mg/l}$ zu erhöhen.

Mit Zunahme der SDS-Konzentration ändert sich die Blasenform durch die Beladung der Phasengrenzfläche bis sich an der fünften Sequenz bei $1,0 \text{ mg/l}$ ($5 \times 0,2 \text{ mg/l}$) der erste stabile Schaum bildet. Der zur visuellen Begutachtung der Schäumungsintensität hinzugezogene Gasanteil ε_g wird per Volumenexpansionsmethode aus den gemessenen Höhen $h_{\text{GAS},1}$ und $h_{\text{GAS},2}$ berechnet (Abb. 6.24).

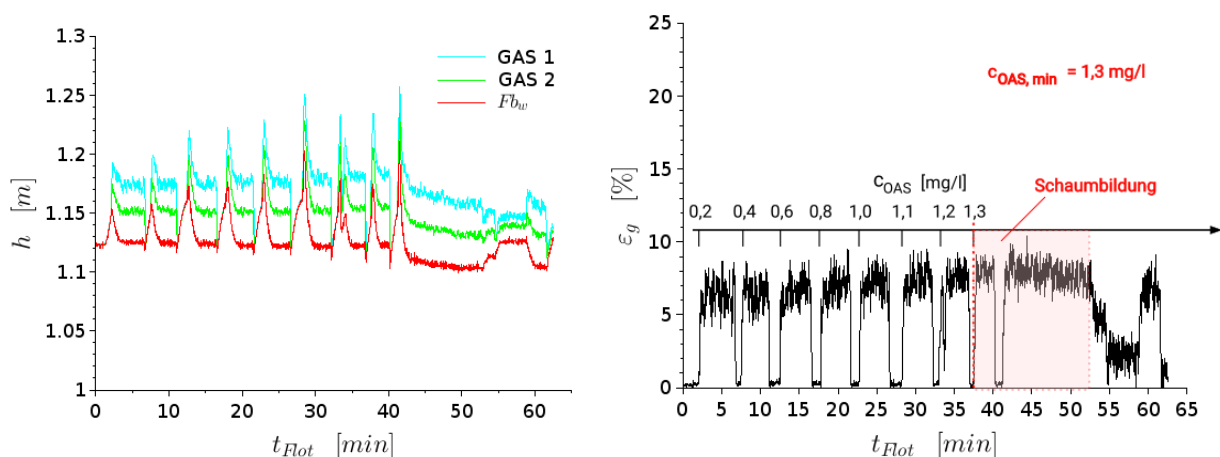


Abbildung 6.24: Gemessene Höhe h an Messröhren des Gasanteilsensors (GAS) und daraus berechneter Gasanteil ε_g bei schrittweiser Zugabe von SDS und sequentieller Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{\text{SA},g} = 14 \text{ m}^3/\text{h}$

Es ist zu beobachten, dass der Gasanteil ε_g mit steigender OAS-Konzentration leicht ansteigt. Dies ist auf eine minimale Änderung der Blasengröße und die dadurch veränderte Aufstiegs- geschwindigkeit des Blasenschwarmes zurückzuführen. Die Schaumkondensation ist bei einer

OAS-Konzentration von 1,0 mg/l jedoch noch größer als die Schaumbildung. Dadurch vermehrt sich die bei der Ausbildung der Phasengrenzfläche erzeugte Schaummenge nicht, sondern fällt nach Erreichen einer gleichmäßigen Blasenströmung in dem Flotationsbehälter wieder in sich zusammenfällt. Da ab einer OAS-Konzentration von 1,0 mg/l schon eine erste Schäumung eintrat, wurde ab hier die Konzentration nur noch in 0,1 mg/l-Schritten erhöht. Mit steigender Konzentration verstärkt sich die Schaumbildung weiter, sodass es ab einer Konzentration von 1,3 mg/l, also der vorletzten Sequenz ($t_{Flot} = 40 \text{ min}$), zu einer stabilen Schaumbildung kam und der Schaum in das Schaumrohr aufstieg. Daraufhin wurde die Begasung ausgestellt und dann ohne weitere Zugabe an SDS noch einmal eingeschaltet. Hierbei entwickelte sich noch einmal eine stabile Schaumbildung und es trat ein Schaumaustrag ($t_{Flot} = 40 \rightarrow 50 \text{ min}$) über die Kante des Schaumrohres auf.

Die somit bestimmte minimale Schäumungskonzentration $c_{oas,min}$ der oberflächenaktiven Substanz SDS ist bezüglich des hierbei auftretenden Gasanteils im Vergleich zu Trinkwasser durch eine leichte Erhöhung des Gasanteils von 8,5 auf 9,2 % gekennzeichnet. Damit ist durch Messung des Gasanteils eine Abschätzung der Restkonzentration an SDS am Ende des jeweiligen Experimentes möglich.

Im Anschluss daran wurde die Abreicherung von SDS bei gleichem Luftvolumenstrom und einer SDS-Anfangskonzentration von $c_{SDS} = 5 \text{ mg/l}$ durchgeführt. Der Verlauf des Luft- und des Wasservolumenstromes am Strahlapparat \dot{V}_{SA} und die daraus resultierende Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g in dem Flotationsbehälter ist in Abbildung 6.25 dargestellt.

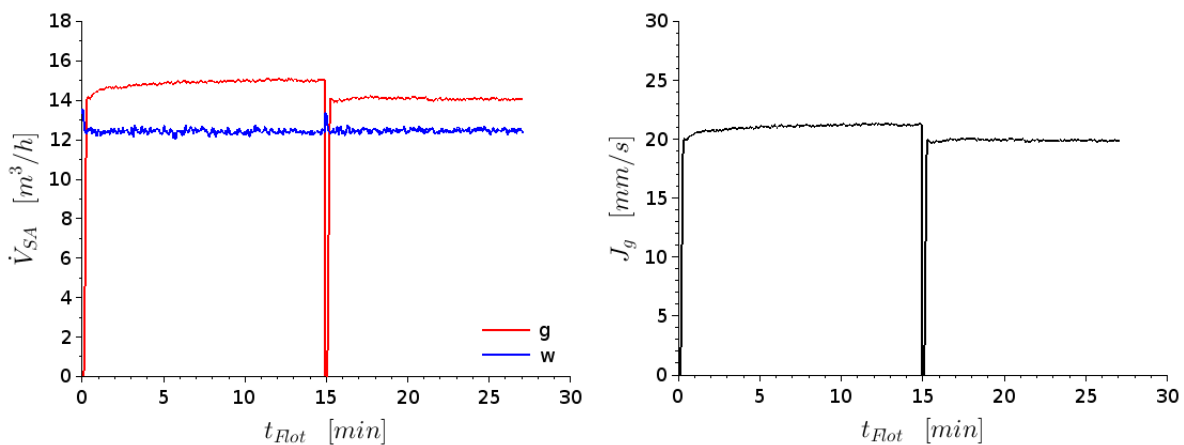


Abbildung 6.25: Wasser- und Luftvolumenstrom \dot{V}_{SA} am Flüssigkeitsstrahlapparat SA-T01 und daraus resultierende Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g während der Abreicherung von SDS einer Anfangskonzentration von $c_{SDS} = 5 \text{ mg/l}$ bei maximalem Treibdruck ($p_{TD} = 1200 \text{ mbar}$, $\dot{V}_{SA,g} = 14 \text{ m}^3/\text{h}$)

Der Luftvolumenstrom $\dot{V}_{SA,g}$ (rote Kurve) und analog die Gasleerrohrgeschwindigkeit steigt während des Experimentes leicht an, weil während der Abreicherung Wasser mit dem Schaum aus dem Flotationsbehälter ausgetragen wird und damit der hydrostatische Gegendruck für den Strahlapparat bei ansonsten gleichbleibenden Betriebsbedingungen leicht sinkt (Abb. 6.25).

Aus den kontinuierlich erfassten Messwerten $h_{GAS,1}$ und $h_{GAS,2}$ wird nach der Volumenexpansionsmethode (s. Abschnitt 4.3.2) der in Abb. 6.27 dargestellte Gasanteil berechnet. Zudem wird über den Gasanteilsensor aus den Messdaten die Füllhöhe $h_{Fb,lev}$ des Flotationsbehälters berechnet. Diese ist visuell nicht zu bestimmen, da bei der Schaumbildung der Übergang zwischen flüssiger Phase in die Schaumphase über einen Bereich stattfindet und somit keine feste Phasengrenze zur Bestimmung der Füllhöhe vorliegt.

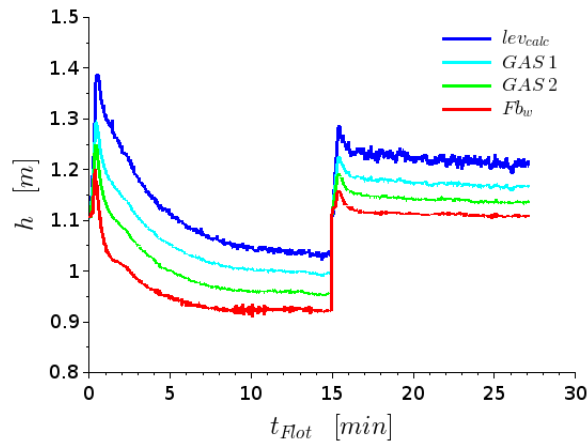


Abbildung 6.26: Gemessene Höhen am Gasanteilsensor des Flotationsbehälters während der Abreicherung von SDS bei einer Anfangskonzentration von 5 mg/l und einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 14 \text{ m}^3/\text{h}$

Zu Anfang des Experimentes steigt der Gasanteil ε_g unter Ausbildung der Blasenströmung bis zu einem Maximum an (Abb. 6.27, links). Korrespondierend hierzu ist zu diesem Zeitpunkt die Schaumbildung ebenfalls maximal. Dadurch steigt der Schaum schnell durch das Schaumrohr auf und fließt mit hohem Wasseranteil über die Kante des Schaumrohres in den Schaumtopf.

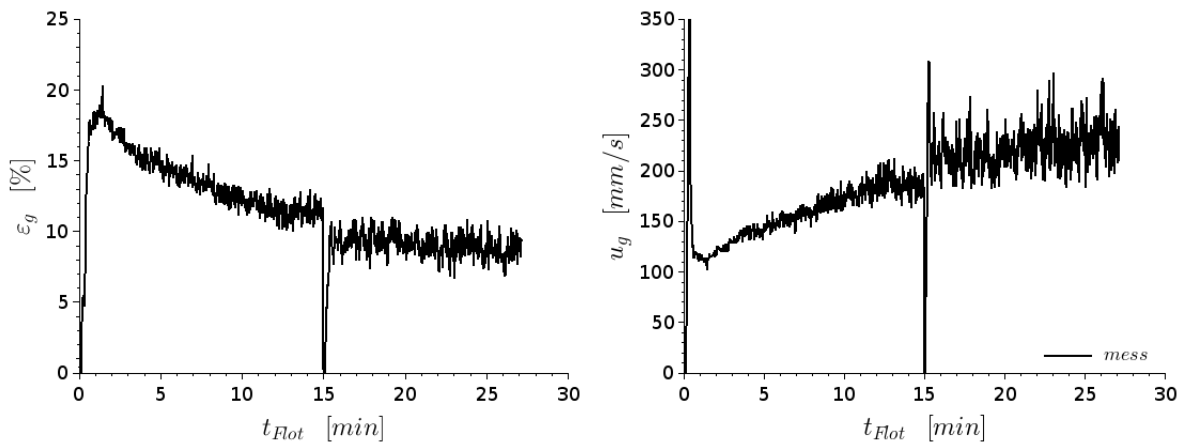


Abbildung 6.27: Berechneter Gasanteil ε_g (links) und mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g (rechts) während der Abreicherung von SDS bei einer Anfangskonzentration von 5 mg/l und einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 14 \text{ m}^3/\text{h}$

Mit zunehmender Flotationszeit t_{Flot} nimmt die SDS-Konzentration in der wässrigen Phase, die Intensität der Schaumbildung und damit auch die Feuchte des ausgetragenen Schaums ab. Durch die fallende SDS-Konzentration ist die Oberfläche der Blasen weniger mit SDS beladen, so dass eine stärkere Koaleszenz in der Blasenströmung auftritt. Dadurch steigt die Blasengröße an und der Gasanteil sinkt bis letztendlich zum Ende der Abreicherung bei $t_{Flot,E} = 14,9 \text{ min}$ (erster Versuchsabschnitt) ein konstanter Wert erreicht wird. Mit der steigenden Blasengröße steigt auch die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g von 100 auf etwa 200 mm/s (Abb. 6.27, rechts).

Zum Ende der Abreicherung findet kein weiterer Schaumaustrag statt und der Betriebszustand ändert sich nicht mehr. Wie beim Vergleich zwischen Abbildung 6.27 (links) und Abbildung 6.7 (Gasanteil bei Begasung von Trinkwasser) zu sehen, ist zum Ende des ersten Versuchsabschnitts bei gleicher Gasleerrohr geschwindigkeit der Gasanteil mit 12 % noch bedeutend größer als in Trinkwasser mit 8,2 % und auch größer als bei der minimalen Schäumungskonzentration mit 9,2 %. Zudem ist nach dem ersten Versuchsabschnitt die Blasengröße mit 2,5 mm noch bedeutend kleiner als in Trinkwasser ($d_{32} = 4,5 \text{ mm}$). Dies impliziert unter Einbeziehung der Daten zur Untersuchung der minimalen Schäumungskonzentration, dass zwar kein Schaumaustrag mehr stattfindet, die SDS-Konzentration jedoch noch größer als die minimale Schäumungskonzentration ist. Dieser Sachverhalt rührt zum Teil daher, dass es während des Schaumaustrages zu einem verhältnismäßig großen Wasserverlust von 98 Litern (22,6 % des Systemvolumens) gekommen ist, sodass die Wasserhöhe im Flotationsbehälter während des Experimentes um etwa 150 mm absank. Dies wird durch den zeitlichen Verlauf der Messung der hydrostatischen Wasserhöhe in dem Flotationsbehälter $h_{Fb,w}$ an dem Gasanteilsensor (GAS) deutlich (rote Kurve, Abb. 6.26).

Da die SDS-Konzentration entsprechend der vorherigen Betrachtung nach dem ersten Versuchsabschnitt noch über der minimalen Schäumungskonzentration liegt, wurde die Luftzufuhr kurz abgestellt und die Wasserhöhe in dem Flotationsbehälter durch leichtes Schließen des Rücklaufventils noch einmal auf den ursprünglichen Wert gesetzt. Bei nochmaligem Zuschalten des Luftstromes (zweiter Abschnitt der Kurven) steigt der Gasanteil wieder an und es kommt zu einer weiteren Schäumungsperiode mit einer Flotationszeit von $t_{Flot,segm2} = 12,1 \text{ min}$, jedoch mit bedeutend geringerer Intensität. Durch die Nachjustierung der Wasserhöhe in dem Flotationsbehälter entspricht der hydrostatische Druck wieder dem des Anfangswertes und der Gasanteil liegt zum Ende des zweiten Versuchsabschnitts im gleichen Größenbereich wie bei dem Experiment zur Bestimmung der minimalen Schäumungskonzentration ($\varepsilon_g \approx 9,0 \%$). Entsprechend kann zu diesem Zeitpunkt davon ausgegangen werden, dass die SDS-Konzentration im Flotationsbehälter in etwa der minimalen Schäumungskonzentration entspricht.

Aufgrund der geringen Schäumungsintensität im zweiten Versuchsabschnitt wird zudem davon ausgegangen, dass während dieser Flotationszeit nur noch eine sehr geringe Konzentrationsänderung in der wässrigen Phase auftritt. Für diese wurde eine Konzentrationsdifferenz von 0,2 mg/l angenommen. Damit beträgt die minimale Schäumungskonzentration

nach dem ersten Flotationsabschnitt etwa $1,5 \text{ mg/l}$. Nun kann die Konzentrationsänderung vom Beginn bis zum Ende des ersten Versuchsabschnittes (Segment 1) mit der Flotationszeit $t_{Flot,E} = t_{Flot,segm1} = 14,9 \text{ min}$ analog zu den Arbeiten von Puget et al. [7] unter Annahme einer Abreicherung erster Ordnung über eine Flotationsrate berechnet werden (Gl. 6.25, Gl. 2.38). Hierzu wurde die Flotationsrate R_F unter Verwendung der minimalen Schäumungskonzentration $c_{SDS,min}^* = 1,5 \text{ mg/l}$ nach Gleichung 6.24 berechnet und zur Bestimmung des Konzentrationsverlaufs über der Zeit in Gleichung 6.25 eingesetzt.

$$R_{F,14} = -\ln \left(\frac{c_{SDS}(t_{Flot,E}) - c_{SDS,min}^*}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min}^*} \right) / t_{Flot,E} \quad (6.24)$$

$$c_{SDS}(t_{Flot}) = (c_{SDS,0} - c_{SDS,min}^*) \cdot \exp(-R_{F,14} \cdot t_{Flot,E}) + c_{SDS,min}^* \quad (6.25)$$

Die SDS-Konzentration ändert sich bei Annahme einer exponentiellen Abreicherung nahe der Minimalkonzentration nur noch sehr langsam. Dies wird mathematisch über die Exponentialfunktion und die damit einhergehende asymptotische Annäherung an den Minimalwert ausgedrückt. Somit würde die minimale Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}^*$ erst nach unendlich langer Zeit erreicht. Daher wurde davon ausgegangen, dass die SDS-Konzentration nach Beendigung der Flotationszeit $t_{Flot,E}$ ein wenig über der minimalen Schäumungskonzentration liegt. Diese Konzentrationsdifferenz wurde mit einem Wert von $c_{detect} = 0,02 \text{ mg/l}$ abgeschätzt, sodass sie im Größenbereich eines Messfehlers liegt (Gl. 6.26).

$$c_{SDS}(t_{Flot,E}) = c_{SDS}(t_{Flot,1}) = c_{SDS,min}^* + c_{detect} = 1,52 \text{ mg/l} \quad (6.26)$$

$$R_{F,14} = -\ln \left(\frac{c_{detect}}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min}^*} \right) / t_{Flot,E} = -\ln \left(\frac{0,02}{3,5} \right) / 14,9 \text{ min} = 20,8 \text{ h}^{-1} \quad (6.27)$$

Damit besitzt die Flotationsrate $R_{F,14}$ bei Begasung mit der maximalen Gasleerrohrgeschwindigkeit $J_g = 20,1 \text{ mm/s}$ einen Wert von $20,8 \text{ h}^{-1}$. Mit dieser Flotationsrate kann nun der Verlauf der Konzentration über die Flotationszeit berechnet werden. Der daraus resultierende zeitliche Konzentrationsverlauf für den ersten Abschnitt des Experimentes (Segment 1) ist in Abbildung 6.28 dargestellt.

Die SDS-Konzentration nimmt demnach entlang der dunkelblauen Kurve ab bis bei $c_{SDS,min}^*$ kein weiterer Schaumaustrag mehr stattfindet. Durch das Erhöhen der Wassersäule und nochmalige Begasung wird noch eine kleine SDS-Menge per Schäumung ausgetragen (Segment 2, hellblaue Kurve), welche mit einer Konzentrationsdifferenz von $0,2 \text{ mg/l}$ abgeschätzt wurde. Zum Ende des Experimentes wird damit die minimale Schäumungskonzentration von $1,3 \text{ mg/l}$ erreicht, wobei das zweite Segment (segm 2, durch Verwendung einer angepassten Exponentialfunktion) lediglich zur Visualisierung des groben Konzentrationsverlaufs dargestellt wurde.

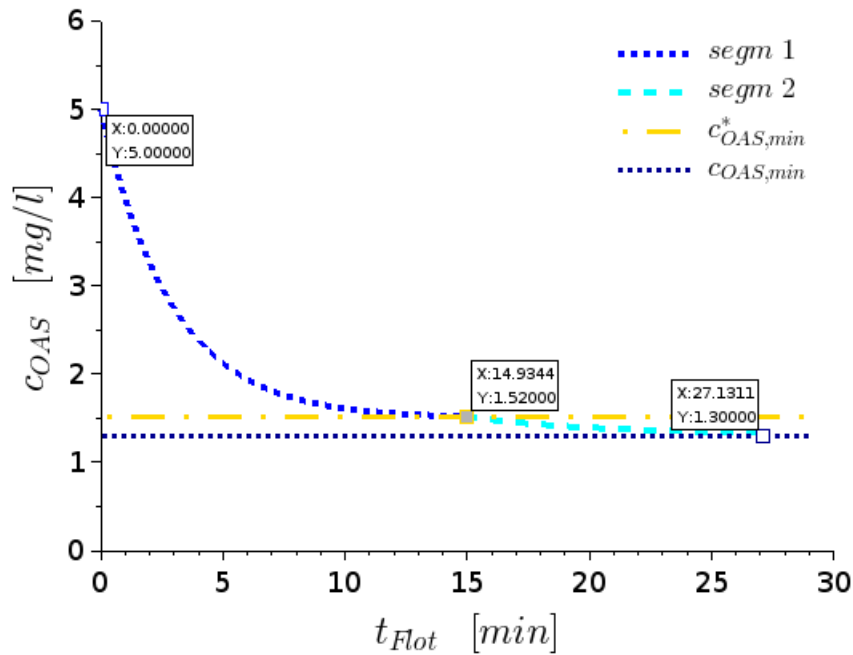


Abbildung 6.28: Berechneter Verlauf der SDS-Konzentration c_{OAS} während des Experimentes zur Abreicherung von SDS bei einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 14 \text{ m}^3/\text{h}$ mit zwei Versuchsabschnitten (Segment 1, Segment 2)

Um mehrere Experimente bezüglich des Konzentrationsintervalls und der zur Abreicherung auf eine definierte SDS-Konzentration vergleichen zu können, wurde eine zusätzliche Flotationsrate $R_{F,14,ref}$ berechnet (Gl. 6.28). Diese bezieht sich auf die minimale Schäumungskonzentration $c_{SDS,min} = 1,3 \text{ mg/l}$ und ist daher definitionsgemäß kleiner als die Flotationsrate, die mit der korrigierten Minimalkonzentration berechnet wurde.

$$R_{F,14,ref} = -\ln\left(\frac{c_{SDS}(t_{Flot,E}) - c_{SDS,min}}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min}}\right) / t_{Flot,E} = 11,36 \text{ h}^{-1} \quad (6.28)$$

Der proportionale Zusammenhang zwischen SDS-Konzentration (Abb. 6.28) und dem Gasanteil (Abb. 6.27) ist aus der Abnahme des Gasanteils mit sinkender SDS-Konzentration und zudem durch Vergleich des Gasanteils zwischen dem Abreicherungs-Experiment (unter Anwesenheit von SDS) und den Begasungs-Experimenten (ohne SDS) ersichtlich.

Die Größe des gemessenen Gasanteils wird neben der Gasleerrohrgeschwindigkeit von der Blasengröße und der daraus resultierenden mittleren Blasenauftiegs geschwindigkeit des Blasen schwarmes bestimmt. Aus den experimentell ermittelten Daten kann damit aus dem Verlauf des Gasanteils die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit des Blasen schwarmes in Abhängigkeit der SDS-Konzentration berechnet werden. So ergibt sich für den ersten Teil des Abreicherungs- Experimentes bei einem Gasanteil zwischen 11 bis 19 % eine mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit zwischen 100 bis 190 mm/s (Abb. 6.27, Abb. 6.29). Die zu Beginn des Experimentes auftretenden Anlaufeffekte bei der Ausbildung der Blasenströmung in dem Flotationsbehälter sind von dieser Betrachtung ausgenommen.

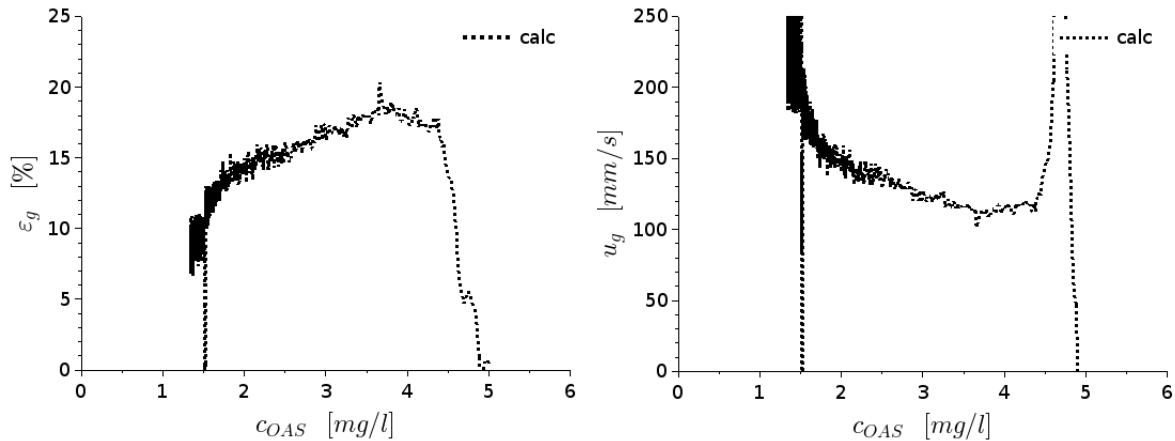


Abbildung 6.29: Berechneter Verlauf des Gasanteils ε_g und der mittleren Blasenauftiegs- geschwindigkeit u_g als Funktion der SDS-Konzentration c_{OAS} während der Abreicherung von SDS durch Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 14 \text{ m}^3/\text{h}$

Aus dem Verlauf der Blasenauftiegs- geschwindigkeit können Rückschlüsse auf die Änderung des Blasendurchmessers während der Abreicherung gezogen werden, da dieser den Blasenauftiegs neben der Hydrodynamik in dem Flotationsbehälter hauptsächlich beeinflusst. Daraus resultiert auch der Umstand, dass sich die Größe der Phasengrenzfläche im Laufe des Abrei- cherungsexperimentes mit steigender Blasengröße und fallendem Gasanteil verkleinert.

Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$

Analog zu dem vorherigen Experiment ist in diesem Abschnitt die Abreicherung von SDS bei der gleichen Anfangskonzentration von 5 mg/l aber bei einem kleineren Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$ dargestellt. Aus dem Volumenstrom ergibt sich eine Gasleerohrgeschwindigkeit von $J_g = 11,3 \text{ mm/s}$ (Abb. 6.30). Nach einer Flotationsdauer von 15,3 Minuten erreicht der Gasanteil einen konstanten Wert von $7,5 \%$.

Dieser Wert liegt $3,5 \%$ über dem Gasanteil bei gleichem Luftvolumenstrom in Trinkwasser (Abb. 6.9). Somit kann auch hier davon ausgegangen werden, dass sich noch eine Restkonzentration an SDS im Flotationsbehälter befindet, die größer ist als die minimale Schäumungs- konzentration.

Daher wurde auch hier wieder der Luftstrom kurz abgestellt, der Wasserstand auf den ur- sprünglichen Wert erhöht und dann mit maximalem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ ($J_g = 20,1 \text{ mm/s}$) begast, bis kein weiterer Schaumaustrag mehr stattfand (Abb. 6.30). In einer ersten Abschätzung kann davon ausgegangen werden, dass die SDS-Konzentration während des Experimentes von der Anfangskonzentration $c_{SDS,init} = 5,0 \text{ mg/l}$ auf die minimale Schäu- mungskonzentration $c_{SDS,min} = 1,3 \text{ mg/l}$ abnimmt. Für die Berechnung des zeitlichen Verlaufes ist jedoch die Kenntnis der SDS-Konzentration nach dem ersten Versuchsabschnitt, also nach der Flotationszeit $t_{Flot,segm1} = 15,3 \text{ min}$ notwendig. Diese wurde wie beim vorherigen Experiment auf einen Wert von $1,5 \text{ mg/l}$ geschätzt.

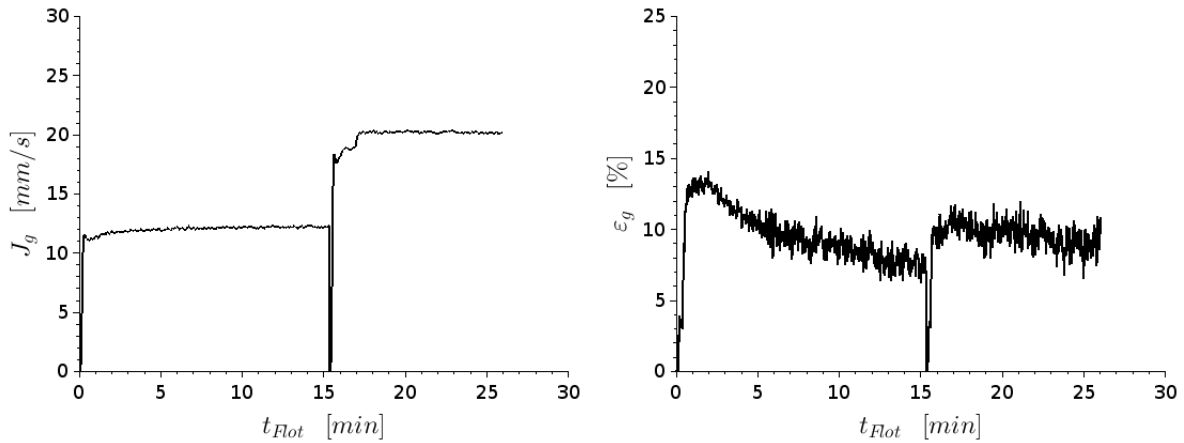


Abbildung 6.30: Gasrohrgeschwindigkeit J_g und Gasanteil ε_g während der Abreicherung einer SDS-Anfangskonzentration von $c_{SDS} = 5 \text{ mg/l}$ durch Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$ im ersten Segment; danach Erhöhung auf $14 \text{ m}^3/\text{h}$ zur Abreicherung von SDS auf die minimale Schäumungskonzentration

Der zweite Versuchsabschnitt dauert im Vergleich zum vorherigen Experiment nur 10,7 Minuten (1,3 Minuten kürzer), der Gasanteil fiel jedoch in dieser Zeitspanne mehr als bei dem vorherigen Experiment (von 11 auf 9 %).

Im Folgenden wurde nach der gleichen Methode wie zuvor der Verlauf der SDS-Konzentration während des Experimentes berechnet. Hierzu wird die Flotationsrate nach Gl. 6.29 berechnet. Die Flotationsrate ist nach dieser groben Berechnung etwas kleiner als bei dem Experiment mit dem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$. Gleichzeitig trat durch die kleinere Begasungsrate, keine so intensive Schaumbildung auf, sodass der Wasserverlust durch den ausgetragenen Schaum mit 68 Litern (15,6 % des Gesamtvolumens) bedeutend kleiner war.

$$R_{F,8} = -\ln\left(\frac{c_{detect}}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min}^*}\right) / t_{Flot,E} = -\ln\left(\frac{0,02}{3,5}\right) / 15,3 \text{ min} = 20,3 \text{ h}^{-1} \quad (6.29)$$

Bei diesem Experiment wurde zusätzlich zur Aufzeichnung des Gasanteils die Änderung der Blasengröße während der Flotationszeit untersucht. In einem Zeitintervall von zwei Minuten wurde jeweils ein Bild der Blasenströmung an dem Schauglas des Flotationsbehälters mit Messstrecke per Photographie aufgezeichnet und die Projektionsflächen von 35 bis 45 Blasen zur Berechnung des Sauterdurchmessers d_{32} ausgewertet. Es zeigte sich, dass mit zunehmender Flotationszeit und damit fallender SDS-Konzentration der Sauterdurchmesser zunimmt (Abb. 6.31, links). Aus den Messdaten ergibt sich für die einzelne Blase eine statistische Wahrscheinlichkeit (probability), die entsprechend einer Blasengrößenverteilung in der blauen Kurve dargestellt ist (Abb. 6.31, rechts).

Nach zwei Minuten Flotation beträgt der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung $0,94 \text{ mm}$ und die Standardabweichung beträgt $\pm 0,17 \text{ mm}$. Analog hierzu wurde der Verlauf des Sau-

terdurchmessers an den weiteren Zeitpunkten bis zum Ende des Versuchs bestimmt. Es ist zu beobachten, dass zwischen der $t_6 = 12$ min und $t_8 = 16$ min der Sauterdurchmesser zwar weiterhin zunimmt, jedoch die Blasengröße auch unregelmäßiger wird. Dies wirkt sich in einer Verbreiterung der Blasengrößenverteilung aus ($t_8 = 16$ min, hellblaue Kurve). In diesem Zeitbereich endet auch der erste Versuchsabschnitt, ab welchem nur noch eine sehr kleine Menge an SDS ausgetragen wird.

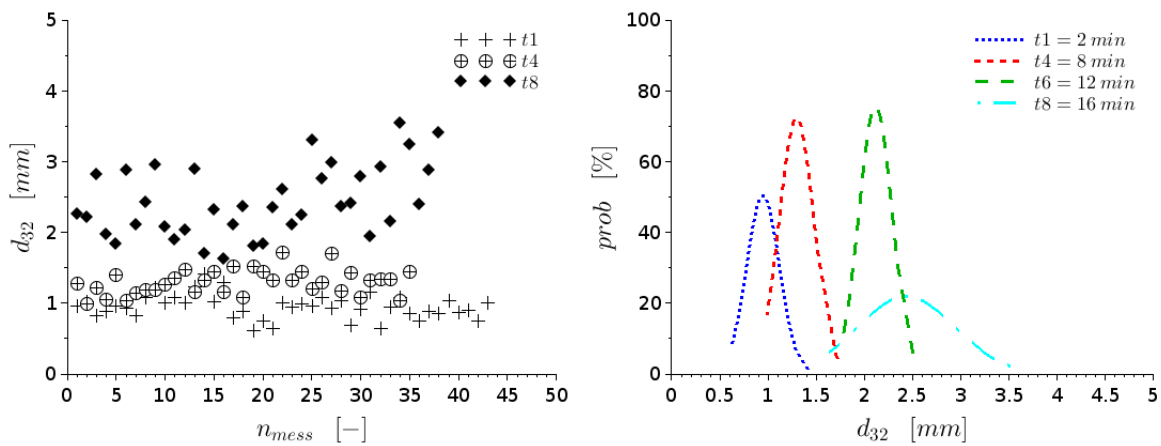


Abbildung 6.31: Gemessene Blasengrößen d_{BI} in der Messstrecke des Flotationsbehälters zur Bestimmung des Sauterdurchmessers d_{32} anhand Photographie (links) und Blasengrößenverteilung zu mehreren Zeitpunkten (rechts) während der Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$

Damit weist auch die Veränderung des Sauterdurchmessers und der Blasengrößenverteilung auf das Erreichen der minimalen Schäumungskonzentration hin. Der damit ermittelte Anstieg der Blasengröße über der Zeit wurde jeweils mit einer least-square gefitteten Sigmoid-Funktion für den ersten Abschnitt (segm 1), den zweiten Abschnitt (segm 2) und den Gesamtverlauf (fit-lsq) approximiert (Abb. 6.32).

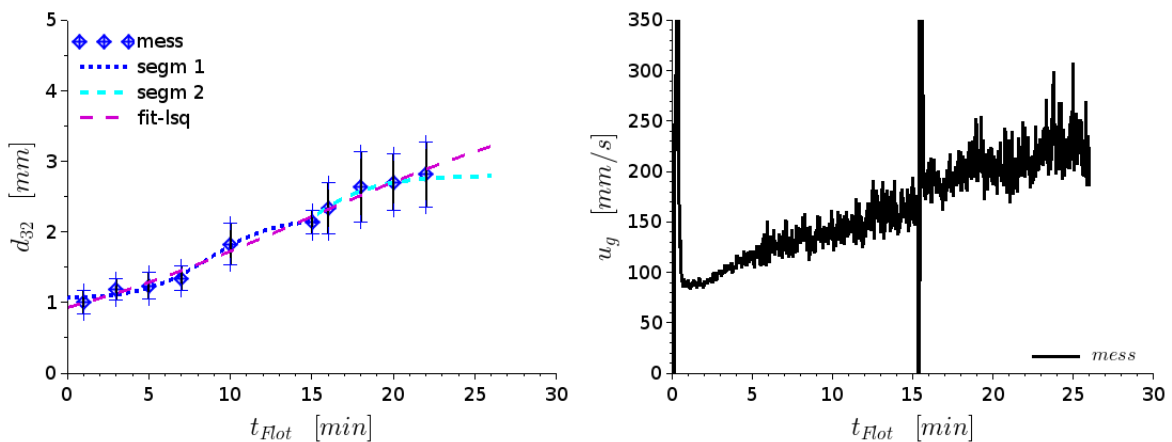


Abbildung 6.32: Sauterdurchmesser d_{32} und mittlere Blasenaufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g als Funktion der Flotationsdauer t_{Flot} während der Abreicherung von SDS

Mit steigender Blasengröße und fallendem Gasanteil steigt letztendlich auch die aus dem Gasanteil berechnete mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g des Blasenschwarmes, so dass anhand der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} die funktionale Beziehung zwischen beiden Parametern betrachtet werden kann (Gl. 6.30, Abb. 6.33).

$$u_g(d_{32}) = \frac{J_g}{\varepsilon_g(d_{32})} = f(d_{32}) = F_{Bl}(d_{32}) \cdot d_{32} \quad (6.30)$$

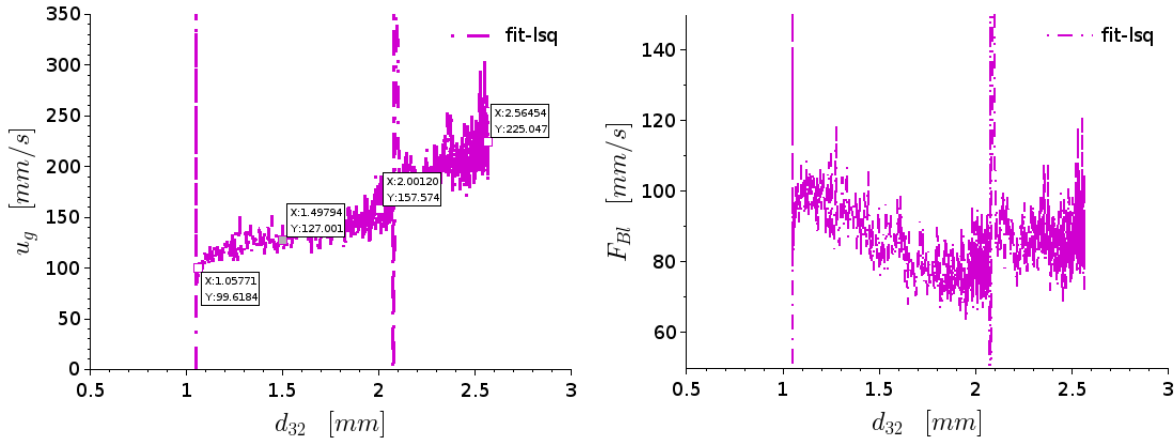


Abbildung 6.33: Berechnete Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g und Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} als Funktion des Sauterdurchmessers d_{32} während der Abreicherung von SDS

Aufgrund des in Gl. 6.31 dargestellten Zusammenhangs lässt sich damit bei definierter Gasleerrohr geschwindigkeit J_g durch Messung des Gasanteils ε_g und des Sauterdurchmessers d_{32} unter Verwendung der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b berechnen. Dies ist insbesondere für Flotationsapparate interessant, da die Flussdichte der Phasengrenzfläche als wichtiger Auslegungsparameter bei der Berechnung der Austragskinetik angesehen wird (Gl. 6.31).

$$S_b = J_g \cdot a_g = J_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = u_g \cdot \varepsilon_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = 6 \cdot F_{Bl}(d_{32}) \cdot \varepsilon_g \quad (6.31)$$

Zudem kann mit diesem Parameter die Größe des Phasengrenzflächen-Flusses \dot{A}_{PhG} durch den Behälter, beziehungsweise die in dem Flotationsbehälter vorliegende Phasengrenzfläche A_{PhG} berechnet werden (Gl. 6.32, Gl. 6.33).

$$\dot{A}_{PhG} = S_b \cdot A_{Fb} \quad (6.32)$$

$$A_{PhG} = \dot{A}_{PhG} \cdot t_{vz,g} = S_b \cdot A_{Fb} \cdot \frac{h_{Fb,BS}}{u_g} = J_g \cdot \frac{6}{d_{32}} \cdot A_{Fb} \cdot \frac{h_{Fb,BS}}{F_{Bl} \cdot d_{32}} \quad (6.33)$$

Die Gleichung 6.33 belegt, dass der Sauterdurchmesser der Blasen im Quadrat in die Berechnung der Phasengrenzfläche eingeht und eine Verkleinerung des Sauterdurchmessers eine wesentliche Vergrößerung der Phasengrenzfläche zur Folge hat.

In Abbildung 6.34 ist auf Basis des über die Flotationsrate abgeschätzten Konzentrationsverlaufs von SDS während des Abreicherungs-Experimentes der Sauterdurchmesser d_{32} als Funktion der SDS-Konzentration c_{OAS} aufgezeichnet. Mit Bezug zur Blasenströmung in Trinkwasser (TW) ohne SDS, wo der Sauterdurchmesser bei ähnlichen Betriebsbedingungen etwa 4,5 mm beträgt, wurden die Messwerte mit einer Least-Square-Methode auf Basis folgender Sigmoid-Funktion gefittet (Gl. 6.34). Damit steht die funktionale Beziehung zwischen OAS-Konzentration und Sauterdurchmesser in einer groben Approximation zur Verfügung. Dieser belegt, dass durch das SDS die Koaleszenz der Blasen in der Blasenströmung gehemmt wird und der Sauterdurchmesser mit abnehmender OAS-Konzentration zunimmt.

$$d_{32,lsq} = p_{lsq,1} + p_{lsq,2} \cdot \text{sig}(c_{OAS} \cdot p_{lsq,3} + p_{lsq,4}) \quad (6.34)$$

$$p_{lsq,TW} = [1,05 \text{ mm}; 3,9 \text{ mm}; -5,2 \text{ l/mg}; 4,2]$$

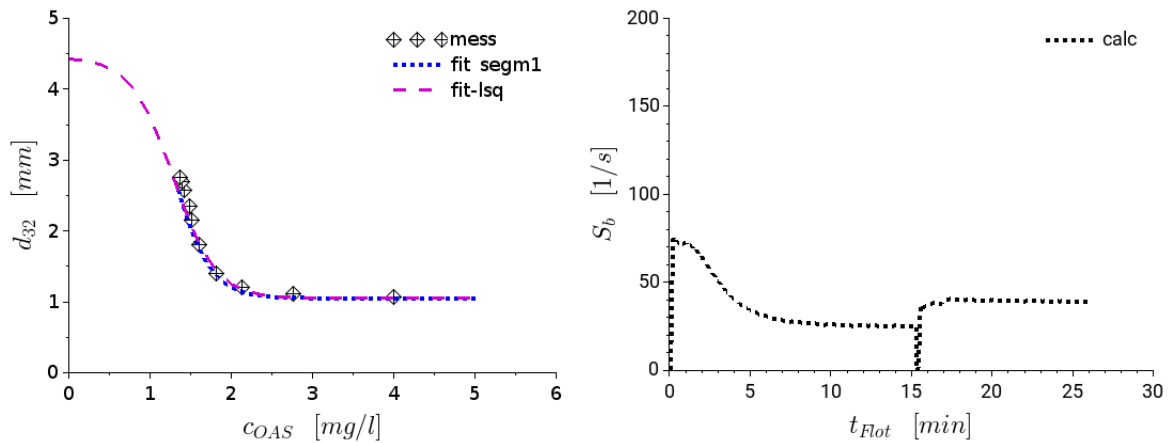


Abbildung 6.34: Sauterdurchmesser d_{32} als Funktion der über die Flotationsrate abgeschätzten SDS-Konzentration c_{OAS} (links); Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b bei Abreicherung von SDS als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 8 \text{ m}^3/\text{h}$ (segm 1) und anschließender Erhöhung auf $14 \text{ m}^3/\text{h}$ (segm 2, rechts);

Entsprechend ändert sich auch der dadurch zu berechnende Verlauf der Flussdichte der Phasengrenzfläche während des Abreicherungs-Experimentes (Abb. 6.34, rechts). Dies ist für die Betrachtung des Stofftransportes während der Flotation wesentlich, da sich mit einer Änderung der Phasengrenzfläche auch die Austragskinetik ändert.

Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$

Bei der Abreicherung von SDS durch Begasung mit einem Volumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$ findet ebenfalls ein Stoffaustrag durch Schäumung bis auf ein für den Luftvolumenstrom spezifisches Minimum statt. Der Gasanteil ändert sich mit fortschreitender Flotationszeit immer weniger bis bei der Flotationszeit $t_{\text{Flot,segm1}} = 18,2 \text{ min}$ der Gasanteil auf einem festen Wert bleibt (Abb. 6.35).

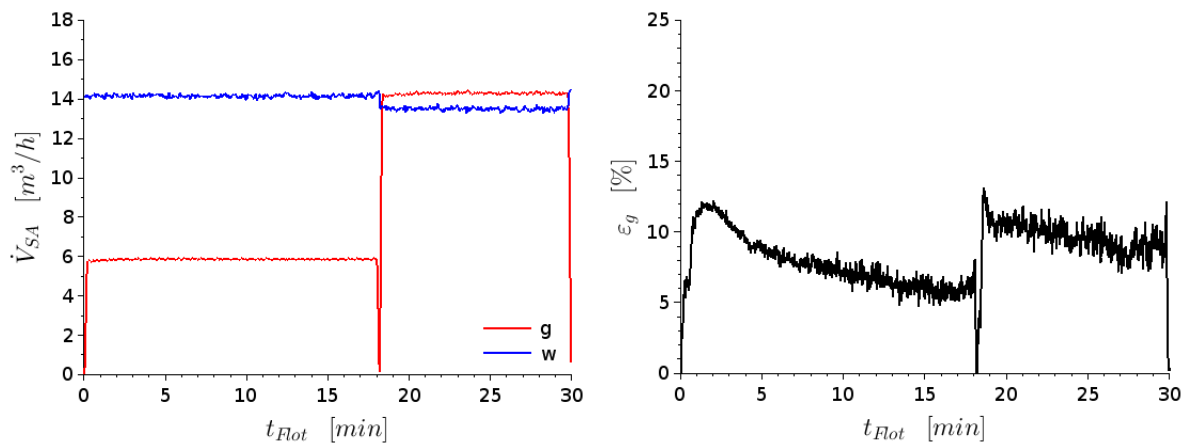


Abbildung 6.35: Volumenstrom von Luft und Wasser am Strahlapparat \dot{V}_{SA} (links) und Gasanteil ε_g (rechts) bei Abreicherung von SDS als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} ($\dot{V}_{SA,g} = 6 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 14 \text{ m}^3/\text{h}$)

Im Anschluss daran wurde, wie zuvor, der Luftvolumenstrom auf den maximalen Wert von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ eingestellt und die Flotationsdauer des zweiten Versuchsabschnitts aufgezeichnet. Diese betrug $t_{\text{Flot,segm2}} = 11,8 \text{ min}$, sodass zum Ende des Experimentes ein Gasanteil von $9,2\%$ vorlag. Damit kann auch hier in einer ersten Abschätzung davon ausgegangen werden, dass die minimale Schäumungskonzentration $c_{OAS,min} = 1,3 \text{ mg/l}$ erreicht wurde (Abb. 6.36).

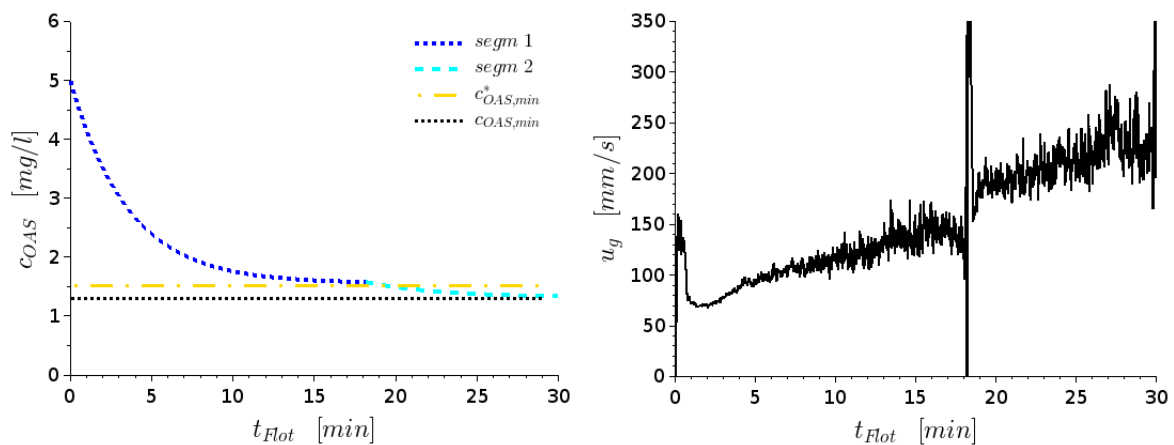


Abbildung 6.36: Berechnete Änderung der SDS-Konzentration c_{OAS} (links) und mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit des Blasenschwarmes u_g (rechts) als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} während der Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom mit $6 \text{ m}^3/\text{h}$ (segm 1) und $14 \text{ m}^3/\text{h}$ (segm 2)

Für den Zeitpunkt nach dem ersten Versuchsabschnitt ($t_{Flot,segm1}$) wurde analog zu den vorherigen Experimenten die minimale Schäumungskonzentration auf $c_{SDS,min}^* = 1,5 \text{ mg/l}$ gesetzt. Somit konnte über die daraus resultierende Flotationsrate $R_{F,6}$ der zeitliche Verlauf der SDS-Konzentration während der Abreicherung von SDS abgeschätzt werden (Abb. 6.36, links).

$$R_{F,6} = -\ln\left(\frac{c_{SDS}(t_{Flot,E}) - c_{SDS,min}}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min}}\right) / 18,2 \text{ min} = 17,02 \text{ h}^{-1} \quad (6.35)$$

Die berechnete Blasenauftiegs geschwindigkeit des Blasenschwarmes steigt mit zunehmender Flotationsdauer t_{Flot} und belegt damit einen Anstieg der mittleren Blasengröße in der Blasenströmung (6.36, rechts). Während der Abreicherung tritt durch den Schaumaustrag ein Wasserverlust von 56,8 Litern auf. Dieser ist wiederum kleiner als bei der Abreicherung mit einem Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$. Dies belegt, dass mit der Größe des eingetragenen Luftvolumenstroms die Intensität der Schäumung und damit die ausgetragene Schaummenge ansteigt.

6.2.2 Verlauf der SDS-Konzentration während der Abreicherung

Die Änderung der SDS-Konzentration in Abhängigkeit der Flotationsdauer wurde für die bisherigen Abreicherungsexperimente anhand der bekannten Randbedingungen berechnet. Die Anfangskonzentration wurde durch Anmischen einer definierten Sollkonzentration festgelegt. Die Endkonzentration der Experimente wurde auf Basis der experimentell ermittelten minimalen Schäumungskonzentration und der Betrachtung des hierbei auftretenden Gasanteils abgeschätzt. Damit ist der berechnete Verlauf der SDS-Konzentration nur relativ grob zu bestimmen. Dies wurde jedoch so durchgeführt, da der Messfehler bei einer SDS-Konzentration zwischen 5 und 0 mg/l mit den zur Verfügung stehenden Methoden relativ groß ist. Der zur Messung der SDS-Konzentration eingesetzte CN-Analyser besitzt in diesem Konzentrationsbereich für die Messung von SDS in Trinkwasser eine Messgenauigkeit von $\pm 0,5 \text{ mg/l}$, sodass bei der minimalen Schäumungskonzentration der relative Fehler bei bis zu 38 % liegt.

Daher wurde die Anfangskonzentration des Batch-Experimentes zur Messung der Konzentrationsänderung während der Abreicherung auf einen Wert von 10 mg/l erhöht. Das Abreicherungsexperiment wurde mit dem kleinsten zuvor untersuchten Luftvolumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$ durchgeführt, damit die Schäumungsintensität nicht zu groß ist und die Abreicherung nicht zu schnell stattfindet, sodass genügend Zeit für mehrere Probenahmen bleibt. Während des Experimentes wurden die Proben am Boden des Flotationsbehälters abgezogen, kühl gestellt und anschließend in dem CN-Analyser gemessen.

Der Gasanteil wurde ebenfalls aufgenommen, konnte jedoch nicht über die gesamte Länge des Experimentes messtechnisch erfasst werden (Abb. 6.37). Dies ist darauf zurückzuführen, dass der Füllstand in dem Flotationsbehälter durch die starke Schaumbildung und den großen Schaumaustrag stark absank und gleichzeitig ein großer Gasanteil in dem Flotationsbehälter vorlag, sodass der Level in der Messröhre des GAS sehr niedrig war. Daher reichte der Mess-

bereich des Ultraschallsensors nach $t_{Flot} = 8 \text{ min}$ nicht mehr aus, um den Füllstand zu messen. Das Signal blieb danach konstant auf dem tiefsten Wert und der Gasanteil konnte damit nicht mehr korrekt berechnet werden.

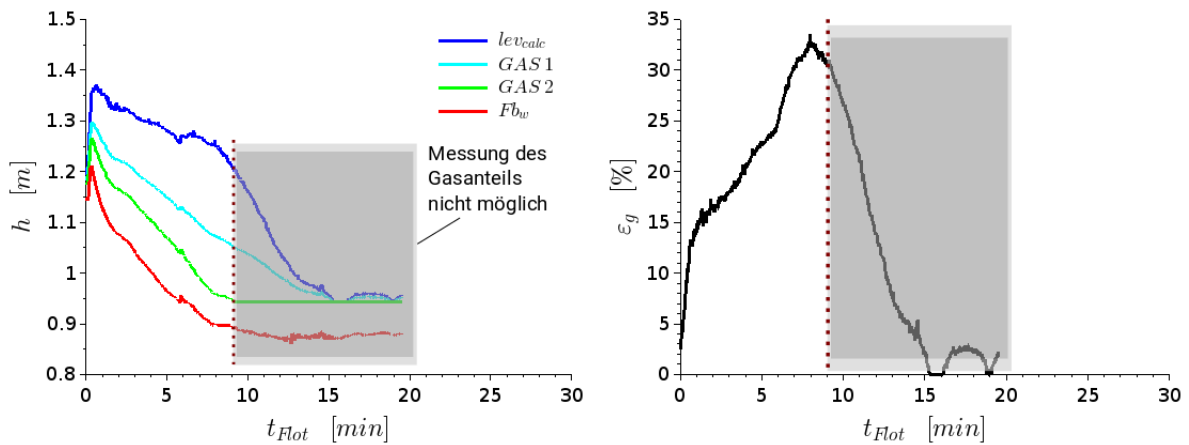


Abbildung 6.37: Gemessene Höhen am Gasanteilsensor (links) und Gasanteil ε_g als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} (rechts) während Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$

Damit ergibt sich aus der Gasleerrohrgeschwindigkeit, welche durch den starken Schaumauswurf und das Absinken des Wasserspiegels während des Experimentes leicht stieg, die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit. Die berechneten Werte des Gasanteilsensors sind bis zum Zeitpunkt nutzbar, ab welchem der Gasanteilsensor nicht mehr funktionierte (Abb. 6.38).

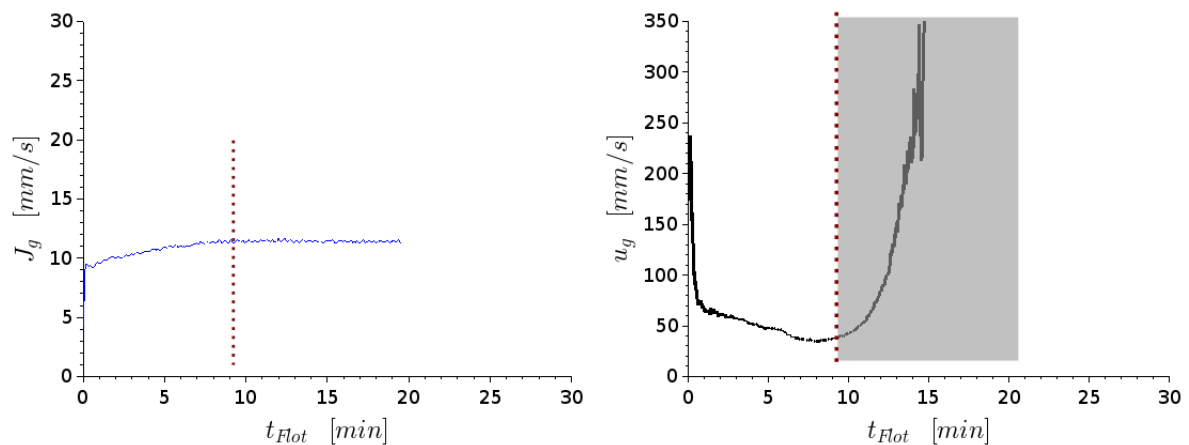


Abbildung 6.38: Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g (links) und mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g (rechts) als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei Abreicherung von 10 mg/l SDS mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 6 \text{ m}^3/\text{h}$

Schon ab 3 Minuten Flotationszeit betrug die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit weniger als 50 mm/s . Dies indiziert, dass der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung bedeutend kleiner ist als in dem vorangegangenen Experiment, in welchem nur eine initiale SDS-Konzentration

von 5 mg/l abgereichert wurde. Dort betrug nämlich die minimale Aufstiegs-
 geschwindigkeit 70 mm/s. Die Messwerte der während des Experimentes
 genommenen Proben sind in Abbildung 6.39 als Funktion der Flotationszeit
 aufgetragen. Die Konzentration nimmt bis auf einen Minimalwert von 3,5 mg/l
 ab. Dies bedeutet, dass die SDS-Konzentration in diesem Experiment noch
 etwa 2,0 mg/l größer ist als die minimale Schäumungskonzentration bei den
 vorherigen Experimenten. Dieser Unterschied kann durch die starke Abnahme
 der Füllhöhe des Flotationsbehälters und die damit einhergehende Störung
 der Schaumbildung durch den am Flotationsbehälter unter dem Schaumtopf
 eintretenden Wasserstrom hervorgerufen werden.

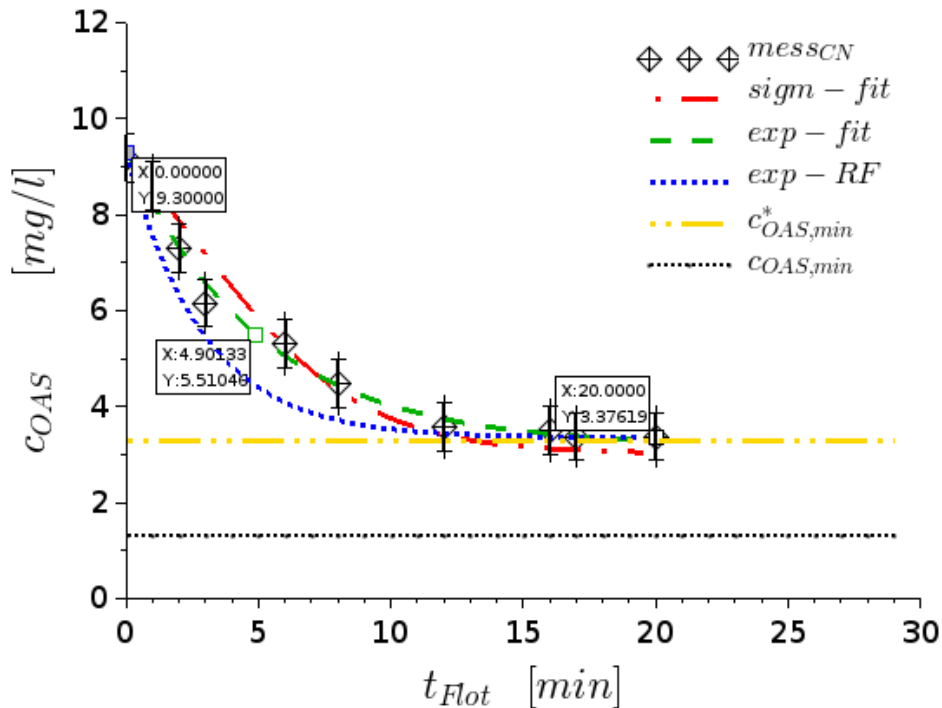


Abbildung 6.39: SDS-Konzentration c_{OAS} als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} während der Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 6 \text{ m}^3/\text{h}$ ($mess_{CN}$ = Messwerte an CN-Analyzer; sigm-fit = lsq-fitting mit Sigmoid-Funktion; exp-fit = lsq-fitting mit Exponential-Funktion; exp-RF = Exponential-Funktion mit Flotationsrate $R_{F,6}$)

Aus dem gemessenen Verlauf der SDS-Konzentration ist abzulesen, dass die Konzentrationsänderung näherungsweise einer exponentiellen Funktion folgt. Folglich kann durch Verwendung einer nach Gleichung 6.36 angepassten Flotationsrate $R_{F,6}$, die eine Exponentialfunktion mit festen Fitting-Parametern darstellt, die Konzentration berechnet werden (blaue Kurve, Gl. 6.37).

$$R_{F,6} = \frac{-\ln\left(\frac{c_{SDS}(t_{Flot,E}) - c_{SDS,min}^*}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min}^*}\right)}{t_{Flot,E}} = \frac{-\ln\left(\frac{3,4 - 3,38}{9,3 - 3,38}\right)}{19,5 \text{ min}} = 17,51 \text{ h}^{-1} \quad (6.36)$$

$$c_{SDS,6,RF}(t) = (c_{SDS,0} - c_{SDS,6,E}) \cdot \exp(-R_{F,6} \cdot t_{Flot}) + c_{SDS,6,E} \quad (6.37)$$

Der Konzentrationsverlauf wurde zusätzlich über eine mit Least-Square-Methode gefittete Exponential-Funktion (grüne Kurve) und eine Sigmoid-Funktion (rote Kurve) approximiert. Es zeigt sich, dass der Verlauf der SDS-Konzentration mit der verwendeten Exponentialfunktion am Genauesten approximiert werden kann (Gl. 6.38).

$$c_{SDS,6,fit}(t) = p_{exp,1} \cdot \exp(-p_{exp,2} \cdot t_{Flot}) + p_{exp,3} \quad (6.38)$$
$$p_{exp,1} = 6,15 \frac{mg}{l}; \quad p_{exp,2} = 10,8 h^{-1}; \quad p_{exp,3} = 3,165 \frac{mg}{l}$$

6.2.3 Einfluss der NaCl-Konzentration auf die Abreicherung

Strahl-Kolonnenflotationsapparate werden häufig zur Begasung und Aufreinigung von Prozesswasser in der Aquakultur eingesetzt, da durch die Flotation die dort auftretenden Stoffströme, in welchen organischen Reststoffe gelöst und als feine Partikel im Mikrometer-Bereich vorliegen, bis auf Konzentrationen unter 100 mg/l TOC gereinigt werden können [50, 95]. Insbesondere in Salzwasseranwendungen der Aquakultur, ist der Betrieb von Strahlflotationsapparaten aufgrund eines geringen Wartungsbedarfs und einer effizienten Gasverteilung vorteilhaft. Zudem wird die Koaleszenz in der erzeugten Blasenströmung durch die Salzionen gehemmt, sodass die Blasen im Größenbereich von 0,5 bis 1,0 mm bleiben und damit für den Austrag oberflächenaktiver Substanzen und Partikel eine bedeutend größere Phasengrenzfläche als in Süßwasseranwendungen zur Verfügung steht. Dieser Sachverhalt wird in sogenannten RAS (recirculating aquaculture systems (engl.: rezirkulierende Aquakultursysteme) genutzt, um während des Betriebs anfallende Frachten aus dem Prozesswasser auszutragen.

Mit der Verhinderung der Koaleszenz und der daraus resultierenden kleineren Blasengröße in dem Flotationsbehälter ergibt sich dort mit einer kleineren Blasenauftstiegsgeschwindigkeit und größeren Verweilzeit ein größerer Gasanteil (Abschnitt 6.1.2). Dadurch ist schon vorauszusehen, dass die Schaumbildung bei gleicher SDS-Konzentration unter Zugabe von Salz intensiviert wird. Um diesen Effekt auf die erzeugte Blasenströmung und den hierbei auftretenden Stofftransport zu untersuchen, wurde exemplarisch die Abreicherung von SDS in Salzwasser mit einer NaCl-Konzentration von 20 g/l untersucht. Der Gasanteil und die Blasengröße in Abhängigkeit der Salzkonzentration ist für die Begasung ohne oberflächenaktive Substanzen aus vorherigen Experimenten zur Koaleszenz bei Verwendung des Flüssigkeitsstrahlapparates SA-T01 bekannt. Daher kann der Einfluss von SDS auf die Blasenströmung bei Vorlage einer definierten SDS-Konzentration bewertet werden.

Bestimmung der minimalen Schäumungskonzentration

Aus dem vorherigen Abschnitt zur Abreicherung von SDS in Trinkwasser ist bekannt, dass die minimale Schäumungskonzentration über die Größe des Gasanteils bestimmt werden kann. Entsprechend wurde auch in Salzwasser einer NaCl-Konzentration von 20 g/l die minimale

Schäumungskonzentration ermittelt. Da die Schäumung ansonsten zu stark wäre, wurde die Begasung nur auf einen Luftvolumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$ eingestellt. Die SDS-Konzentration wurde in $0,2 \text{ mg/l}$ -Schritten erhöht. Nach der dritten Zugabe gab es beim Anfahren der Begasung schon eine erste leichte Bildung von Schaum, der jedoch direkt wieder zusammenfiel. Daraufhin wurde die SDS-Konzentration nur noch um $0,1 \text{ mg/l}$ erhöht, bei welcher nach Begasung eine stabile Schaumbildung einsetzte und ein Schaumaustrag stattfand. Daraus ergibt sich in Salzwasser einer NaCl-Konzentration von 20 g/l eine minimale Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$ von $0,7 \text{ mg/l}$ (Abb. 6.40).

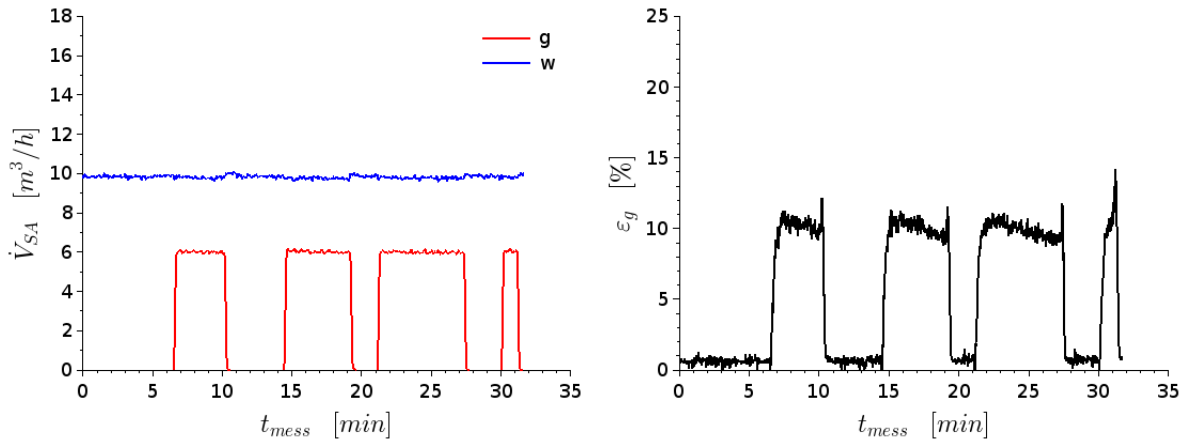


Abbildung 6.40: Luft- und Wasservolumenstrom am Strahlapparat \dot{V}_{SA} (links) und Gasanteil ε_g in Flotationsbehälter (rechts) bei schrittweiser Zugabe von SDS ($3 \times 0,2 \text{ mg/l}$; $1 \times 0,1 \text{ mg/l}$) zur Bestimmung der minimalen Schäumungskonzentration in Salzwasser einer NaCl-Konzentration von 20 g/l bei einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 6 \text{ m}^3/\text{h}$

Variation des Luftvolumenstromes

Im Anschluss daran wurde die Abreicherung von SDS bei Vorlage einer Konzentration von 2 mg/l bei Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 6 \text{ m}^3/\text{h}$ untersucht. Es ergibt sich eine Flotationszeit von $12,7 \text{ min}$. Da der Gasanteil mit $9,8 \%$ nur $0,2 \%$ von dem Gasanteil bei der minimalen Schäumungskonzentration abweicht, ist davon auszugehen, dass diese erreicht wird und die Abweichung im Fehlerbereich der Messung liegt (Abb. 6.41).

Durch Anhebung des Luftvolumenstromes auf den Maximalwert von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ wird nun zudem überprüft, ob es wie in den vorherigen Experimenten mit Trinkwasser zu einer weiteren Schäumung und einer eventuellen Abnahme der SDS-Konzentration kommt. Eine Schäumung tritt zwar auf, diese dauert jedoch lediglich $2,5 \text{ Minuten}$ an und hat bei geringer Intensität der Schaumbildung nur eine Abnahme des Gasanteils von 2% zur Folge. Daher wird davon ausgegangen, dass die minimale Schäumungskonzentration bei einem Luftvolumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$ mit $0,7 \text{ mg/l}$ nur unwesentlich größer ist, als bei dem maximalen Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$. Bei diesem Experiment wurde zudem der Sauterdurchmesser d_{32} der Blasenströmung im Flotationsbehälter zu Anfang und Ende des Experimentes bestimmt. Er nimmt mit der Flotationszeit und fallender SDS-Konzentration von $0,3$ auf $0,5 \text{ mm}$ zu (Abb. 6.42).

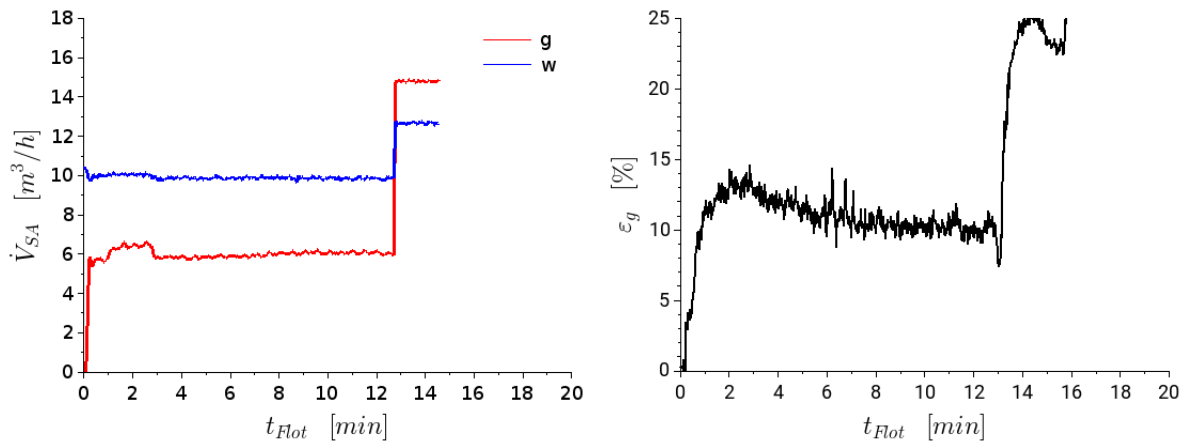


Abbildung 6.41: Luft- und Wasservolumenstrom am Strahlapparat \dot{V}_{SA} (links) und Gasanteil ϵ_g in Flotationsbehälter (rechts) als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei der Abreicherung von 2 mg/l SDS in Salzwasser mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 6 m^3/h$; Erhöhung des Volumenstromes auf $14 m^3/h$ nach Ende des Stoffaustrages im ersten Abschnitt

In Analogie zur Messung in Trinkwasser wurde der Verlauf des Sauterdurchmessers als Funktion der OAS-Konzentration mit einer Sigmoid-Funktion angepasst. Auf Basis der in Trinkwasser ermittelten Sigmoid-Funktion wurden zur Berechnung des funktionalen Zusammenhangs in Salzwasser (SW) nur die Fitting-Parameter $p_{lsq,SW}$ per Least-square-Methode angepasst (Gl. 6.34). Daraus lässt sich dann der Verlauf der Blasengröße in Abhängigkeit der SDS-Konzentration berechnen.

$$p_{lsq,SW} = [0,3 \text{ mm}; 0,4 \text{ mm}; -2,0 \text{ l/mg}; 2,0]$$

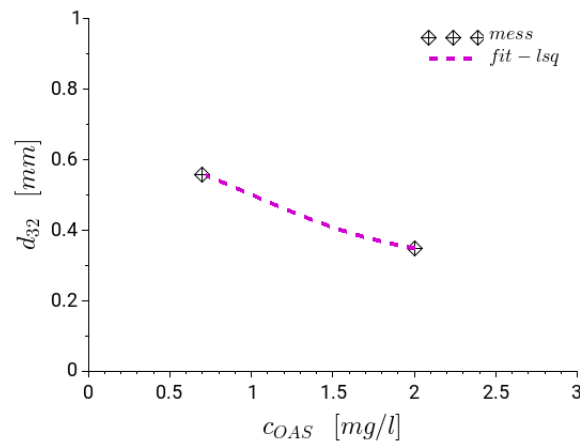


Abbildung 6.42: Änderung des Sauterdurchmessers d_{32} als Funktion der SDS-Konzentration c_{OAS} bei Abreicherung von SDS in Salzwasser von 2 mg/l auf 0,7 mg/l

Um den Einfluss der Gasleerrohrgeschwindigkeit zu untersuchen, wurde bei gleicher SDS-Anfangskonzentration von 2 mg/l die Abreicherung mit einem Luftvolumenstrom von $8 m^3/h$ durchgeführt. Hierbei kam es über einen Zeitraum von 11,1 min zu einer Schäumung, wobei der Gasanteil mit fallender SDS-Konzentration sank (Abb. 6.43). Dies deutet auf eine leichte Zu-

nahme des Sauterdurchmessers während der Abreicherung hin. Die minimale Schäumungskonzentration wurde in Salzwasser nur für einen Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 6 \text{ m}^3/\text{h}$ ermittelt. Aufgrund der nur geringen Restschäumung bei einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 8 \text{ m}^3/\text{h}$ (im zweiten Versuchsabschnitt) ist davon auszugehen, dass auch hier die minimale Schäumungskonzentration nicht viel niedriger ist, als der experimentell ermittelte Wert. Daher wird dieser Wert in einer ersten Näherung als minimale Schäumungskonzentration zur Berechnung der Flotationsrate eingesetzt.

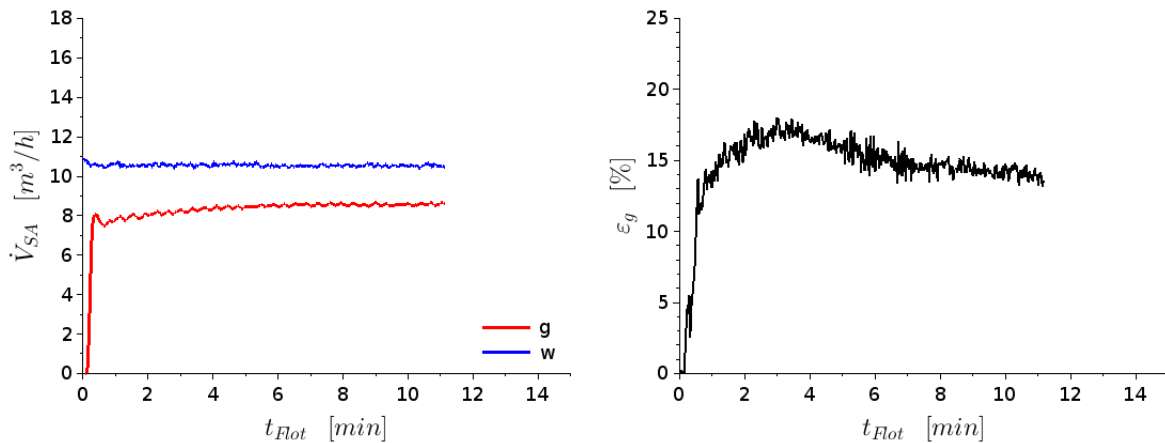


Abbildung 6.43: Luft- und Wasservolumenstrom am Strahlapparat \dot{V}_{SA} (links) und Gasanteil ε_g (rechts) als Funktion der Flotationszeit bei der Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von $\dot{V}_{SA,g} = 8 \text{ m}^3/\text{h}$ ($c_{SDS,0} = 2 \text{ mg/l}$, $c_{NaCl} = 20 \text{ g/l}$)

Demnach wird durch Abreicherung mit einem Luftvolumenstrom von $8 \text{ m}^3/\text{h}$ die minimale Schäumungskonzentration 1,4 Minuten früher als bei dem Experiment mit $6 \text{ m}^3/\text{h}$ erreicht (siehe Tab. 6.2).

Aus dem Gasanteil lässt sich für die Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $6 \text{ m}^3/\text{h}$ und $8 \text{ m}^3/\text{h}$ die Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes berechnen. Diese liegt für beide Experimente zwischen 60 und 90 mm/s, so dass davon ausgegangen werden kann, dass der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung bei der Begasung mit $8 \text{ m}^3/\text{h}$ ebenfalls zwischen 0,7 und 0,4 mm liegt (Abb. 6.44).

6.3 Betriebsbedingungen bei der Abreicherung von SDS

Der Betriebszustand des untersuchten Flotationsapparates ändert sich in Abhängigkeit des eingetragenen Luftvolumenstromes, der Art und der Konzentration der in der Flüssigkeit befindlichen Substanzen und der Verteilung der durch die Blasenströmung bereitgestellten Phasengrenzfläche. Bei den durchgeführten Experimenten hat sich gezeigt, dass im Satzbetrieb bei gegebenem Luftvolumenstrom und daraus resultierender Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g mit der Abnahme der SDS-Konzentration eine Änderung der Abreicherungsgeschwindigkeit und damit des Stofftransportes aus der flüssigen Phase zur Phasengrenzfläche stattfindet.

Dies ist insbesondere aus der Betrachtung des Sauterdurchmessers d_{32} und des von diesem beeinflussten Gasanteils ε_g ersichtlich. Aus diesen beiden Parametern lässt sich die mittlere Blasenauftiegs­geschwindigkeit u_g , die Blasenauftiegsfunktion $F_{Bl}(d_{32})$ und die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b berechnen. Diese stellen damit charakteristischen Parameter dar, anhand deren Größe und Verlauf die Funktionsweise der Flotation beurteilt werden kann. Zur Darstellung dieses Zusammenhangs sind in den Abbildungen 6.44, 6.45 und 6.46 für vier unterschiedliche Betriebsbedingungen die Verläufe der zuvor beschriebenen Parameter während der Abreicherung von SDS als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} dargestellt. Die einzelnen Abreicherungsexperimente unterscheiden sich bezüglich des eingetragenen Luftvolumenstromes, der in dem Prozesswasser vorliegenden NaCl-Konzentration und der SDS-Konzentration zu Anfang des Experimentes.

Der eingetragene Luftvolumenstrom liegt bei 6, 8 und 14 m³/h und die NaCl-Konzentration bei 0 und 20 g/l NaCl. Die Salzkonzentration beeinflusst die Blasengröße durch Inhibierung der Koaleszenz, sodass bei den Experimenten mit Salz (hellgrüne und braune Kurve) wegen dem kleineren Blasendurchmesser die Blasenauftiegs­geschwindigkeit u_g bedeutend kleiner ist als in Trinkwasser (blaue und dunkelgrüne Kurve). Daher wird bei gleichem Luftvolumenstrom ein größerer Gasanteil ε_g in dem Flotationsbehälter erzeugt (hell- und dunkelgrüne Kurve, Abb. 6.44).

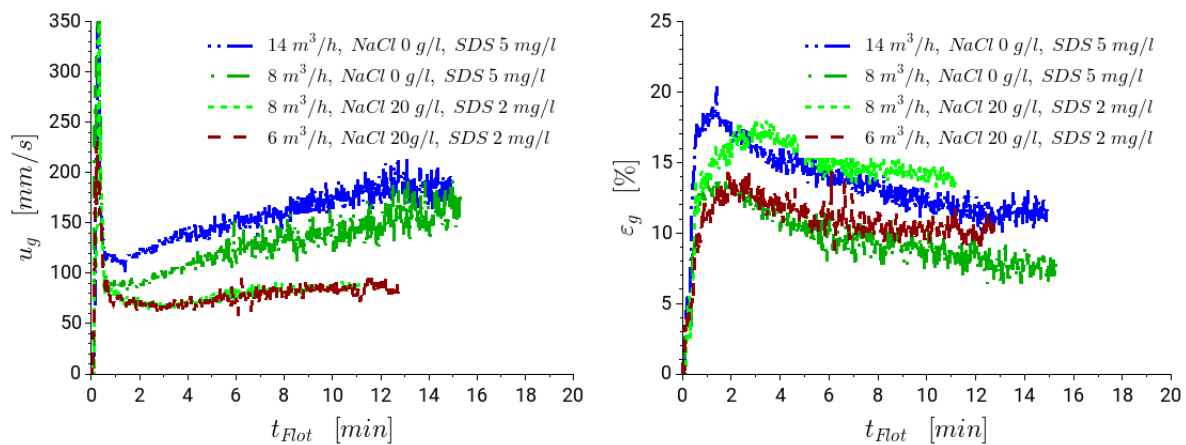


Abbildung 6.44: Verlauf von mittlerer Blasenauftiegs­geschwindigkeit u_g (links) und Gasanteil ε_g (rechts) für vier unterschiedliche Betriebsbedingungen als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei Abreicherung von SDS

Die mittlere Blasenauftiegs­geschwindigkeit errechnet sich aus dem Gasanteil und verhält sich entgegengesetzt proportional zu diesem (Gl. 6.2). Daher steigt die mittlere Blasenauftiegs­geschwindigkeit mit zunehmender Flotationszeit, abnehmender SDS-Konzentration und dadurch steigender Blasengröße in Trinkwasser (0 g/l NaCl) von 85 auf 170 mm/s an. Im Falle der Abreicherungsexperimente in Salzwasser ist zusätzlich erkennbar, dass die Blasenauftiegs­geschwindigkeit während der Abreicherung nur in geringem Maße (von 70 auf 85 mm/s) ansteigt. Aufgrund seiner funktionalen Abhängigkeit von der Blasengröße und der Blasenauftiegs­geschwindigkeit wird der per Volumenexpansionsmethode direkt gemessene Gasanteil durch Salz-

und SDS-Konzentration stark beeinflusst und lässt damit während der Flotation einen Rückschluss auf die momentan in der wässrigen Phase vorliegende OAS-Konzentration und spezifische Phasengrenzfläche a_r zu. Dies ist insbesondere möglich, nachdem der funktionale Zusammenhang zwischen Sauterdurchmesser d_{32} und Blasenauftiegsfunktion durch die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} hergestellt wurde. Diese kann anhand der aus den Messdaten ermittelten Fitting-Funktionen zwischen Blasengröße und berechneter OAS-Konzentration berechnet werden und nimmt in den jeweiligen Experimenten mit zunehmender Flotationszeit t_{Flot} und steigendem Sauterdurchmesser ab (Abb. 6.45). Der Wertebereich der Blasenauftiegsfunktion liegt bei der Flotation in Salzwasser zwischen 140 und 300 1/s und bei der Flotation in Trinkwasser zwischen 60 und 140 1/s.

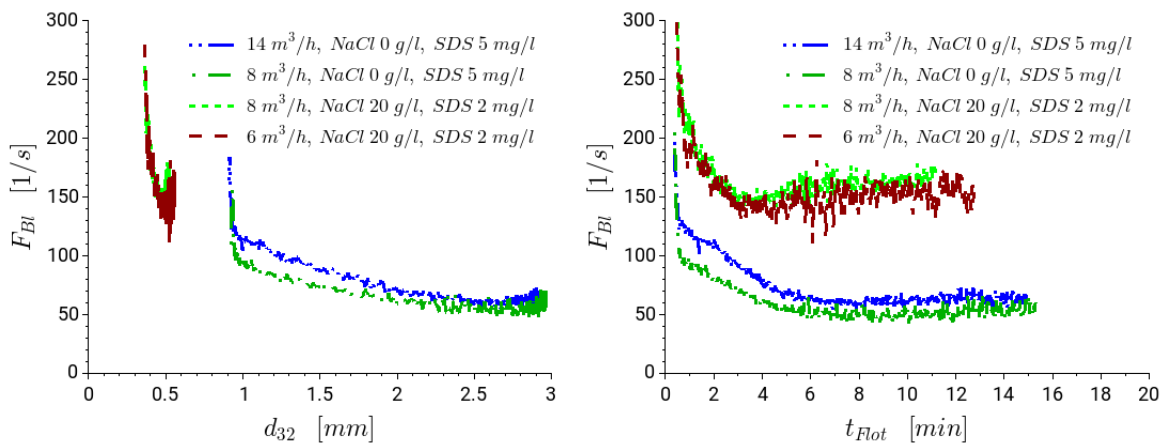


Abbildung 6.45: funktionaler Zusammenhang zwischen Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} und Sauterdurchmesser d_{32} (links) und daraus resultierender Verlauf der Blasenauftiegsfunktion in Abhängigkeit der Flotationszeit t_{Flot} während Abreicherung von SDS (rechts)

Damit lässt sich die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b und deren Verlauf über der Flotationszeit berechnen (Abb. 6.46, links). Da der Zusammenhang zwischen Gasanteil und Flussdichte der Phasengrenzfläche charakteristisch für den Betriebszustand des Flotationsapparates ist und über die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} berechnet werden kann, wurde dieser in Abbildung 6.46 (rechts) aufgezeichnet. Es ist erkennbar, dass die einzelnen Experimente mit ihrem aus Gasleerrohrgeschwindigkeit und Salzkonzentration resultierenden Gasanteil einzelne Zonen in dem Diagramm belegen. Die Datenpunkte beim Anlaufvorgang in der ersten Minute des jeweiligen Experiments wurden aufgrund der sich erst ausbildenden Blasenströmung und der Übersichtlichkeit halber ausgeklammert. Die durch die Messdaten gebildeten Zonen visualisieren Betriebsbereiche, deren Lage von den Randbedingungen des jeweiligen Experiments bestimmt wird.

Die Lage der Betriebsbereiche des jeweiligen Flotationsapparates kann durch Kenntnis der Blasenauftiegsfunktion und der aus der Salzkonzentration resultierenden Blasengröße abgeschätzt werden (vgl. Gl. 6.22). Um dies zu visualisieren, wurden zwei Geraden definiert, deren Steigung jeweils für Trinkwasser und Salzwasser durch feste Werte für die Blasenauftiegsfunktion mit $F_{Bl,TW} = 50$ 1/s und $F_{Bl,SW} = 170$ 1/s gegeben ist. Diese begrenzen die Betriebsbereiche

des Flotationsapparates bei NaCl-Konzentrationen zwischen 0 g/l und 20 g/l (blaue und rote Gerade). Während der Abreicherung nimmt bei gleichbleibendem Luftvolumenstrom und fallender SDS-Konzentration jeweils der Gasanteil und die Flussdichte der Phasengrenzfläche ab, weil der Sauterdurchmesser der Blasenströmung steigt und die Blasen schneller in dem Flotationsbehälter aufsteigen. Zwischen diesen Geraden ist ein fester Wert für die Blasenauftiegsfunktion nach Finch et al. definiert, welcher Betriebsbereiche von Flotationsapparaten zur Aufreinigung von Erzsuspensionen darstellt [54].

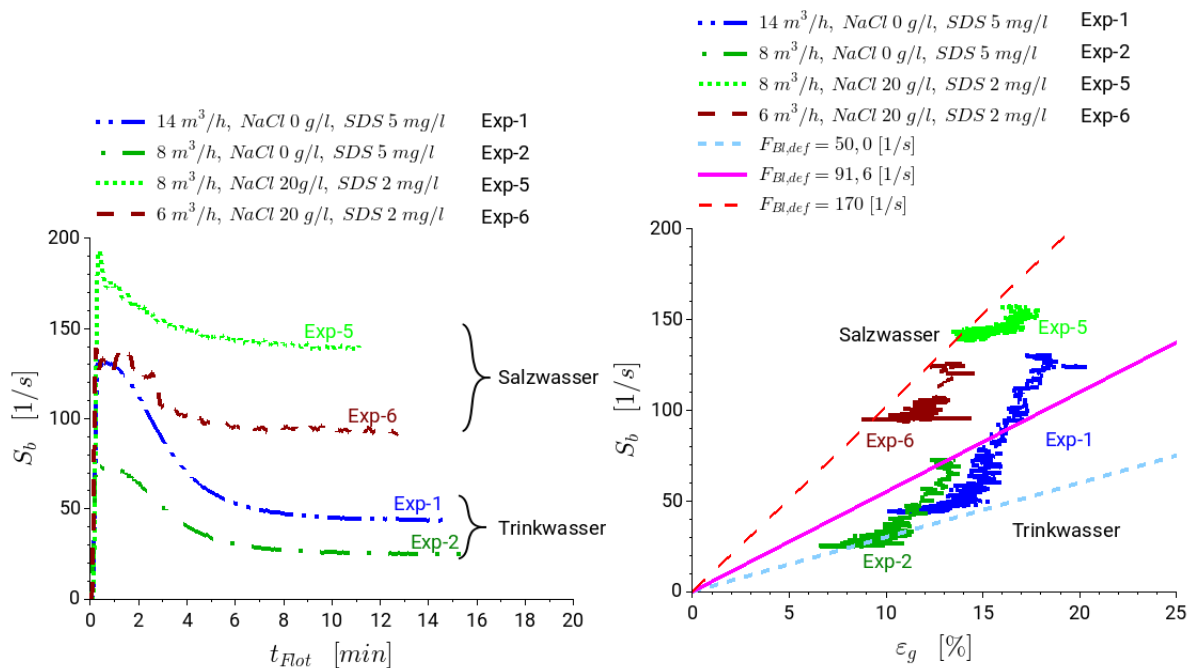


Abbildung 6.46: Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} für unterschiedliche Betriebsbedingungen (links); S_b als Funktion des Gasanteils ϵ_g bei Abreicherung von SDS mit Darstellung des Verlaufs bei konstantem Wert der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} in Trinkwasser (blaue Gerade), in Salzwasser (rote Gerade) und für den Literaturwert bei Erzflotation in Trinkwasser nach Finch et al. (lila Gerade, rechts) [54]

Diese Betrachtung lässt für die Begasungsflotation in Trinkwasser eine Abschätzung der Flussdichte der Phasengrenzfläche bei bekanntem Gasanteil zu. Aus dem Vergleich der dargestellten Abreicherungsexperimente mit unterschiedlichen Betriebsbedingungen ist ersichtlich, dass mit steigender Gasleerrohrgeschwindigkeit und steigender Salzkonzentration der Gasanteil und die Flussdichte der Phasengrenzfläche zunehmen.

Die Änderung der SDS-Konzentration über der Zeit wurde aus der Konzentrationsdifferenz und der Flotationszeit unter Berechnung einer Flotationsrate ermittelt. Es ist erkennbar, dass je größer die Phasengrenzfläche ist, desto schneller sinkt die SDS-Konzentration. Zu beachten ist, dass in Salzwasser aufgrund des kleineren Sauterdurchmessers und der größeren Stabilität des durch den Blasenschwarm erzeugten Schaumes, eine Abreicherung auf bedeutend geringere Konzentrationen möglich ist. Im Vergleich zu Trinkwasser in welchem eine minimale SDS-Konzentration von 1,5 mg/l erreicht wird, schäumt der Flotationsapparat mit Salzwasser SDS bis auf eine minimale Konzentration von 0,7 mg/l ab. Daher wurde zum Vergleich der

Abreicherungsgeschwindigkeiten analog zu Gleichung 6.39 für jedes Experiment eine absolute Flotationsrate $R_{F,abs}$ berechnet.

$$R_{F,abs,14} = \frac{-\ln\left(\frac{c_{SDS}(t_{Flot,E,14}) - c_{SDS,min,abs}}{c_{SDS,0} - c_{SDS,min,abs}}\right)}{t_{Flot,E,14}} = 4,79, h^{-1} \quad (6.39)$$

Diese absolute Flotationsrate bezieht sich auf eine fest definierte minimale SDS-Konzentration ($c_{OAS,min,abs}$) von 0,02 mg/l. Diese SDS-Konzentration wird bei der Abreicherung jeweils nicht erreicht, sondern dient lediglich als Bezugspunkt zum Vergleich der einzelnen Experimente. Damit können alle Experimente über die Flotationszeit und die in dieser Zeit erreichte Konzentrationsabnahme auf die jeweilige Endkonzentration $c_{OAS,min}^* = c_{SDS}(t_{Flot,E})$ miteinander verglichen werden. Hier ist unter qualitativer Betrachtung zu sehen, dass sich die Flotationsrate mit steigendem Luftvolumenstrom und steigender Salzkonzentration vergrößert und damit die oberflächenaktiven Substanzen schneller abgereichert werden. In Tabelle 6.2 sind diesbezüglich die Betriebsbedingungen zu den Abreicherungsexperimenten und die zum Erreichen der Minimalkonzentration benötigte Flotationszeit für die einzelnen Experimente aufgelistet.

Tabelle 6.2: Randbedingungen und Flotationszeit bei Experimenten zur Abreicherung von SDS durch Flotation (Messwerte sind **fett** markiert)

nr	c_{NaCl} [mg/l]	\dot{V}_g [m ³ /h]	$c_{OAS,init}$ [mg/l]	$c_{OAS,min}^*$ [mg/l]	$t_{Flot,E}$ [min]	$R_{F,abs}$ [h ⁻¹]	$\varepsilon_{g,max}$ [%]
1	0	14	5	1,5	14,9	4,79	19,5
2	0	8	5	1,5	15,3	3,19	13,0
3	0	6	5	1,5	18,2	1,99	12,0
4	0	6	9,3	3,2	19,5	1,52	-
5	20	8	2	0,7	11,1	5,62	18,5
6	20	6	2	0,7	12,5	4,99	14,0

Der proportionale Zusammenhang zwischen dem Gasanteil ε_g und der Flotationsrate R_F kann damit qualitativ gezeigt werden. Je größer der Gasanteil ist, desto größer ist auch die Flussdichte der Phasengrenzfläche und die Flotationsrate. Im realen Prozess wird die Flotationsrate jedoch nicht durch eine konstante Größe dargestellt, sondern ändert sich mit der im Laufe des Abreicherungsvorgangs variierenden Phasengrenzfläche. Daher ergibt sich die zuvor ermittelte integrale Flotationsrate aus der Gesamtheit der differentiellen Flotationsraten während der Abreicherung. Die differentiellen Flotationsraten können jedoch durch eine einfache Umrechnung einer Exponentialfunktion nicht erfasst werden, sodass sie aus den experimentellen Daten über eine entsprechende Modellbildung rückzurechnen sind. Entsprechend wurde das im folgenden Kapitel 7 entworfene Berechnungsmodell zur Berechnung der Abreicherung oberflächenaktiver Substanzen während der Flotation verwendet. Es wurde anhand der aus den Experimenten generierten Daten auf den untersuchten Strahl-Kolonnenflotationsapparat ausgerichtet und bezüglich der verwendeten Modellparameter auf die reale Abreicherung von SDS angepasst.

Kapitel 7

Modellbildung des Stofftransportes bei der Flotation

Bei der Flotation oberflächenaktiver Substanzen adsorbieren diese aufgrund ihres amphiphilen Charakters an der Phasengrenzfläche der Blasenströmung und bilden bei hinreichender Stoffmenge einen Film um die aufsteigenden Gasblasen. Dadurch kommt es im Flotationsbehälter beim Austreten der Blasen aus der flüssigen Phase an die Wasseroberfläche zu einer Schaumbildung (Abb. 7.1).

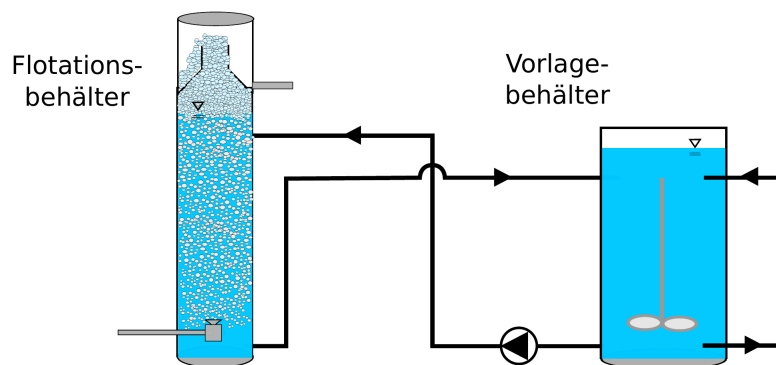


Abbildung 7.1: Schematische Darstellung des Flotationsapparates zur Abreicherung oberflächenaktiver Substanzen mit Zirkulation des aufzureinigenden Wassers zwischen Flotations- und Vorlagebehälter und optionaler Zuführung von Prozesswasser

Die oberflächenaktive Substanz reichert sich in der Schaumphase an und wird durch das Schaumwachstum und den Aufstieg im Schaumtopf aus dem System entfernt. Wie schnell und in welcher Menge die Substanzen im realen Prozess adsorbieren und ausgetragen werden, hängt jedoch von einer Vielzahl sich gegenseitig beeinflussender Parameter ab.

Der aus der Strömungsdynamik resultierende Einfluss auf den Betriebszustand und die Geschwindigkeit des Stofftransportes lässt sich allein anhand bisher existierender Theorien nicht ermitteln. Deshalb wurde das Flotationsverhalten bei charakteristischen Betriebsbedingungen an dem Pilot-Teststand HL 500 mit SDS als Modellsubstanz für oberflächenaktive Substanzen untersucht (Kap. 6).

Die hierbei ermittelten Messdaten wurden den jeweiligen Betriebsbedingungen zugeordnet und zur Bestimmung des Parametereinflusses von OAS-Konzentration, Salzkonzentration und Gasleerrohrgeschwindigkeit verwendet. Diese Informationen dienen im Folgenden der Festlegung von Randbedingungen und der Bestimmung der Größe der in dem jeweiligen Ansatz verwendeten Berechnungsparameter.

7.1 Abreicherung oberflächenaktiver Substanzen

Da die einzelnen Flotationsprozesse untereinander stark unterschiedliche Betriebsbedingungen aufweisen, ist es von Interesse, den direkten Einfluss der durchströmenden Phasengrenzfläche und des Systemvolumens auf die Größe des Stofftransportes und die Abreicherung zu berechnen und darzustellen. Hierzu existieren aus der Erzflotation und der Prozesswasseraufbereitung in der Aquakultur einige Methoden, welche die Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g , die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b und das gesamte Wasservolumen $V_{w,ges}$ berücksichtigen (Abschnitt 2.3.2.2) [51, 108]. Jedoch wird deren Einfluss auf den Stofftransport nicht grundsätzlich geklärt. Daher steht bis dato eine konkrete Berechnungsmethode des Stofftransportes oberflächenaktiver Substanzen an die Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der OAS-Konzentration, der Volumenströme von Wasser und Gas sowie der Eigenschaft der Phasengrenzfläche noch aus [6].

7.1.1 Prozessbedingungen bei der Flotation im Satzbetrieb

Die jeweilige Begasungsart und erzeugte Betriebsbedingung bestimmt im Flotationsapparat für ein gegebenes Wasservolumen in Flotations- und Vorlagebehälter in Abhängigkeit der darin vorliegenden Substanzen die Blasengröße und die zum Stofftransport zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche. Die erzeugte Phasengrenzfläche strömt durch den Flotationsbehälter und bedingt in entscheidendem Maße die hydrodynamische Situation inklusive der aus der Verweilzeit der einzelnen Phasen resultierenden Kontaktzeit. Aus den Experimenten zur Abreicherung von SDS als oberflächenaktive Modellsubstanz ist bekannt, wie sich die Prozessparameter bei einer gegebenen Begasungsrate in Abhängigkeit der SDS-Konzentration ändern und wie schnell die aus dem Stofftransport an die Phasengrenzfläche und dem Austrag durch Schäumung resultierende Abreicherung stattfindet. Damit dienen diese Daten als Referenz für die im Folgenden aufgestellten Berechnungsmethoden.

Entsprechend Tabelle 6.2 beträgt die Flotationszeit im Satzbetrieb bei der Abreicherung von SDS mit einer Anfangskonzentration von 5 mg/l , einem Systemvolumen V_{ges} von 434,5 Litern und einer Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ 14,9 Minuten. Die Größe des Wasservolumenstroms zwischen Flotationsbehälter und Vorlagebehälter beträgt hierbei $7,3 \text{ m}^3/\text{h}$ und in dem Flotationsbehälter befindet sich im Schnitt ein Volumen von $V_{Fb} = 225$ Liter Wasser.

Durch die Schäumung und den damit einhergehenden Austrag von SDS aus der wässrigen Lösung vermindert sich die SDS-Konzentration auf einen minimalen Wert von $1,5 \text{ mg/l}$, der die minimale Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$ darstellt. Zur Berechnung der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz in Abhängigkeit der Flotationszeit wurde unter Einbeziehung der minimalen Schäumungskonzentration das Konzentrationsintervall, in welchem die Abreicherung stattfindet, entsprechend Gl. 7.3 definiert. Daraufhin wurde die Flotationsrate $R_{F,ges}$ bezogen auf das Gesamtvolumen nach den Gleichungen 7.1 bis 7.4 mit der experimentell ermittelten Flotationszeit bis zum Ende der Abreicherung $t_{Flot,E}$ implizit berechnet.

$$\frac{dm_{OAS}}{dt} = \frac{dc_{OAS}}{dt} \cdot V_{ges} = - (c_{OAS}(t) - c_{OAS,min}) \cdot R_{F,ges} \cdot V_{ges} \quad (7.1)$$

$$V_{ges} = V_{Fb} + V_{Vb} \quad (7.2)$$

$$c_{OAS}(t) = (c_{OAS,0} - c_{OAS,min}) \cdot \exp(-R_{F,ges} \cdot t_{Flot}) + c_{OAS,min} \quad (7.3)$$

$$R_{F,ges} = \ln \left(\frac{c_{OAS,0} - c_{OAS,min}}{c_{OAS}(t_{Flot,E}) - c_{OAS,min}} \right) / t_{Flot,E} \quad (7.4)$$

Da sich die SDS-Konzentration der minimalen Schäumungskonzentration asymptotisch annähert und zudem der Fehler bei deren Bestimmung bei einem Wert von etwa $0,02 \text{ mg/l}$ liegt, wurde die Detektionsgrenze der Konzentration c_{detect} auf diesen Wert gesetzt. Die betrachtete Endkonzentration $c_{OAS}(t_{Flot,E})$ beträgt damit $1,52 \text{ mg/l}$. Hieraus ergibt sich eine Flotationsrate von $R_{F,ges} = 20,8 \text{ h}^{-1}$. Die ermittelte Flotationsrate bezieht sich auf das gesamte Systemvolumen und setzt eine homogen verteilte Phasengrenzfläche voraus. Die Konzentrationsänderung wird also unter Annahme eines ideal durchmischten Reaktors in welchem die Konzentrationsänderung in Flotations- und Vorlagebehälter gleichmäßig stattfindet berechnet.

Im realen Prozess wird jedoch die wässrige Lösung nur im Flotationsbehälter begast, wobei sich zudem der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung und damit die zum Stofftransport zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche ändert. Damit ist diese Methode lediglich geeignet, um in einem konkreten Experiment die auf das Gesamtsystem gemittelte Konzentrationsänderung zu berechnen. Daher wird im Folgenden die Flotationsrate auf die im Flotationsbehälter befindliche Phasengrenzfläche bezogen und eine detaillierte Berechnung der Konzentrationsabnahme unter Einbindung einzelner Prozessparameter und der in dem Flotationsbehälter vorliegenden Phasengrenzfläche dargestellt.

7.1.2 Modellbildung des idealisierten Flotationsprozesses

Der Stofftransport und die mit der Abreicherung der oberflächenaktiven Substanz realisierte Konzentrationsabnahme in dem System findet im Flotationsbehälter statt. Durch diesen strömt das mit oberflächenaktiver Substanz beladene Wasser, wobei sich diese an die Phasengrenzfläche anlagert. Dies bewirkt eine Schäumung in dem Flotationsbehälter durch welche oberflächenaktive Substanzen aus dem System ausgetragen werden. Sofern die Phasengrenzfläche

in dem Flotationsbehälter konstant bleibt und der Anlagerungsprozess einem Transportmechanismus erster Ordnung folgt, kann der zeitliche Verlauf der Konzentration in Abhängigkeit des Systemvolumens, der Wasservolumenströme und der Anfangskonzentration durch numerische Verfahren über entsprechende Differentialgleichungen berechnet werden [109].

In einem ersten Schritt wird für den Flotations- und Vorlagebehälter jeweils eine ideale Vermischung angenommen, sodass die Berechnung der Konzentrationsänderung dem Fall eines idealen Rührkessels (CSTR, engl.: continously stirred tank reactor) entspricht. Auf Basis der Massenbilanz für den Flotationsbehälter wird ein Differentialgleichungssystem aufgestellt, um die Änderung über der Zeit in dem Flotationsbehälter zu berechnen (Gl. 7.5). In dieser Gleichung sind die durch die Flotation und Zirkulation zu- beziehungsweise abgehenden Massenströme an oberflächenaktiver Substanz \dot{m}_{OAS} aufgestellt.

$$\frac{dm_{OAS,Fb}}{dt} = -\dot{m}_{OAS,Fb,Flot} + (\dot{m}_{OAS,Fb,zu} - \dot{m}_{OAS,Fb,ab}) \quad (7.5)$$

Die erste Differentialgleichung (DGL) stellt die Konzentrationsänderung über der Zeit in Abhängigkeit des Flotationsbehältervolumens V_{Fb} und des zirkulierenden Wasservolumenstroms $\dot{V}_{Fb,w}$ dar (Gl. 7.6). Der eingebrachte Luftvolumenstrom bestimmt über die zur Verfügung gestellte spezifische Phasengrenzfläche a_r die Größe der Flotationsrate R_F im Flotationsbehälter und damit die Austragsgeschwindigkeit der aus der wässrigen Phase per Schäumung abgetrennten oberflächenaktiven Substanz.

$$\dot{c}_{Fb}(t) \cdot V_{Fb} = -R_F(a_r) \cdot (c_{Fb}(t) - c_{min}) \cdot V_{Fb} + \dot{V}_{Fb,w} (c_{Vb}(t) - c_{Fb}(t)) \quad (7.6)$$

$$\dot{c}_{Vb}(t) \cdot V_{Vb} = \dot{V}_{Fb,w} (c_{Fb}(t) - c_{Vb}(t)) \quad (7.7)$$

Durch die zweite Differentialgleichung wird die Konzentrationsänderung der oberflächenaktiven Substanz in dem Vorlagebehälter in Abhängigkeit des Vorlagebehälter-Volumens V_{Vb} und der Zirkulation des Wasservolumenstroms zwischen Vorlage- und Flotationsbehälter dargestellt (Gl. 7.7). Die Konzentrationsbezeichnungen beziehen sich im Folgenden jeweils auf die oberflächenaktive Substanz (OAS, $c_{OAS,Fb} = c_{Fb}$).

7.1.2.1 Abnahme der OAS-Konzentration im Satzbetrieb

Durch Definition der Anfangskonzentration der oberflächenaktiven Substanz auf $c_0 = c_{Fb} = c_{Vb} = 5 \text{ mg/l}$ zum Zeitpunkt $t = 0$ wurde das Gleichungssystem für festgelegte Zeitschritte von einer Sekunde mit dem in Scilab implementierten Gleichungslöser ode (engl.: ordinary differential equation) berechnet [109]. Mit der aus den Volumenströmen und den Behältervolumina resultierenden Randbedingungen im Flotationsbehälter, im Vorlagebehälter und der Zirkulation des aufgereinigten Volumenstromes ergibt sich die zeitliche Änderung der OAS-Konzentration in Abhängigkeit der Flotationsrate.

Unter Anpassung der vorerst fest definierten Flotationsrate $R_{F, det}$ wurde die Berechnung der OAS-Konzentration in Vorlage- und Flotationsbehälter auf die experimentell ermittelte Flotationszeit von 14,9 Minuten bei einer Begasung mit einem Luftvolumenstrom von $14 \text{ m}^3/\text{h}$ eingestellt. Weil der Stofftransport jetzt nur noch für den tatsächlichen Reaktionsraum, nämlich den begasten Flotationsbehälter, betrachtet wird, ergibt sich natürlich im Vergleich zur Berechnung über das Gesamtvolumen (wie in Abschn. 6.2.1) eine höhere Flotationsrate von $R_{F, det, 14} = 38 \text{ h}^{-1}$ für die empirisch untersuchte Referenzbedingung. Die Ausgabe der OAS-Konzentrationen in Flotations- und Vorlagebehälter zeigen die zeitliche Abnahme der OAS-Konzentration bis zum Erreichen der minimalen Schäumungskonzentration $c_{min} = 1,5 \text{ mg/l}$ (Abb. 7.2, blaue Kurven).

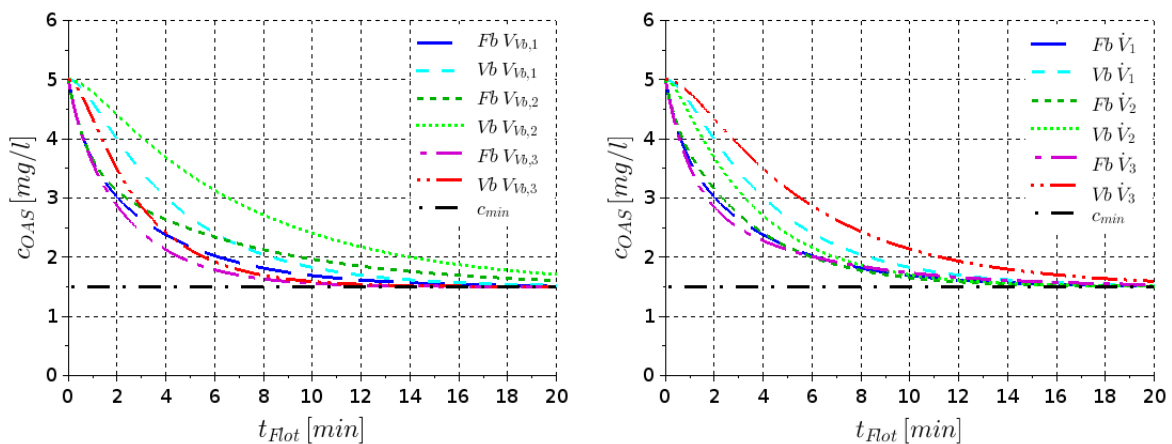


Abbildung 7.2: Mit DGL berechnete OAS-Konzentration c_{OAS} als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei idealisiertem Satzbetrieb mit Variation des Systemvolumens (links) und des zirkulierenden Wasservolumenstroms (rechts); blaue Kurven: experimentell untersuchter Betriebszustand $V_{Fb} = 225 \text{ l}$, $V_{Vb} = 210 \text{ l}$, $\dot{V}_w = 7,3 \text{ m}^3/\text{h}$, $\dot{V}_g = 14 \text{ m}^3/\text{h}$; grüne Kurven: Verdoppelung des Vorlagebehältervolumens $V_{Vb,2} = 2 \cdot V_{Vb,1}$ und des zirkulierenden Wasservolumenstromes $\dot{V}_{Vb,2} = 2 \cdot \dot{V}_{Vb,1}$; rote Kurven: Halbierung des Vorlagebehältervolumens $V_{Vb,3} = 0,5 \cdot V_{Vb,1}$ und des zirkulierenden Wasservolumenstromes $\dot{V}_{Vb,3} = 0,5 \cdot \dot{V}_{Vb,1}$

Durch Variation des Vorlagebehältervolumens V_{Vb} und des zirkulierenden Volumenstroms $\dot{V}_{Fb,w}$ lässt sich deren Einfluss auf die Abreicherungsgeschwindigkeit berechnen. Dies ist in anhand der roten und lila Kurven für eine Halbierung des Vorlagebehältervolumens (links) und des Volumenstromes (rechts) dargestellt. Anhand der grünen Kurven ist der Fall einer Verdoppelung des jeweiligen Parameters dargestellt. Daraus ist ersichtlich, dass der Zeitbedarf zum Austrag der oberflächenaktiven Substanz mit steigendem Systemvolumen und fallendem durch den Flotationsbehälter zirkulierenden Wasservolumenstrom \dot{V}_{Vb} ansteigt.

7.1.2.2 Abnahme der OAS-Konzentration im kontinuierlichen Betrieb

Im kontinuierlichen Betrieb von Strahl-Kolonnenflotationsapparaten wird dem Vorlagebehälter der mit der abzureinigenden Fracht beladene Wasservolumenstrom über eine Rohrleitung kontinuierlich zugeführt (Abb. 7.1). Für diesen Fall einer Zuführung von Fracht mit einem

definierten Volumenstrom an Prozesswasser \dot{V}_{PW} und einer definierten Konzentration oberflächenaktiver Substanz c_{PW} , kann durch Hinzufügen eines weiteren Terms zu Gleichung 7.7 der daraus resultierende Einfluss auf den Betriebszustand des Flotationsapparates in die Berechnung integriert werden (Gl. 7.8).

$$\dot{c}_{Vb}(t) \cdot V_{Vb} = \dot{V}_{Fb,w} (c_{Fb}(t) - c_{Vb}(t)) + \dot{V}_{PW} (c_{PW} - c_{Vb}(t)) \quad (7.8)$$

Im kontinuierlichen Betrieb zeigt sich, dass bei Zuführung eines Prozesswasservolumenstromes von $2 \text{ m}^3/\text{h}$ mit einer OAS-Konzentration von 12 mg/l allmählich ein stationärer Zustand einstellt, bei welchem die OAS-Konzentration in Flotationsbehälter und Vorlagebehälter bedeutend höher liegt als die minimale Schäumungskonzentration (Abb. 7.3). Im Vorlagebehälter ergibt sich eine OAS-Konzentration von 5 mg/l (rote Kurve) und am Auslauf des Flotationsbehälter eine Konzentration c_{PW} von $3,1 \text{ mg/l}$ (lila Kurve). Dies bedeutet, dass die oberflächenaktive Substanz bei gegebener Betriebsbedingung nicht vollständig aus dem System entfernt werden kann. Es stellt sich im stationären Betrieb ein lokales Gleichgewicht zwischen zugeführter und ausgetragener Stoffmenge ein.

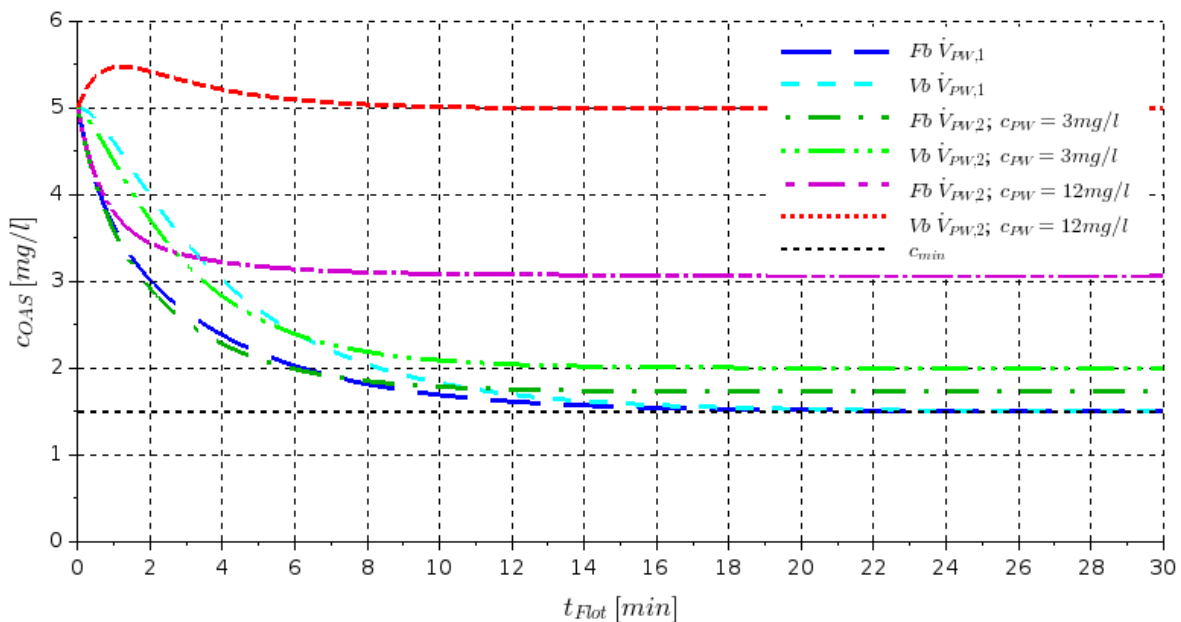


Abbildung 7.3: Mit DGL berechnete OAS-Konzentration c_{OAS} als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} in einem ideal betrachteten, kontinuierlich betriebenen Flotationsapparat; ohne Zuführung von zusätzlicher OAS in Form von Prozesswasser ($\dot{V}_{PW,1} = 0 \text{ m}^3/\text{h}$, blaue Kurven); mit Zuführung eines Prozesswasserstromes von $\dot{V}_{PW,2} = 2 \text{ m}^3/\text{h}$ und einer OAS-Konzentration von $c_{OAS,PW} = 3 \text{ mg/l}$ (grüne Kurven) bzw. $c_{OAS,PW} = 12 \text{ mg/l}$ (rote und lila Kurven)

Bei Zuführung des gleichen Prozesswasservolumenstromes, jedoch mit einer OAS-Konzentration von 3 mg/l , kann die oberflächenaktive Substanz im Flotationsbehälter mit $1,7 \text{ mg/l}$ fast bis auf die minimale Schäumungskonzentration abgereichert werden (grüne Kurven). Im Vorlagebehälter stellt sich dann eine Konzentration von $1,9 \text{ mg/l}$ ein.

7.1.3 Einfluss der Phasengrenzfläche auf die Flotation

Da die Flotation einen auf die Phasengrenzfläche bezogenen Transportprozess beinhaltet, wird die Größe der Flotationsrate in entscheidendem Maße von der Größe und Verweilzeit der Phasengrenzfläche bestimmt. Daher wird im Folgenden die Flotationsrate auf die Grenzfläche bezogen. Daraus ergibt sich die mittlere Anlagerungsgeschwindigkeit $\beta_{Ads,m}$ der oberflächenaktiven Substanz an die Phasengrenzfläche. Dieser Parameter besitzt die gleiche physikalische Bedeutung wie der Stoffübergangskoeffizient β_l in der Filmtheorie, da er die Geschwindigkeit des Transportes hin zu einer Phasengrenzfläche beschreibt, über welchen bei gegebenem, treibendem Gradienten der Fluss der transportierten Substanz berechnet werden kann (Gl. 2.57).

Bei der zuvor dargestellten Abreicherung in Trinkwasser mit einem mittleren Blasendurchmesser von 2 mm ergibt sich eine mittlere spezifische Phasengrenzfläche a_r von $306,6 \text{ m}^2/\text{m}^3$ und eine mittlere Anlagerungsgeschwindigkeit von $\beta_{Ads,m} = 0,034 \text{ mm/s}$ (Gl. 7.9, Abschn. 6.2.1).

$$R_F(a_r) = \beta_{Ads,m} \cdot a_r(J_g, d_{32}) \quad (7.9)$$

Im realen Prozess ändert sich je nach Prozessbedingung, beispielsweise mit der Konzentration der OAS oder einzelner Frachtkomponenten, die Blasengröße und damit die im Flotationsbehälter zum Stofftransport zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche. Daher werden die in Kapitel 6 ermittelten funktionalen Zusammenhänge zwischen OAS-Konzentration, Blasengröße und Blasenauftiegs geschwindigkeit hinzugezogen, um die in dem Flotationsbehälter vorliegende Phasengrenzfläche im Laufe der Abreicherung in Abhängigkeit der währenddessen fallenden OAS-Konzentration zu berechnen. Hierzu wurde die Differentialgleichung aus Gl. 7.6 unter Einbeziehung einer Flotationsrate $R_{F,var}$, deren Größe sich als Funktion der spezifischen Phasengrenzfläche im Reaktor a_r ändern kann, modifiziert. Damit wird die Berechnung der Konzentrationsänderung in Abhängigkeit des eingebrachten Luftstroms und der sich im Betrieb verändernden Blasengröße ermöglicht. Hierbei wird die Größe der Flotationsrate in Abhängigkeit der Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und des Sauterdurchmessers d_{32} nach folgenden Gleichungen berechnet (Gl. 7.10, Gl. 7.11).

$$R_{F,var} = \beta_{Ads} \cdot a_r(J_g, d_{32}) \cdot \left(\frac{d_{32}(c_{OAS})}{d_{32,m}} \right)^{m_{Bl}} \quad (7.10)$$

$$a_r(J_g, d_{32}) = a_g \cdot \varepsilon_g = \frac{6}{d_{32}} \cdot \frac{J_g}{u_g} = \frac{6}{d_{32}^2} \cdot \frac{J_g}{F_{Bl}(d_{32})} = \frac{S_b}{u_g} \quad (7.11)$$

Mit der Blasengröße und Gasleerrohrgeschwindigkeit ändert sich jedoch auch die Turbulenz an der Phasengrenzfläche des Blasenschwarmes. Dies hat je nach abzureichernder Substanz Einfluss auf die Anlagerungsgeschwindigkeit, sodass zur Berücksichtigung dieses Einflusses der Exponent m_{Bl} definiert wurde, um diesen Sachverhalt zu berücksichtigen. Da hier jedoch lediglich eine grundsätzliche Darstellung des Zusammenhanges zwischen Phasengrenzfläche und Flotationsrate dargestellt werden soll, wurde der Exponent auf 0 gesetzt. Damit wird die

Phasengrenzfläche nur bezüglich ihrer Größenänderung und nicht bezüglich der Auswirkung auf die Turbulenz an der Phasengrenzfläche betrachtet. Der Unterschied zwischen der Berechnung der Abreicherung über eine konstante Flotationsrate und über eine mit der OAS-Konzentration sich verändernde Flotationsrate ist in Abbildung 7.4 dargestellt.

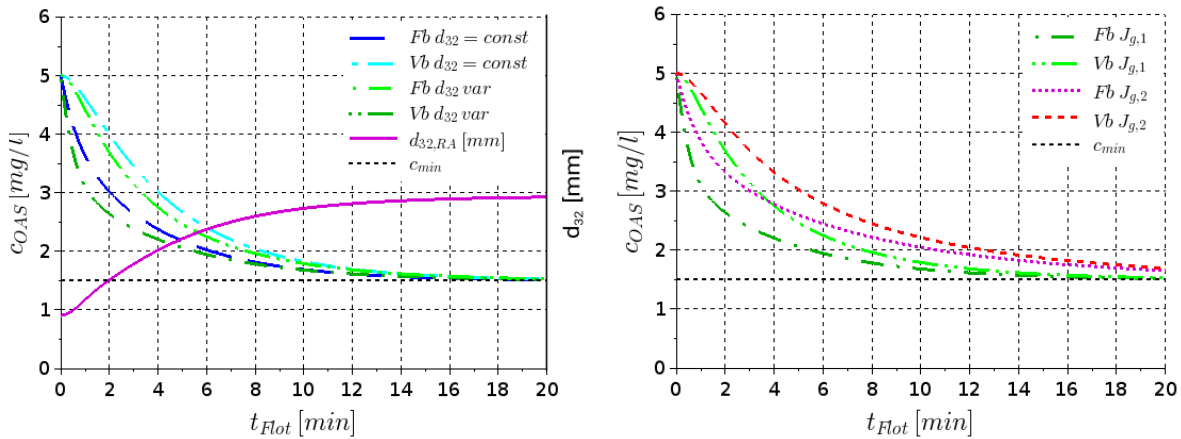


Abbildung 7.4: Mit DGL berechnete OAS-Konzentration c_{OAS} als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} unter Annahme einer konstanten Blasengröße von $d_{32} = 2$ mm (blaue Kurven) im Vergleich zur Abreicherung bei einer sich mit der OAS-Konzentration verändernden Blasengröße (grüne Kurven + lila Kurve, links); Berechnung von c_{OAS} bei Gasleerrohrgeschwindigkeiten von $J_{g,1} = 20$ mm/s und $J_{g,2} = 10$ mm/s (rechts)

In dem linken Diagramm wird die aus der experimentellen Untersuchung bekannte Abhängigkeit der Blasengröße von der SDS-Konzentration berücksichtigt. Daraus resultiert, dass die Blasengröße mit fallender SDS-Konzentration ansteigt (lila Kurve) und sich dadurch die Phasengrenzfläche im Laufe des Flotationsprozesses verkleinert. Dies macht sich in einer Abnahme der Abreicherungsgeschwindigkeit im Vergleich zur Berechnung ohne Berücksichtigung der Blasengröße bemerkbar und ist an den Abreicherungskurven aus der unterschiedlichen Krümmung ersichtlich. Bei Halbierung der Gasleerrohrgeschwindigkeit auf 10 mm/s (Luftvolumenstrom = 7 m³/h) steigt nach dieser Berechnungsmethode die Flotationszeit bis zum Erreichen einer OAS-Konzentration von 2 mg/l im Flotationsbehälter von 6 auf 12 Minuten an (Abb. 7.4 rechts). Daraus ist ersichtlich, dass der eingebrachte Luftvolumenstrom mit der bereitgestellten Phasengrenzfläche essentiell die Flotationsrate beeinflusst. In Anlehnung an Leiva et al. [55] kann damit die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b zur Beurteilung der Größe des Stofftransportes pro eingebrachter Phasengrenzfläche herangezogen werden.

7.2 Beladung der Phasengrenzfläche mit OAS

In Flotationsverfahren findet durch Einbringung einer fein dispergierten Gasphase in Form einer Blasenströmung ein Transportprozess und eine Adsorption oberflächenaktiver Substanzen an die dynamisch fluktuierende Phasengrenzfläche statt. Dieser Umstand wird bei der Blasen- und Schaumfraktionierung ausgenutzt, um oberflächenaktiven Substanzen über die aufsteigenden Blasen aus der wässrigen Phase abzutrennen. Die Kinetik dieser flächenspezifischen Anlagerung hängt neben der Art der oberflächenaktiven Substanz und deren Konzentration von der durch die Blasengröße und der Hydrodynamik in dem Apparat bestimmten Turbulenz an der Phasengrenzfläche ab. Um die sich letztendlich einstellenden Betriebszustände inklusive der lokalen Transportphänomene besser berechnen zu können, sind im Folgenden grundsätzliche Zusammenhänge zwischen OAS-Konzentration und OAS-Anlagerung an die Gas-Flüssig-Phasengrenzfläche aufgeführt. Diese werden in den darauf folgenden Abschnitten unter Reduktion der Anzahl an Berechnungsparametern zur Erstellung eines vereinfachten Berechnungsmodells verwendet.

7.2.1 Beladung in Abhängigkeit von OAS-Konzentration

Oberflächenaktive Substanzen besitzen einen amphiphilen Charakter und weisen damit Molekülbereiche auf, welche zu einem spezifischen Medium in Abhängigkeit dessen Polarität unterschiedliche Wechselwirkungen aufbauen. An einer Phasengrenzfläche kommt es daher zur Ausrichtung der Moleküle in Abhängigkeit der Kräfte zwischen den Molekülbereichen und den jeweiligen Phasen. Im Falle von in Wasser gelösten oberflächenaktiven Substanzen, wie zum Beispiel Detergentien, kommt es durch Einbringung einer Gasphase in die Flüssigphase zu einer Anlagerung der Moleküle an der Phasengrenzfläche bis das thermodynamische Potential ausgeglichen ist und das betrachtete System durch die Beladung der Phasengrenzfläche einen Gleichgewichtszustand erreicht. Mit der Anlagerung an die Phasengrenzfläche bildet sich sukzessive ein Film aus, dessen Dicke im stationären Zustand hauptsächlich von der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz c_{OAS} in der Kernphase bestimmt wird. Zur Berechnung der Beladung der Phasengrenzfläche werden in der einschlägigen Literatur Adsorptionsisothermen nach Gibbs, Szyszkowski oder Frumkin verwendet [41] (Gl. 7.12 - Gl. 7.14).

$$\text{Gibbs – Isotherme : } \Gamma_s = -1/(n \cdot RT) \cdot dy / d \ln(c_{OAS}) \quad (7.12)$$

$$\text{Szyszkowski – Isotherme : } \Delta\gamma = \gamma_0 - \gamma_{OAS} = \beta_{Szyk} \cdot \ln\left(\frac{c_{OAS}}{a_L} + 1\right) \quad (7.13)$$

$$\text{Frumkin – Isotherme : } \Delta\gamma = \gamma_0 - \gamma_{OAS} = \Gamma_\infty \cdot RT \cdot \ln(1 - \Gamma_s/\Gamma_\infty) - \alpha'(\Gamma_s/\Gamma_\infty)^2 \quad (7.14)$$

Beispielsweise ist zur Berechnung der Anlagerung nicht-ionischer Tenside die Frumkin-Isotherme gut geeignet, während für die Anlagerung ionischer Tenside die Szyszkowski-Isotherme eine größere Genauigkeit aufweist [6, 38].

Die Isothermen stellen den funktionalen Zusammenhang zwischen der OAS-Konzentration c_{OAS} in der Kernphase, der durch Anlagerung von oberflächenaktiven Molekülen an der Phasengrenzfläche sich ändernden Beladung der Oberfläche Γ_s und der damit sich ändernden Oberflächenspannung γ dar. Zur Bestimmung der flächenspezifischen Beladung kann daher die Änderung der Oberflächenspannung im Verhältnis zum ursprünglichen Wert in reinem Wasser $\gamma_{0,w} = 72,5 \text{ mN/m}$ gemessen werden. Daraus lässt sich über die Gibbs-, Szyszkowski- und Frumkin-Isotherme der Verlauf der Kurven berechnen (Abb. 7.5).

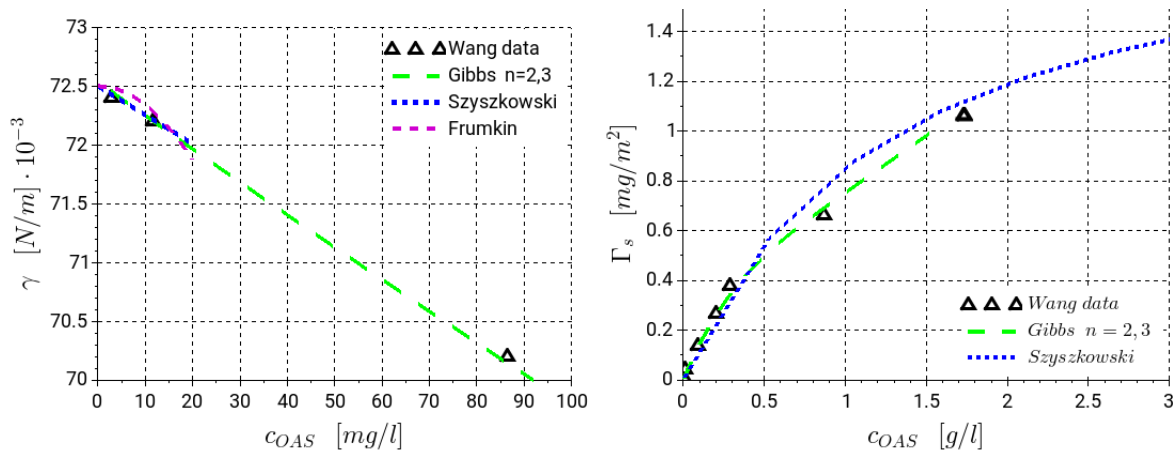


Abbildung 7.5: Änderung der Oberflächenspannung γ (links) und der Beladung der Phasengrenzfläche Γ_s (rechts) als Funktion der OAS-Konzentration c_{OAS} mit Messdaten von Wang et al. und bei Verwendung von Adsorptionsisothermen [41]

Im Folgenden wurde zur Berechnung der Beladung mit SDS aufgrund dessen ionischem Charakter auf eine Szyszkowski-Isotherme zurückgegriffen, für welche die Modellparameter $a_L = 1297,7 \text{ mg/l}$ und $\beta_{Szyk} = 0,032 \text{ N/m}$ für einen Konzentrationsbereich von 0 bis 20 mg/l an die empirischen Daten von Wang et al. [41] angepasst wurden (Abb. 7.5, links).

Die von Dukhin et al. dargestellte Szyszkowski-Isotherme (Gl. 7.13) lässt sich umformen, sodass die Konzentrationsänderung Δc_{OAS} aus der Änderung der Oberflächenspannung $\Delta\gamma$ berechnet werden kann (Gl. 7.15) [6].

$$\Delta c_{OAS} = \exp\left(\frac{\Delta\gamma}{\beta_{Szyk}} - 1\right) \cdot a_L \quad (7.15)$$

Im Rahmen dieser Arbeit wurde die bestehende Szyszkowski-Adsorptionsisotherme vereinfacht, mit welcher durch Anpassung der zwei Modellparameter Γ_∞ und a_L die Größe der Beladung an der Phasengrenzfläche Γ_s als Funktion der OAS-Konzentration bestimmt werden kann (Gl. 7.16).

$$\Gamma_s(c_{OAS}) = \Gamma_\infty \cdot \frac{c_{OAS}}{a_L + c_{OAS}} \quad (7.16)$$

Diese nähert sich asymptotisch an die maximale Beladung Γ_∞ an, welche unter Verwendung der von Dukhin et al. dargestellten Korrelationen und dem dort dargestellten Datensatz von Wüstneck et al. einen Wert von $\Gamma_\infty = 1,961 \text{ mg/m}^2$ besitzt [6]. Hierbei ist zu beachten, dass

die maximale Beladung Γ_∞ nicht experimentell messbar ist, sondern nur einen Modellparameter darstellt. Der zweite Modellparameter a_L ergibt sich aus dem Adsorptions-Desorptions-Gleichgewicht der oberflächenaktiven Substanz an der Phasengrenzfläche. Damit stellt er den Zusammenhang zwischen der Konzentration in der flüssigen Phase und der Beladung der Phasengrenzfläche her, wie dies unter anderem in der Theorie nach Langmuir verwendet wird [33].

Daraus resultiert für den hier untersuchten OAS-Konzentrationsbereich zwischen 0 und 10 mg/l eine Änderung der Oberflächenspannung um $0,3 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}$ und der Beladung um $5 \cdot 10^{-3} \text{ mg/m}^2$ (Abb. 7.5). Die experimentell ermittelte Beladung von SDS an der Luft-Wasser-Phasengrenzfläche einer aufsteigenden Einzelblase besitzt nach Wang et al. bei der maximalen Konzentration des Datensatzes von 1,73 g/l einen Wert von 1,062 mg/m² (Abb. 7.5, rechts) [41]. Mit der Anpassung der Modellparameter der Szyszkowski-Isotherme kann für $a_L = 474,4 \text{ mg/l}$ und dem Modellparameter Γ_∞ [6] auch für eine SDS-Konzentration bis zur kritischen Mizellenkonzentration die Beladung berechnet werden (Abb. 7.5, rechts).

In Abbildung 7.5 (rechts) ist erkennbar, dass bei der Szyszkowski-Isotherme die Steigung der Beladung Γ_s mit zunehmender Konzentration abnimmt. Damit wird die in der Realität auftretende Begrenzung der Schichtdicke und bis zum Auftreten von Mizellenbildung bei einer Konzentration ab 1,75 g/l) eine physikalisch begründete Berechnung der Oberflächenbeladung dargestellt [110].

Die Anlagerung von oberflächenaktiven Substanzen und der sich damit bildende Film an der Phasengrenzfläche werden im Falle von Blasenschwärmen durch die sich ausbildende Strömungsgrenzschicht beeinflusst. Dadurch bilden sich sogenannte Kappen an den Blasen aus, an welchen lokale Adsorptions- und Desorptionsvorgänge stattfinden. Daher wird nur in Ausnahme- bzw. Extremfällen ein stationärer Zustand bei der Beladung der Phasengrenzfläche erreicht (Abb. 2.6). Mit der mehr oder weniger ungleichförmigen Bewegung und der durch die Relativgeschwindigkeit zwischen Gasphase und umgebendem Flüssigkeitsvolumen resultierenden Grenzschicht kommt es zum Transport oberflächenaktiver Substanzen hin zur Kappe und zur Ablösung in der Schleppe [20]. Die diesen Transport und die sich bildenden Anlagerungszonen bedingenden Strömungsmechanismen wurden beispielsweise von Kovats et al. in einem DFG-Schwerpunktprogramm (SPP 1740) untersucht und können in Zukunft zur exakteren Berechnung der lokalen Anlagerungsphänomene beitragen [111]. Aufgrund der zur Berechnung der Strömungszonen und deren Auswirkung auf die lokale Anlagerung noch nicht hinreichend durchgeführten Validierung existierender Modelle wird im Folgenden lediglich eine mittlere Beladung der Phasengrenzfläche berücksichtigt.

7.2.2 Zeitabhängige Beladung der Phasengrenzfläche mit OAS

Der Stofftransport von oberflächenaktiven Substanzen an die Phasengrenzfläche wird nach Dukhin et al. [6] durch diffusionskontrollierte oder Adsorptionsschicht-kontrollierte Modelle berechnet, welche die zeitliche Änderung der Beladung in Abhängigkeit der OAS-Konzentration

erlauben. Diese sind jedoch in ihrer Anwendbarkeit aufgrund der Fixierung auf eine spezielle strömungsdynamische Situation sehr beschränkt und beinhalten analytisch nicht lösbare Terme. Zur Abschätzung der Anlagerungsgeschwindigkeit lässt sich jedoch nach Dukhin et al. eine Berechnung über die Reynolds-Zahl Re , die Peclet-Zahl Pe und die Blasenauftiegs-geschwindigkeit u_{Bl} in Abhängigkeit von dem Blasenradius r_{Bl} und der Diffusionskonstante in der Flüssigkeit D_l für zwei Extremfälle aufstellen [6]. Dies sind folgende:

- $Re \gg 1$ mit sehr geringer Verzögerung durch die Adsorptionsschicht (DAL, engl.: dynamic adsorption layer) und dünner Grenzschicht (Gl. 7.17)

$$\tau_{Ads} = \frac{1,77 \cdot r_{Bl} \cdot \Gamma_s}{D_l \cdot c_{OAS}} \cdot Pe_{Bl}^{-0,5}; Re \gg 1 \quad (7.17)$$

- $Re < 1$ mit großer Verzögerung durch die Adsorptionsschicht (Gl. 7.18)

$$\tau_{Ads} = \frac{2 \cdot r_{Bl} \cdot \Gamma_s}{D_l \cdot c_{OAS}} \cdot Pe_{Bl}^{-1/3}; Re < 1 \quad (7.18)$$

Mit der charakteristischen Zeitdauer zur Adsorption τ_{Ads} lässt sich nach Dukhin die charakteristische Weglänge l_a und die Zeitdauer zur Erreichung des thermodynamischen Gleichgewichtes $t_{Ads,gg}$ abschätzen (Gl. 7.19). Diese liegt für eine Reynolds-Zahl größer 1, wie sie in der Blasenströmung mit einem exemplarischen Wert von 336 vorliegt, etwa bei $l_a \approx 100 \text{ mm}$ [6].

$$l_{a,Re \gg 1} = \tau_{Ads,Re \gg 1} \cdot u_{Bl} \approx \frac{1,77 \cdot \Gamma_s}{c_{OAS}} \cdot (Sc_{Bl} \cdot Re_{Bl})^{0,5} \approx 100 \text{ mm} \quad (7.19)$$

Diese Abschätzung nach Dukhin zieht eine Zeitdauer von etwa einer Sekunde zur vollständigen Beladung der Phasengrenzfläche nach sich (Gl. 7.20).

$$t_{Ads,gg} = \frac{l_a}{u_{Bl}} \approx 1 \text{ s} \quad (7.20)$$

Unter Einbeziehung repräsentativer Werte für Reynolds- und Schmidt-Zahl und der von Wang et al. gemessenen Diffusionskonstante von SDS $D_l = D_{l,SDS} = 8 \cdot 10^{-11} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$ ist damit die charakteristische Länge l_a für die Anlagerung an die Phasengrenzfläche zugänglich (Gl. 7.19) [41].

$$Pe_{Bl} = Sc_{Bl} \cdot Re_{Bl} = \frac{u_{Bl} \cdot d_{Bl}}{D_l} \approx Sh_{Bl}^2 \quad (7.21)$$

Bei den untersuchten Betriebsbedingungen ist jedoch die Konzentration der oberflächenaktiven Substanz c_{OAS} mit 5 mg/l im Vergleich zu anderen Untersuchungen sehr gering. Daher steht nur ein Messpunkt von Wang et al. als Referenz zur Verfügung, der aufzeigt, dass das Größenverhältnis zwischen Beladung Γ_s und Konzentration c_{OAS} nur ein Fünfzigstel des Wertes von der Annahme nach Dukhin beträgt (Gl. 7.22).

Entsprechend wurde mit Gleichung 7.19 für einen Blasendurchmesser von 2 mm und einer mittleren Blasenauftiegs geschwindigkeit von $u_{Bl} = 150\text{ mm/s}$ eine charakteristische Länge l_a von 300 mm und eine Beladungszeit von 2 Sekunden berechnet.

$$\frac{\Gamma_{s,Dukhin}}{c_{OAS,Dukhin}} = 0,1\text{ mm} \approx 50 \cdot \frac{\Gamma_{s,Wang}}{c_{OAS}} = 50 \cdot \frac{0,006 \frac{\text{mg}}{\text{m}^2}}{3000 \frac{\text{mg}}{\text{m}^3}} \quad (7.22)$$

Zusätzlich kann unter Nutzung der Messdaten von Rexwinkel et al. über die Sherwood-Zahl an der Blase Sh_{Bl} der Stoffübergangskoeffizient β_l abgeschätzt werden (Gl. 7.23, Gl. 7.21) [112].

$$Sh_{Bl} = Pe_{Bl}^{0,45} = \frac{\beta_l \cdot d_{Bl}}{D_l} \quad (7.23)$$

$$\beta_l = \frac{Sh_{Bl} \cdot D_l}{d_{Bl}} \quad (7.24)$$

Die OAS-Konzentration in dem untersuchten Flotationsapparat ist mit $0,5$ bis 10 mg/l im Verhältnis zur kritischen Mizellenkonzentration gering, sodass sich das Gleichgewicht aufgrund geringer Schichtdicken und dem durch die Strömung verstärkten Stofftransport in erster Schätzung in weniger als 5 Sekunden einstellt. Daher wird im Weiteren angenommen, dass die Beladung entsprechend des thermodynamischen Phasengleichgewichts nach 2 Sekunden nahezu erreicht ist (Abb. 7.6 rechts, schwarze vertikale Gerade). Entsprechend wurden die Modellparameter eingestellt damit die verwendeten empirischen Daten mit dem Modell abgebildet werden.

Diese Vorbetrachtungen wurden zur Berechnung der Beladung der durch die Blasenströmung im Flotationsbehälter gebildeten Phasengrenzfläche eingebunden. Dementsprechend sind in Abbildung 7.6 (links) die Gibbs-, und Szyszkowski-Adsorptionsisothermen für den untersuchten Konzentrationsbereich aufgetragen, welche anhand der empirischen Datensätze von Wang et al. angepasst wurden. Die Gibbs-Isotherme mit $n=1$ liegt zwar näher am zweiten Messpunkt, allerdings zeigen die Gibbs-Isotherme mit $n=2,3$ und die Szyszkowski-Isotherme für höhere OAS-Konzentrationen eine bessere Genauigkeit, um bei thermodynamischem Gleichgewicht die Beladung der Phasengrenzfläche Γ_s als Funktion der OAS-Konzentration c_{OAS} berechnen zu können (Abb. 7.6, links; Abb. A.5).

Mit der Szyszkowski-Isotherme aus Gl. 7.16, die bei einer definierten OAS-Konzentration die maximale Beladung $\Gamma_{s,max}(c_{OAS})$ angibt, wurde zur Berechnung der zeitabhängigen Anlagerung an die Phasengrenzfläche eine logarithmische Anlagerungsfunktion ähnlich einer Adsorptionsisotherme definiert (Gl. 7.16). Diese berücksichtigt die Beladung der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der OAS-Konzentration c_{OAS} und der Kontaktzeit zur Adsorption t_{Ads} (Gl. 7.25).

$$\Gamma_s(t_{Ads}) = \frac{\Gamma_{s,max}(c_{OAS})}{F_{t,Ads}} \cdot \ln(k_{Ads,kin} \cdot t_{Ads} + 1) \quad (7.25)$$

Durch Definition der Geschwindigkeitskonstante $k_{Ads,kin}$ und des Modellparameters $F_{t,Ads}$ kann beispielsweise die durch Wirbeldiffusion (engl.: eddy diffusion) bedingte Verkleinerung der Grenzschichtdicke und Beschleunigung des Stofftransportes berücksichtigt werden oder die Isotherme für unterschiedliche Stoffsysteme verwendet werden.

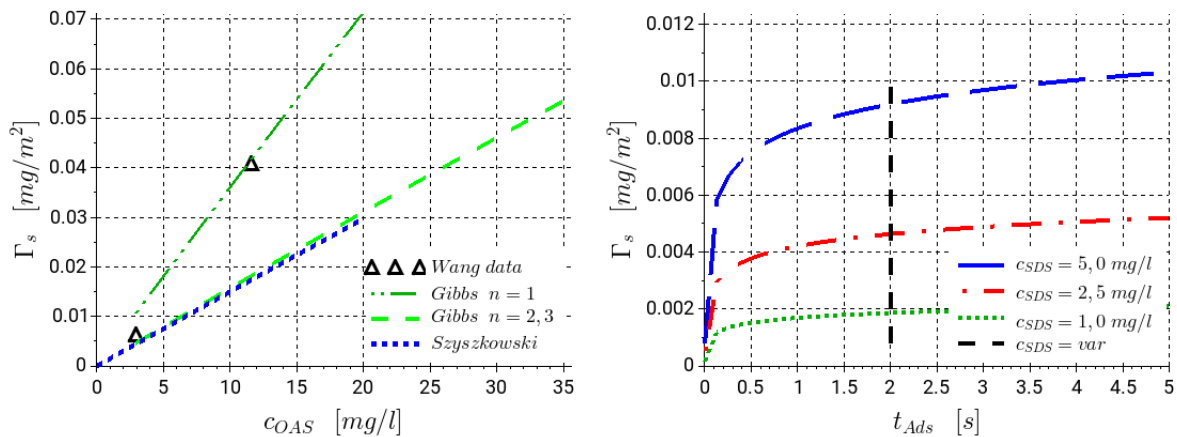


Abbildung 7.6: Beladung der Phasengrenzfläche Γ_s in Abhängigkeit von OAS-Konzentration c_{OAS} und Verweilzeit der Blasenströmung (=Zeit zur Adsorption t_{Ads})

Die Beladung der Phasengrenzfläche Γ_s als Funktion der Kontaktzeit zur Adsorption t_{Ads} ist in Abbildung 7.6 (rechts) für drei SDS-Konzentrationen ([1,0; 2,5; 5,0] mg/l) dargestellt. Anhand der schwarzen Linie bei $t_{Ads} = 2$ Sekunden ist ablesbar, wie groß die berechnete Beladung der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der SDS-Konzentration in der wässrigen Lösung ist. Diese Art der Definition birgt den Vorteil, dass die Geschwindigkeitskonstante der Adsorption $k_{Ads,kin}$ in Abhängigkeit des Stoffsystems und der Strömungsdynamik in der Grenzschicht variabel definiert werden kann.

Aus der Beladung und der OAS-Konzentration ergibt sich analog zu der nach Lemlich definierten Adsorptionskonstante k_{Ads} die zeitabhängige Adsorptionsfunktion $k_{Ads,t}$, die das Verhältnis von Beladung der Phasengrenzfläche zur OAS-Konzentration beschreibt (Gl. 7.26) [33].

$$k_{Ads,t}(t_{Ads}) = \frac{\Gamma_s(t_{Ads})}{c_{OAS}} \quad (7.26)$$

Im Gegensatz zur reinen Diffusion, welche eine dreidimensionale Bewegung aufgrund einer Konzentrationsdifferenz darstellt, handelt es sich bei der Adsorption um einen gerichteten Transportprozess durch eine Grenzschicht hindurch. Deren Geschwindigkeit ergibt sich aus der Diffusionskonstante in der Lösung, der aus der Strömungsdynamik resultierenden Grenzschichtdicke und der Adsorptionsgeschwindigkeit. Dieser verläuft im Falle von Gasblasen über eine gebogene Ebene, die wie eine Kugelschale die jeweilige Transportfront darstellt.

7.3 Modell zur Abreicherung von OAS durch Flotation

Bei Flotationsapparaten wird die wichtigste Zielgröße durch die im Prozess zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche, deren geometrische Verteilung und Bewegung durch den Flotationsbehälter dargestellt. Diese bestimmt, welche Fläche zum Stofftransport zur Verfügung steht und welche Menge einer spezifischen Substanz an diese angelagert werden kann. Diesbezüglich wurde ein Berechnungsmodell entwickelt, welches die zuvor dargestellten Einflussfaktoren auf die Blasenströmung einbezieht. Mit diesem lässt sich auf Basis von thermodynamisch begründeten Differenzen im chemischen Potential zwischen Flüssigphase und Phasengrenzfläche die Anlagerung oberflächenaktiver Substanzen an die Phasengrenzfläche und die daraus folgende Konzentrationsabnahme berechnen.

7.3.1 Parameter-Einfluss auf die Phasengrenzfläche der Blasenströmung

In Blasenströmungen kommt es zu periodischen Strömungsfluktuationen in Form lokaler Wirbel durch welche sich die Blasengröße und Blasenverteilung in der Strömung und damit die Phasengrenzfläche dynamisch ändert. Dieses Strömungsverhalten inklusive der in der Blasenströmung auftretenden Koaleszenz ist sehr komplex. Daher können mit bestehenden Methoden die meisten Parameter nur global und zeitgemittelt erfasst beziehungsweise berechnet werden. Im Folgenden wurde deshalb ein stark vereinfachter Ansatz unter Einbeziehung der Gasleerrohrgeschwindigkeit, der Blasengröße und des Gasanteils verwendet, um die zeitlich und räumlich gemittelte Phasengrenzfläche im Flotationsapparat zu berechnen, den Strömungszustand abzuschätzen und eine Grundlage für die Berechnung des auftretenden Stofftransportes zu schaffen.

Mit der Blasengröße ändert sich die gesamte Hydrodynamik in dem Flotationsapparat inklusive der Verweilzeit des Blasenschwarmes und der Turbulenz der darin auftretenden Wirbel. Diese Wirbel verursachen insbesondere im wandnahen Bereich dynamische Strömungszonen, durch welche die aufsteigenden Gasblasen temporär in ihrer Bewegungsrichtung umgekehrt werden und damit nicht gleichmäßig aufsteigen. Aus den experimentellen Untersuchungen hat sich gezeigt, dass bei Blasengrößen zwischen $0,3\text{ mm}$ und 4 mm und einer Gasleerrohrgeschwindigkeit zwischen 5 mm/s und 25 mm/s die Reynolds-Zahl in dem Flotationsbehälter zwischen 150 und 2000 liegt und somit grundsätzlich noch eine laminare Strömung angenommen werden kann. Zudem wurde aus den experimentell erfassten Messdaten durch Regressionsanalyse die funktionale Beziehung zwischen der Gasleerrohrgeschwindigkeit, dem Sauterdurchmesser in der Blasenströmung und der daraus resultierenden Phasengrenzfläche ermittelt. Diesbezüglich hat sich in Arbeiten von Leiva et al. und Gorein et al. herausgestellt, dass die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b ein geeignetes Maß zur Bewertung der durch den Flotationsbehälter strömenden Phasengrenzfläche darstellt und eine Proportionalität zu dem gemessenen Gasanteil ε_g aufweist (s. Gl. 6.23). Die Proportionalität ergibt sich entsprechend Gl. 7.28 und wird insbesondere von dem Sauterdurchmesser d_{32} in der Blasenströmung und der Turbulenz in der

Strömung bestimmt. Daraus resultiert dann der Wert für die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} . Ist der Wert der Blasenauftiegsfunktion für eine gewisse Blasenströmung bekannt, so kann für einen definierten Sauterdurchmesser die mittlere Blasenauftiegsfunktion u_g und damit die Verweilzeit der Gasphase in dem Flotationsbehälter berechnet werden (Gl. 7.27, Gl. 7.28).

$$F_{Bl}(d_{32}) = \frac{J_g}{\varepsilon_g \cdot d_{32}} = \frac{u_g}{d_{32}} \quad (7.27)$$

$$S_b = J_g \cdot \frac{a_r}{\varepsilon_g} = J_g \cdot a_g = J_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = u_g \cdot \varepsilon_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = 6 \cdot F_{Bl}(d_{32}) \cdot \varepsilon_g(d_{32}) \quad (7.28)$$

Einen starken Einfluss auf die Blasenströmung und die Größe der Phasengrenzfläche besitzt diesbezüglich die jeweils in dem System vorliegende Salz- und OAS-Konzentration. Mit jeweils steigender Konzentration wird die Koaleszenz in der Blasenströmung zunehmend gehemmt wodurch der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung von Trinkwasser ausgehend immer kleiner wird. Mit der funktionalen Beziehung zwischen der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} und dem Sauterdurchmesser d_{32} , die aus der Messung des Sauterdurchmessers und des Gasanteils bei 0, 5, 10, 15 und 20 g/l Salz in Trinkwasser ermittelt wurde, kann die jeweilige Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b berechnet werden (Gl. 7.27).

Der Verlauf der Blasenauftiegsfunktion ist in Abbildung 7.7 mit Bezug zu der mittleren Blasenauftiegsfunktion dargestellt. Die Graphen in den beiden Diagrammen stellen die aus den Messwerten mit least-square-Methode approximierten Kurvenverläufe dar (s. Abb. 6.18).

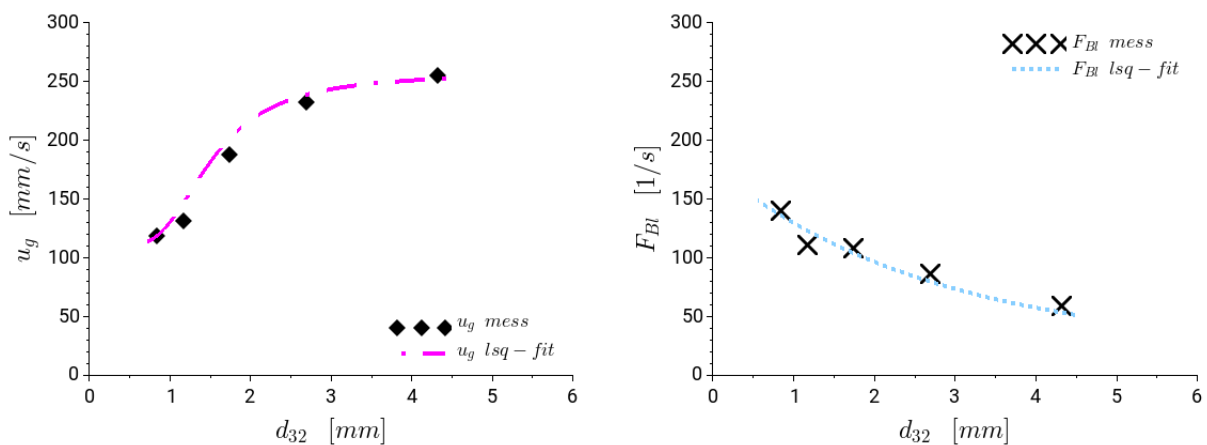


Abbildung 7.7: Experimentell ermittelte Blasenauftiegsfunktion u_g und approximierten Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} als Funktion des Sauterdurchmessers d_{32}

Durch Variation des Luftvolumenstromes und der damit an dem Flotationsbehälter anliegenden Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g ändert sich bei gleichbleibendem Sauterdurchmesser das in dem System vorliegende Luftvolumen und damit die Phasengrenzfläche. Mit dieser Kenntnis wird in dem erstellten Berechnungsmodell die Phasengrenzfläche und deren Verweilzeit in dem Flotationsbehälter berechnet, um diese zur Berechnung des flächenspezifischen Stofftransportes zu nutzen.

7.3.2 Parameter-Einfluss auf den Stofftransport

Die Adsorption oberflächenaktiver Substanzen an die durch Einbringung einer Blasenströmung erzeugte Phasengrenzfläche ist abhängig von der Größe der Phasengrenzfläche, der strömungsdynamischen Situation an der Phasengrenzfläche, der Kontaktzeit zwischen Gas- und Flüssigphase und der aus der Konzentration in der wässrigen Lösung resultierenden Potentialdifferenz zwischen Flüssigphase und Phasengrenzfläche. Diese Parameter beeinflussen sich gegenseitig, sodass in Flotationsprozessen in Abhängigkeit der Art des Flotationsapparates und der erzeugten Betriebsbedingung eine Überlagerung dieser Effekte stattfindet. Daraus resultiert letztendlich der Stofftransport der jeweiligen Substanz aus der Flüssigphase an die Phasengrenzfläche und deren Abreicherung aus dem System. Der in der Blasenströmung auftretende Potentialgradient wird von der Substanzart, der Konzentration der abzureichernden Substanz in der Flüssigphase und der Beladung an der Phasengrenzfläche bestimmt (Abschnitt 7.2). Die Größe der Phasengrenzfläche und die Strömungssituation an der Phasengrenzfläche wird wiederum durch die Begasungsart, die Begasungsrate und die in der wässrigen Phase gelösten und suspendierten Substanzen bestimmt. Die Identität der wässrigen Phase beeinflusst zudem die in der Blasenströmung auftretende Koaleszenz und damit das zu beobachtende Strömungsregime der Blasenströmung.

Aus der Betriebsweise des Flotationsapparates ergibt sich zudem die Verweilzeit von Gas- und Flüssigphase, welche auch die Kontaktzeit zwischen Blasenoberfläche und anzulagernden Molekülen der OAS darstellt, sowie die Turbulenz an der Phasengrenzfläche. Dadurch bildet sich bei der Flotation ein dynamischer Anlagerungsprozess aus, der lokal zu unterschiedlichen Beladungen der Phasengrenzfläche führt. Die Abhängigkeit des Stofftransportes von den einzelnen Betriebsparametern ist zur Berechnung der Konzentrationsänderung der OAS in dem jeweiligen Prozess von Interesse. Damit kann die Abreicherung in der wässrigen Phase und letztendlich der Stoffaustrag berechnet werden.

Zur Beschreibung dieser Anlagerungsprozesse sind im Laufe der Jahrzehnte unterschiedliche Ansätze und Theorien aus der klassischen Thermodynamik, der Strömungsmechanik und der Physikalischen Chemie verknüpft worden, um eine Kopplung von hydrodynamischen Kräften und Oberflächenkräften darzustellen. Damit kann das thermodynamische Gleichgewicht für gegebene Zustandsgrößen und die dynamischen Transportvorgänge berechnet werden. Dies wird realisiert, indem unter Einbeziehung der Filmtheorie und der Theorie der Phasengleichgewichte, beispielsweise mit dem Ansatz eines diffusions- oder kinetisch kontrollierten Anlagerungsmechanismus die Änderung der Beladung berechnet wird [6].

7.3.3 Berechnung des Stofftransportes an die Phasengrenzfläche

In Anlehnung an das Filmmodell wurde unter Vereinfachung der existierenden Methoden zur Berechnung des Stofftransportes ein Modell erstellt. Dieses kann genutzt werden, um für den untersuchten Gegenstrom-Flotationsapparat den Stofftransport an die Phasengrenzfläche zu

beschreiben und die Konzentrationsänderung über die Zeit in Abhängigkeit charakteristischer Betriebsbedingungen zu berechnen. Hierzu wird das gesamte betrachtete System, welches Flotations- und Vorlagebehälter inklusive der Rohrleitungen zur Zirkulation des Flüssigkeitsvolumens beinhaltet, auf Basis einer Compartment-Modellierung bilanziert. Die flüssige Phase und die durch diese aufsteigende Gasphase bilden also eigene Kompartimente, welche über die Phasengrenzfläche der erzeugten Blasen miteinander in Verbindung stehen.

7.3.3.1 Berechnung des Massenflusses an die Phasengrenzfläche

Ein Transport von Energie oder Materie ist grundsätzlich durch eine Differenz eines spezifischen Parameters zwischen zwei Orten mit ihrem jeweiligen thermodynamischen Zustand gekennzeichnet. So existiert an Gas- Flüssig-Phasengrenzflächen für die in der flüssigen Phase gelösten Moleküle einer spezifischen Substanz eine Potentialdifferenz, zwischen dem Kernbereich der flüssigen Phase und der Phasengrenzfläche. Deren Größe richtet sich, wie in Abschnitt 7.2 erläutert, nach den intermolekularen Kräften, die lokal an den einzelnen gelösten Molekülen angreifen. Bei oberflächenaktiven Substanzen bedeutet dies, dass eine gerichtete Kraft hin zur Phasengrenzfläche existiert. Daher wird diese bis zu dem Zeitpunkt beladen, bei welchem ein Gleichgewichtszustand erreicht wird. Damit sind grundsätzlich die Potentialdifferenz der Komponente i $\Delta\mu_i$ und der Fluss der Phasengrenzfläche \dot{A}_{PhG} proportional zur transportierten Stoffmenge (Gl. 7.29, Gl. 2.46).

$$dm_i/dt \sim \Delta\mu_i \times \dot{A}_{PhG} \quad (7.29)$$

Der Bezug zwischen dem chemischen Potential μ_i und der Beladung der Phasengrenzfläche ist in Abschnitt 2.2.2.2 erläutert. Auf dieser Basis wurde zur Darstellung der Potentialdifferenz, welche als Triebkraft des Anlagerungsprozesses wirkt, die Differenz zwischen maximaler Exzessbeladung $\Gamma_{exc}(c_{OAS})$ und momentaner lokaler Beladung $\Gamma_s(t_{vz,g}, c_{OAS})$ der Phasengrenzfläche berechnet (Gl. 7.30, 7.31).

$$\Gamma_s(t_{vz,g}, c_{OAS}) = k_{Ads,t}(t_{vz,g}) \cdot c_{OAS} \quad (7.30)$$

$$\Gamma_{exc}(c_{OAS}) = k_{Ads,exc} \cdot c_{OAS} \quad (7.31)$$

Beide Beladungen ergeben sich entsprechend der jeweils eingesetzten Adsorptionsisotherme und der daraus resultierenden Adsorptionsfunktion $k_{Ads,t}$ aus dem Stoffsystem und der Konzentration der in der flüssigen Phase gelösten oberflächenaktiven Substanzen (Abschnitt 7.2, Gl. 7.26).

$$k_{Ads,exc} = k_{Ads,t}(t_{\infty}) \quad (7.32)$$

Die Beladungsdifferenz dient damit als Referenzparameter zur Berechnung der Triebkraft und wird mit der Anlagerungsgeschwindigkeit β_{Ads} zur Berechnung des flächenspezifischen Stoffflusses J_{Ads} verwendet.

Damit ergibt sich entsprechend der Berechnung eines Stofftransportes in der Filmtheorie ein Massenstrom an die Phasengrenzfläche \dot{m}_{Ads} in Abhängigkeit der spezifischen Phasengrenzfläche a_r und dem Reaktorvolumen V_r (Gl. 7.33, 7.34).

$$J_{Ads} = \beta_{Ads} \cdot (\Gamma_{exc}(c_{OAS}) - \Gamma_s(t_{vz,g}, c_{OAS})) \quad (7.33)$$

In technischen Prozessen treten neben Diffusionskräften auch konvektiv induzierte Kräfte auf, welche die Geschwindigkeit der Anlagerung und die Menge der lokal angelagerten Moleküle beeinflussen. Diese konvektiven Kräfte sind beispielsweise in Blasensäulen so vielfältig, wie die Anzahl der technisch auftretenden Strömungsformen. Daher wird im Folgenden nur der integrale Einfluss der Strömungsdynamik auf den Stofftransport berücksichtigt.

$$\dot{m}_{Ads} = J_{Ads} \cdot a_r (J_g, d_{32}, F_{Bl}) \cdot V_r \quad (7.34)$$

Da durch die Strömung in dem Flotationsbehälter anstelle einer gleichmäßigen Diffusion eine sogenannte Wirbeldiffusion vorliegt, existieren an der Phasengrenzfläche der Blasen kleine Strömungswirbel. Damit ist die Dicke der Grenzschicht $\delta_{c,ED}$ (Wirbeldiffusion, engl.: eddy diffusion), über welche die Potentialdifferenz auftritt analog Gl. 7.35 bedeutend kleiner als bei einem ruhenden System (Gl. 7.35). Daher ist die Menge des bei gleicher Potentialdifferenz transportierten Stoffes in Blasenströmungen im Allgemeinen auch größer als bei laminar aufsteigenden Einzelblasen oder ruhenden Stoffsystemen.

$$\beta_l = \frac{D_l}{d_{Bl}} \cdot Pe_{Bl}^x = \frac{D_l}{\delta_{c,ED}} \quad (7.35)$$

Da bei der Adsorption neben der Diffusion auch adsorptive Anlagerungsvorgänge eine wesentliche Rolle spielen, wurde die Anlagerungskonstante $D_{ED,Ads}$ definiert, deren Größe über einen Anlagerungsfaktor $F_{ED,Ads}$ und die Diffusionskonstante der oberflächenaktiven Substanz in Wasser $D_{l,OAS}$ abgeschätzt wird (Gl. 7.36). Daraus lässt sich die Anlagerungsgeschwindigkeit bei der Adsorption β_{Ads} berechnen (Gl. 7.37).

$$D_{ED,Ads} = F_{ED,Ads} \cdot D_{l,OAS} \quad (7.36)$$

$$\beta_{Ads} = \frac{D_{ED,Ads}}{\delta_{c,ED}} \quad (7.37)$$

7.3.3.2 Bilanzgleichungen des Berechnungsmodells

In dem Berechnungsmodell wird über die Vorgabe von Randbedingungen der Stofftransport aus der wässrigen Phase an die Phasengrenzfläche und die damit einhergehende lokale Abnahme der Konzentration in dem Flotationsbehälter berechnet (Abb. 7.8). Weitere Informationen zu dem Berechnungsprogramm sind detailliert im Anhang dargestellt (Abb. A.6). Der aufzureinigende Wasservolumenstrom wird am Kopf des Flotationsbehälters zugeführt und kommt dann im

Gegenstrom mit der aufsteigenden Phasengrenzfläche der Blasenströmung in Kontakt (Abb. 7.1). Hierbei erfolgt ein Transport der oberflächenaktiven Substanz aus der Kernphase an eine sich mit den Betriebsparametern ändernde Phasengrenzfläche. An dieser werden in dem dargestellten Modell lediglich die gemittelte, irreversible Anlagerung und keine weiteren, lokalen Adsorptions- und Desorptionsvorgänge wie Kappen- und Nachlaufbildung an den Einzelblasen betrachtet.

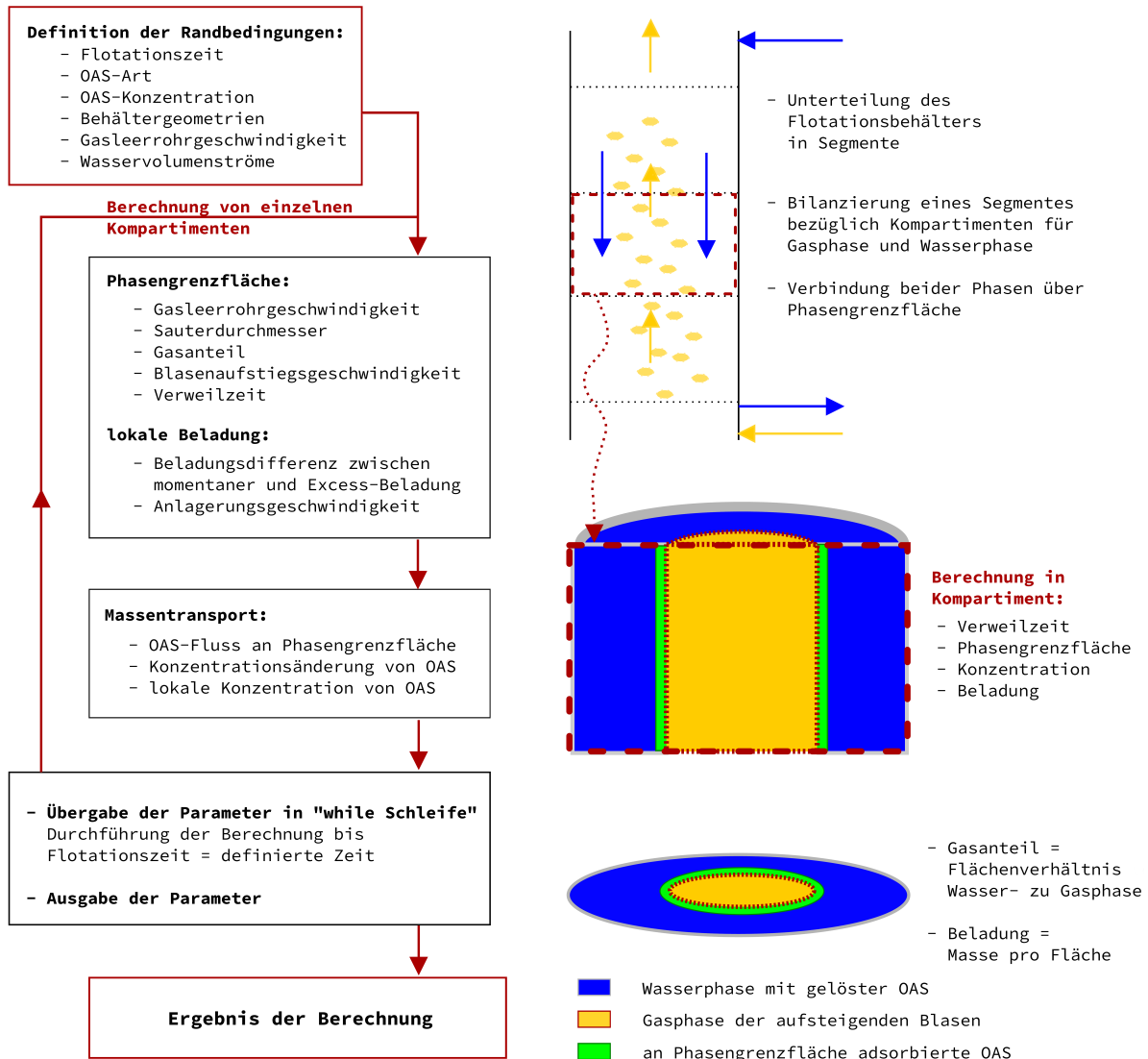


Abbildung 7.8: Einflussparameter auf den Stofftransport und daraus abgeleiteter Aufbau des Compartment-Modells für die Abreicherung von oberflächenaktiven Substanzen

Zur Berechnung des Stofftransportes wurde eine „while“-Schleife implementiert, welche den Stofftransport an die Phasengrenzfläche in einzelne, frei definierbare Zeitschritte unterteilt. Zusätzlich wurde der Flotationsbehälter in eine variable Anzahl von vertikal übereinander angeordneten Segmenten (n_{segm}) unterteilt. Damit lässt sich die Konzentrationsabnahme mit zunehmender Verweilzeit sowohl für den Fall einer idealen Vermischung als auch eines Strömungsrohres berechnen. Der am Boden des Flotationsbehälters austretende Volumenstrom fließt zurück in den Vorlagebehälter und vermischt sich mit dem dort befindlichen Flüssig-

keitsvolumen unter Annahme einer idealen Vermischung. Diese Berechnungsroutine wird unter Aufsummierung der Flotationszeit durchgeführt bis der in der Schleife definierte Endzeitpunkt erreicht ist.

Durch Vorgabe der Art der abzureinigenden oberflächenaktiven Substanz, deren Konzentration und der Konzentration weiterer in der flüssigen Phase gelöster Koaleszenz-verändernder Substanzen wird die Blasengröße im Flotationsbehälter beeinflusst. Mit Hilfe der Daten aus der experimentellen Untersuchung wird der funktionale Zusammenhang zwischen der Konzentration dieser Substanzen und der Blasengröße definiert, sodass in Kombination mit dem in das System induzierten Luftvolumenstrom die Größe der spezifischen Phasengrenzfläche a_r durch Umstellung von Gl. 7.28 berechnet werden kann (Gl. 7.38). Die in dem einzelnen Segment vorliegende Phasengrenzfläche ergibt sich damit aus Gleichung 7.39.

$$a_r(c_{OAS}) = a_r(J_g, d_{32}(c_{OAS})) = a_g(d_{32}) \cdot \varepsilon_g(J_g, d_{32}) = \frac{6 \cdot J_g}{d_{32}^2 \cdot F_{Bl}(d_{32})} \quad (7.38)$$

$$A_{PhG,segm} = a_r(c_{OAS}) \cdot V_{r,segm} \quad (7.39)$$

Die Verweilzeit der Gasphase ergibt sich ebenfalls aus der Aswertung der experimentell ermittelten Daten, welche den Zusammenhang zwischen Blasengröße und Aufstiegs geschwindigkeit zur Verfügung stellen (Abschnitt 7.3.1, Gl. 7.27, Gl. 7.28). Damit kann die Verweilzeit der in dem Segment befindlichen Gasphase in Abhängigkeit der Höhe des Segmentes im Flotationsbehälter $h_{Fb,lok}$ nach Gl. 7.40 berechnet werden.

$$t_{vz,g} = \frac{h_{Fb,lok}}{u_g} \quad (7.40)$$

Damit lässt sich der flächenspezifische Stofffluss J_{Ads}^* berechnen, der auch die experimentell festgestellte minimale Schäumungskonzentration c_{min} berücksichtigt. Dadurch findet eine Anlagerung und Abreicherung der jeweiligen OAS nur bis zum Erreichen der Minimalkonzentration statt (Gl. 7.41).

$$J_{Ads}^* = \beta_{Ads} \cdot (\Gamma_{exc}(c_{OAS}) - \Gamma_s(t_{vz,g}, c_{OAS}) - (\Gamma_{exc}(c_{min}) - \Gamma_s(t_{vz,g}, c_{min}))) \quad (7.41)$$

Die an die spezifische Phasengrenzfläche angelagerte Stoffmenge hat in der Verweilzeit des Wassers im Segment $t_{vz,w,segm}$ eine Konzentrationsabnahme $\Delta c_{OAS,segm}$ zur Folge (Gl. 7.42).

$$\frac{\Delta c_{OAS,segm}}{t_{vz,w,segm}} = J_{Ads}^* \cdot a_r(c_{OAS}) \quad (7.42)$$

Daraus ergibt sich durch Umstellung und Multiplikation mit dem Volumen des Segmentes $V_{r,segm}$ die Massendifferenz der OAS, welche durch die Phasengrenzfläche ausgetragen wird (Gl. 7.43).

$$\Delta m_{OAS,segm} = J_{Ads}^* \cdot a_r(c_{OAS}) \cdot V_{r,segm} \cdot t_{vz,w,segm} \quad (7.43)$$

Diese Daten werden in dem Berechnungsprogramm auf temporär definierte Variablen übergeben und sequentiell in einer Matrix gespeichert. Damit stehen im Anschluss der Berechnung zur Kontrolle der zeitlich sich verändernden Konzentrationen in Abhängigkeit von vertikaler Höhe und Flotationszeitpunkt die für den Flotationsprozess ermittelten Parameter zur Verfügung. Die Berechnung des Stofftransportes an die Phasengrenzfläche ermöglicht letztendlich die Ausgabe der OAS-Konzentration zu einem definierten Zeitpunkt und lokaler Höhe in dem Flotationsbehälter in Abhängigkeit der Anzahl definierter Segmente. Damit kann bei Vorliegen geeigneter Datensätze der Abreicherungsprozess einer oberflächenaktiven Substanz durch Stofftransport an die Phasengrenzfläche für unterschiedliche Betriebsbedingungen und Stoffsysteme berechnet werden. Die Berechnung erfolgt bis zur Erreichung einer fest definierbaren Flotationszeit. Zur Darstellung der Berechnungsweise des Modells wurden im folgenden Abschnitt charakteristische Betriebsbedingungen gewählt.

7.4 Berechnung der Abreicherung von SDS durch Flotation

Im Folgenden wird der Stofftransport oberflächenaktiver Substanzen innerhalb eines Gegenstrom-Flotationsapparates mit SDS als oberflächenaktiver Modellsubstanz betrachtet. Die Begasung der wässrigen Lösung wird mit einem definierten Luftvolumenstrom über einen Flüssigkeitsstrahlapparat durchgeführt, sodass an der Phasengrenzfläche der im Flotationsbehälter entstehenden Blasenströmung eine Anlagerung von SDS stattfindet. Für dieses System werden die aus den Randbedingungen resultierenden Betriebsbedingungen und Kennzahlen berechnet und die Anwendbarkeit des Berechnungsmodells in der Praxis dargestellt.

7.4.1 Randbedingungen bei der Flotation von SDS

Der Stofftransport oberflächenaktiver Substanzen in einem spezifischen Flotationsapparat ist abhängig von den Randbedingungen des technischen Systems, welche von der Konzentration der beteiligten Substanzen, der eingestellten Betriebsparameter des Apparates und der daraus resultierenden Strömungssituation bestimmt werden. Die Konzentration von Koaleszenzbeeinflussenden und oberflächenaktiven Substanzen wie Salzen, Tensiden, Eiweißen und organischer Last besitzen wesentliche Auswirkungen auf die Blasenströmung und den Stofftransport an die Phasengrenzfläche durch welchen sie aus dem System ausgetragen werden. Einerseits verändern sie durch die Beeinflussung der Koaleszenz in der Blasenströmung die Größe der Blasen in dem Blasenschwarm, deren Anzahl und damit die Größe der dynamisch durch den Flotationsapparat strömenden Phasengrenzfläche inklusive der daraus resultierenden Strömungsdynamik. Zudem ändern Sie die Identität der Phasengrenzfläche durch Anlagerung an diese unter Ausbildung eines Films beziehungsweise einer Grenzschicht.

In Abhängigkeit der Beladung der Phasengrenzfläche ergibt sich für die einzelnen Blasen ein charakteristisches Strömungsverhalten mit einem charakteristischen Kräftefeld an der Grenz-

schicht, durch welches die Kinetik der Anlagerung wiederum beeinflusst wird. Damit tragen solche gelösten Substanzen, aber auch andere partikuläre Verunreinigungen beziehungsweise oxidierende Gase wie Ozon zu einer Änderung der Strömungssituation im Flotationsapparat unter gleichzeitiger Abreicherung der oberflächenaktiven Substanzen bei. Hierdurch liegen für jeden Konzentrationsbereich oberflächenaktiver Substanzen in Abhängigkeit des eingebrachten Gasvolumenstromes unterschiedliche Betriebsbedingungen vor. Im Folgenden ist die Abreicherung von SDS als Modellsubstanz für exemplarische Randbedingungen mit Hilfe des zuvor erläuterten Berechnungsmodells dargestellt, um deren Einfluss auf die Abreicherung von SDS im Rahmen technisch relevanter Betriebsbereiche aufzuzeigen.

Für die Anlagerungsgeschwindigkeit β_{Ads} ergibt sich mit dem von Wang et al. [41] gemessenen Wert für die Diffusionskonstante von SDS $D_{l,SDS}$ und einer über die Peclet-Zahl abgeschätzten Grenzschichtdicke $\delta_{c,ED,SDS}$ von $5 \mu\text{m}$ ein grober Richtwert, welcher zur Berechnung des Massenstromes an die Phasengrenzfläche in das Berechnungsprogramm eingegeben werden kann (Gl. 7.44).

$$\beta_{Ads,SDS} = \frac{D_{l,SDS} \cdot F_{ED,Ads,SDS}}{\delta_{c,ED,SDS}} = \frac{8 \cdot 10^{-11} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \cdot 10}{5 \cdot 10^{-6} \text{m}} = 1,6 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (7.44)$$

Um die Geschwindigkeit der Abreicherung auf die empirischen Werte einzustellen, wurde der Anlagerungsfaktor $F_{ED,Ads,SDS}$ von dem Standard-Wert 1 auf einen Wert zwischen 10 und 50 gesetzt. Dies hat entsprechend der dargestellten Theorie eine proportionale Vergrößerung der Adsorptionsgeschwindigkeit zur Folge, welche nach Gl. 7.36 in die die Anlagerungskonstante $D_{ED,Ads}$ einfließt. Im Rahmen dieses Modells besitzt dieser Faktor zusätzlich die Funktion eines Korrekturfaktors zur Einberechnung von nicht berücksichtigten Einflüssen der Adsorptionsschicht, strömungsdynamisch-induzierter Anlagerungsphänomenen und der tatsächlich anliegenden Beladungsdifferenz (vgl. Gl. 7.41).

Die minimal erreichbare OAS-Konzentration setzt sich aus der eingesetzten Minimalkonzentration c_{min} der oberflächenaktiven Substanz und der Detektionsgrenze zusammen. Für die Detektionsgrenze wird, wie bei der Berechnung der Flotationsrate in der experimentellen Untersuchung ein Wert von $0,02 \text{ mg/l}$ verwendet. Die Detektionsgrenze ist damit bedeutend kleiner als die minimale Schäumungskonzentration, welche für SDS in Trinkwasser $1,5 \text{ mg/l}$ und in Salzwasser einer NaCl-Konzentration von 20 g/l entsprechend der durchgeführten Experimente einen Wert von $0,7 \text{ mg/l}$ aufweist.

7.4.2 Variation der Begasungsrate und der OAS-Konzentration

Im technischen Einsatz von Flotationsapparaten wird die Größe des eingebrachten Gasvolumenstromes und die daraus resultierende Begasungsrate in Abhängigkeit der aufzureinigenden Substanzart und ihrer Konzentration so eingestellt, dass der Aufreinigungsprozess bezüglich des

Stoffaustausch in einem optimalen Betriebsbereich abläuft. Dies bedeutet, dass zur Erreichung einer möglichst effektiven Abreicherung die Begasungsmenge auf das Schäumungsverhalten der OAS anzupassen ist und sich damit für jede Begasungsrate eine unterschiedliche Abreicherungsgeschwindigkeit in Abhängigkeit der bereitgestellten Phasengrenzfläche ergibt. Um diesen Einfluss abzubilden, wurde die Größe des Luftvolumenstromes zwischen einem für den Flotationsprozess an dem Technikumsteststand kleinen Volumenstrom von $5 \text{ m}^3/\text{h}$ bis zu einem großen Volumenstrom von $15 \text{ m}^3/\text{h}$ variiert. Die mit dem Berechnungsprogramm aus den Randbedingungen berechnete Abreicherung von SDS in Trinkwasser ist anhand der OAS-Konzentration c_{OAS} in Abbildung 7.9 für Luftvolumenströme von 5, 10 und $15 \text{ m}^3/\text{h}$ dargestellt. Daraus ist ersichtlich, dass mit abnehmendem Luftvolumenstrom ist, die zur Erreichung der Minimalkonzentration (schwarze Gerade) benötigte Flotationszeit t_{Flot} ansteigt (Abb. 7.9, links). Dies ist in entscheidendem Maße auf die Abnahme der spezifischen Phasengrenzfläche a_r zurückzuführen, welche sich entsprechend Gl. 6.7 proportional zur Gasleerrohrgeschwindigkeit und dem Gasanteil verhält.

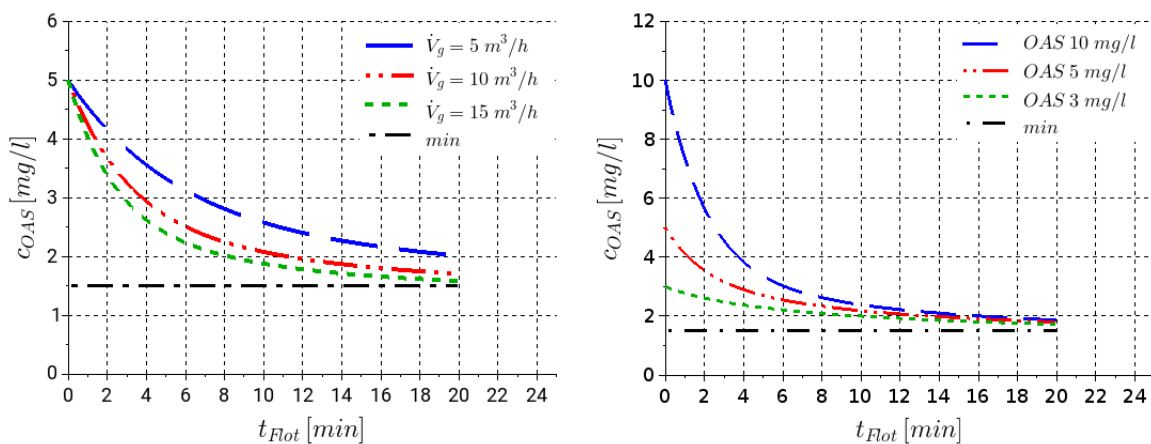


Abbildung 7.9: Berechnete Konzentration einer oberflächenaktiven Substanz c_{OAS} als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei Variation des Luftvolumenstroms (links) und bei konstantem Luftvolumenstrom von $5 \text{ m}^3/\text{h}$ mit Variation der OAS-Anfangskonzentration (rechts)

Die Betriebsbedingungen in einem Flotationsapparat zur Schaumfraktionierung ändern sich mit der OAS-Konzentration, der Blasengröße und dem daraus resultierenden Stofftransport. Dadurch ändert sich bei der Abreicherung von OAS im Satzbetrieb mit der Abnahme der OAS-Konzentration die Krümmung der jeweiligen Abreicherungskurve. Hierbei ist die Phasengrenzfläche zudem als Variable zu betrachten, da sich der Sauterdurchmesser d_{32} mit der OAS-Konzentration c_{OAS} ändert. Dieser Sachverhalt kann mit der dargestellten Berechnungsmethode berücksichtigt werden, sodass der Verlauf der OAS-Konzentration als Funktion der Flotationszeit in Abhängigkeit der jeweiligen OAS-Konzentrationen berechnet werden kann (Abb. 7.9, rechts).

7.4.3 Variation der Salzkonzentration

Wie zuvor dargestellt, ergibt sich aus der Begasung mit einem definierten Gasvolumenstrom bei der Variation der Konzentration gelöster, Koaleszenz hemmender Substanzen eine daraus resultierende Auswirkung auf den Sauterdurchmesser der Blasenströmung. Aus der Regression experimenteller Daten ergibt sich, dass dieser für eine NaCl-Konzentration zwischen 0 und 20 mg/l zwischen 0,3 und 4,5 mm beträgt (Abb. 6.45).

Auf dieser Basis ist in Abbildung 7.10 der Verlauf der OAS-Konzentration c_{OAS} und des Sauterdurchmessers d_{32} als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} für eine Salzkonzentration von 0, 10 und 20 g/l bei einem Luftvolumenstrom von 5 m³/h dargestellt. Die minimale Schäumungskonzentration wurde hierbei auf Basis der Messungen der minimalen Schäumungskonzentration von SDS in Trinkwasser auf folgende Werte gesetzt (siehe Abschnitt 6.2.1; $c_{OAS,min} = [1,5; 0,8; 0,3] \text{ mg/l}$ bei $[0; 10; 20] \text{ g/l}$ Salz).

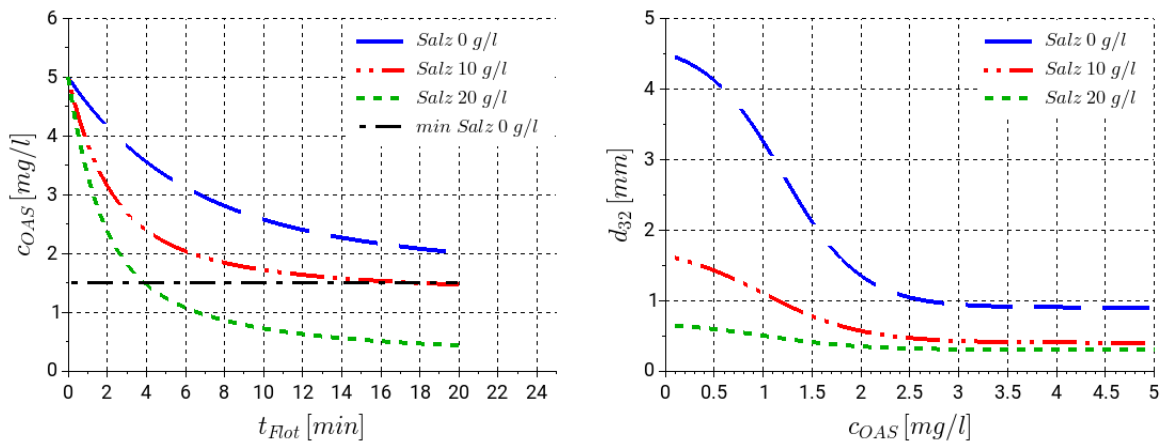


Abbildung 7.10: Verlauf der SDS-Konzentration c_{OAS} (links) und des Sauterdurchmessers d_{32} (rechts) als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei Variation der Salzkonzentration mit minimaler Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$

Während der Flotation nimmt durch die Abnahme der OAS-Konzentration der Sauterdurchmesser zu (Abb. 7.10, rechts). Ab einer OAS-Konzentration von 2,5 mg/l trägt die Änderung der in dem System zum Stofftransport zur Verfügung stehenden Phasengrenzfläche zu einer wesentlichen Abflachung der Abreicherungskurve bei. Die Größe der Phasengrenzfläche ist hierbei nach Gl. 6.33 proportional zu den im Berechnungsmodell kontinuierlich berechneten Designparametern Gasanteil ε_g und Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b (Abb. 7.11).

Es ist zu beobachten, dass mit steigender NaCl-Konzentration die Abreicherungsgeschwindigkeit zunimmt, wobei dies wesentlich auf die ansteigende Größe der Phasengrenzfläche zurückzuführen ist. Zudem wird mit einer höheren Salzkonzentration entsprechend der durchgeführten Experimente eine kleinere Minimalkonzentration erreicht, da auch bei kleinen SDS-Konzentrationen die Blasengröße klein bleibt und damit bis zu kleineren SDS-Konzentrationen eine Schäumung und ein hierdurch realisierter Stofftransport stattfindet. Dies ist plausibel, da der Flotationsprozess im Gegensatz zu einer herkömmlichen Flüssig-Flüssig-Reaktion nicht in

dem gesamten Behältervolumen, sondern nur an der Phasengrenzfläche stattfindet. Dadurch wird in Flotationsverfahren mit einer steigenden Salzkonzentration der Stofftransport mit der Bereitstellung einer größeren Phasengrenzfläche intensiviert.

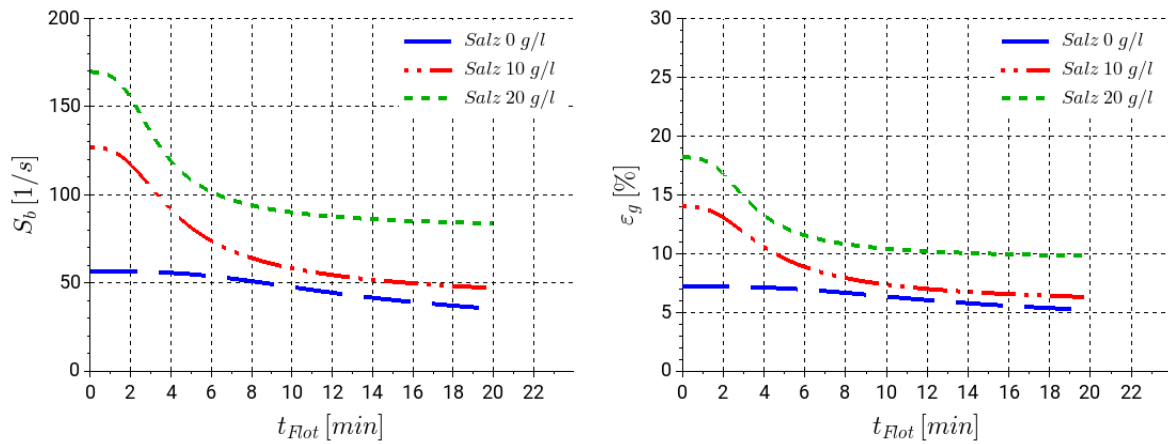


Abbildung 7.11: Verlauf der Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b (links) und des Gasanteils ϵ_g (rechts) als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei Variation der Salzkonzentration

In Abbildung 7.12 ist links der Sauterdurchmesser als Funktion der Flotationszeit dargestellt. Dieser ergibt sich aus der empirisch festgestellten, funktionalen Beziehung zwischen OAS-Konzentration und Sauterdurchmesser für eine NaCl-Konzentration von 0 und 20 g/l. Die hierbei gefundenen Korrelationen in Trinkwasser (0 g/l) und Salzwasser (20 g/l) wurden für die Salzkonzentration von 10 g/l angepasst und sind für unterschiedliche Salzarten und Arten der Blasenenerzeugung zu validieren (s. A.2.3).

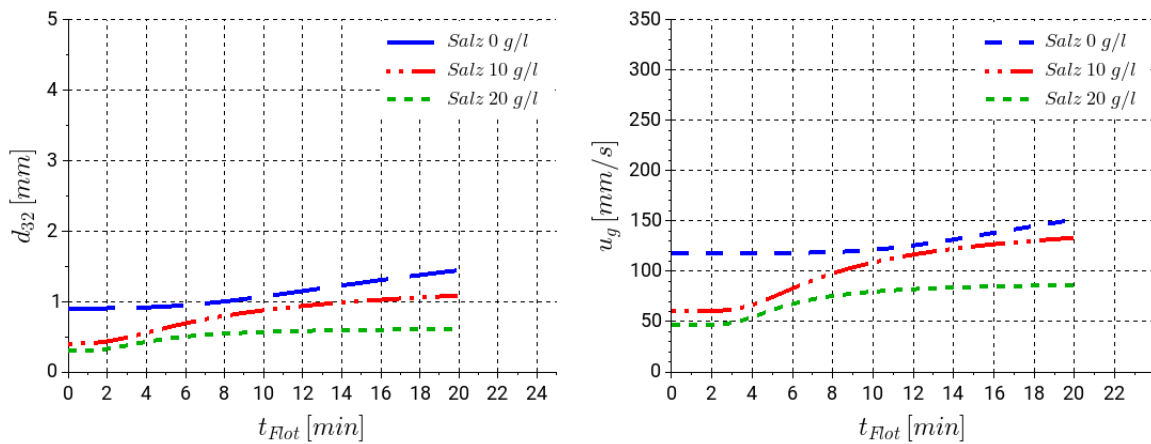


Abbildung 7.12: Verlauf des Sauterdurchmessers d_{32} und der mittleren Blasenauftiegs-geschwindigkeit u_g als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} bei Variation der Salzkonzentration

Entsprechend Abbildung 7.7 steigt mit zunehmendem Sauterdurchmesser d_{32} auch die mittlere Blasenauftiegs-geschwindigkeit u_g während der Abreicherung (Abb. 7.11, rechts). Damit lässt sich die mittlere Phasengrenzfläche und die Anlagerung an diese mit der dargestellten Berechnungsmethode relativ einfach berechnen. Um weitere Einflussgrößen, wie die lokale Beladung der Phasengrenzfläche, die Schaumbildung und die Schaumstabilität inklusive des

ausgetragenen Wasserstroms zu berechnen, sind weitergehende Untersuchungen an diversen Flotationsapparaten mit charakteristischen oberflächenaktiven Substanzen notwendig.

7.4.4 Beladung der Phasengrenzfläche

Die entwickelte Methode zur Berechnung des Stoffaustrages bei der Flotation von oberflächenaktiven Substanzen (OAS) unterscheidet sich von bisherigen Ansätzen durch die Berücksichtigung der Beladung der Phasengrenzfläche, deren Einfluss auf den Sauterdurchmesser und die damit sich während der Flotation ändernde Größe der Phasengrenzfläche. Hierbei wird bei gegebener OAS-Konzentration aus der daraus resultierenden maximalen Beladung und der momentanen Beladung der Phasengrenzfläche eine Beladungsdifferenz berechnet, die den Potentialgradienten repräsentiert und die Triebkraft des Stofftransportes darstellt.

Im Folgenden wird für eine Anfangskonzentration von 10 mg/l SDS der Verlauf der Konzentration und der Beladung über die Füllhöhe des Flotationsbehälters von 1,2 m verwendet, um den im Flotationsbehälter auftretenden Stofftransport aus der Kernphase an die Phasengrenzfläche näher zu erläutern (Abb. 7.13). Die Blasenströmung wird auf einer Höhe von 0,3 m am Flotationsbehälter eingedüst, so dass die Blasenströmung in dem Flotationsbehälter eine Höhe $h_{Fb,BS}$ von 0,9 m aufweist. Für eine SDS-Konzentration zwischen 1,5 und 10 mg/l beträgt der Blasendurchmesser in Trinkwasser zwischen 0,7 und 2,5 mm, so dass die berechnete Aufstiegs geschwindigkeit bei Werten zwischen 100 und 200 mm/s liegt. Daraus ergibt sich für die Gasphase eine Verweilzeit $t_{vz,g}$ in dem Flotationsbehälter zwischen 4 und 9 Sekunden (Gl. 6.3). Zur Visualisierung der Zusammenhänge sind charakteristische Zeitpunkte der Flotation t_{Flot} und hierbei vorliegende SDS-Konzentrationen c_{OAS} aus den zuvor dargestellten Randbedingungen extrahiert worden (Abb. 7.13, links).

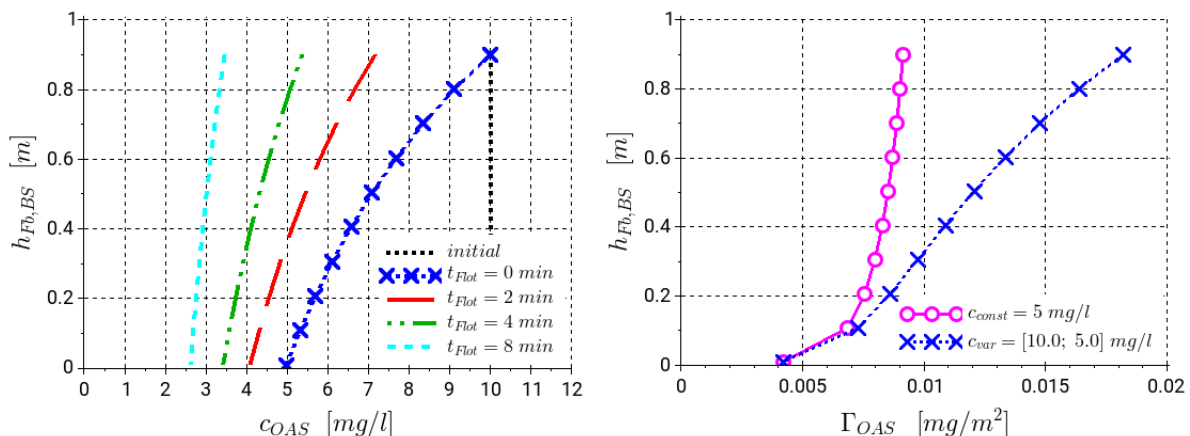


Abbildung 7.13: Änderung der OAS-Konzentration c_{OAS} entlang der Höhe im Flotationsbehälter zu unterschiedlichen Zeitpunkten der Flotation t_{Flot} (links); Mit Adsorptionsisotherme und Compartment-Modell berechneter Verlauf der Beladung der Phasengrenzfläche Γ_{OAS} als Funktion der Höhe der Blasenströmung im Flotationsbehälter $h_{Fb,BS}$ für eine konstante OAS-Konzentration und für ein Konzentrationsprofil (rechts)

Zu Beginn der Abreicherung (initial = vor der Begasung) beträgt die OAS-Konzentration in dem gesamten Flotationsbehälter 10 mg/l. Diese ändert sich bei Begasung über die Höhe des Flotationsbehälters entsprechend der Kontaktzeit mit der aufsteigenden Blasenströmung, sodass sich in Abhängigkeit der Höhe der Blasensäule ein Konzentrationsprofil ausbildet (blaue Kurve). Mit zunehmender Flotationszeit und steigender Anzahl an Durchläufen des rezirkulierten Wasserstroms, nimmt die OAS-Konzentration am Eintritt in den Flotationsbehälter und die Konzentrationsdifferenz zwischen einströmendem und ausströmendem Wasserstrom immer weiter ab bis die minimale Schäumungskonzentration erreicht wird. Dann ändert sich das Konzentrationsprofil nicht mehr, da bei dieser OAS-Konzentration zwar die Phasengrenzfläche beladen werden kann, diese jedoch nicht ausreicht, um ein Schaumwachstum und damit einen Stoffaustausch zu erreichen. Dies rührt entsprechend der thermodynamischen Betrachtung daher, dass hin zu kleineren OAS-Konzentrationen die Differenz des chemischen Potentials zwischen Flüssigphase und Phasengrenzfläche abnimmt und die Phasengrenzfläche damit weniger und langsamer beladen wird.

Zur Visualisierung der Beladung der Phasengrenzfläche wird zu Beginn der Abreicherung ein Sauterdurchmesser von 1,0 mm und eine Aufstiegsgeschwindigkeit von 120 mm/s angenommen. Daraus resultiert eine Verweilzeit der Gasphase $t_{vz,g}$ von 7,5 Sekunden, welche die zur Anlagerung zur Verfügung stehende Adsorptionszeit t_{Ads} darstellt. Die Beladung der Phasengrenzfläche Γ_{OAS} wird durch die in Gl. 7.25 definierte Adsorptionsisotherme in Abhängigkeit der OAS-Konzentration in der Wasserphase und der Verweilzeit der Blasen beim Aufstieg berechnet. Die Beladung der in den Flotationsbehälter eingebrachten Blasenströmung nimmt mit der lokalen Höhe in dem Flotationsbehälter $h_{Fb,BS}$ zu (Abb. 7.13, rechts). Wird in dem Flotationsbehälter von einer idealen Vermischung bei einer OAS-Konzentration von 5 mg/l ausgegangen, steigt die Beladung bis auf 0,006 mg/m² und nähert sich hierbei asymptotisch der für die gegebene OAS-Konzentration maximalen Beladung an (lila Kurve). Wird jedoch von einer Konzentrationsschichtung in dem Flotationsbehälter ausgegangen, so repräsentiert die blaue Kurve die Beladung zu Anfang des simulierten Abreicherungsexperimentes mit einer OAS-Konzentration von 10 mg/l im Kopf und einer Konzentration von 5 mg/l am Boden des Flotationsbehälters. In diesem Fall steigt die Beladung der Phasengrenzfläche in vertikaler Richtung mit der OAS-Konzentration an.

Das reale Konzentrationsprofil in dem Flotationsbehälter ergibt sich grundsätzlich in Abhängigkeit der Geometrie des Flotationsbehälters, der Größe des eingebrachten Luftvolumenstroms und dem Sauterdurchmesser in der Blasenströmung. Daraus ist ersichtlich, dass die Konzentrationsschichtung des im Gegenstrom betriebenen Flotationsbehälter mit einem steigenden Verhältnis von Höhe zu Durchmesser aufgrund der bei gleicher Aufstiegsgeschwindigkeit steigenden Kontaktzeit zwischen Wasserphase und Blasenströmung zunimmt. Dieser Sachverhalt kann in dem Berechnungsprogramm durch Variation der Anzahl an übereinander angeordneten Segmenten und daraus resultierenden Berechnungspunkten berücksichtigt werden.

Kapitel 8

Diskussion der Ergebnisse

Im Rahmen dieser Arbeit wurde ein Strahl-Kolonnenflotationsapparat untersucht, der zur Abtrennung von oberflächenaktiven Substanzen und Partikeln aus wässrigen Stoffströmen eingesetzt wird. In diesem Apparat wird über einen Flüssigkeitsstrahlapparat eine Blasenströmung erzeugt und in den Flotationsbehälter geleitet (Abb. 1.1). Hierdurch wird an der aufsteigenden Blasenströmung eine Phasengrenzfläche zum Stofftransport bereitgestellt. Der Erzeugung und Verteilung der Phasengrenzfläche kommt in dem Flotationsverfahren eine Schlüsselfunktion zu, weil der Flotation ein grenzflächenbestimmter Prozess zu Grunde liegt. Die zur Untersuchung des technischen Systems durchgeführten Arbeiten sind in folgender Übersicht strukturiert und zeigen die einzelnen Bereiche, in welchen die im Folgenden dargestellten Ergebnisse erzielt wurden (Abb. 8.1). Die Arbeiten unterteilen sich in den Bereich „Strömungsdynamik“ (gelb), in welchem die Erzeugung der Blasenströmung und deren Strömungsverhalten in dem Flotationsbehälter untersucht wurde, und den Bereich „Stofftransport“ (rot), in welchem die Anlagerung von SDS als oberflächenaktive Modellsubstanz an die durch die Blasenströmung bereitgestellte Phasengrenzfläche untersucht wurde.

- **Bereich „Strömungsdynamik“:** (Kapitel 5 + 6)
 - **Erzeugung der Blasenströmung** am Flüssigkeitsstrahlapparat durch Strömungssimulation mit FPM und experimentelle Untersuchung des Einflusses von Treibdruck und FSA-Geometrie auf angesaugten Luftvolumenstrom
 - **Strömungsdynamik der Blasenströmung** im Flotationsbehälter mit Fokus auf der Größe der Phasengrenzfläche
- **Bereich „Strömungsdynamik und Stofftransport“:** (Kapitel 6 + 7)
 - **Stofftransport von oberflächenaktiven Substanzen** im Flotationsbehälter und Abreicherung im Satzbetrieb
 - **Modellbildung des Stofftransportes und -austrages:** Berechnung der Anlagerung von oberflächenaktiven Substanzen an die Phasengrenzfläche über eine Adsorptionsisotherme; Berechnung des flächenbezogenen Stoffaustrages

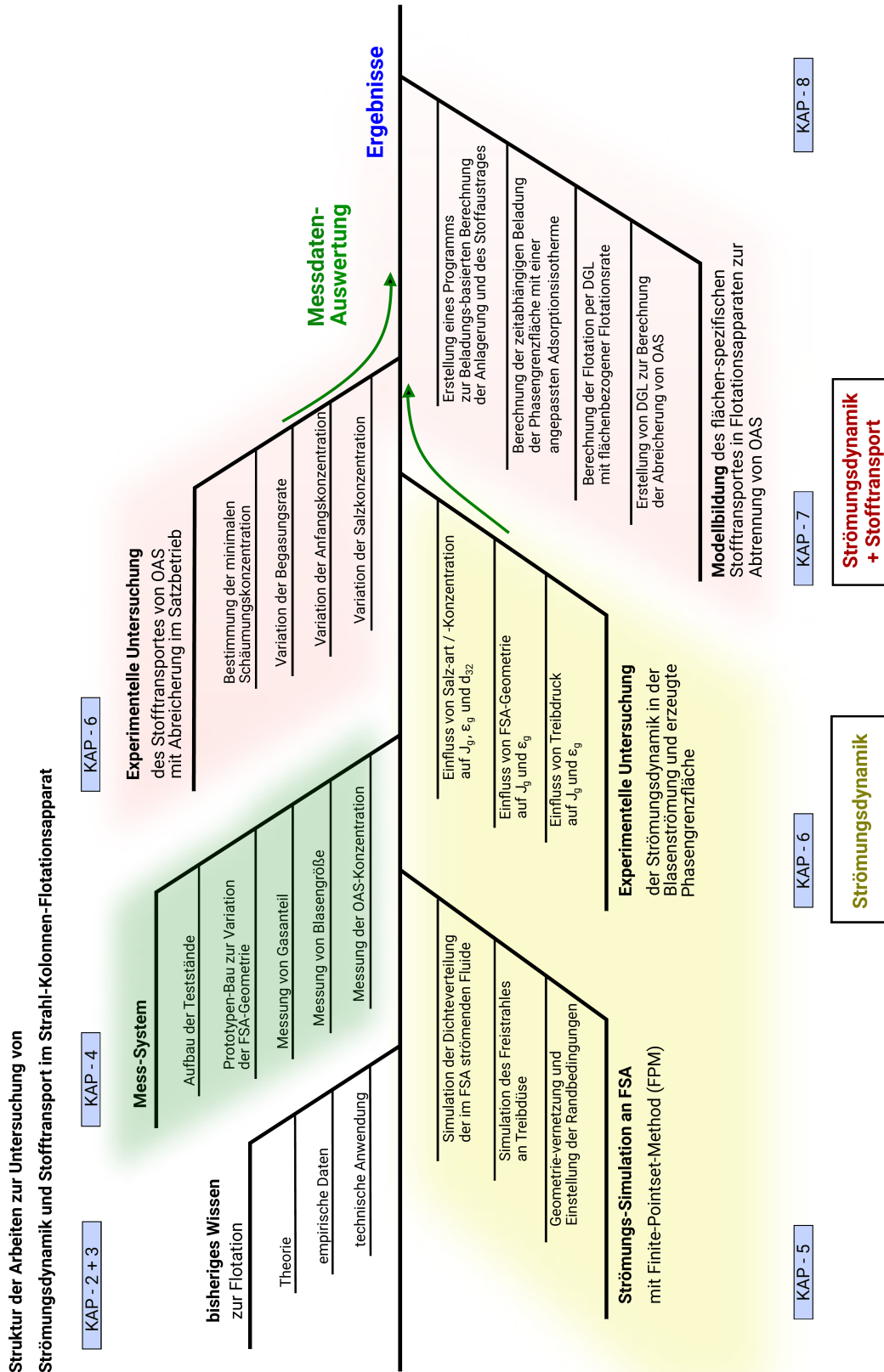


Abbildung 8.1: Zusammenfassung der durchgeführten Arbeiten mit Bezug zu Strömungsdynamik und Stofftransport an der Blasenströmung eines Strahl-Kolonnenflotationsapparates zur Abtrennung von oberflächenaktiven Substanzen (OAS)

Das Ziel dieser Untersuchungen in den einzelnen Bereichen ist, die in Strahl-Kolonnenflotationsapparaten auftretenden Betriebszustände und Transportvorgänge besser zu verstehen und durch Kenntnis der funktionalen Zusammenhänge zwischen den einzelnen Betriebsparametern die Auslegung solcher Apparate zu verbessern. Zudem sollte die empirische Datenbasis vergrößert und die bestehenden Berechnungsgrundlagen weiter entwickeln werden, um in Zukunft die Stofftransportvorgänge in Flotationsverfahren einfacher und exakter als bisher berechnen zu können. Die einzelnen Ergebnisse werden im Folgenden eingehend diskutiert.

8.1 Erzeugung der Blasenströmung

In Strahl-Kolonnenflotationsapparaten wird die Blasenströmung zur Bereitstellung der Phasengrenzfläche in einem Flüssigkeitsstrahlapparat (FSA) erzeugt. Damit werden die Menge des in den Flotationsbehälter eingebrachten Gasvolumenstroms und die Strömungsform durch die Art des Flüssigkeitsstrahlapparates und dessen Betriebsweise bestimmt. Zur Auswahl des Strahlapparates existieren in der technischen Anwendung empirisch ermittelte Kennlinien von kommerziell erhältlichen, standardisierten Flüssigkeitsstrahlapparaten, die sich jedoch grundsätzlich auf die Größe des eingebrachten Gasvolumenstromes und nicht auf die Art und Größe der erzeugten Phasengrenzfläche beziehen [113, 114]. Jedoch erfordert die Verwendung eines Strahlapparates zur Erzeugung einer definierten Blasenströmung eine spezifische Auslegung der Geometrie und Betriebsweise, da diesem mit der Bereitstellung von Phasengrenzfläche eine wichtige Funktion in Flotationsapparaten zukommt. Damit entscheidet die Gestaltung des Strahlapparates für den jeweils zu betreibenden Flotationsapparat zu einem großen Teil über die letztendliche Leistungsfähigkeit und Effizienz des gesamten Prozesses. Daher wurde die Erzeugung der Blasenströmung an dem Flüssigkeits-Strahlapparat in einem ersten Schritt durch die CFD-Simulation mit FPM und anschließend anhand einer experimentellen Untersuchung des Betriebsverhaltens bei unterschiedlichen Treibdrücken unter Geometrievariation der Treibdüsen untersucht.

8.1.1 FPM-Simulation der Strömungsdynamik am FSA

FPM nutzt zur Berechnung der Strömung in dem Kontinuum eine Punktwolke, in welcher die Information zur lokalen strömungsdynamischen Situation von jedem Punkt an seine Nachbarn übertragen wird, sodass die Simulation freier Oberflächen am Treibstrahl und die lokale Vermischung von Wasser- und Gasphase potentiell besser und schneller berechnet werden kann, als mit herkömmlichen Gitter-basierten CFD-Programmen [103]. Darin besteht ein gewisser Vorteil bezüglich der Genauigkeit der Strömungsberechnung in geometrisch komplizierten Bauteilen. Jedoch ist der Berechnungscode noch auf weitere Verfahren auszuweiten, um zum Beispiel wie bei der Nutzung von CFX mit dem MUSIG-Modell (MULTi-bubble SIze Group) einzelne Blasen in der Strömung zu generieren und deren Blasengröße einzustellen [115, 116].

Anhand einiger Vorsimulationen mit FPM wurde die Strahlapparatgeometrie SA-T01 mit der Treibdüse T01 als eine vielversprechende Geometrievariation zur handelsüblichen Strahlapparat-Geometrie SA-T00 ausgewählt. Beim Strahlapparat SA-T01 wird an der Treibdüse ein stärkerer Drall erzeugt und die Projektionsrate ist größer als bei SA-T00, sodass potentiell eine größere Gasmenge angesaugt werden kann (Abb. 8.2).

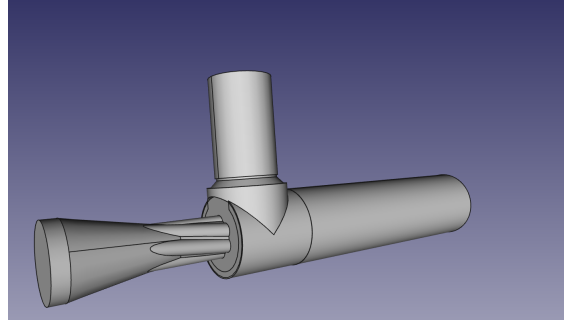


Abbildung 8.2: CAD-Zeichnung von Strahlapparat SA-T01 mit Furchen am Ausgang der Treibdüse zur Erzeugung eines drallbehafteten Treibstrahles in der Mischkammer

Bei solchen Einschätzungen kommt es jedoch sehr auf die fluiddynamischen Randbedingungen und das jeweilige Anwendungsfeld an, in welchem der Flüssigkeitsstrahlapparat eingesetzt wird. Beispielsweise ist hier zu klären, ob der Strahlapparat hauptsächlich den größtmöglichen Gasvolumenstrom pro Wasserstrom eintragen soll, oder ob eine intensive Vermischung beider Phasen unter Realisierung einer Druckerhöhung an der Diffusorseite notwendig ist.

Die zu simulierende FSA-Geometrie stellt das Hohlraumvolumen der CAD-Zeichnung dar, in welchem das Flüssigkeits- und das Luftvolumen strömt. Diese Geometrie wurde durch Einsatz des Programmes „Compass“ automatisch vernetzt, wobei nur die äußeren Berandungsfächen durch ein Gitter abzubilden sind. Dies funktionierte so gut, dass im Gegensatz zu vielen Gitterbasierten Berechnungsprogrammen keine weitere Nachbearbeitung des Gitters notwendig war. Das durch das Gitter berandete Volumen in dem Strahlapparat wurde mit einer Punktwolke durch Definition einer spezifischen Punktdichte gefüllt. Hierbei musste lediglich darauf geachtet werden, dass die Punktzahl einen Wert von 2 Millionen nicht wesentlich überschreitet, da ansonsten die Rechenkapazität des Rechners nicht ausgereicht hätte, um in einer Zeit von weniger als eine Woche mit den eingestellten Randbedingungen einen stationären Strömungszustand zu berechnen.

Um erste Einblicke in lokale Strömungsphänomene zu gewinnen, wurden zuerst einphasige FPM-Simulationen durchgeführt. In diesen wurde die Punktdichte auf die benötigte Auflösung der lokalen Turbulenz angepasst und geeignete Randbedingungen bezüglich der Simulationsmethode festgelegt (Abb. 5.2). Dann wurde an den Einströmrändern ein fester Wert für die Geschwindigkeit des auf der Treibseite einströmenden Wassers und für den Druck an der Saugleitung definiert. Dies funktionierte gut und ermöglichte eine erste Begutachtung der in der Treibdüse sich einstellenden Treibstrahlgeschwindigkeit und der im Strahlapparat sich ausbildenden, lokalen Strömungszonen.

Durch eine anschließende Simulation der freien Oberfläche konnte die Ausbreitung des Treibstrahles in der Fangdüse und Mischkammer visualisiert werden, wobei lokale Strömungsbereiche mit hoher Turbulenz an den Außenflächen des Treibstrahls identifiziert wurden (Abb. 5.4). Diese sind in der realen Strömung für das Mitreißen der Gasphase verantwortlich, sodass hier schon ersichtlich war, dass eine Variation der Treibdüsengeometrie und eine hierdurch realisierte Änderung der Projektionsrate einen entscheidenden Einfluss auf die Gasansaugung haben kann. Dies ist auch aus den Arbeiten von Lawson und Havelka et al. ersichtlich, welche in ihren Arbeiten ebenfalls die Treibdüsengröße und -form variierten [13, 117]. Nach Havelka et al. lässt sich beispielsweise durch Einbau eines Drallerzeugers in der Treibdüse eine Vergrößerung des eingesaugten Volumenstromes und der Gasverteilung belegen, was auf eine größere Phasengrenzfläche beziehungsweise eine höhere Turbulenz an der Phasengrenzfläche hindeutet.

Für die Strahlapparatgeometrie SA-T01 wurde mit FPM der Betrieb des Strahlapparates unter Einsaugung einer Gasphase simuliert. Jedoch konnte die Erzeugung von Phasengrenzfläche unter Kopplung von zwei separaten Phasen und entsprechend die Vermischung zwischen Wassertreibstrahl und angesaugtem Gasvolumenstrom mit dieser Simulationsmethode nicht simuliert werden. Nach einigen Testläufen hat sich gezeigt, dass FPM im derzeitigen Entwicklungsstatus die hochturbulente Phasengrenzfläche aufgrund nicht hinreichend konvergierender numerischer Berechnungen nicht auflösen kann. Spätestens nach Einsaugung der Gasphase und bei der Berechnung des in der Mischkammer auftretenden Mischungsschocks brach die Simulation ab. Hier sind weitere Methoden zu entwickeln, um in der Simulation die Phasengrenzfläche robuster zu berechnen.

Dies funktioniert jedoch mit bisher eingesetzten CFD-Codes von Fluent oder CFX ebenfalls noch nicht in dem Maße, wie es zur Simulation von solchen Strömungsbedingungen erforderlich wäre. Zur Simulation von Blasenströmungen muss hier beispielsweise ein fester Blasendurchmesser, beziehungsweise konkrete Populationsbilanzen definiert werden, sodass der Übergang von der Strahlströmung in eine Blasenströmung weiterhin als noch nicht gelöstes Forschungsgebiet zu betrachten ist [118]. Diesbezüglich haben beispielsweise Kim et al. unter Verwendung von CFX mit „Eulerian-Particle-Model“ für die hinter dem Treibstrahl entstehende Blasenströmung einen Blasendurchmesser von 3 mm definiert. Aber auch mit dieser Vereinfachung wird das eingesaugte Gasvolumen im Vergleich zu Experimenten zu klein berechnet [116]. Dies ist gegebenenfalls auf eine zu starke Vernachlässigung der am Treibstrahl entstehenden lokalen Turbulenzen, der daraus resultierenden Strahlaufweitung mit Tropfenzerfall und der damit erzeugten Reibung zurückzuführen.

Daher wurde die Strömung unter Definition einer Fläche in der Treibdüse simuliert, an welcher zu Beginn der Simulation ein Dichte- und Viskositätsgradient vorliegt (Abb. 5.7). Dieser stellt den Unterschied der physikalischen Eigenschaften zwischen Wasser und Luft dar und entspricht somit der Phasengrenzfläche. Mit Ausbildung der Strömung wird die Phasengrenzfläche vom Treibstrahl in die Fangdüse und Mischkammer gedrückt. Über diese wird ein Impuls an Be-

reiche mit niedriger Dichte übertragen, sodass über die Saugleitung weiteres Gasvolumen in den Strahlapparat gesaugt wird. Nach sukzessiver Erhöhung des Gegendrucks am Diffusor auf 0,12 bar wird ein stationärer Zustand erreicht, bei welchem der Treibstrahl mit einer Geschwindigkeit von etwa 20 m/s in die Mischkammer eintritt und die leichtere Phase mitreißt (Abb. 5.11, Abb. 8.3, oben). Dadurch legt sich der aufreißende Treibstrahl sogar an die Innenwand der Mischkammer an, und ermöglicht damit die Beschleunigung der durch die Druckdifferenz angesaugten Gasphase vor der Vermischung.

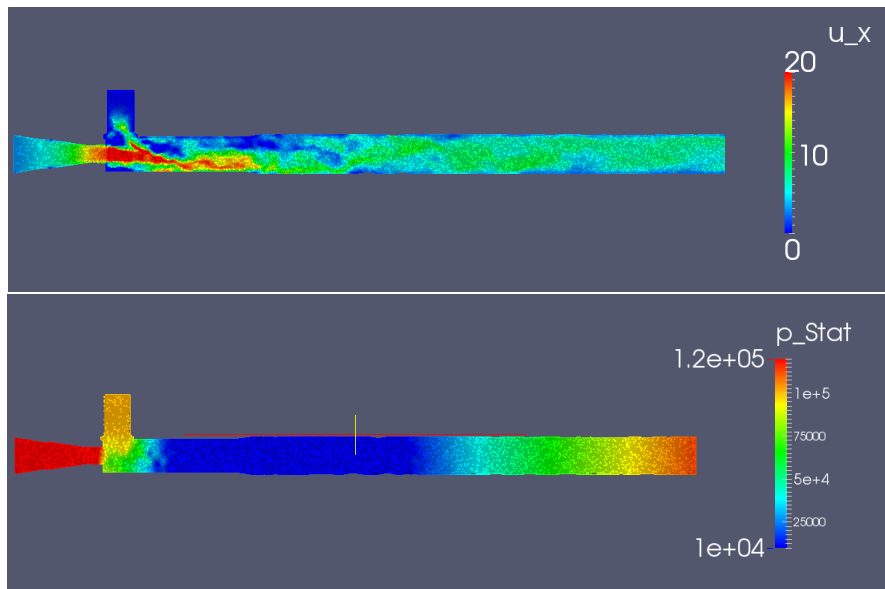


Abbildung 8.3: Visualisierung der mit FPM berechneten Geschwindigkeit (u_x [m/s] in Hauptströmungsrichtung, oben) und des statischen Drucks (p_{stat} [Pa], unten) in Strahlapparat SA-T01

Das damit nach dem Anlaufvorgang im stationären Zustand auftretende Strömungsprofil zeigt, dass in der Mischkammer der statische Druck p_{stat} unter 0,1 bar beträgt (Abb. 5.8, Abb. 8.3, unten). Der statische Druck steigt erst hin zum Diffusor unter Umwandlung von dynamischem Druck wieder an. Dies zeigt, dass der Unterdruck in der Mischkammer durch die Simulation bedeutend tiefer berechnet ist, als dies die Messungen an der Saugseite des Strahlapparates ergeben (vgl. Tab. 6.1). Dieser Sachverhalt ist in weiteren Arbeiten noch genauer zu untersuchen. Die Feststellung, dass der Druck zu niedrig berechnet wird, scheint jedoch plausibel zu sein, weil durch die Simulationemethode die Gasphase als inkompressibel betrachtet wird und daher ein Vakuum einfacher als in der Realität zu erzeugen ist. Damit ergibt sich, dass durch die FPM-Simulation zwar funktionsrelevante Strömungszonen zu lokalisieren sind, jedoch derzeit keine quantitative Bewertung der Gaseinsaugung und Vermischung erfolgen kann.

Die eingesetzte Simulationemethode funktioniert also grundsätzlich zur Simulation der Strömung in dem Strahlapparat. Sie muss jedoch noch weiterentwickelt werden, um das Aufreißen des Treibstrahles quantitativ korrekt berechnen zu können. Hier ist beispielsweise die Einbeziehung einer korrigierten, turbulenten Viskosität bei großen lokalen Viskositätsgradienten eine Möglichkeit die Phasengrenzfläche stabiler zu simulieren. Zudem ist voraussichtlich auch eine

Vergrößerung der Auflösung des Rechengitters mit dem entsprechend steigenden Rechenaufwand notwendig, um das Aufreißen des Treibstrahles und die Erzeugung der Blasenströmung zu simulieren.

Aus dem Vergleich der mit FPM berechneten Volumenströme mit den experimentell gemessenen Werten ergibt sich, dass der relative Fehler des berechneten Gasvolumenstroms bei einem definierten Wasservolumenstrom von $13,57 \text{ m}^3/\text{h}$ eine Abweichung von 73 % des gemessenen Wertes beträgt. Damit ist die Abweichung auch im Vergleich zu anderen CFD-Berechnungen sehr groß. Diese haben jedoch meistens eine größere Anzahl von festen Randbedingungen vorgegeben (Abb. 5.14) [105, 116]. Insbesondere Patwardhan et al. weist daraufhin, dass durch den Einsatz von Strahlapparaten eigentlich eine sehr einfache Vermischung erreicht werden kann, der Bezug zwischen systematisch durchgeführten Versuchsreihen und entsprechenden CFD-Simulationen jedoch erst wenig ausgearbeitet ist [105].

Daraus ist zu schließen, dass die FPM-Simulation zur Berechnung des an der Treibdüse erzeugten Treibstrahles und dessen Ausbreitung in der Mischkammer inklusive einer groben Abschätzung der im Strahlapparat auftretenden Strömungszonen zwar verwendet werden kann. Zur Prüfung unterschiedlicher Strahlapparat-Geometrien bezüglich der Erzeugung von Phasengrenzfläche und der im Flotationsbehälter realisierbaren Begasungsleistung ist die FPM-Simulation derzeit jedoch noch nicht geeignet. Hierzu sind neben der Weiterentwicklung der FPM-Software dezidierte Experimente zur Untersuchung der lokalen Strömungsphänomene in dem Strahlapparat notwendig. Damit kann die CFD-Simulation mit FPM derzeit der grundsätzlichen Betrachtung der lokalen Strömungszustände, die sich einer messtechnischen Erfassung entziehen, dienen. Zur Berechnung von hochturbulenten Blasenströmungen sind FPM und andere CFD-Werkzeuge im Zuge weiterer Forschungsarbeiten weiterzuentwickeln.

8.1.2 Einfluss von Treibdruck und Treibdüsenform auf Strömungsdynamik

In Anlehnung an die Ergebnisse aus der FPM-Simulation wurden CAD-Zeichnungen von Treibdüsen angefertigt, bei welchen die Durchflussfläche an der Treibdüsenaustrittsöffnung und die Steigung der Rillen an der Außenwand der Treibdüse zur Erzeugung eines spezifischen Dralls variiert wurde. Diese Geometrievariationen wurden durch Einsatz eines 3D-Druckers gefertigt und in einzelnen Experimenten in das Strahlapparatgehäuse eingesetzt.

In mehreren Versuchsreihen wurden letztendlich fünf unterschiedliche Treibdüsen bezüglich des eingebrachten Luftvolumenstroms und der erzeugten Blasenströmung untersucht. Unter anderem wurde auch die Treibdüse T01 getestet, so dass die FPM-Simulationen bezüglich der berechneten Strömungssituation als zusätzliche Information bei der Betrachtung der Ergebnisse dienen konnten. Unter Variation des Wasservolumenstromes an der Treibseite wurde der Treibdruck, der Saugdruck und der eingesaugte Gasvolumenstrom gemessen. Die jeweils in den Flotationsbehälter einströmende Blasenströmung wurde für einzelne Strömungsformen bei charakteristischem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis in einem hinter dem FSA angebrachten

transparenten Rohr photographisch erfasst. Hier konnten jedoch nur qualitative Unterschiede zwischen den Strömungsformen festgestellt werden.

Im Falle der Treibdüse T 03 mit dem kleinsten Treibdüsenaustrittsdurchmesser konnte bei maximalem Treibdruck in der Messstrecke, die sich 450 mm hinter dem Treibdüsen-Auslass befindet, noch ein Kernstrahl beobachtet werden. Dieser fächert mit zunehmender zurückgelegter Strecke in radialer Richtung leicht auf. Dieser Außenbereich des Treibstrahles ist für das Mitreißen der Gasphase und die erzeugung eines lokalen Druckminimums verantwortlich (Abb. 8.4, links). Bei geringerem Treibdruck und hierdurch reduziertem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis reißt der Treibstrahl früher auf, so dass sich schon in der Messstrecke eine ungleichmäßig strömende Blasenströmung ergibt.

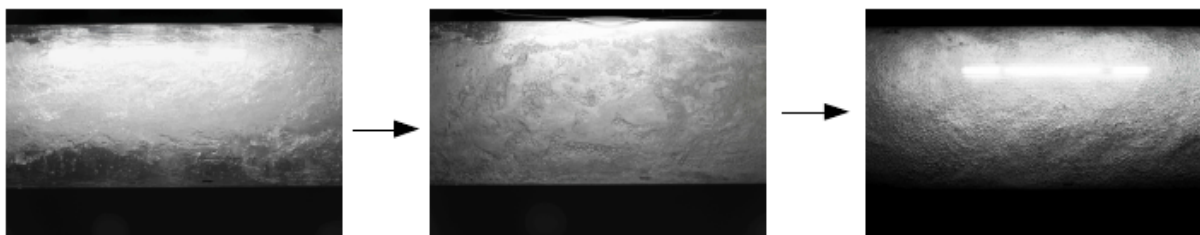


Abbildung 8.4: Luft-Wasser-Strömung hinter dem Flüssigkeitsstrahlapparat SA-T03 mit von links nach rechts abnehmendem Treibdruck und abnehmendem Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnis

Eine Erhöhung des Treibdruckes hat im untersuchten Betriebsbereich eine Vergrößerung des Gas-Flüssig-Volumenstromverhältnisses und damit auch der eingesaugten Gasmenge zur Folge. Diese Erhöhung ist jedoch spezifisch für jede Strahlapparatgeometrie, sodass das Volumenstromverhältnis bei kleinem Treibdüsenaustrittsdurchmesser und damit großer Projektionsrate bei der Treibdüse T03 bedeutend stärker ansteigt als bei kleiner Projektionsrate (Treibdüse T04). Das Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis lag für die untersuchten Betriebszustände in einem Größenbereich zwischen 0,35 und 1,3 und für die einzelnen Treibdüsen bei jeweils maximalem Treibdruck zwischen 0,75 und 1,26 (Abb. 6.5, Tab. 6.1). Damit unterscheidet sich in Abhängigkeit der eingesetzten Treibdüsenform das Volumenstromverhältnis erheblich, weshalb die am Strahlapparat erzeugte Blasenströmung in der Messstrecke hinter dem Strahlapparat eine vollkommen andere Strömungsform zeigt.

Dieser messtechnisch erfasste Zusammenhang ergibt sich aus der Betrachtung der Projektionsrate und den anliegenden Volumenströmen für die einzelnen Treibdüsen. Hierbei konnte allerdings die räumliche Verteilung des Treibstrahls in der Mischkammer nicht erfasst und bewertet werden. Allein anhand einer geometrischen Betrachtung ist jedoch ersichtlich, dass bei gleichem Treibdruck die Treibstrahlgeschwindigkeit mit abnehmendem Treibdüsenaustrittsdurchmesser ansteigt, sodass das in die Fangdüse einströmende Gas auf eine höhere Geschwindigkeit beschleunigt werden kann (Abb. 6.4). Ebenfalls ist ersichtlich, dass mit abnehmendem Treibdüsenaustrittsdurchmesser und damit steigender Projektionsrate eine größere Durchströmungsfläche für das Gasvolumen zur Verfügung steht, sodass mehr Gas pro Wasservolumen

mitgerissen wird. Bei einer Vergrößerung der Projektionsrate ändert sich die dadurch bedingte Steigerung des Gas-Wasser Volumenstromverhältnisses erst, wenn die Projektionsrate so groß ist, dass der Treibstrahl nicht mehr das gesamte Luftvolumen in der Mischkammer durch reibungsinduzierte Impulsübertagung erfasst und Teile des mitgerissenen Luftvolumenstroms an der Wand der Mischkammer zurückströmen. Diese Rückströmungen konnten beispielsweise bei der FPM-Simulation mit variabler Dichte bei einer Erhöhung des Gegendrucks am Diffusor betrachtet werden.

Die in dem Flüssigkeitsstrahlapparat erzeugte Blasenströmung setzt sich in dem angeschlossenen Rohr fort und wird dem Flotationsbehälter über eine Prallplatte zugeleitet. Nach Einströmen in den Flotationsbehälter in Form einer aufsteigenden Blasenströmung stellt diese die Phasengrenzfläche in dem Flotationsbehälter zum Stofftransport von oberflächenaktiven Substanzen bereit. Daher ist eine Betrachtung der Ausbreitung der Blasenströmung in dem Flotationsbehälter notwendig, um Rückschlüsse auf die für die Begasung des Prozesswassers relevanten Parameter ziehen zu können.

Die Gestaltung der Strahlapparatgeometrie kann natürlich unter energetischen Gesichtspunkten jeweils noch weiter optimiert werden, allerdings sind hierzu weitere dezidierte Messreihen erforderlich. Zudem ist die jeweils eingesetzte Pumpe auf die geometrische Gestaltung und den geplanten Betriebsbereich der FSA abzustimmen, um nur den erforderlichen Treibdruck zu fördern. Beispielsweise wurde mit der im Rahmen dieser Versuche eingesetzten Kreiselpumpe bei maximalem Treibdruck im Vergleich zum Standard-FSA (SA-T00) durch Änderung der Treibdüsengeometrie hin zu einem kleineren Treibdüsenaustrittsdurchmesser (beispielsweise T03) der angesaugte Luftvolumenstrom von 13,22 auf 15,74 m³/h gesteigert, wobei der Treibdruck von 950 auf 1400 mbar zunahm.

Welche Strahlapparatgeometrie und welches Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis für eine effiziente Flotation notwendig sind, ergibt sich aus der in der Blasenströmung zum Flotationsbehälter hin auftretenden Koaleszenz, der resultierenden mittleren Blasengröße und der damit durch den Blasenschwarm bereitgestellten Phasengrenzfläche. Hierzu ist die Vermessung von Strahlapparaten unter systematischer Variation und Evaluation einzelner Geometriebereiche fortzuführen, wie dies schon Lawson und Yadav et al. getan haben [13, 104]. Darauf basierend ist der Bezug zwischen einer spezifischen Strahlapparatgeometrie und deren Betriebsverhalten in einzelnen Anwendungsgebieten herzustellen, um die Leistungsfähigkeit der Begasung bewerten zu können.

8.2 Blasenströmung im Flotationsbehälter

In Flüssigkeitsstrahlapparaten wird durch hochturbulente Vermischung des Treibstrahles mit dem angesaugten Luftvolumenstrom eine Blasenströmung erzeugt. Deren Strömungseigenschaften ergeben sich immanent aus der Geometrie des Strahlapparates und der aus der Zuführung eines spezifischen Wasservolumenstroms entstehenden Druckdifferenz zwischen Treib-

und Saugseite. Die notwendige Baugröße des Strahlapparates und Größe des diesem auf der Treibseite zugeführten Wasservolumenstroms ergibt sich aus dem Bedarf des zur Begasung des Prozesswassers im Flotationsbehälter erforderlichen Gasvolumenstroms.

Hierbei ist zu beachten, dass sich die Größe der erzeugten Blasen mit den in dem zugeführten Wasservolumenstrom gelösten Substanzen ändern, sodass für jede Substanzart und -konzentration jeweils ein anderes Strömungsregime in dem Flotationsbehälter vorherrscht. Dies ist insbesondere von Bedeutung, weil in der Blasenströmung Koaleszenz auftritt und der Sauterdurchmesser des Blasenschwarmes sich während des Transportes in den Flotationsbehälter verändert.

Die Strömungsdynamik im Flotationsbehälter mit Fokus auf der erzeugten Phasengrenzfläche wurde durch Variation der folgenden Parameter systematisch untersucht:

- Treibdruck am Flüssigkeitsstrahlapparat
- Geometrie des Flüssigkeitsstrahlapparates
- Konzentration von Salzen in der flüssigen Phase

Dies wurde mit dem Ziel durchgeführt, das Feld der an dem Flotationsapparat einstellbaren Betriebsbereiche abzudecken, deren Auswirkung auf die Blasenströmung zu klären und die Größe der bereitgestellten Phasengrenzfläche berechnen zu können. Hierzu wurde der jeweils sich einstellende stationäre Betriebszustand anhand von Gasleerrohrgeschwindigkeit, Gasanteil und Sauterdurchmesser in der Blasenströmung charakterisiert.

Aus der in den Flotationsbehälter geleiteten Blasenströmung ergibt sich die Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g , die den flächenbezogenen Gasvolumenstrom darstellt. Mit dieser wurde unter Messung des Gasanteils ε_g , die mittlere Aufstiegsgeschwindigkeit u_g und die Verweilzeit der Blasen in dem Flotationsbehälter ermittelt (Gl. 4.18, Gl. 6.3).

Der Gasanteil in der Blasenströmung des Flotationsbehälters wurde mit einer im Rahmen dieser Arbeit neu entwickelten Volumenexpansionsmethode mit dem sogenannten Gasanteilsensor (GAS) gemessen, so dass die einzelnen Betriebszustände bezüglich dieses wichtigen Parameters erfasst werden konnten (Abb. 4.8). Diese Messmethode bietet den Vorteil, dass das gesamte Bauteil einen einfachen Aufbau aufweist und es bis auf die beiden Ultraschallsensoren zur Abstandsmessung vergleichsweise kostengünstig zu installieren ist. Im Vergleich zu anderen in der Wissenschaft und Technik eingesetzten Methoden, wie beispielsweise Gittersensoren, elektromagnetische Resonanz oder Photographie, welche die Blasenströmung zwei- oder dreidimensional auflösen, ist mit der Volumenexpansionsmethode zwar nur ein integraler Messwert über die vertikale Messstrecke im Flotationsbehälter zugänglich, jedoch ist für die Messung der mittleren Aufstiegsgeschwindigkeit u_g auch nur dieser Wert erforderlich

(Gl. 8.1) [62].

$$u_g = \frac{J_g}{\varepsilon_g} = F_{Bl}(J_g, d_{32}) \cdot d_{32} \quad (8.1)$$

Durch Messung des mittleren Blasendurchmessers in der Blasenströmung wurde der Sauterdurchmesser d_{32} bestimmt, sodass der Einfluss der Blasengröße auf die Aufstiegsgeschwindigkeit unter Definition der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} dargestellt werden konnte (Abb. 6.18).

Mit diesen Daten kann letztendlich neben der Flusssichte der Phasengrenzfläche S_b die Größe der Phasengrenzfläche A_{PhG} im Flotationsbehälter berechnet werden, wobei Erstere nach Leiva et al. und Finch et al. als Schlüsselparameter zur Berechnung der Flotationsrate gilt (Gl. 8.2) [55, 54].

$$S_b = J_g \cdot a_g = 6 \cdot F_{Bl} \cdot \varepsilon_g \quad (8.2)$$

Somit konnte für die untersuchten Betriebsbereiche der funktionale Zusammenhang zwischen Sauterdurchmesser und Blasenauftiegsfunktion dargestellt werden, was in Abb. 8.5 noch einmal zusammengefasst ist.

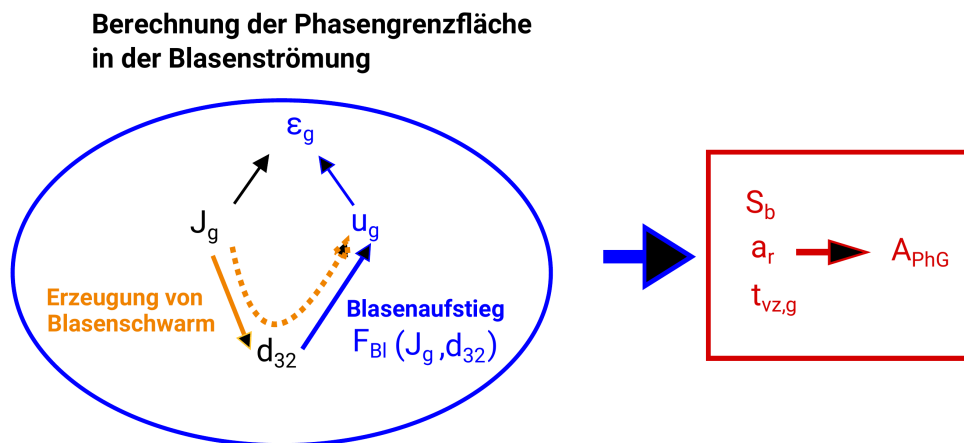


Abbildung 8.5: Darstellung des Bezugs zwischen Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g , Sauterdurchmesser d_{32} , mittlerer Blasenauftiegsfunktion u_g und Gasanteil ε_g zur Berechnung der Flusssichte der Phasengrenzfläche S_b und der Phasengrenzfläche A_{PhG} in der Blasenströmung

Der Einfluss von Sauterdurchmesser d_{32} , Gasanteil ε_g und Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g auf die mittlere Blasenauftiegsfunktion u_g in dem Flotationsbehälter ist in der Literatur schon für einige technische Anwendungen von Blasensäulen und für unterschiedliche Stoffsysteme untersucht worden, sodass hier zu Korrelationen von Ityokumbol et al. Bezug genommen werden kann [27]. Diese verwenden nach Gl. 2.20 den Gasanteil, um über diesen die mittlere Aufstiegsgeschwindigkeit des Blasenschwarmes zu berechnen. Der Gasanteil ist jedoch eine aus der Aufstiegsgeschwindigkeit resultierende Größe, sodass die Herleitung einer eindeutigen Beziehung zwischen Gasleerrohrgeschwindigkeit, Blasengröße und beteiligten Substanzen erforderlich ist. Diesbezüglich existieren zwar in der Literatur weitere Korrelationen zum Aufstieg von Einzelblasen und ausgesuchten Strömungsformen [19]. Diese sind jedoch zur Berechnung der Blasenauftiegsfunktion in ruhenden Medien oder mit Bezug zu den in der Verfahrenstechnik gängigsten Betriebsbereichen und Stoffkombinationen ausgelegt.

Daher ist es in Anbetracht der beispielsweise in der Bioverfahrenstechnik stärker in den Fokus rückenden Transportmechanismen an Phasengrenzflächen sinnvoll, die bisherigen Untersuchun-

gen bezüglich des Sauterdurchmessers in der Blasenströmung weiter zu unterteilen und auf den Einfluss von Koaleszenz-inhibierenden und oberflächenaktiven Substanzen mit technisch relevanten Größenbereichen des Sauterdurchmessers zwischen 0,02 und 2 mm auszuweiten.

Wie bereits in vorherigem Abschnitt dargestellt, wurde an fünf unterschiedlichen FSA-Geometrien der Treibdruck zur Einstellung von Luftvolumenströmen zwischen 4 und 16 m³/h in Schrittwerten von 2 m³/h variiert. Der hierzu notwendige Treibdruck betrug zwischen 400 und 1400 mbar (Tab. 6.1). Aus dem jeweils geförderten Luftvolumenstrom wurde mit Bezug zu dem Durchmesser des Flotationsbehälters (500 mm) die Gasleerrohrgeschwindigkeit berechnet und der gemessene Gasanteil verwendet, um die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit für jeden einzelnen Betriebszustand zu erfassen (Gl. 8.1). Diese liegt in Trinkwasser mit Ausnahme von sehr kleinen Gasleerrohrgeschwindigkeiten bei einem Wert von etwa 300 mm/s mit einer Abweichung von 50 mm/s. In Abhängigkeit der Geometrie und des Treibdruckes ändert sich der Wert nur unwesentlich (Abb. 6.9). Allerdings ist anzumerken, dass die Blasenauftiegs geschwindigkeit in der Blasenströmung bei den FSA mit kleinerer Projektionsrate und kleinerem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis im Durchschnitt etwas niedriger ist. Dies ist gegebenenfalls auf eine geringere Koaleszenz in der Blasenströmung zurückzuführen und ist in weiteren Versuchsreihen mit hierfür ausgerichteter Messtechnik zu untersuchen.

Die ermittelte Blasenauftiegs geschwindigkeit lässt Rückschlüsse auf die Größe des Sauterdurchmessers zu. Die Variation dieses Wertes ist jedoch in Abhängigkeit der FSA-Geometrie so gering, dass in einer ersten Abschätzung davon ausgegangen werden kann, dass der Sauterdurchmesser nur unwesentlich von der Geometrie des FSA und dem Gas-Wasser-Volumenstromverhältnis beeinflusst wird. Welcher Strahlapparat und Betriebszustand nun am Besten geeignet ist, um den benötigten Gasvolumenstrom dem Flotationsbehälter zuzuführen, richtet sich im Allgemeinen nach der Höhe des Flotationsbehälters, der in der Wasserphase befindlichen Substanzen und der Größe der für den jeweiligen Prozess erforderlichen Phasengrenzfläche.

Im Rahmen der durchgeführten Experimente zeigte sich, dass die Konzentration von in Wasser gelösten Salzen, welche in der Blasenströmung eine Hemmung der Koaleszenz verursachen, die erzeugte Phasengrenzfläche essentiell beeinflusst. Für die Untersuchung der Koaleszenz wurde hauptsächlich Natriumchlorid als Modellsubstanz verwendet, da es in der Aquakultur, wo Flotationsapparate häufig eingesetzt werden, standardmäßig in gelöster Form vorliegt und die Koaleszenz in dem technisch relevanten Konzentrationsbereich von 0 bis 30 mg/l stark beeinflusst wird. Durch Erhöhung der Natriumchlorid-Konzentration, welches ein kosmotropes (strukturbildendes) Salz und damit eine Koaleszenz-hemmende Substanz darstellt, nimmt die Blasengröße von einer Blasengröße in Trinkwasser von 4,5 mm sukzessive mit einem exponentiellen Verlauf bis auf eine minimale Blasengröße von 0,54 mm ab. Die Konzentration ab welcher die Koaleszenz zu annähernd hundert Prozent verhindert wird, beträgt für Natriumchlorid 30 g/l. Dieser Wert wird aufgrund der totalen Koaleszenz-Inhibierung (TC) als TC100 bezeichnet. Der entsprechende TC50, der bei 50 %-iger Koaleszenzinhibierung definiert ist, beträgt 6,0 g/l und weist einen Sauterdurchmesser von 2,47 mm auf.

Zudem wurden am Laborteststand weitere Salze mit ähnlichen Ionenkombinationen bezüglich Blasengröße und Gasanteil untersucht. Hier zeigte sich, dass alle Salze die Blasengröße beeinflussen, jedoch die Blasengröße bei wenig polaren Salzen, wie Natriumacetat, nur leicht von 3,5 auf 2,0 mm sinkt. Bei den Salzen mit höherer Polarität sinkt die Blasengröße mit steigender Konzentration auf eine minimale Blasengröße von 0,8 mm. Der Sauterdurchmesser am Laborteststand konnte jedoch aufgrund des kleineren Flotationsbehälterdurchmessers und dem Fehlen einer speziellen Meßstrecke nicht so genau gemessen werden, wie am Technikumsteststand. Ab welcher Konzentration jeweils der TC 50 erreicht wird, hängt von der Salzart und der daraus folgenden Ionenmenge im Wasser ab. Dies entspricht nach Ribeiro et al. analog der Hofmeister-Reihe der bisherigen Theorie der Koaleszenz von Blasen, nach welcher die Koaleszenz und damit die Blasengröße in einer Blasenströmung mit steigender Polarität und Ionenstärke der Ionen abnimmt [119].

In diesem Zusammenhang werden Salze mit hoher Polarität als kosmotrophe und Salze mit geringer Polarität als chaotrophe Salze bezeichnet. Im Falle von kosmotropen Salzen wird die Oberfläche der einzelnen Blasen durch die Salzionen in der Grenzschicht stabilisiert. Dadurch reißt der flüssige Film zwischen ihnen weniger leicht. Dies ist nach derzeitigem Wissensstand hauptsächlich auf Coulomb'sche Kräfte und die daraus resultierende Ladungsdichte an der Grenzfläche zurückzuführen [14]. Diese Ergebnisse sind konsistent mit den Daten von Nguyen et al. und Ribeiro et al., allerdings wäre es vorteilhaft insbesondere die Bestimmung des TC 100 bzw. des TC 50 im Rahmen detaillierter Versuchsreihen bezüglich der Messmethode zu standardisieren [14, 119]. Zur Benennung und Spezifizierung der die Koaleszenz beeinflussenden Faktoren ist eine dezidierte Untersuchung von Grenzflächenkräften und -effekten im molekularen Größenbereich unter Einbeziehung der Thermodynamik der Phasengleichgewichte notwendig.

Der Gasanteil zeigt für alle kosmotropen Salze mit steigender Salzkonzentration und fallendem Sauterdurchmesser einen sigmoiden Funktionsverlauf. Dies bedeutet, dass der Gasanteil von einem niedrigen Wert bei großem Sauterdurchmesser in Trinkwasser entlang eines Übergangsbereichs hin zu einem maximalen Wert in Salzwasser ansteigt (Abb. 6.16, Abb. 6.21). Somit kann in Abhängigkeit der im Prozess verwendeten Salzkonzentration und Salzart unter Berücksichtigung der Gasblasenerzeugung der Sauterdurchmesser und der auftretende Gasanteil berechnet werden.

Unter weiterer Anwendung dieses Berechnungskonzepts wurde durch Regressionsanalyse der funktionale Zusammenhang zwischen Blasengröße und Blasenauftiegs geschwindigkeit abgeleitet und so die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} definiert, die zur Beschreibung der Blasenströmung im dargestellten Betriebsbereich und der Auslegung Phasengrenzflächen bestimmter Flotationsapparate Verwendung finden kann (Abb. 6.18). Hier zeigt sich, dass die Blasenauftiegsfunktion den Zusammenhang zwischen Blasengröße, Blasenauftiegs geschwindigkeit, Gasanteil und Flusssdichte der Phasengrenzfläche als zentrale Verbindung zwischen den Parametern beschreibt. Die Blasenauftiegs geschwindigkeit wurde bei Variation der NaCl-Konzentration unter

Verwendung von Gleichung 8.1 berechnet und liegt bei einer Gasleerrohrgeschwindigkeit von 20 mm/s und einem Gasanteil zwischen 8 und 18 % in einem Wertebereich zwischen 250 bis 100 mm/s. Damit konnte auch der funktionale Zusammenhang zwischen Gasanteil und Flusssdichte der Phasengrenzfläche detaillierter für unterschiedliche Blasengrößen erklärt werden. Zuvor wurde in einer Arbeit von Finch et al. dargestellt, dass die Flusssdichte der Phasengrenzfläche aus dem gemessenen Gasanteil durch Multiplikation mit einem Faktor von 91,6 1/s für die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} abgeschätzt werden kann [107]. Für die hier untersuchten Blasenströmungen, in welchen der Sauterdurchmesser zwischen 0,5 und 4,5 mm liegt, treten jedoch für die Blasenauftiegsfunktion Werte im Bereich von 50 bis 170 1/s in Abhängigkeit der Salzkonzentration und des hierbei vorliegenden Sauterdurchmessers auf. Daher besitzt die von Finch et al. vorgeschlagene Abschätzung nur Gültigkeit für Blasendurchmesser größer als 1,5 mm, wie sie auch in der herkömmlichen Erzflotation mit Süßwasser auftreten. Für Salzwasseranwendungen ist der jeweils verwendete Wert der Blasenauftiegsfunktion auf die hierbei auftretende Blasengröße von weniger als 1 mm anzupassen.

Das erarbeitete Konzept zur Berechnung der Phasengrenzfläche ist zur Aufskalierung von Flotationsapparaten im Labor- und Technikumsmaßstab auf einen industriell eingesetzten Maßstab geeignet. Mit dem Gasvolumenstrom, welcher in ein definiertes Flotationsbehältervolumen eingebracht wird, kann unter Abschätzung der Blasengröße der daraus resultierende Betriebszustand mit Gasanteil, Verweilzeit und Flusssdichte der Phasengrenzfläche berechnet werden. Für den Betrieb des Flotationsapparates ist neben der Betrachtung der erzeugten Blasenströmung, eine energetische Betrachtung des Gaseintrages von Interesse, um zu bewerten, welche technische Leistung im Dauerbetrieb des Flotationsapparates notwendig ist. Entsprechend wurde der eingetragene Volumenstrom \dot{V}_g in Bezug zu der erforderlichen technischen Leistung P_t zum Betrieb der Kreiselpumpe an der Treibseite des FSA aufgezeichnet. Beide Parameter steigen mit zunehmendem Treibdruck an. Wird der eingetragene Luftvolumenstrom ins Verhältnis zu der technischen Leistung gesetzt, zeigt sich, dass die resultierenden Kurven für jede FSA-Geometrie an einem spezifischen Treibdruck ein Maximum durchlaufen, welches den Betriebsbereich mit der höchsten energetischen Effizienz des Gaseintrages darstellt (Abb. 6.12). Da jedoch bei der Flotation insbesondere die Größe der durch den eingetragenen Luftstrom erzeugten Phasengrenzfläche zur Bewertung des Betriebszustandes relevant ist, kann der Luftvolumenstrom unter Einbeziehung der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} in die volumenspezifische Phasengrenzfläche a_r umgerechnet werden.

Dieser Wert lässt sich unter Einbeziehung der von Kraume zusammengefassten Betrachtung bezüglich anderer Begasungseinrichtungen einordnen, wobei die dort dargestellten Werte sich jedoch auf den Leistungseintrag P_{tmin} der Gasphase beziehen, welcher lediglich die Energie zur Kompression des Gases über die hydrostatische Höhe des Flotationsbehälters h_{Fb} berücksichtigt (Gl. 8.3) [15]. Nach dieser Berechnung beträgt der Leistungseintrag zur Begasung mit einem Luftvolumenstrom von 14 m³/h lediglich 35 W.

$$P_{t,min} = \rho_l (1 - \varepsilon_g) \cdot g \cdot h_{Fb} \cdot \dot{V}_g = \rho_l (1 - \varepsilon_g) \cdot g \cdot J_g \cdot V_{ges} \quad (8.3)$$

Tatsächlich ist jedoch eine technische Leistung von 400 W erforderlich (Abb. 6.12). Dies ergibt sich aus dem Umstand, dass bei der Begasung des Flotationsbehälters mit einem Strahlapparat zusätzlich zu dem Gas auch der Wasservolumenstrom verpumpt werden muss und die restliche Energie bei der turbulente Vermischung unter Erzeugung von Phasengrenzfläche dissipiert wird. Auch im Falle von Tellerbegasern ist eine höhere technische Leistung als $P_{t,min}$ erforderlich, da die Luft durch die Membran beziehungsweise ein Drahtgeflecht gedrückt werden muss, um kleine Blasendurchmesser zu erzeugen. Die spezifische Phasengrenzfläche a_r verhält sich nach Kraume, der die Darstellung von Nagel und Oels aufgreift, proportional zum Gasanteil ε_g , wobei sich die Exponenten n und m nach der Begasungsart richten (Gl. 8.4) [120, 121]. Nach dieser Betrachtung ist der Sauterdurchmesser eine Funktion des Leistungseintrages.

$$a_r = \varepsilon_g \cdot \frac{6}{d_{32}} = \frac{J_g \cdot 6}{F_{Bl} \cdot d_{32}^2} \sim \left(\frac{P_{t,min}}{V_{ges}} \right)^m \cdot \varepsilon_g^n \quad (8.4)$$

Allerdings ergibt sich die Blasengröße in vielen Fällen neben der Art der Begasung hauptsächlich aus der Art und Konzentration der in der Flüssigkeit gelösten Substanzen. Daher ist es bei der Auslegung von Flotationsapparaten aufgrund der technischen Relevanz der erzeugten Phasengrenzfläche sinnvoll, einen direkten Bezug zwischen spezifischer Phasengrenzfläche a_r und Sauterdurchmesser in der Blasenströmung d_{32} herzustellen. Dies wurde im Rahmen dieser Arbeit durch Einbindung der Blasenaufstiegsfunktion F_{Bl} dargestellt, so dass die volumenspezifische Phasengrenzfläche direkt aus der Gasleerrohrgeschwindigkeit und dem Sauterdurchmesser berechnet werden kann (Gl. 6.7, Gl. 8.4).

Im Vergleich hierzu wird bei der Auslegung von Begasungseinrichtungen und Blasensäulen oft auf sehr allgemeine Korrelationen zurückgegriffen, um den Gasanteil und die spezifische Phasengrenzfläche zu berechnen. Hierbei wird, wie bei der Abschätzung von Akita & Yoshida (1974), der Behälterdurchmesser und die Oberflächenspannung γ als Modellparameter verwendet (Gl. 8.5) [15, 28].

$$a_r \cdot d_{Fb} = \frac{1}{3} \left(\frac{g \cdot d_{Fb}^2 \cdot \rho_l}{\gamma} \right)^{0,5} \left(\frac{g \cdot \rho_l \cdot d_{Fb}^3}{\eta_l^2} \right)^{0,1} \cdot \varepsilon_g^{1,13} \quad (8.5)$$

Damit kann jedoch insbesondere für koaleszenz-inhibierte Stoffsysteme, der Einfluss des Sauterdurchmessers auf den Gasanteil und die volumenspezifische Phasengrenzfläche nicht abgebildet werden. Die Koaleszenz wird nämlich sowohl von Salzen, welche eine Vergrößerung der Oberflächenspannung zur Folge haben, als auch von Oberflächenaktiven Substanzen wie SDS, welche eine Abnahme der Oberflächenspannung zur Folge haben, gehemmt. Dies wird auch von Machon et al. bestätigt, die darauf verweisen, dass für Koaleszenz-gehemmte Systeme ein Ansatz nach Marucci, der die Koaleszenz in der Blasenströmung als ausschlaggebend betrachtet, voraussichtlich sinnvoller ist. Hiermit kann der Einfluss der gelösten Moleküle und von lokalen Konzentrationsgradienten besser abgebildet werden kann [122, 123]. Die Ergebnisse zur Koaleszenz-inhibierung durch SDS und Salze sind konsistent mit den Ergebnisse von Leiva et al.

und Chen et al. die jeweils diverse Schäumer und Proteine als oberflächenaktive Substanzen untersucht haben. Entsprechend ist es in solchen Fällen vorteilhaft in einem ersten Schritt die voraussichtliche Blasengröße in Abhängigkeit der Begasungseinrichtung und der eingesetzten Fluide und erst dann den daraus resultierenden Blasenanstieg und Gasanteil zu berechnen.

8.3 Stofftransport bei der Flotation von OAS

Um das Verständnis des Stofftransportes von oberflächenaktiven Substanzen aus der wässrigen Phase an die Phasengrenzfläche von Blasenströmungen zu verbessern, wurde der Flotationsapparat unter Variation Betriebsbedingungen durch einzelne Abreicherungsversuche untersucht. Es zeigte sich, dass der Stofftransport aufgrund des komplexen Zusammenspiels zwischen OAS-Konzentration und Strömungsdynamik nicht einer einfachen Transportkinetik erster Ordnung folgt. Daher wurde die minimale Schäumungskonzentration und die Entwicklung der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der OAS-Konzentration in eine weitergehende Betrachtung miteinbezogen.

8.3.1 Experimente zur Abreicherung von OAS

In Anlehnung an die Arbeiten von Puget et al. und Chen et al. wurden Abreicherungsversuche im Satzbetrieb unter Variation der OAS-Anfangskonzentration, der Gasleerrohrgeschwindigkeit und der NaCl-Konzentration durchgeführt [7, 51]. Hierzu wurde SDS als Modellsubstanz ausgesucht, da hierfür eine relativ große Anzahl an wissenschaftlichen Untersuchungen vorliegt und dessen Schäumungsverhalten repräsentativ für ein breites Spektrum an OAS ist. In einer ersten Abschätzung wurde für die Abreicherung von SDS von einer idealen Vermischung in dem Flotationsbehälter und einer Abreicherungskinetik erster Ordnung für das Gesamtsystem ausgegangen. Die demnach für ein spezifisches Abreicherungsversuch ermittelte Flotationsrate R_F berechnet sich aus einer Zweipunktmessung der OAS-Konzentration und der zur Abreicherung benötigten Flotationszeit t_{Flot} (Abschn. 6.2). Aus dieser Betrachtung resultiert, dass die während der Abreicherung sich ändernde SDS-Konzentration zum Zeitpunkt t_{Flot} aus der OAS-Konzentration zu Beginn des Experimentes $c_{OAS,init}$, der minimalen Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$ und einer konstanten Flotationsrate R_F berechnet werden kann (Gl. 8.6).

$$c_{OAS}(t_{Flot}) = (c_{OAS,init} - c_{OAS,min}) \cdot \exp(-R_F \cdot t_{Flot}) + c_{OAS,min} \quad (8.6)$$

Die minimale Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$ stellt die Restkonzentration an OAS dar, die im Wasser zurückbleibt und nicht weiter aus dem Wasser abgereichert werden kann. Dieser Wert bestimmt somit ab wann eine hinreichender Beladung der Phasengrenzfläche mit SDS vorliegt, damit eine Schaumbildung auftritt. Die minimale Schäumungskonzentration wurde für Trinkwasser (0 g/l Salz) und Salzwasser mit einer NaCl-Konzentration von 20 g/l experimentell ermittelt und damit festgestellt, dass diese in Trinkwasser 1,3 mg/l und in Salzwasser

0,7 mg/l beträgt. In Salzwasser schäumt SDS schon bei einer niedrigeren Konzentration, weil der Sauterdurchmesser in der aufsteigenden Blasenströmung kleiner und die spezifische Phasengrenzfläche a_r damit größer ist. Der im Kopf des Flotationsbehälters beim Austritt der Blasen aus der Wasserphase entstehende Schaum ist damit schon bei geringeren Konzentrationen als in Trinkwasser stabil, so dass ein Schaumwachstum und -austrag stattfinden kann. Hier ist weitere Forschung notwendig, um zu klären, ob die Schaumstabilität nur durch die Größe der spezifischen Phasengrenzfläche beeinflusst wird, oder ob die Beladung sich mit der Salzkonzentration ändert.

Die Messung der SDS-Konzentration per CN-Analyzer war nur oberhalb einer SDS-Konzentration von 3 mg/l verlässlich möglich, so dass ein Abreicherungs experiment mit einer Anfangskonzentration von 10 mg/l durchgeführt wurde, um eine wesentliche Konzentrationsabnahme messen zu können. Hierbei trat eine Konzentrationsabnahme von 10 auf 3,5 mg/l SDS auf und es kam aufgrund der großen Schäumungsintensität zu einem Wasserverlust von etwa 100 Litern. Dadurch sank der Füllstand im Flotationsbehälter so stark ab, dass die Schaumbildung im Kopf des Flotationsbehälters vom zirkulierenden Wasserstrom gestört wurde und zudem der Gasanteil nicht mehr gemessen werden konnte (Abb. 6.39).

Daher wurden alle anderen Experimente nur mit einer Anfangskonzentration von 5 mg/l in Trinkwasser und 2 mg/l in Salzwasser durchgeführt und die Konzentrationsabnahme von SDS als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} analog einer Zweipunkt-Messung zwischen Initialkonzentration $c_{OAS,init}$ und Endkonzentration $c_{OAS,min}^*$ betrachtet Gl. 8.6. Die Endkonzentration wurde für die Versuche in Trinkwasser mit einer Differenz von 0,2 mg/l zur minimalen Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$ abgeschätzt, da der Gasanteil nach Ende der Abschäumung im Schnitt noch 2,0 % höher war, als bei der Bestimmung der minimalen Schäumungskonzentration. Diese Differenz rührt voraussichtlich daher, dass durch den Wasserverlust bei der Abschäumung von SDS die Höhe des Füllstandes leicht abgesunken ist. Dadurch wurde die Schaumbildung durch den am Kopf des Flotationsbehälter eintretenden, zirkulierten Wasserstrom leicht gestört, so dass sich schon bei einer SDS-Konzentration über der minimalen Schäumungskonzentration kein Schaum mehr bildete. Ein zusätzlicher Aspekt ist, dass die minimale Schäumungskonzentration neben der Salzkonzentration auch durch die Gasleerrohrgeschwindigkeit beeinflusst werden kann, sodass bei einer kleineren Gasleerrohrgeschwindigkeit eine größere minimale Schäumungskonzentration vorliegt. Dieser Sachverhalt konnte jedoch im Rahmen dieser Arbeit noch nicht detailliert untersucht werden und erfordert weitere entsprechende Versuchsreihen.

Mit der zuvor dargestellten Betrachtung konnte zwar der Verlauf der SDS-Konzentration bei unterschiedlichen Gasleerrohrgeschwindigkeiten abgeschätzt werden, allerdings ist zu beachten, dass die Größe der Phasengrenzfläche sich während der Abreicherung ändert. Der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung nimmt über die Flotationszeit aufgrund der Abnahme der OAS-Konzentration zu, so dass die zum Stofftransport zur Verfügung stehende Phasengrenzfläche kleiner wird. Zudem war bei der Ermittlung der minimalen Schäumungskonzentration

mit sequentieller Zugabe von SDS zu erkennen, dass der Sauterdurchmesser in der Blasenströmung mit zunehmender SDS-Konzentration fällt. Dies ist darauf zurückzuführen, dass die Koaleszenz in der Blasenströmung neben kosmotropen Salzen auch durch OAS gehemmt wird. Diese Änderung des Sauterdurchmessers in Abhängigkeit der SDS-Konzentration wurde auch mit der Messung des Gasanteils in dem Flotationsbehälter erfasst. Aus diesem Wert kann, wie in Gl. 8.1 dargestellt, die mittlere Blasenauftiegs geschwindigkeit u_g berechnet werden, welche über die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} mit dem Sauterdurchmesser in der Blasenströmung in funktionaler Beziehung steht und damit eine Abschätzung des Sauterdurchmessers in der Blasenströmung zulässt (Abb. 8.5).

Somit lässt sich über den in Abschnitt 8.2 dargestellten Bezug zwischen Sauterdurchmesser d_{32} und der spezifischen Phasengrenzfläche a_r die Änderung der zum Stofftransport zur Verfügung stehenden Phasengrenzfläche in Abhängigkeit des messtechnisch erfassten Gasanteils ε_g berechnen. Aus dem Gasanteil und dem bei einigen Experimenten zusätzlich bestimmten Sauterdurchmesser ergibt sich, dass der Sauterdurchmesser während der Abreicherung, wie zuvor angenommen, ansteigt. Entsprechend wurde für die durchgeführten Experimente die Abreicherung von OAS in Bezug zu der im System vorliegenden Phasengrenzfläche gesetzt, sodass die jeweils aus den Randbedingungen resultierenden Betriebszustände bezüglich Gasanteil und Flusssdichte der Phasengrenzfläche verglichen werden können (Tab. 6.2).

Dieser Sachverhalt wurde in die Betrachtung der Abreicherung miteinbezogen, so dass die Flotationsrate einen zeitlich sich ändernden Prozessparameter darstellt, der proportional zur Flusssdichte der Phasengrenzfläche und dem gemessenen Gasanteil ist. Dies bedeutet, dass die Flotationrate R_F bei der Abreicherung von SDS im Batch-Experiment nicht als Konstante angesehen werden kann, sondern in eine differentielle Betrachtung miteinbezogen werden muss (Gl. 8.6). Die Größe der bei der Modellbildung verwendeten differentiellen Flotationsrate $R_{F,diff}$ ergibt sich aus der Größe der spezifischen Phasengrenzfläche a_r und der Größe des Stofftransportkoeffizienten β_{Ads} (Gl. 8.7, vgl. Gl. 7.3). Daher sinkt sie mit abnehmender OAS-Konzentration und dadurch zunehmendem Sauterdurchmesser.

$$R_{F,diff} = \beta_{Ads} \cdot a_r \sim S_b = 6 \cdot F_{Bl}(d_{32}) \cdot \varepsilon_g(d_{32}) = J_g \cdot \frac{6}{d_{32}} \neq const. \quad (8.7)$$

Bei der experimentellen Untersuchung der Flotation hat es sich gezeigt, dass die Kontrolle der Betriebsparameter aufgrund der starken Änderung der Schäumungsintensität bei Variation der Salzkonzentration und der Gasleerrohr geschwindigkeit eine besondere Gestaltung der Versuchsanordnung erfordert. Insbesondere ist der sensible Einfluss von SDS auf die Blasenströmung und die hierdurch bewirkte Veränderung des Strömungsregimes inklusive der Schaumbildung zu beachten. Bezüglich der Schäumungsintensität kann auch die SDS-Konzentration nicht zu groß gewählt werden, da ansonsten ein zu starker Wasserverlust bei der Schäumung auftritt, sodass der experimentell zu untersuchende Konzentrationsbereich zwischen 5 und 0,5 mg/l relativ klein ist. Zudem ist die messtechnische Bestimmung der SDS-Konzentration in diesem Konzentrationsbereich aufwendig und erfordert den Einsatz speziell ausgerichteter Messgeräte

wie CN-Analyser, Massenspektrometer oder HPLC, um die Konzentrationen auch in Bereichen unter 3 mg/l verlässlich zu detektieren. Diese messtechnische Limitierung ist bei der Verwendung von weniger stark schäumenden oberflächenaktiven Substanzen voraussichtlich weniger der Fall, da Chen et al. und Puget et al. bei der Verwendung von Proteinen in einem Konzentrationsbereich von 50 bis 300 mg/l arbeiteten [7, 51, 95]. Chen et al. konnten für Proteine auch eine Abnahme des Sauterdurchmessers in Abhängigkeit der Proteinkonzentration feststellen; allerdings fiel hier der Blasendurchmesser über einen Konzentrationsbereich von 150 mg/l von 4 mm auf 1.5 mm, so dass für Proteine von einer bedeutend geringeren Koaleszenzhemmung als bei SDS auszugehen ist.

Bei der Bestimmung des Sauterdurchmessers in der Blasenströmung wurden die Blasen an der Messstrecke fotografiert und die Bilder einzeln bezüglich Blasendurchmesser der Einzelblasen mit einem Computerprogramm zur Bildauswertung ausgewertet (Abschn. 4.3.2.1). Diesbezüglich ist zur dezidierten Untersuchung des Einflusses der OAS-Konzentration auf den Sauterdurchmesser der Einsatz eines automatisierten Mess- und Bildanalyse-Systems sinnvoll, da so der Sauterdurchmesser mit einer besseren statistischen Absicherung und entsprechend genauer bestimmt werden kann.

8.3.2 Modellbildung zur Abreicherung von OAS

Aus der Erkenntnis, dass der Stofftransport an die Phasengrenzfläche und damit der Stoffaustrag aus dem Flotationsbehälter proportional zur Größe der Phasengrenzfläche ist, ergibt sich, dass die Flotationsrate bei sich änderndem Blasendurchmesser nicht konstant sein kann. Daher wurde ein zweites Berechnungskonzept auf Basis von Differentialgleichungen (DGL) entwickelt. Hierbei wurde für den Flotationsbehälter und Vorlagebehälter je eine DGL aufgestellt, durch deren Einsatz es möglich wird, den Austrag einer beliebigen oberflächenaktiven Substanz unter Definition der funktionalen Beziehung zwischen OAS-Konzentration und Blasengröße mit Beachtung der zeitlich sich verändernden Phasengrenzfläche zu berechnen (Gl. 7.6). Die Geschwindigkeit der Abreicherung wird hierbei unter Verwendung der Anlagerungsgeschwindigkeit β_{Ads} berechnet, die sich auf die in dem Flotationsbehälter vorliegende Phasengrenzfläche bezieht (Gl. 7.9, Gl. 8.7). Diese Berechnungsmethode ist sehr flexibel und ermöglicht die Variation des Wasservolumenstromes zwischen Flotationsbehälter und Vorlagebehälter sowie die Berechnung der Phasengrenzfläche über die gesamte betrachtete Flotationszeit. Damit ist ein Einsatz in diversen Parameterstudien oder bei der Auslegung von Flotationsapparaten möglich. Zudem wurde ein weiterer Term in die DGL integriert, über welchen Prozesswasser mit definierter Konzentration an OAS in den Vorlagebehälter eingebracht werden kann, sodass stationäre Betriebszustände simuliert werden können (Gl. 7.8).

Diese Betrachtung wurde unter Erstellung eines vollständigen Berechnungsprogramms weiterentwickelt, welches ein „Compartment“-Modell zur Berechnung des Stofftransportes an die Phasengrenzfläche beinhaltet. Mit dessen Hilfe kann die Anlagerung von OAS an die Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der lokalen OAS-Konzentration und der daraus resultierenden

maximalen Beladung berechnet werden (Abschnitt 7.3.3). Hierzu wird auf eine neu definierte Adsorptionsisotherme zurückgegriffen, deren Modellparameter anhand schon vorhandener empirischer Daten für SDS eingestellt wurden [6, 41]. Mit deren Hilfe kann die Exzessbeladung von SDS an der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der SDS-Konzentration in der Wasserphase berechnet werden. Aus der Differenz zwischen momentaner und Exzessbeladung wird die aus der Potentialdifferenz resultierende Triebkraft kalkuliert, welche die Anlagerung von OAS an die Phasengrenzfläche zur Folge hat. Diese Betrachtungsweise nutzt im Wesentlichen Grundlagen aus der diesbezüglichen Theorie von Lemlich und Dukhin et al. zur Anlagerung von OAS an Phasengrenzflächen und deren thermodynamisches Phasengleichgewicht als Basis für die Berechnung des Stofftransportes [6, 33]. Damit wird eine physikalisch begründete Berechnung der Stofftransportvorgänge an die Phasengrenzfläche geliefert, die bisher noch nicht in einer vereinfachten Form vorliegt.

Das Berechnungsprogramm wurde unter Integration der empirisch ermittelten funktionalen Beziehung zwischen Sauterdurchmesser und der Konzentration von Koaleszenz-hemmenden Substanzen aufgebaut. Nach Definition der jeweiligen Randbedingungen kann der Sauterdurchmesser, der lokale Stofftransport und der Stoffaustrag aus dem Flotationsbehälter berechnet werden. Dieses Berechnungsprogramm kann bezüglich der lokalen Auflösung nicht mit numerischen CFD-Methoden konkurrieren. Vielmehr bildet es eine anwendungsorientierte Basis durch deren Nutzung der Stofftransport an Phasengrenzflächen und die damit auftretende Beladung und Filmbildung in Flotationsapparaten berechnet werden kann. Die hierbei zu Grunde gelegten Zusammenhänge können jedoch in CFD-Codes integriert und zur Berechnung der lokalen Adsorption an Phasengrenzflächen verwendet werden. Die dargestellten Berechnungsmethoden legen zwar jeweils ein relativ grobes Modell des Stofftransportes an der im Flotationsbehälter befindlichen Phasengrenzfläche zu Grunde, jedoch ist damit eine schnelle und relativ genaue Berechnung der Abreicherung bei sehr unterschiedlichen Betriebsbedingungen durch Einstellung weniger Designparameter möglich. Damit stellen die erarbeiteten Methoden für die zukünftige Auslegung von Flotationsapparaten einen Brückenschlag von der Betrachtung des Flotationsprozesses als Stofftransport in einem gegebenen Reaktorvolumen hin zum Phasengrenzflächen-bezogenen Stofftransport in Blasenströmungen dar.

Für die Auslegung des Flotationsapparates über die Phasengrenzfläche und deren Beladung, wie es in dem Berechnungsprogramm implementiert wurde, ist ein größerer Aufwand zur Bestimmung der einzelnen Berechnungsparameter erforderlich, als mit einem einfachen Ansatz unter Verwendung einer festen Flotationsrate. Jedoch ist damit eine physikalisch begründete Berechnungsmethode gegeben, welche die inhärenten Eigenschaften und grundsätzlichen Aspekte des Transportprozesses berücksichtigt. Dies erlaubt es, die Kinetik der jeweiligen Transportmechanismen besser darzustellen und auch die lokalen Stoffströme an die Phasengrenzfläche zu berechnen. Hier ist beispielsweise anhand empirischer Daten zu klären, wie groß die maximale Beladung der Phasengrenzfläche bei gegebener OAS-Konzentration und OAS-Art ist, um die verwendete Adsorptionsisotherme auf das jeweilige technische System anzupassen. Aus den im

Modell für die Fitting-Parameter der Adsorptionsisotherme verwendeten Daten von Wang et al. ergibt sich beispielsweise für das Verhältnis zwischen Beladung und OAS-Konzentration, welches auch als Aktivität bezeichnet wird, ein Wert von 0,002 mm. Im Vergleich hierzu beträgt der Wert nach einer groben Abschätzung von Dukhin et al. etwa 0,1 mm und aus der Bilanzierung der Abreicherungsexperimente mit Trinkwasser und Salzwasser ergibt sich ein mittlerer Wert von 0,03 mm beziehungsweise 0,018 mm (Abschn. A.3.2.1). Dies zeigt, dass offenbar die Aktivität von der Konzentration der oberflächenaktiven Substanz, aber gegebenenfalls auch von der Konzentration weiterer gelöster Moleküle, beispielsweise Salzen, abhängt [6, 41]. Bei einer Beurteilung der verwendeten Datensätze ist daher zu beachten, welche Messmethode verwendet wurde und bei welchen hydrodynamischen Randbedingungen die Phasengrenzfläche beladen wird.

Diese Zusammenhänge werden in aktuellen Forschungsarbeiten zur Beschreibung der Anlagerung von oberflächenaktiven Substanzen an Phasengrenzflächen in ruhenden Systemen berücksichtigt und sollen zur Integration der Adsorptionsvorgänge in neu zu entwickelnden computergestützten Simulationsprogrammen genutzt werden [124, 125]. Für die Beschreibung des Stofftransportes sind jedoch noch weitere generelle Informationen zum Einfluss von Grenzschichtdicke, Stofftransportkoeffizienten und dem Verhalten der adsorbierten Substanz bei Einwirkung von strömungsinduzierten Kräften notwendig [6, 110]. Somit stellen die hier aufgeführten Sachverhalte einen Zwischenschritt hin zur Integration von statischen Anlagerungsmodellen und dynamischen Stofftransportmodellen in zukünftig zu entwickelnden Modellen dar. Insbesondere stellt sich dann die Frage, durch welche Mechanismen und in welchen Zonen der Blase der lokale Stofftransport an die Phasengrenzfläche bestimmt wird und bei welchen Strömungsbedingungen der adsorptions-kontrollierte Film (DAL) oder die Diffusions-kontrollierte Grenzschicht die Geschwindigkeit des Stofftransportes bestimmen. Damit lässt sich dann auch das Ausmaß der in dem Flotationsbehälter auftretende Konzentrationsschichtung berechnen, welche die lokale Beladung der Blasenoberfläche und die Minimalkonzentration, auf welche das jeweilige Prozesswasser aufgereinigt werden kann, entscheidend beeinflusst (Abschn. 7.4.4).

8.4 Bedeutung der Ergebnisse

Aus der zuvor dargestellten Diskussion der Ergebnisse lassen sich die folgende Hauptergebnisse ableiten, aus welchen die Bedeutung dieser Arbeit für Wissenschaft und Technik resultiert.

Hauptergebnisse

1. CFD-Simulation mit FPM für FSA → Visualisierung der Strömungszonen durch Simulation des Freistrahls und der Blasenströmung (Abschn. 8.1.1)
2. Empirische Erfassung des proportionalen Zusammenhangs zwischen Projektionsrate des FSA und der Luftansaugung in Abhängigkeit von Treibdruck (Abschn. 8.1.2)

3. Entwicklung und Einsatz eines Gasanteilsensors (GAS) zur robusten und einfachen Messung des Gasanteils ε_g und Bestimmung der Füllhöhe bei Betrieb des Flotationsapparates mit Schaumaustrag (Abschn. 8.2)
4. Bestimmung der Koaleszenz (TC 50, TC 100) in der Blasenströmung des Flotationsbehälters durch Herstellung der funktionalen Beziehung zwischen der Konzentration von Koaleszenz-inhibierenden Substanzen (Salze und OAS), Sauterdurchmesser d_{32} und Gasanteil ε_g (Abschn. 8.2)
5. Bestimmung der Blasenauftiegsfunktion $F_{Bl}(d_{32})$ zur Berechnung der Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b und der spezifischen Phasengrenzfläche im Reaktor a_r in Abhängigkeit von Gasleerrohrgeschwindigkeit J_g und Sauterdurchmesser d_{32} (Abschn. 8.2)
6. Empirische Bestimmung der Abreicherung von SDS als oberflächenaktiver Modellsubstanz unter Messung von Flotationszeit t_{Flot} und Gasanteil ε_g in Trink- und Salzwasser (Abschn. 8.3.1)
 - (a) Bestimmung der minimalen Schäumungskonzentration $c_{OAS,min}$ von SDS in Trinkwasser und Salzwasser
 - (b) Erarbeitung von Methoden zur Abschätzung des Konzentrationsverlaufs bei der Abreicherung von OAS im Satzbetrieb
7. Erstellung einer modifizierten Szyszkowski-Adsorptionsisotherme zur Berechnung der Beladung der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit von OAS-Konzentration und Kontaktzeit (Abschn. 8.3.2)
8. Aufbau einer Methode und eines Programms zur Berechnung des flächenspezifischen Stofftransportes bei der Abreicherung von OAS über die Beladung der Phasengrenzfläche unter Verwendung von Differentialgleichungen bzw. eines thermodynamisch begründeten Compartment-Modells (Abschn. 8.3.2)

Grundsätzlich lassen sich Flüssigkeitsstrahlapparate und Blasensäulen in einer Vielzahl verfahrenstechnischer Bereiche einsetzen, um eine Vermischung von Gas- und Flüssigphase zu bewerkstelligen oder eine spezifische Blasenströmung zur Bereitstellung von Phasengrenzfläche zu erzeugen. Über die Phasengrenzfläche kann ein Transport einzelner Komponenten der Gas- oder Flüssigphase mit anschließender Reaktion stattfinden oder es kommt zu einer Anlagerung von in der Flüssigphase befindlichen Substanzen an die Phasengrenzfläche. Diese Anlagerung ist für die Realisierung von adsorptiven Blasentrenntechniken und Flotationsverfahren wesentlich, weshalb die Auslegung solcher Apparate eine auf die Phasengrenzfläche bezogene Theorie erfordert, welche auch in der technischen Anwendung genutzt werden kann. Eine solche Theorie existiert derzeit nur in Teilen und ist in den einzelnen Anwendungsgebieten

zu erweitern, um generelle Aussagen zum funktionalen Zusammenhang zwischen eingebrachter Phasengrenzfläche, lokaler Strömungsdynamik, lokalem Stofftransport und der hierdurch erreichten Aufreinigungsleistung treffen zu können.

Flotationsapparate werden in unterschiedlichen Konfigurationen zur Wertstoffrückgewinnung, Erzaufbereitung, Algengernte und insbesondere zur Prozesswasserreinigung eingesetzt und erfordern in Abhängigkeit des durchzuführenden Prozessschrittes und der abzutrennenden Substanzen eine hierauf angepasste Betriebsweise. Um die einzustellenden Betriebsbedingungen zu beschreiben und die Größe der grundlegenden Parameter festzulegen, wurde die diesbezügliche Theorie mit dem Fokus auf der Flotation von oberflächenaktiven Substanzen weiterentwickelt und auf den untersuchten Themenbereich angewendet. Für Strahl-Kolonnenflotationsapparate ergibt sich, dass der Betriebszustand eine komplexe Verknüpfung aus der am Strahlapparat erzeugten und im Flotationsbehälter aufsteigenden Blasenströmung und der in der wässrigen Phase vorliegenden Substanzen darstellt. Diesbezüglich wurden wesentliche Ergebnisse zu Blasengröße, Blasenanstieg und resultierendem Gasanteil unter Einbeziehung der Koaleszenz in der Blasenströmung erarbeitet, die als Basis für weitere experimentelle Untersuchungen oder zur Auslegung von Flotationsapparaten dienen können.

Der Einsatzbereich der untersuchten Strahl-Kolonnenflotationsapparate erstreckt sich derzeit zum großen Teil auf Anwendungen der marinen Aquakultur. Hier ist deren wartungsarmer Betrieb hervorragend zur effizienten Aufreinigung und Konditionierung von organisch belastetem Prozesswasser geeignet, welches in sogenannten „RAS“ (engl.: Recirculating Aquaculture Systems - kreislaufgeführte Aquakultur) zur Aufzucht diverser aquatischer Spezies dient. Gleichzeitig existieren in diesem Bereich aber auch Erfordernisse bezüglich Wasserqualität, Energieeffizienz und Minimierung des Wasserverlustes, die zur Einbindung in weiter gefasste Prozessketten ein besseres Verständnis der Funktionsweise und eine auf die zeitlich variierende Fracht angepasste Betriebsweise notwendig machen. Bisher wurden solche Apparate und ganze Produktionssysteme größtenteils mit empirischen Datensätzen ausgelegt oder mit nur relativ groben Modellen beschrieben [50, 126]. Selten jedoch wurden solche Apparate als Funktionseinheit zur Aufreinigung und Konditionierung von Prozesswasser eingesetzt, bei welcher sowohl die Funktion des Partikelaustrages als auch die Abtrennung gelöster Substanzen durch Schaumbildung für die Funktion des Apparates und des Gesamtprozesses essentiell ist. Dies wird jedoch in modernen kreislaufgeführten Aquakultursystemen angestrebt und erfordert die Implementierung neuer physikalisch und prozesstechnisch begründeter Regelungsmechanismen für Apparate in vielen unterschiedlichen Größen, beziehungsweise in Modulbauweise.

Zudem ergeben sich aus der Reinigungsleistung des Flotationsapparates die spezifischen Investitionskosten für die peripher eingesetzten Apparate und die laufenden Energiekosten, sodass ein großes Optimierungspotential darin besteht, Flotationsapparate mit einer frachtgeführten Regelung effizient und robust zu betreiben. Um diese zukünftigen Erfordernisse zu erfüllen und Strahl-Kolonnenflotationsapparate oder andere Flotationszellen variabel auf unterschiedliche Betriebsfälle auszulegen, können die dargestellten Untersuchungen beigetragen. Diesbezüglich

wurden grundlegende Ergebnisse zu Strömungsdynamik und Stofftransport in Flotationsapparaten dargelegt, welche neben der kreislaufgeführten Aquakultur auch in anderen Flotationsprozessen verwendet werden können.

Für die Abreicherungsexperimente an dem Technikumsteststand wurde SDS als oberflächenaktive Modellsubstanz eingesetzt, weil dieses ebenso gute Schaumbildungseigenschaften wie häufig bei solchen Untersuchungen eingesetzte Proteine besitzt, zudem chemisch beständig und auch in hohen Konzentrationen zur Anmischung von Stammlösungen vollständig in Wasser löslich ist. Ein weiterer Vorteil ist, dass es häufig als Schäumer und Sammler in Flotationsverfahren eingesetzt wird und die aufgezeichneten Daten sich damit nicht nur auf Aquakulturanwendungen beschränken [60].

Die Ergebnisse beinhalten konkrete Informationen zur Begasung des Flotationsbehälters und des sich ausbreitenden Strömungsregime. Damit können sie auf weitere Anwendungsfelder der Flotation transferiert werden, in welchen ebenfalls Strahlapparate zur Begasung eingesetzt werden, wie bei der Erzaufbereitung beziehungsweise der Algengernte mit Jameson-Technology [85, 86, 127]. Von Interesse sind die Ergebnisse ebenfalls für Prozesse in welchen Blasenströmungen auftreten und Salze beziehungsweise andere Koaleszenz-hemmende Substanzen in der wässrigen Phase gelöst sind. Dies ist beispielsweise bei der Erzflotation mit Salzwasser, wie sie von Castro et al. untersucht wurde, der Fall. Der dargestellte Prozess stellt eine vielversprechende Möglichkeit dar, in ariden Gebieten eine effiziente Flotation auch mit wenigen Flotationshilfsmitteln zu erreichen [96].

Kapitel 9

Zusammenfassung und Ausblick

9.1 Zusammenfassung

Der Einsatz von Strahl-Kolonnenflotationsapparaten dient der Aufreinigung und Konditionierung wässriger Stoffströme. Hierbei wird ein Flüssigkeitsstrahlapparat zur Einsaugung eines Gasvolumenstromes und der Erzeugung einer Blasenströmung verwendet. Diese strömt als aufsteigender Blasenschwarm durch den Flotationsbehälter und stellt damit Phasengrenzfläche zum Stofftransport bereit. Im Wasser befindliche gelöste und partikuläre Substanzen lagern sich an die Phasengrenzfläche der Blasen an und werden in Richtung Wasseroberfläche getragen. Dort werden sie durch Schaumbildung am Kopf des Flotationsbehälters aus dem System ausgetragen, sodass eine Abreicherung aus der wässrigen Phase stattfindet. Solche Flotationsapparate werden derzeit hauptsächlich in der marinen, kreislaufgeführten Aquakultur zur Abtrennung diverser oberflächenaktiver Substanzen verwendet. Hiermit wird also ein gekoppelter Stoffaustrag realisiert, durch welchen eine TOC-Konzentration unter 50 mg/l in der wässrigen Phase erreicht werden kann [95] .

Der aus den gegebenen Randbedingungen resultierende Betriebszustand bestimmt in entscheidendem Maße den lokalen und globalen Stofftransport an die Phasengrenzfläche und damit essentiell die Funktionsweise des Flotationsapparates. Dies bedeutet, dass die Stofftransportvorgänge an der Phasengrenzfläche bekannt sein müssen, um solche Apparate auszulegen, auf einen geeigneten Betriebszustand einzustellen und bei Frachtvariationen mit geeigneten Regelungsmechanismen anzupassen. Daher wurde der Eintrag der Gasphase über den Flüssigkeitsstrahlapparat und die sich in dem Flotationsbehälter ausbildende Blasenströmung untersucht, wobei die Geometrie des Strahlapparates, der Treibdruck und die Salzkonzentration in der Wasserphase variiert wurden.

Um auch ohne experimentelle Aufnahme von Kennlinien zur Gasansaugung und Gasverteilung in Strahlapparaten eine erste Gestaltung der Geometrie durchführen zu können, wurden mehrere CFD-Simulationen mit FPM, einem punktbasierten CFD-Programm, durchgeführt. Hierbei wurde in einem ersten Schritt die Strömung in Form eines frei in den Strahlapparat strömenden Treibstrahles ohne Luftansaugung simuliert, sodass damit der Einfluss der Treib-

düsengeometrie analysiert werden konnte. Auf Basis vorheriger Untersuchungen von Havelka et al. wurden mehrere Drallformen simuliert und bezüglich der sich ausbreitenden Strahlform qualitativ bewertet [117]. Im Anschluss daran wurde die Blasenströmung durch Zuweisung einer entsprechenden Dichte und Viskosität für Gas- und Wasserphase simuliert, sodass die sich ausbildende Zweiphasenströmung visualisiert werden konnte. Damit konnten in dem Strahlapparat lokale Strömungszonen identifiziert werden, die messtechnisch nur schwer zugänglich sind und grundsätzliche Einblicke in die Strömungsmechanismen beim Mitreißen der Gasphase und deren Vermischung erlauben. Jedoch ist die Simulation einer polydispersen Blasenströmung und insbesondere der Übergang zwischen Strahlströmung in eine Blasenströmung weder mit FPM noch mit anderen kommerziellen CFD-Codes derzeit möglich. Damit ist die FPM-Simulation für eine erste Abschätzung der entstehenden Strömungsform geeignet, jedoch können nur qualitative und keine quantitativen Aussagen zur Erzeugung einer Blasenströmung im Strahlapparat gemacht werden.

Die Ergebnisse wurden als ergänzende Information zu der experimentell untersuchten Strömungssituation am Strahlapparat und der Blasenströmung im Flotationsbehälter verwendet. Hierbei wurde der Einfluss des Treibdruckes am Flüssigkeitsstrahlapparat, der Treibdüsengeometrie und von Koaleszenz-verändernden Substanzen auf die erzeugte Blasenströmung an einem Teststand im Technikumsmaßstab mit einem Systemvolumen von 500 l experimentell untersucht. Bezüglich der Strahlapparatgeometrie hat sich herausgestellt, dass der eingesaugte Luftvolumenstrom mit steigender Projektionsrate zwischen Mischkammer und Treibdüse zunimmt. Ebenfalls nimmt der Luftvolumenstrom und die daraus resultierende Gasleerrohrgeschwindigkeit mit steigendem Treibdruck zu. Bezüglich des Gaseintrages ergibt sich für jede Strahlapparatgeometrie ein eigener Treibdruck bei welchem der volumetrische Wirkungsgrad der Gaseindüsung ein Maximum durchläuft. Dieser beträgt je nach Größe der Projektionsrate des jeweiligen FSA zwischen 32 und 37 $m^3/(h \cdot kW)$.

Durch Zugabe von Natriumchlorid wurde das Koaleszenzverhalten der Blasenströmung in einem Konzentrationsbereich zwischen 0 und 30 g/l und dessen Auswirkung auf die Blasengröße, den Gasanteil und die Flussdichte der Phasengrenzfläche ermittelt. Die Messung der Blasengröße wurde mit Durchlichtfotographie und die Messung des Gasanteils mit einer im Rahmen dieser Arbeit neu entwickelten Volumenexpansionsmethode messtechnisch erfasst. Der Sauterdurchmesser d_{32} in der Blasenströmung nimmt mit steigender Salzkonzentration von 4,5 mm entlang einer Exponentialfunktion mit negativem Exponenten bis auf 0,5 mm ab. Hierdurch sinkt auch die mittlere Blasenauftstiegsgeschwindigkeit u_g von 250 auf 100 mm/s, welche aus Gasleerrohrgeschwindigkeit und Gasanteil berechnet wurde. Der über Volumenexpansionsmethode gemessene Gasanteil nimmt entsprechend mit steigender NaCl-Konzentration über einen charakteristischen Übergangsbereich entlang einer Sigmoid-Funktion zu, sodass in der Mitte des Übergangsbereichs bei einer Konzentration von 6,0 g/l der TC50 und damit eine 50 %-ige Koaleszenzhemmung ermittelt wurde. Ein ähnliches Koaleszenzverhalten konnte in einem kleineren Laborteststand mit einem Systemvolumen von 50 Litern für weitere Salze

entsprechend ihrer Ionenkonzentration festgestellt werden. Die Ergebnisse bestätigen die herrschende Auffassung, dass die Koaleszenzhemmung auf die Ionenstärke des jeweiligen Salzes und die daraus resultierende Kräfte zurückzuführen sind. Entsprechend können die Salze analog der Hofmeister-Reihe in chaotrope Salze (keine Struktur bildend) und kosmotrope Salze (strukturbildend) eingeteilt werden. Natriumchlorid gehört damit zu den kosmotropen Salzen, welche mit steigender Konzentration in Blasenströmungen eine starke Koaleszenzhemmung zur Folge haben.

Aus dem gemessenen funktionalen Zusammenhang zwischen Sauterdurchmesser und mittlerer Blasenauftiegs geschwindigkeit wurde die Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} definiert. Diese kann unter Einbeziehung der jeweiligen Gasleerrohr geschwindigkeit verwendet werden, um die Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b und die Größe der Phasengrenzfläche in dem Flotationsbehälter zu berechnen. Der funktionale Zusammenhang zwischen der Salzkonzentration und dem Sauterdurchmesser ist insbesondere in Flotationsprozessen relevant, da dort abzutrennende oberflächenaktive Substanzen (OAS) ebenfalls eine Änderung der Koaleszenz in der Blasenströmung bewirken und die im Prozess vorliegende Flussdichte der Phasengrenzfläche S_b einen Schlüsselparameter zur Auslegung von Flotationsapparaten darstellt.

Mit SDS als schaumbildender Modellsubstanz wurde der Stoffaustrag über den Schaumtopf anhand von Abreicherungsversuchen im Satzbetrieb experimentell ermittelt. Hierbei wurde unter Variation der Gasleerrohr geschwindigkeit, der SDS-Konzentration und der Natriumchlorid-Konzentration inklusive der Berechnung einer Flotationsrate R_F aus Anfangs- und Endkonzentration der grobe Verlauf der SDS-Konzentration als Funktion der Flotationszeit t_{Flot} ermittelt. Die Endkonzentration, die von der Größe der minimalen Schäumungskonzentration für den jeweiligen Betriebsbereich bestimmt wird, hängt hierbei hauptsächlich von der in dem Wasser gelösten Salzart und der Salzkonzentration ab, da in Salzwasser bei gleicher Gasleerrohr geschwindigkeit die Blasengröße kleiner und damit die Phasengrenzfläche und Schäumungsintensität bedeutend größer beziehungsweise intensiver ist. Da sich während der Abreicherung von SDS jedoch der Sauterdurchmesser und damit die Phasengrenzfläche in dem Flotationsbehälter ändert, bildet die Annahme einer konstanten Flotationsrate die tatsächliche Transportkinetik an die Phasengrenzfläche insbesondere bei Konzentrationen nahe der minimalen Schäumungskonzentration nicht hinreichend ab.

Daher wurde eine flächenspezifische Flotationsrate definiert, die in Form der Anlagerungsgeschwindigkeit β_{Ads} den Stofftransport aus der Flüssigphase an die Phasengrenzfläche ausdrückt. Die Anlagerungsgeschwindigkeit wurde zur Berechnung der Konzentrationsabnahme von SDS in ein einfaches Differentialgleichungssystem (DGL) eingebunden und mit der volumenspezifischen Phasengrenzfläche a_r verknüpft. Hierzu wurde in der DGL, welche die Konzentrationsabnahme in dem Flotationsbehälter beschreibt, die spezifische Phasengrenzfläche als Funktion des Sauterdurchmesser, der Blasenauftiegsfunktion F_{Bl} und der Gasleerrohr geschwindigkeit J_g definiert. Damit kann die Berechnung der Abreicherung von SDS für unterschiedliche Betriebsbedingungen realisiert werden.

In einem zweiten Schritt wurde ein modellbasiertes Berechnungsprogramm entworfen. Dieses beinhaltet auf Basis eines Kompartiment-Modells die Berechnung des Stofftransportes über einen lokalen Potentialgradienten, welcher über eine neu entwickelte Langmuir-Szyszkowski-Adsorptionsisotherme in Abhängigkeit von OAS-Konzentration und Verweilzeit in dem Berechnungsprogramm vorgegeben ist. Dadurch konnte ein proportionaler Zusammenhang zwischen der Größe der Phasengrenzfläche und der Flotationsrate abgeleitet werden, der den Einfluss von Koaleszenz-inhibierenden Substanzen, wie OAS und Salzen berücksichtigt.

Sowohl mit der DGL-Methode (Berechnungsmethode 1) als auch mit dem modellbasierten Berechnungsprogramm (Berechnungsmethode 2) lässt sich der Phasengrenzflächen-bezogene Stofftransport in Abhängigkeit der OAS-Konzentration und weiterer zu variierender Betriebsbedingungen berechnen. So lässt sich beispielsweise mit Methode 1 auch eine periodische Zugabe von OAS in die Berechnung integrieren, um die Simulation einer tageszeitlich variierenden Fracht, wie es in einigen Prozessen der Aquakultur häufig vorkommt, zu ermöglichen. Durch Verwendung des Berechnungsprogramms kann zusätzlich der lokale Stofftransport an die Phasengrenzfläche und der Einfluss von Behälterdurchmesser und Höhe auf die Abreicherungsgeschwindigkeit ermittelt werden.

.Die Ergebnisse zeigen die grundlegenden Zusammenhänge der in Strahl-Kolonnenflotationsapparaten auftretenden Strömungs- und Stofftransportvorgänge auf und tragen damit zu einem besseren Verständnis bei. Dadurch kann bei Änderung der Betriebsbedingungen und der daraus resultierenden Variation der Begasungsrate, der Blasengrößen, der minimaler Schäumungskonzentration oder der Systemvolumina deren Auswirkung auf den Stofftransport berechnet beziehungsweise genauer als bisher abgeschätzt werden. Somit lassen sich die Betrachtungen sowohl zur Optimierung der Betriebsbedingungen existierender Produktionsanlagen, als auch zur Aufskalierung von Flotationsapparaten im Labormaßstab nutzen.

9.2 Ausblick

Die sich in dem untersuchten Strahl-Kolonnenflotationsapparat ausbildende Blasenströmung und der darin auftretende Stofftransport wurden durch Variation des Gasvolumenstromes und der in der flüssigen Phase befindlichen Substanzen untersucht. Hierbei wurde für Natriumchlorid als koaleszenz-hemmende und SDS als koaleszenz-hemmende, oberflächenaktive Modellschubstanz festgestellt, in welchem Maße deren Anwesenheit die Blasengröße und das Aufstiegsverhalten der Blasenströmung beeinflussen. Daraus konnten funktionale Zusammenhänge zwischen den Betriebsparametern und dem resultierendem Stoffaustrag festgestellt werden, die in einem Modell zur Berechnung der Austragsgeschwindigkeit verwendet wurden. Damit hat sich der Wissensstand zur Erzeugung von Blasenströmungen in Flüssigkeitsstrahlapparaten und der Aufreinigung von Wasserströmen in Flotationsverfahren mit Fokus auf der Schaumfraktionierung von oberflächenaktiven Substanzen vergrößert. Letztendlich sind die einzelnen Strömungs- und Stofftransportmechanismen unter Weiterentwicklung der bisherigen Theorie

zu beschreiben, sodass Flotationsapparate mit geringeren Unsicherheiten als bisher ausgelegt werden können. Anschließend sind die jeweiligen Erkenntnisse auf einen technisch relevanten Maßstab zu übertragen, um einzelne Funktionen in der Anwendung zu verbessern.

Im Hinblick auf den Betrieb des Flotationsapparates in der Aquakultur ist insbesondere die Schaumbildung mit in der technischen Anwendung auftretenden oberflächenaktiven Substanzen und der daran gekoppelte Partikelaustrag zu untersuchen. Hierbei wird unter anderem der Gasphase, welche zum Teil aus technischem Sauerstoff besteht, auch Ozon beigemischt, um organische Substanzen in dem aufzureinigenden Prozesswasser zu oxidieren. Die Oxidation hat die Entstehung kürzerkettiger organischer Moleküle mit reaktiveren funktionellen Gruppen, beziehungsweise Molekülbereichen zur Folge [128]. Dadurch lagern sich diese besser an die Phasengrenzfläche an und können somit effizienter aus dem Prozesswasser ausgeschäumt werden. Die Begasung mit Ozon wird beispielsweise auch bei der Ernte von Algen realisiert, wobei je nach Algenart und der beabsichtigten Entwässerung die Algen mit einem Luft / Ozon-Gemisch begast oder mit einem Sammler (z.B. CTAB oder SDS) flotiert werden [129, 86].

Die Komplexität der Flotation ist unter anderem durch die sensible Dynamik der Blasenströmung, die Vielzahl unterschiedlicher Strömungsformen und die daraus erwachsende Vielfalt an physikalischen Wechselwirkungen zwischen anzulagerndem Molekül oder Partikel und der Phasengrenzfläche bedingt. Zudem existiert aufgrund der Vielzahl an Anwendungen und der hierbei eingesetzten Substanzen eine große Bandbreite an physikalischen und chemischen Wechselwirkungen, die in den einzelnen Prozessen auftreten und mit steigendem Technologiestand immer vielfältiger werden. Die Flotationstechnologie ist damit, wie Parekh et al. dies bildlich beschrieben hat, im historischen Kontext als der Anstieg eines Berges zu betrachten, den es zu erklimmen gilt; auch wenn seine letztendliche Höhe nicht bekannt ist [75]. Durch kontinuierliche Forschung und Entwicklung entstehen so im Zusammenspiel mit der technischen Anwendung spezifisches Fachwissen und ein Erfahrungsschatz zu derartigen Prozessen, welche mit der Anzahl der eingesetzten Stoffklassen und der diesbezüglich durchgeführten Untersuchungen stetig wächst. Dies zeigt, dass insbesondere im Bereich der Bioverfahrenstechnik und der Grenzflächenverfahrenstechnik ein weites Feld an Themenbereichen zu untersuchen ist, welches sich mit zunehmender Bedeutung bio-basierter Verfahren in Zukunft voraussichtlich vergrößert.

Die Auslegung von Flotationsverfahren ist aufgrund der zuvor genannten Umstände noch nicht so exakt und standardisiert realisierbar, wie es in Zukunft voraussichtlich möglich sein wird. Diesbezüglich existiert im dargestellten Themengebiet noch eine Vielzahl von Forschungsbereichen und die Möglichkeit innovativer Produktentwicklungen mit Fokus auf der Blasenströmung und dem Stofftransport an Gas-Flüssig-Phasengrenzflächen. Durch ein besseres Verständnis der jeweils auftretenden Transportprozesse kann die Flotationstechnik in bestehenden und zukünftigen Prozessen zu einer Minimierung des jeweiligen Ressourcenbedarfs bei der Aufreinigung von Stoffströmen beziehungsweise der Extraktion von Wertstoffen beitragen.

Literaturverzeichnis

- [1] RUBIO, J. ; SOUZA, M.L. ; SMITH, R.W.: Overview of flotation as a wastewater treatment technique. In: *Minerals Engineering* 15 (2002), Nr. 3, S. 139 – 155
- [2] RAHMAN, F. ; UMESH, D.B. ; SUBBARAO, D. ; RAMASAMY, M.: Enhancement of entrainment rates in liquid - gas ejectors. In: *Chemical Engineering and Processing* 49 (2010), S. 1128 – 1135
- [3] DUVEEN, R.: High Performance Gas-Liquid Reaction Technology / HH Technology Corp. 1998. – Forschungsbericht
- [4] ZIEGLER, E. ; BRAUN, G. ; KIMMERLE, K.: Optimale Erzeugung von Mehrphasenströmungen in kreislaufgeführten Produktionsanlagen / Institut für physikalische Prozesstechnik an der Hochschule für Technik und Wirtschaft (htw saar). Technische Informationsbibliothek Hannover, 2015. – Forschungsbericht
- [5] FAINERMAN, V.B. ; LOTFI, M. ; JAVADI, A. ; AKSENENKO, E.V. ; TARASEVICH, Y.I. ; BASTANI, D. ; MILLER, R.: Adsorption of proteins at the solution / air interface influence by added nonionic surfactans at very low concentrations for both components. In: *Langmuir* 30 (2014), October, S. 12812 – 12818
- [6] DUKHIN, S.S. ; KRETZSCHMAR, G. ; MILLER, R.: *studies in interface science*. Bd. 1: *Dynamics of Adsorption at Liquid Interfaces: Theory, Experiment, Application*. Elsevier Science, 1995
- [7] PUGET, F. P.: Modelling of the dispersed air flotation process applied to dairy wastewater treatment. In: *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 21 (2004), S. 229 – 237
- [8] ORELLANA, J. ; WALLER, U. ; WECKER, B.: Culture of yellowtail kingfish in a marine recirculating aquaculture system with artificial seawater. In: *Aquacultural Engineering* 58 (2014), S. 20 – 28
- [9] FELDMAN, K. S. ; MAERS, K. M.: The Development of a Method for the Quantitative Evaluation of Protein Skimmer Performance. In: *Advanced Aquarist* 8 (2009), Januar
- [10] BERGH, L.G. ; YIANATOS, J.B.: The long way toward multivariate predictive control of flotation processes. In: *Journal of Process Control* 21 (2011), Nr. 2, S. 226 – 234. – Special Issue on Automation in Mining, Minerals and Metal Processing
- [11] BOUCHARD, J. ; DESBIENS, A. ; DEL VILLAR, R. ; NUNEZ, E.: Column flotation simulation and control: An overview. In: *Minerals Engineering* 22 (2009), Nr. 6, S. 519 – 529

- [12] GORAIN, B.K.: Studies on impeller type, impeller speed and air flowrate in an industrial scale flotation cell. part4: Effect of bubble surface area flux on flotation performance. In: *Minerals Engineering* 10 (1997), Nr. 4, S. 367 – 379
- [13] LAWSON, T.B.: *Venturi Design Parameters for air injection into a foam fractionation system*, University of Maryland, Diss., 1978
- [14] NGUYEN, P. T. ; HAMPTON, M. A. ; NGUYEN, A. V. ; BIRKETT, G. R.: The influence of gas velocity, salt type and concentration on transition concentration for bubble coalescence inhibition and gas holdup. In: *Chemical Engineering Research and Design* 90 (2012), Nr. 1, S. 33 – 39
- [15] KRAUME, Matthias: *Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik, Grundlagen und apparative Umsetzungen*. 2. Springer Verlag Berlin Heidelberg, 2012
- [16] ELGOZALI, A. ; LINEK, V. ; FIALOVA, M. ; WEIN, O. ; ZAHRADNIK, J.: Influence of viscosity and surface tension on performance of gas liquid contactors with ejector type gas distributor. In: *Chemical Engineering Science* 57 (2002), S. 2987 – 2994
- [17] WANG, L. K. ; SHAMMAS, N. K. ; SELKE, W. L. ; AULENBACH, D. B. ; WANG, L. K. (Hrsg.): *Handbook of environmental engineering - Flotation Technology*. Bd. 12. Humana Press, Springer Verlag, 2010
- [18] DE YAN, Y. ; JAMESON, G. J.: Application of the Jameson Cell technology for algae and phosphorus removal from maturation ponds. In: *International Journal of Mineral Processing* 73 (2004), Nr. 1, S. 23 – 28
- [19] BOTHE, M. ; SCHLÜTER, M.: Modellierungsparameter für Blasenströmungen. In: *Chemie Ingenieur Technik* 85 (2013), Nr. 7, S. 1023 – 1035
- [20] RALSTON, J. ; FORNASIERO, D. ; HAYES, R.: Bubble-particle attachment and detachment in flotation. In: *International Journal of Mineral Processing* 56 (1999), Nr. 1-4, S. 133 – 164
- [21] OZDEMIR, O. ; DU, H. ; KARAKASHEV, S.I. ; NGUYEN, A.V. ; CELIK, M.S. ; MILLER, J.D.: Understanding the role of ion interactions in soluble salt flotation with alkylammonium and alkylsulfate collectors. In: *Advances in Colloid and Interface Science* 163 (2011), S. 1 – 22
- [22] VDI-GESELLSCHAFT: *VDI-Wärmeatlas*. 10. Springer-Verlag, Berlin-Heidelberg-New York, 2005
- [23] POPE, S.B.: *Turbulent Flows*. Cambridge University Press, 2000
- [24] SHAH, Y.T. ; KELKAR, B.G. ; GODBOLE, S.P. ; DECKWER, W.D.: Design Parameters Estimations for Bubble Column reactors. In: *AIChE Journal* 28 (1982), S. 353–379
- [25] CLIFT, R. ; GRACE, J.R. ; WEBER, M. E.: *Bubbles, Drops and Particles*. Academic Press, New York, 1978
- [26] DECKWER, W. D.: *Reaktionstechnik in Blasensäulen*. 1. Salle und Sauerländer, Frankfurt/M., 1985

- [27] ITYOKUMBUL, M.T. ; SALAMA, A. I. A. ; TAWHEEL, A. M.: Estimation of bubble size in flotation columns. In: *Minerals Engineering* 8 (1995), S. 77 – 89
- [28] KANTARCI, N. ; BORAK, F. ; ULGEN, K.: Bubble column reactors. In: *Process Biochemistry* 40 (2005), S. 2263 – 2283
- [29] HAVELKA, P. ; LINEK, V. ; SINKULE, J. ; ZAHRADNIK, J. ; FIALOVA, M.: Hydrodynamics and mass transfer characteristics of ejector loop reactors. In: *Chemical Engineering Science* 55 (2000), S. 535 – 545
- [30] ABEL, N. ; SCHLUSEMANN, L. ; GRÜNEWALD, M.: Beschreibung von Blasensäulen mithilfe von Kompartiment-Modellansätzen. In: *Chemie Ingenieur Technik* 85 (2013), Nr. 7, S. 1112 – 1117
- [31] HERTWIG, K. ; MARTENS, L.: *Chemische Verfahrenstechnik: Berechnung, Auslegung und Betrieb chemischer Reaktoren*. 2. Oldenbourg Verlag München, 2007
- [32] GORAIN, B.K. ; FRANZIDIS, J.P. ; MANLAPIG, E.V.: The empirical prediction of bubble surface area flux in mechanical flotation cells from cell design and operating data. In: *Minerals Engineering* 12 (1999), Nr. 3, S. 309 – 322
- [33] LEMLICH, R.: *Adsorptive bubble separation techniques*. Academic press, New York, 1972
- [34] RALSTON, O.C.: Principles of Flotation. In: *The Journal of Physical Chemistry* 43 (1939), Nr. 6, S. 816 – 818
- [35] SCHLÜTER, M. ; GIERNOTH, B.: *DFG Priority Program 1740: Reactive Bubbly Flows*. <http://www.dfg-spp1740.de/>. Version: 2014
- [36] BOTHE, D. ; REUSKEN, A.: *DFG Priority Program 1506: Transport Processes at Fluidic Interfaces*. <http://www.dfg-spp1506.de/>. Version: 2015
- [37] DAI, Z. ; DUKHIN, S.S ; FORNASIERO, D. ; RALSTON, J.: The Inertial Hydrodynamic Interaction of Particles and Rising Bubbles with Mobile Surfaces. In: *Journal of Colloid and Interface Science* 197 (1998), Nr. 2, S. 275 – 292
- [38] DICKINSON, J.E. ; LASKOVSKI, D. ; STEVENSON, P. ; GALVIN, K.P.: Enhanced foam drainage using parallel inclined channels in a single-stage foam fractionation column. In: *Chemical Engineering Science* (2009)
- [39] NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY: *NIST-Chemistry WebBook*. <http://webbook.nist.gov/chemistry/>. Version: August 2017
- [40] NOBLE, M. ; BROWN, A. ; JAUREGI, P. ; KAUL, A. ; VARLEY, J.: Protein recovery using gas-liquid dispersions. In: *Journal of Chromatography B* 711 (1998), S. 31 – 43
- [41] WANG, L.: *Surface Forces in Foam Films*, Virginia university, department of Mining and Minerals Engineering, Diss., 2006

- [42] KRACHT, W. ; FINCH, J.A.: Bubble break-up and the role of frother and salt. In: *International Journal of Mineral Processing* 92 (2009), S. 153 – 161
- [43] RIBEIRO, C.P. ; MEWES, D.: The influence of electrolytes on gas hold-up and regime transition in bubble columns. In: *Chemical Engineering Journal* 62 (2007), S. 4501 – 4509
- [44] CRAIG, V.S.J. ; NINHAM, B.W. ; PASHLEY, R.M.: The Effect of Electrolytes on Bubble Coalescence in Water. In: *Journal of Physical Chemistry* (1993), S. 10192 – 10197
- [45] KANDAKURE, M.T. ; GAIKAR, V.G. ; PATWARDHAN, A.W.: Hydrodynamic aspects of ejectors. In: *Chemical Engineering Science* 60 (2005), S. 6391 – 6402
- [46] BALAMURUGAN, S. ; GAIKAR, V. G. ; PATWARDHAN, A. W.: Hydrodynamic characteristic of gas-liquid ejectors. In: *Chemical Engineering Research and Design* 84 (2006), Nr. A12, S. 1166 – 1179
- [47] WATANAWANAWET, S.: *Optimization of a high-efficiency jet ejector by computational fluid dynamics software*, Texas A & M university, Diss., 2005
- [48] CHEN, P. ; SANYAL, J. ; DUDUKOVIC, M.P.: Numerical simulation of bubble columns flows: effect of different breakup and coalescence closures. In: *Chemical Engineering Science* 60 (2005), Nr. 4, S. 1085 – 1101
- [49] LI, X. ; GUAN, X. ; ZHOU, R. ; YANG, N. ; LIU, M.: CFD Simulation of Gas Dispersion in a Stirred Tank of Dual Rushton Turbines. In: *International Journal of Chemical Reactor Engineering* 15 (2017), Nr. 4
- [50] TIMMONS, M.B. ; LOSORDO, T.M.: *Aquaculture water reuse systems: Engineering Design and Management*. Elsevier, 1994
- [51] CHEN, S. ; TIMMONS, M. B. ; BISOGNI, J. J. ; ANESHANSLEY, D. J.: Modeling Surfactant Removal in Foam Fractionation: part 1 - Theoretical Development. In: *Aquacultural Engineering* 13 (1994), S. 163 – 181
- [52] SHAH, G. N. ; LEMLICH, R.: Separation of Dyes in nonfoaming adsorptive bubble columns. In: *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals* 9 (1970), Nr. 3, S. 350 – 355
- [53] SARACHAT, T. ; PORNUNTHORNTAWEE, O. ; CHAVADEJ, S. ; RUJIRAVANIT, R.: Purification and concentration of a rhamnolipid biosurfactant produced by *Pseudomonas aeruginosa* SP4 using foam fractionation. In: *Bioresource Technology* 101 (2010), Nr. 1, S. 324 – 330
- [54] FINCH, J.A. ; XIAO, J. ; HARDIE, C. ; GOMEZ, C.O.: Gas dispersion properties: bubble surface area flux and gas holdup. In: *Minerals Engineering* 13 (2000), Nr. 4, S. 365 – 372
- [55] LEIVA, J. ; VINNETT, L. ; CONTRERAS, F. ; YIANATOS, J.: Estimation of the actual bubble surface area flux in flotation. In: *Minerals Engineering* 23 (2010), Nr. 11, S. 888 – 894
- [56] ERWIN SANDER ELEKTROAPPARATEBAU GMBH: *Foam Skimmer Helgoland series*. Internet. <http://www.aqua-sander.de/technik/abschaeumtechnologie.html>. Version: 2016

- [57] BRENNEN, C. E.: *Fundamentals of Multiphase Flow*. Cambridge University Press, 2005
- [58] NAGEL, O. ; KÜRTEEN, H. ; SINN, R.: Strahldüsenreaktoren, Teil I: Die Anwendung des Ejektorprinzips zur Verbesserung der Gasabsorption in Blasensäulen. In: *Chemie-Ingenieur-Technik* 42 (1970), Nr. 7
- [59] YANG, Q.-W. ; WU, Z.-L. ; ZHAO, Y.-L. ; WANG, Y. ; LI, R.: Enhancing foam drainage using foam fractionation column with spiral internal for separation of sodium dodecyl sulfate. In: *Journal of Hazardous Materials* 192 (2011), Nr. 3, S. 1900 – 1904
- [60] COSTA, C.A. ; RUBIO, J.: Deinking flotation: influence of calcium soap and surface-active substances. In: *Minerals Engineering* 18 (2005), Nr. 1, S. 59 – 64
- [61] RAHMAN, A. ; BROWN, C. W.: Effect of pH on the critical micelle concentration of sodium dodecyl sulphate. In: *Journal of Applied Polymer Science* (1983), April
- [62] BRÖDER, D.: *Anwendung optischer Messtechniken zur Untersuchung disperser Gas-Flüssigkeits-Strömungen*, Universität Halle, Diss., 2003
- [63] PAASCHEN, T.-O.: *Detaillierte Untersuchung des Stoffübergangs in Blasenströmungen*, Universität Hannover, Diss., 1998
- [64] KÜCK, U. D. ; SCHLÜTER, M. ; RÄBIGER, N.: Analyse des grenzschichtnahen Stofftransports an frei aufsteigenden Gasblasen. In: *Chemie Ingenieur Technik* 81 (2009), Nr. 10
- [65] KÜCK, U. D.: Ortsaufgelöste experimentelle Analyse und Modellierung des Stoffübergangs an aufsteigenden Gasblasen / Universität Bremen. 2011. – Forschungsbericht
- [66] AKOSMAN, C. ; ORHAN, R. ; DURSUN, G.: Effects of liquid property on gas holdup and mass transfer in co-current downflow contacting column. In: *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 43 (2004), Nr. 4, S. 503 – 509
- [67] GNOTKE, O.: *Experimentelle und theoretische Untersuchungen zur Bestimmung von veränderlichen Blasengrößen und Blasengrößenverteilungen in turbulenten Gas-Flüssigkeits-Strömungen*, Technische Universität Darmstadt, Diss., 2004
- [68] PETROV, P.T.: *Chemisorptive CO₂-Gasreinigung in Blasenabsorbern mit Waschflüssigkeitsgemischen aus organischen Lösungsmitteln und langkettigen Aminen*, Ruhr-Universität Bochum, Diss., 2006
- [69] LI, Y.: *Chemisch beschleunigte CO₂-Absorption mittels wässriger Amine in einer Minipackungskolonnen*, Ruhr Universität Bochum, Diss., 2008
- [70] CRAMERS, P.H.M.R ; BEENACKERS, A.A.C.M: Influence of the ejector configuration, scale and the gas density on the mass transfer characteristics of gas - liquid ejectors. In: *Chemical Engineering Journal* 82 (2001), S. 131 – 141
- [71] SCHRAMM, L.L.: *Surfactants: Fundamentals and Applications in the Petroleum Industry*. Petroleum Recovery Institute, 2000

- [72] NGUYEN, A.V.: Attachment interaction between air bubbles and particles in froth flotation. In: *Experimental Thermal and Fluid Science* 28 (2004), S. 381 – 385
- [73] BALE, A. ; EL-DIN, M. G. ; SMITH, D.W. ; MAZZEI, A. ; OVERBECK, P.: Ozone Mass Transfer Analysis of Two New Ozone Reactor Designs / University of Alberta. 2003. – Forschungsbericht
- [74] FLINT, I.M.: *Scale-up and modeling of flotation columns using surface areas*, University of Toronto, Diss., 2001
- [75] PAREKH, B.K. ; MILLER, J.D.: *Advances in Flotation Technology*. Society for Mining, Metallurgy and Exploration Inc., 1999
- [76] GESELLSCHAFT DEUTSCHER METALLHÜTTEN- UND BERGLEUTE: *Erzmetall*. Dr. Riederer-Verlag, 1978 (Bd. 31)
- [77] FAHRENWALD: *Testing of flotation processes*. John Wiley & sons, 1917
- [78] TAGGART, A.F.: *A manual of flotation processes*. John Wiley & sons, 1921
- [79] FUERSTENAU, M.C. ; JAMESON, G.J. ; YOON, R.H.: *Froth Flotation: A Century of Innovation*. Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, 2007
- [80] GAUDIN, A. M. ; MALOZEMOFF, P.: Recovery by Flotation of Mineral Particles of Colloidal Size. In: *The Journal of Physical Chemistry* 37 (1932), Nr. 5, S. 597 – 607
- [81] SCHNEPF, R.W. ; GARDEN, E.L.: Foam Fractionation of Proteins: Concentration of Aqueous Solutions of Bovine Serum Albumin. In: *Journal of Biochemical and Microbiological Technology and Engineering* 1 (1959), Nr. 1, S. 1 – 8
- [82] SOMASUNDARAN, P.: Separation using foaming techniques. In: *Separation science* 11 (1975), Nr. 1, S. 91 – 109
- [83] KOWN, B. T.: The effects of column height and diameter on the effectiveness of a continuous bubble fractionation system. In: *Water Research* 5 (1971), Nr. 3, S. 93 – 102
- [84] JAMESON, G. J.: New directions in flotation machine design. In: *Minerals Engineering* 23 (2010), Nr. 11-13, S. 835 – 841
- [85] DE YAN, Y. ; JAMESON, G. J.: Application of the Jameson Cell technology for algae and phosphorus removal from maturation ponds. In: *International Journal of Mineral Processing* 73 (2004), Nr. 1, S. 23 – 28
- [86] COWARD, T.: Development of a foam flotation system for harvesting microalgae biomass. In: *Algal Research* 2 (2013), S. 135 – 144
- [87] CHEN, Y.M. ; LIU, J.C. ; JU, Y.-H.: Flotation removal of algae from water. In: *Colloids and Surfaces B: Biointerfaces* 12 (1998), Nr. 1, S. 49 – 55

- [88] FAN, M. ; TAO, D. ; HONAKER, R. ; LUO, Z.: Nanobubble generation and its application in froth flotation - part I: nanobubble generation and its effects on properties of microbubble and millimeter scale bubble solutions. In: *Mining Science and Technology (China)* 20 (2010), Nr. 1, S. 1 – 19
- [89] FAN, M. ; TAO, D. ; HONAKER, R. ; LUO, Z.: Nanobubble generation and its applications in froth flotation - part III: specially designed laboratory scale column flotation of phosphate. In: *Mining Science and Technology (China)* 20 (2010), Nr. 3, S. 317 – 338
- [90] EDZWALD, J.K.: Principles and applications of dissolved air flotation. In: *Water Science and Technology* 31 (1995), Nr. 3-4, S. 1 – 23
- [91] EDZWALD, J.K.: Dissolved air flotation and me. In: *Water Research* 44 (2010), Nr. 7, S. 2077 – 2106
- [92] DU, L. ; PROKOP, A. ; TANNER, R.D.: Variation of bubble size distribution in a protein foam fractionation. In: *Journal of Colloid and Interface Science* 259 (2003), S. 180 – 185
- [93] LABIDI, J. ; PELACH, M.A. ; TURON, X. ; MUTJE, P.: Predicting flotation efficiency using neural networks. In: *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 46 (2007), Nr. 4, S. 314 – 322
- [94] LIU, T.Y. ; SCHWARZ, M.P.: CFD-based modelling of bubble-particle collision efficiency with mobile bubble surface in a turbulent environment. In: *International Journal of Mineral Processing* 90 (2009), Nr. 1-4, S. 45–55
- [95] CHEN, S. ; TIMMONS, M.B. ; BISOGNI, J.J. ; ANESHANSLEY, D.J.: Modeling Surfactant Removal in Foam Fractionation: part 2 - Experimental Investigation. In: *Aquacultural Engineering* 13 (1994), S. 183 – 200
- [96] CASTRO, S. ; LASKOWSKI, J.S.: Froth Flotation in Saline Water. In: *KONA Powder and Particle Journal* 29 (2011)
- [97] AHMED, M.R. ; SHARMA, S.D.: Effect of velocity ratio on the turbulent mixing of confined, co-axial jets. In: *Experimental Thermal and Fluid Science* 22 (2000), S. 19 – 33
- [98] SHARMA, V.P. ; S.KUMARASWAMY ; MANI, A.: Effect of various nozzle profiles on performance of a two phase flow jet pump. In: *International Journal of Mechanical and Mechatronics Engineering* 6 (2012), Nr. 1. <https://waset.org/publications/3195/effect-of-various-nozzle-profiles-on-performance-of-a-two-phase-flow-jet-pump>
- [99] DICKERSON, R.E. ; GRAY, H.B. ; DARENSBOURG, M.: *Prinzipien der Chemie*. Walter de Gruyter, 1988
- [100] GESTIS-STOFFDATENBANK: *Substanzinformationen und Gefahrenhinweise zu Natriumdodecylsulfat*. [http://gestis.itrust.de/nxt/gateway.dll/gestis_de/020800.xml?f=templates\\$fn=default.htm\\$3.0](http://gestis.itrust.de/nxt/gateway.dll/gestis_de/020800.xml?f=templates$fn=default.htm$3.0). Version: August 2017

- [101] PUBCHEM - OPEN CHEMISTRY DATABASE: *physical data for SDS*. https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Sodium_dodecyl_sulfate. Version: August 2017
- [102] HYDAC ELECTRONIC GMBH: *Datenblätter zu Druck-, Temperatur-, Ultraschall-Sensoren*. <https://www.hydac.com/de-de/produkte/sensorik/>. Version: 2017
- [103] NOGRID GMBH: *Finite Pointset Method (FPM) - software documentation*, 2007
- [104] YADAV, R.L. ; PATWARDHAN, A.W.: Design aspects of ejectors: Effects of suction chamber geometry. In: *Chemical Engineering Science* 63 (2008), S. 3886 – 3897
- [105] PATWARDHAN, A.W.: CFD-modeling of jet mixed tanks. In: *Chemical Engineering Science* 57 (2002), Nr. 8, S. 1307 – 1318
- [106] MANDAL, M. ; KUNDU, G. ; MUKHERJEE, D.: Energy analysis and air entrainment in an ejector induced downflow bubble column with non-newtonian motive fluid. In: *Chemical Engineering Technology* (2005), Nr. 28, S. 210 – 218
- [107] FINCH, J. A. ; HARDLE, C.A.: An example of innovation from the waste management industry: deinking flotation cells. (1999)
- [108] HEWITT, D. ; FORNASIERO, D. ; RALSTON, J.: Bubble-particle attachment. In: *Journal of the chemical society faraday transactions* 91 (1995), S. 1997 – 2001
- [109] URROZ, G.: *Numerical and statistical methods with SCILAB for science and engineering*. BookSurge Publishing, 2001
- [110] VLAHOVSKA, P.M. ; DANOV, K.D. ; MEHRETEAB, A. ; BROZE, G.: Adsorption Kinetics of Ionic Surfactants with Detailed Account for the Electrostatic Interactions. In: *Journal of Colloid and Interface Science* 192 (1997), S. 194 – 206
- [111] KOVATS, P. ; THEVENIN, D. ; ZÄHRINGER, K.: Investigation of mass transfer and hydrodynamics in a model bubble column. In: *Chemical Engineering and Technology* 40 (2017), Nr. 8, S. 1434 – 1444
- [112] REXWINKEL, G. ; HEESINK, A. B. M. ; SWAAIJ, W. P. M. V.: Mass transfer in packed beds at low Peclet numbers wrong experiments or wrong interpretations. In: *chemical engineering and Science* 52 (1997), Nr. 21-22, S. 3995–4003
- [113] KÖRTING HANNOVER AG: *Wasseraufbereitung mit Körting-Strahlpumpen*, 2005
- [114] GEA WIEGAND GMBH: *Strahl Vakuumsysteme*, 2009
- [115] PRASSER, H.-M. ; LUCAS, D. ; BEYER, M. ; VALLEE, C.: Aufbau und Durchführung von Experimenten an der Mehrzweck-Thermohydraulikversuchsanlage TOPFLOW für generische Untersuchungen von Zweiphasenströmungen und die Weiterentwicklung und Validierung von CFD-Codes / Forschungszentrum Dresden-Rossendorf e.V. 2007. – Forschungsbericht
- [116] KIM, Y.K. ; LEE, D.Y. ; KIM, H.D. ; AHN, J.H. ; KIM, K.C.: An experimental and numerical study on hydrodynamic characteristics of horizontal annular type water-air ejector. In: *Journal of Mechanical Science and Technology* 26 (2012), Nr. 9, S. 2773 – 2781

- [117] HAVELKA, P. ; LINEK, V. ; SINKULE, J. ; ZAHRADNIK, J. ; FIALOVA, M.: Effect of the ejector configuration on the gas suction rate and gas hold-up in ejector loop reactors. In: *Chemical Engineering Science* 52 (1997), Nr. 11, S. 1701 – 1713
- [118] KREPPER, E. ; HÖHNE, T.: *CFD-Simulations on the bubble entrained caused by a liquid jet*. <https://www.hzdr.de/db/Cms?p0id=25382&pNid=3017>. Version: August 2017
- [119] RIBEIRO, C.P. ; MEWES, D.: The effect of electrolytes on the critical velocity for bubble coalescence. In: *Chemical Engineering Journal* 126 (2007), S. 23 – 33
- [120] NAGEL, O. ; KÜRTEH, H. ; HEGNER, B.: Kriterien für die Auswahl und die Auslegung von Gas/Flüssigkeits-Reaktoren. In: *Chemie-Ingenieur-Technik* 50 (1978)
- [121] OELS, U. ; LÜCKE, J. ; BUCHHOLZ, R. ; SCHÜGERL, K.: Influence of Gas Distributor Type and Composition of Liquid on the Behaviour of a Bubble Column Bioreactor. In: *German chemical engineering* 1 (1978), S. 115 – 129
- [122] MACHON, V. ; PACEK, A. W. ; NIENOW, A. W.: bubble sizes in electrolyte and alcohol solutions in a turbulent stirred vessel. In: *Trans IChemE* 75 (1997), Nr. A
- [123] MARUCCI, G.: A theory of coalescence. In: *Chemical Engineering Science* 24 (1969), S. 975 – 985
- [124] STASZAC, M.: A Linear Diffusion Model of Adsorption Kinetics at Fluid-Fluid Interfaces. In: *Journal of Surfactants and Detergents* 19 (2016), S. 297 – 314
- [125] RAHNI, M.T. ; KARBASCHI, M. ; MILLER, R.: 5. Taylor & Francis, 2015 (Progress in Colloid and Interface Science)
- [126] WEEKS, N.C. ; TIMMONS, M.B. ; CHEN, S.: Feasibility of using foam fractionation for the removal of dissolved and suspended solids from fish culture water. In: *Aquacultural Engineering* 11 (1992), Nr. 4, S. 251 – 265
- [127] JAMESON, G. J.: Hydrophobicity and floc density in induced-air flotation for water treatment. In: *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 151 (1999), Nr. 1 - 2, S. 269 – 281. – ISSN 0927-7757
- [128] LAWSON, T.B.: *Fundamentals of Aquaculture Engineering*. Chapman & Hall, 1995
- [129] WALLER, U. ; ERNST, A. ; HANKE, V.: Landmark - landbasierte marine Kreislaufanlagen mit integrierter Produktion von Biomasse / htw saar. 2012. – Forschungsbericht

Anhang A

Informationen zur Dissertation

A.1 Aufbau des Teststandes

Der Aufbau des Teststandes inklusive der Positionierung der Kamera zur Fotografie der Blasenströmung im Flotationsbehälter ist in Abbildung A.1 dargestellt.



Abbildung A.1: CAD-Zeichnung des Teststandes mit Darstellung der Einbauposition des Flüssigkeitsstrahlapparates (links) und Fotografie der Blasenströmung am Schauglas des Flotationsbehälters (rechts)

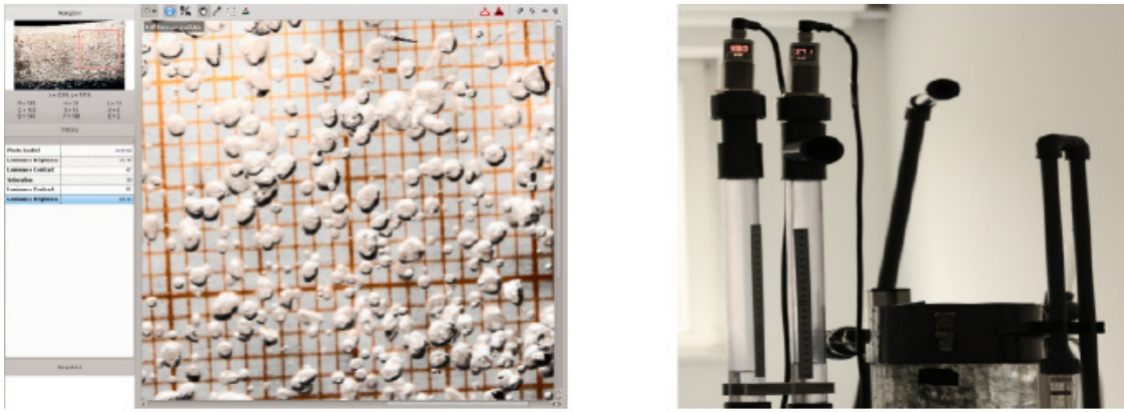


Abbildung A.2: Blasengrößenauswertung an Messstrecke hinter Strahlapparat am Technikumsteststand (links); Vorrichtung zur Messung des Gasanteils im Flotationsbehälter mit zwei Ultraschallsensoren am Laborteststand (rechts)

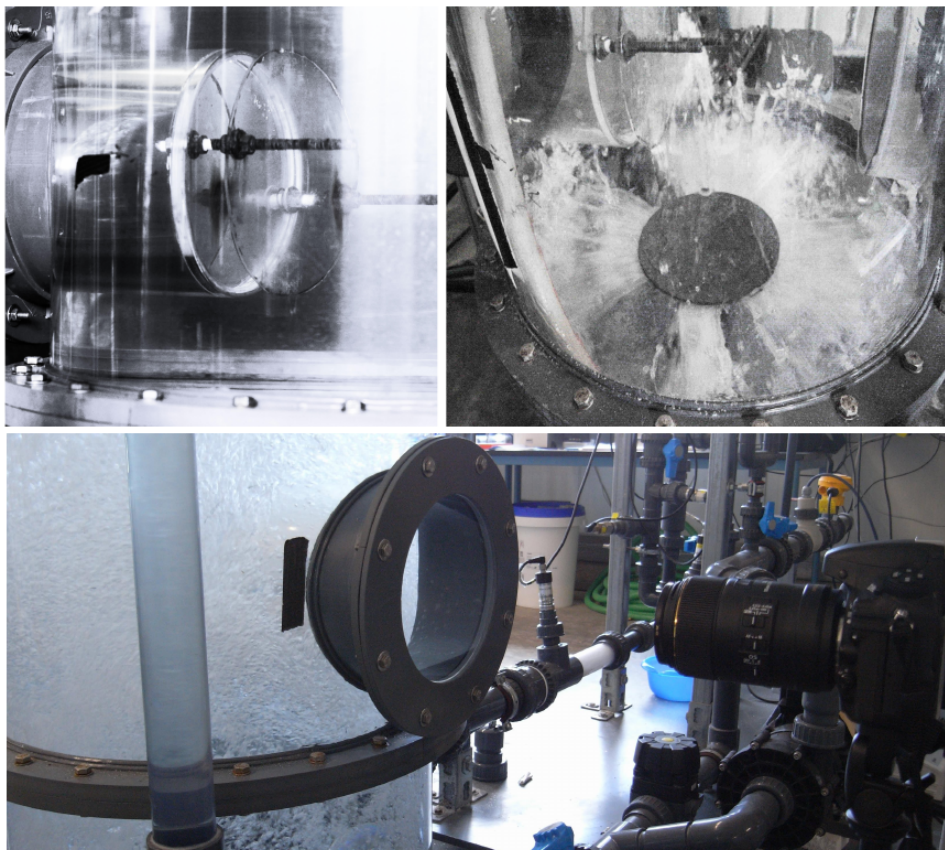


Abbildung A.3: Messanordnung zur Fotografie der Blasenströmung in dem Flotationsbehälter über Durchlichtfotografie an einem Schauglas (links, unten); Verteilung der vom Strahlapparat erzeugten Blasenströmung über eine Prallplatte bei Einströmung in den leeren Flotationsbehälter (rechts)

A.2 Experimente zur Strömungsdynamik

A.2.1 Messdaten zu den Begasungsexperimenten

Kennlinie von Flüssigkeitsstrahlapparat bei der Begasung

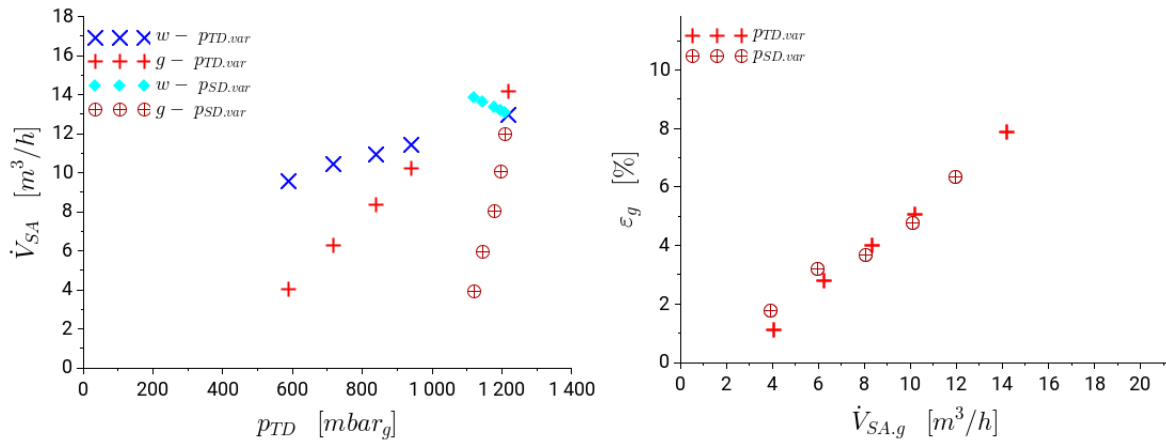


Abbildung A.4: Darstellung der sequentiell aufgezeichneten stationären Betriebszustände anhand von Wasser- und Luftvolumenstrom \dot{V}_{SA} an Strahlapparat als Funktion des Treibdruckes p_{TD} (links) und Gasanteil ε_g als Funktion von Luftvolumenstrom (rechts) bei Begasung mit Strahlapparat SA-T01 unter Variation von Treibdruck p_{TD} und Saugdruck p_{SD}

Begasung mit Variation der Salzkonzentration

Tabelle A.1: Messdaten zu stationären Betriebszuständen bei Änderung des Treibdruckes und des Saugdruckes an Strahlapparat SA-T01 in Trinkwasser (0 g/l Salz)

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m^3/h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m^3/h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{FB,lev}$ [m]	u_g [mm/s]
1,22	-0,014	1,09	7,89	14,18	12,97	1,2	1,17	1,24	254,26
1,21	-0,038	0,92	6,35	11,98	13,06	1,19	1,17	1,22	266,98
1,2	-0,070	0,76	4,76	10,08	13,2	1,18	1,16	1,2	299,36
1,18	-0,122	0,6	3,67	8,05	13,34	1,17	1,16	1,19	310,08
1,14	-0,212	0,44	3,22	5,95	13,63	1,16	1,15	1,18	261,53
1,12	-0,274	0,28	1,78	3,93	13,83	1,15	1,15	1,16	312,33
0,94	-0,010	0,89	5,08	10,2	11,45	1,18	1,16	1,2	284,2
0,84	-0,008	0,77	3,99	8,35	10,91	1,17	1,15	1,19	295,55
0,72	-0,006	0,6	2,79	6,25	10,43	1,16	1,15	1,17	317,12
0,59	-0,005	0,42	1,1	4,04	9,56	1,15	1,14	1,15	519,41

Tabelle A.2: Messdaten zu stationären Betriebszuständen bei Änderung des Treibdruckes und des Saugdruckes an Strahlapparat SA-T01 in Wasser mit 5 g/l NaCl

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	J_g [mm/s]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{Fb,lev}$ [m]	u_{TD} [m/s]
1,19	-0,01	1,1	19,71	8,49	13,93	12,62	1,19	1,16	1,24	15,41
0,94	-0,01	0,89	14,33	5,99	10,13	11,32	1,17	1,15	1,2	13,82
0,8	-0,01	0,76	11,37	4,16	8,04	10,55	1,16	1,15	1,18	12,89
0,7	-0,01	0,62	8,61	2,98	6,08	9,85	1,15	1,14	1,16	12,02
0,7	-0,01	0,62	8,61	2,98	6,08	9,85	1,15	1,14	1,16	12,02
1,18	-0,03	0,94	16,89	7,27	11,94	12,71	1,18	1,15	1,22	15,52
1,17	-0,07	0,79	14,32	5,97	10,12	12,8	1,17	1,15	1,2	15,63
1,15	-0,12	0,62	11,35	4,19	8,02	12,96	1,16	1,14	1,18	15,83
1,11	-0,2	0,45	8,52	2,45	6,02	13,25	1,15	1,14	1,16	16,18

Tabelle A.3: Messdaten zu stationären Betriebszuständen bei Änderung des Treibdruckes und des Saugdruckes an Strahlapparat SA-T01 in Wasser mit 10 g/l NaCl

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	J_g [mm/s]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{Fb,lev}$ [m]	u_{TD} [m/s]
1,19	-0,01	1,13	20,11	10,74	14,21	12,63	1,15	1,11	1,2	15,43
0,92	-0,01	0,9	14,22	8,03	10,05	11,23	1,13	1,1	1,17	13,71
0,78	-0,01	0,77	11,32	6,08	8,0	10,42	1,12	1,09	1,14	12,72
0,68	-0,01	0,62	8,52	3,85	6,02	9,77	1,1	1,09	1,12	11,93
0,68	-0,01	0,62	8,52	3,85	6,02	9,77	1,1	1,09	1,12	11,93
1,18	-0,04	0,94	16,99	9,38	12,01	12,75	1,14	1,11	1,18	15,57
1,17	-0,07	0,79	14,28	7,85	10,09	12,83	1,13	1,1	1,17	15,66
1,15	-0,12	0,62	11,41	6,18	8,07	12,97	1,12	1,1	1,15	15,84
1,12	-0,21	0,46	8,61	4,04	6,08	13,23	1,1	1,09	1,12	16,15
1,09	-0,27	0,3	5,63	1,84	3,98	13,44	1,09	1,08	1,1	16,4

Tabelle A.4: Messdaten zu stationären Betriebszuständen bei Änderung des Treibdruckes und des Saugdruckes an Strahlapparat SA-T01 in Wasser mit 15 g/l NaCl

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	J_g [mm/s]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{Fb,lev}$ [m]	u_{TD} [m/s]
1,19	-0,02	1,15	20,65	15,83	14,6	12,67	1,12	1,07	1,2	15,47
0,89	-0,01	0,91	14,3	12,27	10,11	11,1	1,09	1,04	1,14	13,55
0,76	-0,01	0,79	11,52	9,39	8,15	10,35	1,07	1,03	1,1	12,64
0,66	-0,01	0,62	8,45	6,8	5,97	9,64	1,04	1,02	1,07	11,77
0,66	-0,01	0,62	8,45	6,8	5,97	9,64	1,04	1,02	1,07	11,77
1,18	-0,04	0,95	17,08	14,08	12,07	12,74	1,11	1,06	1,18	15,55
1,17	-0,08	0,79	14,32	13,09	10,12	12,83	1,1	1,06	1,16	15,66
1,15	-0,13	0,61	11,28	11,05	7,97	13	1,08	1,05	1,13	15,87
1,11	-0,21	0,45	8,5	8,76	6,01	13,21	1,06	1,03	1,1	16,13
1,09	-0,27	0,3	5,63	6,21	3,98	13,42	1,04	1,02	1,06	16,38

Tabelle A.5: Messdaten zu stationären Betriebszuständen bei Änderung des Treibdruckes und des Saugdruckes an Strahlapparat SA-T01 in Wasser mit 20 g/l NaCl

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	J_g [mm/s]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{Fb,lev}$ [m]	u_{TD} [m/s]
1,2	-0,01	1,14	20,35	17,25	14,38	12,67	1,15	1,09	1,24	15,46
0,87	-0,01	0,9	14,01	13,12	9,9	11	1,1	1,05	1,16	13,43
0,76	-0,01	0,77	11,31	10,3	8	10,33	1,08	1,04	1,12	12,61
0,66	-0,01	0,62	8,52	8,18	6,03	9,7	1,06	1,03	1,09	11,84
1,19	-0,04	0,94	16,95	16,21	11,98	12,74	1,14	1,08	1,23	15,56
1,18	-0,08	0,78	14,2	14,82	10,04	12,81	1,12	1,07	1,2	15,64
1,16	-0,13	0,62	11,31	12,65	7,99	12,96	1,1	1,06	1,16	15,83
1,12	-0,21	0,46	8,55	10,59	6,05	13,23	1,09	1,05	1,13	16,15
1,1	-0,27	0,31	5,81	7,55	4,11	13,38	1,06	1,03	1,09	16,34

A.2.2 Messdaten zur Begasung bei Variation der FSA-Geometrie

Tabelle A.6: Messdaten zur Erstellung der Kennlinie des FSA mit Treibdüse T00

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{FB,lev}$ [m]	u_g [mm/s]
0,98	-0,013	0,81	7,05	13,22	16,30	1,11	1,09	0,72	265,4
0,79	-0,009	0,68	4,71	10,04	14,67	1,10	1,08	0,71	301,9
0,62	-0,007	0,62	4,08	7,94	12,76	1,09	1,08	0,72	275,7
0,51	-0,005	0,51	2,59	6,00	11,66	1,08	1,07	0,71	327,1
0,42	-0,005	0,36	1,55	3,95	10,88	1,08	1,07	0,71	360,4
0,94	-0,076	0,61	4,81	10,02	16,51	1,10	1,09	0,71	294,6
0,92	-0,123	0,48	3,54	7,96	16,68	1,10	1,08	0,71	318,4
0,90	-0,176	0,36	1,90	6,04	16,93	1,09	1,08	0,71	450,6
0,88	-0,202	0,24	1,67	4,02	16,95	1,08	1,08	0,71	340,8
0,87	-0,230	0,10	1,16	1,76	17,09	1,07	1,07	0,71	215,6

Tabelle A.7: Messdaten zur Erstellung der Kennlinie des FSA mit Treibdüse T01

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{FB,lev}$ [m]	u_g [mm/s]
1,22	-0,014	1,09	7,89	14,18	12,97	1,20	1,17	0,70	254,3
1,21	-0,038	0,92	6,35	11,98	13,06	1,19	1,17	0,69	267,0
1,20	-0,070	0,76	4,76	10,08	13,20	1,18	1,16	0,69	299,4
1,18	-0,122	0,60	3,67	8,05	13,34	1,17	1,16	0,69	310,1
1,14	-0,212	0,44	3,22	5,95	13,63	1,16	1,15	0,69	261,5
1,12	-0,274	0,28	1,78	3,93	13,83	1,15	1,15	0,68	312,3
0,94	-0,010	0,89	5,08	10,20	11,45	1,18	1,16	0,69	284,2
0,84	-0,008	0,77	3,99	8,35	10,91	1,17	1,15	0,69	295,5
0,72	-0,006	0,60	2,79	6,25	10,43	1,16	1,15	0,69	317,1
0,59	-0,005	0,42	1,10	4,04	9,56	1,15	1,14	0,69	519,4

Tabelle A.8: Messdaten zur Erstellung der Kennlinie des FSA mit Treibdüse T02 (oben), T03 (mitte) und T04 (unten)

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{FB,lev}$ [m]	u_g [mm/s]
1,33	-0,017	1,24	7,68	15,42	12,47	1,10	1,08	1,14	284,0
1,24	-0,014	1,15	6,90	13,91	12,12	1,10	1,08	1,13	285,1
1,07	-0,011	1,04	6,35	11,86	11,36	1,10	1,07	1,12	264,3
0,99	-0,009	0,91	4,94	10,01	10,97	1,09	1,07	1,11	286,7
0,86	-0,007	0,78	3,52	8,05	10,28	1,08	1,07	1,09	323,7
0,74	-0,006	0,63	2,81	5,99	9,55	1,07	1,06	1,08	301,5
0,60	-0,004	0,45	0,89	3,86	8,65	1,06	1,05	1,06	615,3
0,84	-0,008	0,43	1,12	3,95	9,10	1,06	1,06	1,07	497,0
0,84	-0,008	0,43	1,12	3,95	9,10	1,06	1,06	1,07	497,0
0,84	-0,008	0,43	1,12	3,95	9,10	1,06	1,06	1,07	497,0

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{FB,lev}$ [m]	u_g [mm/s]
1,39	-0,017	1,26	8,43	15,74	12,52	1,12	1,09	0,71	264,0
1,00	-0,009	0,91	5,10	10,02	11,00	1,10	1,08	0,71	277,9
0,87	-0,008	0,78	4,38	8,00	10,29	1,09	1,08	0,71	258,5
0,75	-0,006	0,63	3,07	5,98	9,54	1,08	1,07	0,71	275,5
0,63	-0,005	0,50	1,50	4,37	8,70	1,07	1,07	0,71	413,3
1,37	-0,081	0,80	5,26	10,24	12,74	1,10	1,08	0,71	275,4
1,36	-0,139	0,61	4,01	7,91	12,97	1,10	1,08	0,70	279,2
1,33	-0,209	0,47	2,89	6,16	13,17	1,09	1,08	0,70	301,3
1,30	-0,302	0,30	2,07	4,00	13,50	1,08	1,07	0,70	272,7
1,30	-0,307	0,13	1,21	1,72	13,53	1,07	1,06	0,70	200,7

p_{TD} [bar]	p_{SD} [bar]	$\varphi_{SA,g}$ [-]	ε_g [%]	$\dot{V}_{SA,g}$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{SA,w}$ [m ³ /h]	$h_{GAS,1}$ [m]	$h_{GAS,2}$ [m]	$h_{FB,lev}$ [m]	u_g [mm/s]
1,00	-0,012	0,75	7,20	12,12	16,22	1,12	1,09	0,70	238,2
0,79	-0,009	0,70	5,71	10,02	14,35	1,10	1,08	0,70	248,5
0,67	-0,007	0,60	4,46	8,04	13,31	1,10	1,08	0,70	255,0
0,53	-0,006	0,50	3,24	5,91	11,89	1,09	1,08	0,70	257,8
0,41	-0,005	0,34	1,59	3,69	10,76	1,07	1,07	0,70	329,7
0,98	-0,045	0,63	5,53	10,31	16,33	1,11	1,09	0,70	263,5
0,95	-0,106	0,49	4,30	8,09	16,55	1,10	1,08	0,70	266,2
0,92	-0,169	0,36	3,03	6,09	16,79	1,09	1,08	0,70	284,0
0,89	-0,220	0,24	2,02	4,06	16,98	1,08	1,08	0,70	285,1

A.2.3 Korrelationen zur Parameterberechnung

- Sauterdurchmesser als Funktion der Salzkonzentration: $c_{\text{Salz}} \rightarrow d_{32}$
 function: $d_{32} = \text{guess0}(1) + \text{guess0}(2) \cdot \exp(-c_{\text{Salz}} \cdot \text{guess0}(3) + \text{guess0}(4))$
 $\text{xopt}_{d32_c\text{Salz}} = [0.55 \text{ [mm]}; 1.2 \text{ [mm]}; 0.14 \text{ [l/g]}; 1.2 \text{ [-] }]$
 $\text{xopt} = \text{guess}$
- Sauterdurchmesser als Funktion der OAS-Konzentration: $c_{\text{OAS}} \rightarrow d_{32}$
 function: $d_{32} = \text{guess0}(1) + \text{guess0}(2) \cdot \text{sigm}(\text{guess0}(3) - c_{\text{OAS}} \cdot \text{guess0}(4));$
 – $\text{xopt}_{d32_0\text{Salz}} = [0.9 \text{ [mm]}; 3.78 \text{ [mm]}; 3 \text{ [l/mg] } ; 2.5]$ in Trinkwasser
 – $\text{xopt}_{d32_10\text{Salz}} = [0.4 \text{ [mm]}; 1.4 \text{ [mm]}; 2 \text{ [l/mg]}; 2]$ in Salzwasser (10 g/l)
 – $\text{xopt}_{d32_20\text{Salz}} = [0.3 \text{ [mm]}; 0.4 \text{ [mm]}; 2 \text{ [l/mg]}; 2]$ in Salzwasser (20 g/l)
- Blasenaufstiegsfunktion: $d_{32} \rightarrow F_{\text{Bl}}$
 funct: $F_{\text{Bl}} = \text{guess}(1) + \text{guess}(2) \cdot \exp(-d_{32} \cdot \text{guess}(3) + \text{guess}(4))$
 $\text{xopt}_{F\text{Bl}} = [30.96 \text{ [1/s]}; 2.396 \text{ [1/s]}; 361.435 \text{ [1/m]}; 4.059 \text{ [-] }]$

A.3 Informationen zur Modellbildung

A.3.1 Information zu Adsorptionsisothermen

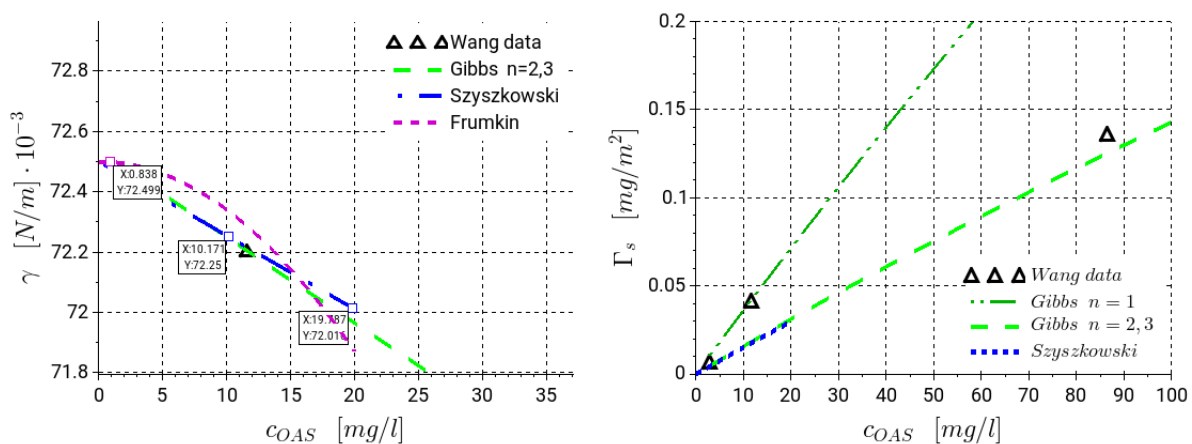


Abbildung A.5: Mit Adsorptionsisothermen berechnete Änderung der Oberflächenspannung γ (links) aufgrund der Beladung der Phasengrenzfläche Γ_s (rechts) als Funktion der OAS-Konzentration c_{OAS}

A.3.2 Programm zur Berechnung der Abreicherung

Anhand der dargestellten Betrachtungen zur Adsorption von OAS an die Phasengrenzfläche und der vorgeschlagenen Methoden zu deren Berechnung wurde ein Berechnungsprogramm erstellt. Durch dessen Verwendung kann die Abreicherung von OAS in einem spezifischen Flotationsapparate unter Eingabe der hydrodynamischen Randbedingungen berechnet und der Verlauf der im Rahmen dieser Arbeit dargestellten Parameter dargestellt werden.

A.3.2.1 Bilanzierung des Stoffaustrages

Aus einer Gesamtbilanzierung des Stoffaustrages bei der Abreicherung, von SDS kann unter Verwendung der in Abschnitt 7.2.1 dargestellten Theorie die mittlere Beladung der Phasengrenzfläche bei vorgegebenem Sauterdurchmesser berechnet werden. Hierbei wird von einer vollständigen Beladung der Phasengrenzfläche entsprechend des vorgegebenen Wertes $\Gamma_{s,m}$ ausgegangen, um innerhalb der experimentell bestimmten Flotationsdauer $t_{Flot,E}$ die aus der Konzentrationsdifferenz berechnete Masse Δm_{OAS} auszutragen. Im dargestellten Fall ist der Stoffaustrag unabhängig von der Aufstiegs geschwindigkeit der Blasenströmung, da von einer vollständigen Beladung der Phasengrenzfläche ausgegangen wird. Somit ist der Stoffaustrag proportional zur Flusssdichte der Phasengrenzfläche S_b und der fest definierten mittleren Beladung $\Gamma_{s,m}$.

$$\Delta m_{OAS} = (c_{OAS,1} - c_{OAS,2}) \cdot V_{sys} \quad (A.1)$$

$$k_{Ads,m} = \frac{\Gamma_{s,m} (c_{OAS,m})}{c_{OAS,m}} \quad (A.2)$$

Tabelle A.9: Flotationsbedingungen bei Abreicherung von SDS mit einem Luftvolumenstrom von 8 m³/h in Trinkwasser (TW) und Salzwasser (SW)

type	$c_{OAS,1}$ [mg/l]	$c_{OAS,2}$ [mg/l]	$c_{OAS,m}$ [mg/l]	Δm_{OAS} [mg]	$t_{Flot,E}$ [min]	d_{32} [mm]	S_b [1/s]	a_r [1/m]	$\Gamma_{s,m}$ [mg/m ²]	$k_{Ads,m}$ [mm]
TW	5	1,5	3,25	824,6	15,8	3,5	19,4	79,1	0,228	0,07
TW	5	1,5	3,25	824,6	15,8	2,0	33,9	172,6	0,131	0,04
TW	5	1,5	3,25	824,6	15,8	1,5	45,2	270,3	0,098	0,03
TW	5	1,5	3,25	824,6	15,8	1,0	67,9	531,9	0,065	0,02
SW	2	0,7	1,35	306,3	11,1	0,7	97,1	998	0,025	0,018
	[6]		n.a.						n.a.	0,1
	[41]		1730						1,062	0,0006
	[41]		3,0						0,006	0,002

A.3.2.2 Programmcode

Der Programmcode zur Berechnung des Stofftransportes bei der Flotation und der daraus resultierenden Konzentrationsänderung ist auf beigefügtem Datenträger gespeichert. Dort befindet sich auch eine Anleitung zur Verwendung des Programmes und eine Erläuterung des strukturellen Aufbaus, welcher in Abbildung A.6 dargestellt ist.

1. Programmcode zur Berechnung des Stofftransportes mit DGL
2. Programmcode zur Berechnung des Stofftransportes mit Compartment-Modell

Die in dem Programmcode verwendeten Funktionen zur Berechnung der Abreicherung von OAS sind auf den folgenden Seiten dargestellt (s. Abschnitt A.5).

A.3.2.3 Programm-Schema

Programm-name	FLOT-BCRIT bubble column reactor with interfacial transport, used as flotation apparatus Blasensäule mit Stofftransport an Phasengrenzfläche, als Flotationsapparat genutzt
Sektion_1: Definition von Randbedingungen und Funktionen	<p>1.1 Deklarierung der Randbedingungen, die den Betriebszustand des Flotationsapparates bestimmen: Behältergeometrie, Gasvolumenstrom, Wasservolumenstrom, Salz-Konzentration, OAS-Konzentration, minimale Schäumungskonzentration</p> <p>1.2 Deklarierung der funktionalen Zusammenhänge zwischen - Konzentration von Salz / oberflächenaktiver Substanz und Blasengröße - Blasengröße und Blasenauftiegsfaktor zur Berechnung der mittleren Blasenauftiegschwindigkeit, Verweilzeit der Gasblasen, des Gasanteils und der spezifischen Phasengrenzfläche</p> <p>1.3 Deklarierung der funktionalen Zusammenhänge zwischen OAS-Konzentration, Verweilzeit und daraus resultierender Beladung (Adsorptionsisotherme)</p>
Sektion_2: Berechnung des Stofftransportes in Kompartiment-Modell	<p>Definition eines Kompartiment-Modells zur Berechnung des Stofftransportes und der Konzentrationsabnahme von OAS während Flotation unter Implementierung einer variablen Einstellung bezüglich der Prozess-Parameter und der zu berechnenden Flotationsdauer</p> <p>2.1 Übergabe der Parameter an Modell-interne Variablen</p> <p>2.2 Berechnung des temporären Betriebszustandes bei gegebenen Randbedingungen und initialer OAS-Konzentration</p> <p>2.3 Berechnung der Zeitdauer von Berechnungsschritten und der Verweilzeit von Gas- und Wasser in einzelnen Berechnungs-Segmenten</p> <p>2.4 Definition einer while-schleife zur Berechnung des Stofftransportes über Differenz zwischen lokaler Beladung und maximaler Beladung der mit der OAS-Konzentration sich dynamisch verändernden Phasengrenzfläche</p> <p>2.4.1 Berechnung der Beladung an der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der Konzentration von OAS</p> <p>2.4.2 Berechnung der Stofftransportrate aus Beladungsgradient und spezifischer Phasengrenzfläche --> Konzentrationsdifferenz, Massenstrom, Beladung der Phasengrenzfläche</p> <p>2.4.3 Übergabe der berechneten Parameter und Speicherung in einer Matrix</p>
Sektion_3: Ausgabe der Ergebnisse	Ausgabe der berechneten Ergebnisse zur Darstellung des Konzentrationsverlaufs und der dadurch beeinflussten Größe der Phasengrenzfläche

Abbildung A.6: Aufbau des Programms zur Berechnung des Stofftransportes und der Konzentrationsänderung von OAS bei der Flotation

A.4 Verwendete Software

Tabelle A.10: Verwendete Programme und Software

Programm	Beschreibung
LyX	\LaTeX - Frontend-editor
CTAN	comprehensive Tex archive network for latex classes
Compass	Vernetzungsprogramm zur Bereitstellung eines CFD-Rechengitters
Jabref	bibliography reference manager zur bibtex Literatur-Verwaltung
Scilab	Computer-Algebra-System zur Berechnung von Gleichungssystemen
kate	Text-editor
inkscape	vector drawing program
imageJ	Bildverarbeitung und -auswertung
rawtherapee	Bildbearbeitungsprogramm für Rohdatenformat (version 4.0)
Jmol	open-source Java viewer for chemical structures in 3D
FPM	punktbasiertes CFD-Programm von Nogrid GmbH / Fraunhofer ITWM
paraview	Post-Processing-Programm zur Visualisierung von CFD-Daten
Inventor	CAD-software von Autodesk

A.5 Programmcode des Berechnungsprogramms

Auf den folgenden Seiten ist der Programmcode der verwendeten Berechnungsfunktionen dargestellt. Zur Einstellung der Randbedingungen werden in dem Berechnungsprogramm die einzelnen Parameter (= Argumente) der Funktion definiert. Im Anschluss wird durch Zugriff auf die Berechnungsfunktionen die mittlere Phasengrenzfläche in dem Flotationsbehälter und der Stofftransport aus der flüssigen Phase an die Phasengrenzfläche berechnet (siehe A.6).

```

1 //
2 // *****
3 // **          MODELLIERUNG          **
4 // **          der Strahl-Kolonnen-Flotation          **
5 // **          -----          **
6 // **          ANHANG zur DISSERTATION          **
7 // *****
8 //
9 // DATUM:    02.02.2020
10 // AUTOR:   Eike Ziegler <eike.ziegler@io3000.org>
11
12 //-----
13 // $ FUNKTIONEN ZUR BERECHNUNG DER ANLAGERUNG $
14
15 // Funktion zur Bestimmung der Adsorptionsisotherme
16 function kADS_ct    = kADS_f(Gamma_inf_def, aL_def, k_Ads_kin, tvz, cbulk, F_t)
17   Gamma_Szyk_lin   = Gamma_inf_def.*cbulk./(aL_def + cbulk);
18   Gamma_ct         = Gamma_Szyk_lin./F_t.*(log(k_Ads_kin .* tvz +1)) ;
19   kADS_ct          = Gamma_ct./cbulk;
20 endfunction
21
22 //Funktion zur Bestimmung der Schäumung und Kondensation
23 function FoamKond   = F_Foam_Kond_f(F_Foam,cPhGsurf,cPhGmaxref,cFoammin,Jg,Jgmax)
24   FoamKond         = (cFoammin+(cPhGsurf./cPhGmaxref.*1000).^0.1 .*Jgmax./Jg .*cPhGsurf.^1.4)./
25   cPhGsurf.*F_Foam ; //
26   endfunction
27 //-----
28 // $ FUNCT:  FLOT_01 $
29
30 // $ BERECHNUNG DES STOFFTRANSPORTES AN PHASENGRENZFLAECHE $
31 // Definition eines Kompartiment-Modells zur Berechnung des Stofftransportes und
32 // der Konzentrationsabnahme von OAS während Flotation
33
34 function Flot_mod = Flot_mod_funct(Jw, Jg, h_BC_w, V_Vb_w, c_OAS_init, c_OAS_min, c_r_OAS, c_koa,
35   c_koa_r, d32_OAS_min, d32_OAS_max, d32koa_par3, d32koa_par4, nb_seg, Sb_S, n_Sb, n_cOAS, c_detect,
36   n_diff, D_ED, F_beta, t_Flot_ges, dt_Flot_sl, d_Fb, delta_c); //
37
38 //Initialisierung temporärer Berechnungsparameter
39 ind=0;
40 t_Floti=0; V_Foam_init = 0; V_Foam_it = 0;
41 m_trans_init = 0; deltaC_Flot=1;
42 //-----
43 //2.1 Übergabe der Parameter an Modell-interne Variablen
44 V_Vb_w_red = V_Vb_w;
45 Vpt_Fb_w = Jw*A_DF(d_Fb);
46 guessdef_cOAS_d32 = [d32_OAS_min; d32_OAS_max; d32koa_par3 ; d32koa_par4]; // fitting
47 parameter zur Bestimmung der Blasengrösse in Abh. von Konzentration
48 cOAS_0 = c_OAS_init;
49 c_Fr_min = c_OAS_min; // [g/m³] = [mg/liter]
50 c_OAS_min_mol = c_OAS_min/M_SDS; // [mol/m³]
51 //-----
52 //2.2 Berechnung des temporären Betriebszustandes bei gegebenen
53 // Randbedingungen und initialer OAS-Konzentration
54 c_Vb_Fr_t = cOAS_0;
55 c_Fr_bulk = c_Vb_Fr_t;
56 c_Fr_bulk_unten = (c_Fr_bulk - c_OAS_min) /2 + c_OAS_min;
57 deltaC_Flot = c_Vb_Fr_t-c_OAS_min;
58 //-----
59 //2.3 Berechnung der Zeitdauer von Berechnungsschritten und der Verweilzeit von
60 // Wasserstrom in einzelnen Berechnungs-Segmenten
61 t_Flot_step = dt_Flot_sl; // Zeitdauer ueber welche
62 die Berechnung in dem Kompartiment-Modell erfolgt
63 t_diff = t_Flot_step/n_diff; // Unterteilung der
64 Zeitdauer in zeitbezogene Berechnungsintervalle
65 t_vz_w = h_BC_w/ Jw; //disp(t_vz_w,'t_vz_w [s]');
66 t_Flot_w_seg= t_vz_w/nb_seg ; // Unterteilung der Verweilzeit in einzelne Segmente
67 // --
68

```



```

68 //2.4 Definition einer while-schleife zur Berechnung des Stofftransportes über
69 //      Differenz zwischen lokaler Beladung und maximaler Beladung der mit der
70 //      OAS-Konzentration sich dynamisch verändernden Phasengrenzfläche
71
72 //*****
73 // BEGINN DER BERECHNUNG
74
75 while ind*t_diff < t_Flot_ges ; // while Schleife zur
    Definition der Flotationsdauer
76     ind_s=ind+1; // Anzahl der
    Durchläufe*n_diff
77
78     d32_Flot = y_sigm_def(c_Fr_bulk_unten, guesstdef_cOAS_d32); // [m]
79     F_Bl_f = y_FBl_dir(d32_Flot, xopt_FBlug_dir_def); // [1/s] $ F_{Bl}
    funct(d_{32}) $
80     epsg = Jg./(d32_Flot.*F_Bl_f); // [-] $ \varepsilon_g = J_g/u_g$
81     Sb = epsg.*6 .*F_Bl_f; // [1/s] $S_b = J_g*a_g = epsg*6*F_{Bl}$
82     ug = d32_Flot.* F_Bl_f; // [m/s] $u_g = F_{Bl}*d_{32}$
83     ag = 6 ./d32_Flot;
84     ar = ag*epsg; // [m2/m3] $a_r=ag*\varepsilon_g+$
85     h_BC_wg = h_BC_w*(1+epsg);
86     t_vzg = h_BC_wg/ ug; // [s] $t_{vz.g}=h_{wg}/u_g$
87     t_vzg_init = t_vzg;
88     t_Flot_g_seg = t_vzg/nb_seg ; // [s]
89
90     V_Fb_ges = h_BC_wg*A_DF(d_Fb); // [m3]
91     V_Fb_w = h_BC_w*A_DF(d_Fb);
92
93     t_Flot = t_diff*(ind_s-1);
94     t_Flot_vect(ind_s) = t_Flot;
95     n_DL_vect(ind_s) = t_vzg; // n_DL = ind_s/n_diff; disp(n_DL, 'n_Durchlauf') ;
96
97     c_Vb_Fr_t_init = c_Vb_Fr_t;
98     c_Fb_Fr_t = c_Vb_Fr_t_init;
99     // disp(c_Fb_Fr_t,'c_Fb_Fr_t'); disp(c_OAS_min,'c_OAS_min'); // temporäre Konzentration
100    c_Fb_Fr_t_mol = c_Fb_Fr_t/M_SDS;
101    c_Fb_Fr_t_init = c_Fb_Fr_t;
102
103    k_Ads_init = kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Szyk_gam, k_Ads_kin, t_vzg_init,c_Fb_Fr_t_mol,
    F_t);
104    k_Ads_def(ind_s) = k_Ads_init; // [1/m] $ k_{Ads}(c_s) = \Gamma_s/c_s$
    Anlagerungsfaktor
105
106    Gamma_Fr_init_mol = c_Fb_Fr_t_mol*k_Ads_init;
107    Gamma_Fr_init = Gamma_Fr_init_mol*M_SDS;
108
109    c_Fr_Ads = Gamma_Fr_init/delta_c; // $ \delta_c = Grenzsichtdicke $
110    k_Ads_exc = kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Szyk_gam, k_Ads_kin, t_vzg_init*10,c_Fb_Fr_t, F_t);
111    Gamma_Fr_exc_mol = c_Fb_Fr_t*k_Ads_exc;
112    Gamma_Fr_exc = Gamma_Fr_exc_mol*M_SDS;
113
114    c_Fr_exc = Gamma_Fr_exc/delta_c;
115    Anreich = c_Fr_Ads/c_Fb_Fr_t; // Anreicherung
116    Belad_exc = c_Fr_Ads/c_Fr_exc; //disp (Belad*100,'Beladung der Phasengrenzfläche [%]')
117 //-----
118
119 // todo: for-schleife
120     i_s=0; // disp('DL');
121     for i=1:nb_seg ; // Anzahl der Segmente für einen Durchlauf
122         i_seg = i_s+1; disp(i_seg,'iseg');
123         i_s = i_seg;
124         t_vzg_seg_i = t_Flot_g_seg*(nb_seg+1-i_seg);
125
126         V_Vb_w = V_Vb_w_red;
127         c_Fb_Fr_init = c_Fb_Fr_t;
128         c_Fr_bulk = c_Fb_Fr_t; // [mg/l] disp(deltaC_Flot,'deltaC_Flot_init');
129         c_Fr_bulk_mol = c_Fr_bulk/M_SDS;
130
131         d32_Flot = y_sigm_def(c_Fr_bulk, guesstdef_cOAS_d32);
132         F_Bl_f = y_FBl_dir(d32_Flot, xopt_FBlug_dir_def);
133         epsg = Jg./(d32_Flot.*F_Bl_f);
134         Sb = epsg.*6 .*F_Bl_f;
135         ug = d32_Flot.* F_Bl_f;

```

```

136     ag           = 6 ./d32_Flot;
137     ar           = ag*eps;
138
139     F_c_n1       = 1.0;
140     c_bulk_n1    = c_Fb_Fr_t*F_c_n1;           // gm/m3 - mg/l
141     c_bulk_mol   = c_Fb_Fr_t*F_c_n1/M_SDS;   // mol/m3
142     dc_Fr_bulk   = c_Fr_bulk - c_OAS_min;
143
144 // 2.4.1 Berechnung der Beladung an der Phasengrenzfläche in Abhängigkeit der
145 // Konzentration von OAS und des daraus resultierenden Gradienten
146     Gamma_Fr_exc_mol = c_Fr_bulk_mol/
147     1000*kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Szyk_gam,k_Ads_kin,t_vzg*100,c_Fr_bulk_mol/1000 ,F_t);
147     Gamma_Fr_exc     = Gamma_Fr_exc_mol*M_SDS; // g/m2
148
149     // $ gamma_Fr_lok = c_Fr_bulk*k_Ads_lok $
150     Gamma_Fr_lok_mol = c_bulk_mol /1000
151     *kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Szyk_gam,k_Ads_kin,t_vzg_seg_i,c_bulk_mol/1000, F_t);
151     Gamma_Fr_lok     = Gamma_Fr_lok_mol*M_SDS;
152     Gamma_Fr_min_mol = c_OAS_min_mol/1000 * kADS_f(Gamma_inf_def, aL_Szyk_gam, k_Ads_kin,
153     t_vzg_seg_i, c_OAS_min_mol/1000, F_t);
153     Gamma_Fr_min     = Gamma_Fr_min_mol*M_SDS;
154
155     c_PhG_max      = Gamma_Fr_exc /delta_c;
156     c_PhG_lok     = Gamma_Fr_lok /delta_c;
157
158     // $$\nabla G_{OAS}=(\Gamma_{OAS.exc}-\Gamma_{OAS.lok})$$
159     GradG_Fr      = (Gamma_Fr_exc - Gamma_Fr_lok);
160
161     ug_ref        = ug;
162     delta_c_def   = delta_c *ug_ref/ug;
163     beta_ED       = D_ED /delta_c_def;           // [m/s]
164     exp_para      = 0.5;
165     F_beta_def    = F_beta/ ((GradG_Fr./ delta_c).^exp_para)/10; // kinetischer Faktor zur
166     Anpassung der Anlagerungsgeschwindigkeit
167 //2.4.2 Berechnung der Stofftransportrate aus Beladungsgradient und
168 // spezifischer Phasengrenzfläche --> Konzentrationsdifferenz, Massenstrom,
169 // Beladung der Phasengrenzfläche
170
171     // $$k_{ED} = F_{\beta}*\beta_{ED}*\nabla G_{OAS}*a_r$$ [1/s]
172     k_ED_Fr      = beta_ED ./ delta_c .*F_beta_def.* GradG_Fr .*ar; //
173
174     // $ c_{OAS.n+1} = c_{OAS.n}-(k_{ED})*t\{vz.w.seg\}*(c_{OAS.n}-c_{OAS.min})$$
175     // $ c_{Fb_Fr_t} = c_{Fb_Fr_t} -(c_{Fb_Fr_t}-c_{OAS_min})*exp(-k_ED_Fr*t_Flot_w_seg);$
176     dc_Fr        = k_ED_Fr.*t_Flot_w_seg.*(c_Fr_bulk- (c_OAS_min-c_detect./10).*0.9);
177     c_Fb_Fr_t     = c_Fr_bulk - dc_Fr ;
178     deltaC_ea     = c_Fb_Fr_init - c_Fb_Fr_t;           // disp(deltaC_ea,'deltaC_ea');
179
180     mpt_trans     = dc_Fr/t_Flot_w_seg*V_Fb_ges/n_diff // k_ED_Fr*(c_Fr_bulk-
181     c_OAS_min*0.98)*V_Fb_ges/n_diff ; // [g/s]
181     m_trans       = mpt_trans*t_Flot_w_seg ;           // disp(m_trans*1000,'m_trans
182     [mg]');
182     delta_gamma_Fr = m_trans /(ar*(V_Fb_ges/n_diff)); //
183     disp(gamma_Fr,'Oberflächenbeladung [gm/m2]');
183     m_trans_ges   = m_trans_init + m_trans;           //
184     disp(m_trans_ges*1000,'m_trans_ges [mg]');       // Gesamte übertragene Menge
184     m_trans_init  = m_trans_ges;
185
186 // NF0: Berechnung der Beladung auf Gasseite
187     m_trans_g      = mpt_trans*t_Flot_w_seg*(nb_seg+1-i_seg);
188     Gamma_Fr_g     = m_trans_g/(ar*(V_Fb_ges/n_diff));
189     F_Foamf       = F_Foam_Kond_f(F_Foam_Kond,c_PhG_lok,c_PhG_max,c_Foam_min,Jg,Jg_max);
190
191     F_Foam_def     = 1.0;
192     c_Foam         = c_PhG_lok*F_Foam_def;
193     V_Foam         = m_trans /c_Foam;
194     V_Foam_lok     = V_Foam+V_Foam_init;
195     V_Foam_init    = V_Foam_lok;
196 //disp(c_Fb_Fr_init, "c_Fb_Fr_init");
197
198
199
200

```

```

201 // INFO: Übergabe der Parameter zwischen Segmenten
202     mpt_trans_seg      = mpt_trans;
203     m_trans_seg       = m_trans_ges;
204     m_trans_g_seg     = m_trans_g;
205     c_Fb_Fr_seg      = c_Fb_Fr_t;
206
207     F_Foamf_seg(i)    = F_Foamf;
208     c_Foam_seg(i)     = c_Foam;
209     V_Foam_seg(i)     = V_Foam;
210     V_Foam_ges_seg(i) = V_Foam_lok;
211     m_diff_seg(i)     = (c_Fb_Fr_t_init-c_Fb_Fr_seg)*V_Fb_w/n_diff;
212
213     Gamma_Fr_exc_seg(i) = Gamma_Fr_exc;
214     Gamma_Fr_lok_seg(i) = Gamma_Fr_lok;
215
216     GradG_Fr_seg(i)   = GradG_Fr;
217     d32_seg(i)= d32_Flot;
218     k_ED_Fr_seg(i)   = k_ED_Fr;
219     deltaC_ea_seg(i) = deltaC_ea;
220     Belad_seg(i)     = Belad_exc;
221     delta_gamma_Fr_seg(i) = delta_gamma_Fr;
222
223     c_PhG_lok_seg(i)  = c_PhG_lok;
224     c_PhG_max_seg(i)  = c_PhG_max;
225     c_Fb_Fr_init_seg(i) = c_Fb_Fr_init;
226     c_Fb_Fr_seg(i)    = c_Fb_Fr_seg;
227
228     mpt_trans_seg(i)  = mpt_trans;
229     m_trans_seg(i)    = m_trans_ges;
230     m_trans_g_seg(i)  = m_trans_g;
231     Gamma_Fr_g_seg(i) = Gamma_Fr_g;
232     end;
233 // todo: Ende der for-schleife !!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!
234 // TODO: naechster Durchlauf
235 //-----
236
237     V_Foam_diff      = V_Foam_lok/n_diff;
238     V_Foam_ges       = V_Foam_it + V_Foam_diff;
239     V_Foam_it        = V_Foam_ges;
240     V_Vb_w           = V_Vb_w_red; // todo: check
241     c_Vb_Fr_t        = ((c_Fb_Fr_seg(nb_seg)-c_Vb_Fr_t_init).*Vpt_Fb_w.*t_diff +
242     c_Vb_Fr_t_init.*V_Vb_w)./(V_Vb_w);
243     deltaC_Flot      = c_Fb_Fr_t_init - c_OAS_min; // c_Vb_Fr_t;
244 //-----
245
246     deltaC_Fr(:,ind_s)      = c_Fb_Fr_init_seg(1)-c_Fb_Fr_seg(nb_seg);
247     k_Ads_segmi(:,ind_s)    = k_Ads_def(ind_s);
248     deltaC_Flot_segmi(:,ind_s) = deltaC_Flot;
249
250     Gamma_Fr_exc_segmi(:,ind_s) = Gamma_Fr_exc_seg;
251     Gamma_Fr_lok_segmi(:,ind_s) = Gamma_Fr_lok_seg;
252     GradG_Fr_segmi(:,ind_s)     = GradG_Fr_seg;
253     k_ED_Fr_segmi(:,ind_s)      = k_ED_Fr_seg;
254
255     deltaC_ea_segmi(:,ind_s)    = deltaC_ea_seg;
256     delta_gamma_Fr_segmi(:,ind_s) = delta_gamma_Fr_seg;
257     c_PhG_lok_segmi(:,ind_s)    = c_PhG_lok_seg;
258     c_PhG_max_segmi(:,ind_s)    = c_PhG_max_seg;
259
260     Belad_segmi(:,ind_s)        = Belad_seg;
261
262     c_Vb_Fr_t_segmi(:,ind_s)    = c_Vb_Fr_t_init ;
263     m_diff_segmi(:,ind_s)       = m_diff_seg;
264     Gamma_Fr_g_segmi(:,ind_s)   = Gamma_Fr_g_seg;
265
266     mpt_trans_segmi(:,ind_s)    = mpt_trans_seg;
267     m_trans_segmi(:,ind_s)      = m_trans_seg;
268     c_Fb_Fr_segmi(:,ind_s)      = c_Fb_Fr_init_seg;
269     d32_segmi(:,ind_s)          = d32_seg;
270     m_trans_g_vect(:,ind_s)     = m_trans_g_seg;
271
272     c_Foam_segmi(:,ind_s)       = c_Foam_seg;
273     F_Foamf_segmi(:,ind_s)     = F_Foamf_seg;

```

```

273
274     V_Foam_vect(:,ind_s)      = V_Foam_it;
275     F_Foamf_vect(:,ind_s)    = F_Foamf_segmi;
276     k_ED_Fr_vect(:,ind_s)    = k_ED_Fr;
277
278     c_Fr_bulk_unten          = c_Fb_Fr_segmi($,ind_s);
279     ind                      = ind_s;
280     t_Flot_i(ind)            = t_Floti;
281     d32_i(ind)               = d32_Flot;
282     epsg_i(ind)              = epsg;
283     ug_i(ind)                = ug;
284     tvzg_i(ind)              = tvzg;
285     ar_i(ind)                = ar;
286     Sb_i(ind)                = Sb;
287     Belad_vect_i(ind)        = Belad_exc;
288
289 // temporaere Variablen
290     t_Flot_i_temp            = t_Flot;
291     t_Floti                  = t_Flot_i_temp;
292     end;                                                              // TODO: Ende der While-Schleife
293
294 // 2.4.3 Übergabe der berechneten Parameter und Speicherung in einer Matrix
295 GradG_Fr_segmi_matrix      = GradG_Fr_segmi';
296 c_Fb_Fr_segmi_matrix       = c_Fb_Fr_segmi';
297 c_Vb_segmi_matrix          = c_Vb_Fr_t_segmi';
298 c_PhG_lok_segmi_matrix     = c_PhG_lok_segmi';
299
300 k_ED_Fr_segmi_matrix       = k_ED_Fr_segmi';
301 Gamma_exc_segmi_matrix     = Gamma_Fr_exc_segmi';
302 Gamma_lok_segmi_matrix     = Gamma_Fr_lok_segmi';
303 Belad_segmi_matrix         = Belad_segmi';
304
305 c_Foam_segmi_matrix         = c_Foam_segmi';
306 d32_segmi_matrix           = d32_segmi';
307
308 Flot_mod(:,1) = t_Flot_i;
309 Flot_mod(:,2) = c_Fb_Fr_segmi_matrix(:,1);
310 Flot_mod(:,3) = c_Fb_Fr_segmi_matrix(:,nb_seg);
311 Flot_mod(:,4) = d32_segmi_matrix(:,2); // nb_seg/2
312 Flot_mod(:,5) = epsg_i;
313 Flot_mod(:,6) = Gamma_lok_segmi_matrix(:,3); ;
314 Flot_mod(:,7) = Sb_i;
315 Flot_mod(:,8) = ug_i ;
316 Flot_mod(:,9) = tvzg_i ;
317 Flot_mod(:,10) = ar_i;
318 Flot_mod(:,11) = c_PhG_lok_segmi_matrix(:,1);
319 Flot_mod(:,12) = c_Vb_segmi_matrix(:,1);
320 Flot_mod(:,13) = Belad_segmi_matrix(:,1);
321 Flot_mod(:,14) = c_Vb_segmi_matrix(:,1);
322 Flot_mod(:,15) = k_ED_Fr_segmi_matrix(:,1);
323 Flot_mod(:,16) = k_ED_Fr_segmi_matrix(:,nb_seg);
324 Flot_mod(:,17) = Gamma_lok_segmi_matrix(:,1);
325 Flot_mod(:,18) = Gamma_lok_segmi_matrix(:,1);
326 Flot_mod(:,19) = Gamma_lok_segmi_matrix(:,nb_seg);
327 Flot_mod(:,20) = c_Foam_segmi_matrix(:,1);
328 Flot_mod(:,21) = GradG_Fr_segmi_matrix(:,1);
329 endfunction;
330 //-----
331
332 // $ FUNCT:  FLOT_02 $
333
334 function PARsurf=PAR_surf_f(RF_surf,Jg, d_Fb, h_Fb_w, c_OAS, guess_cOAS_d32, guess_F_Bl, m_Bl);
335     d32_std = 2/1000;
336     d32 = y_sigm_def(c_OAS, guess_cOAS_d32);
337     F_Bl = y_FBl_dir(d32, guess_F_Bl);
338     ug = d32.*F_Bl;
339     Sb = Jg.* 6 ./d32;
340     epsg = Jg./ug;
341     h_Fb_wg = h_Fb_w.*(1+epsg);
342     tvzg = h_Fb_wg./ug;
343     ar = Sb.*A_DF(d_Fb).*tvzg;
344 //     m_Bl = 1; // Einfluss der Blasengröße auf Turbulenz und Stofftransport
345

```

```

346 RF_var = RF_surf.*ar.*(d32./d32_std).^m_Bl;
347 RF_surf_var = RF_var./ar;
348 PARsurf(:,1) = RF_var;
349 PARsurf(:,2) = ar;
350 PARsurf(:,3) = d32;
351 PARsurf(:,4) = F_Bl;
352 PARsurf(:,5) = Sb;
353 PARsurf(:,6) = epsg;
354 PARsurf(:,7) = ug;
355 PARsurf(:,8) = tvzg;
356 PARsurf(:,9) = c_OAS;
357 PARsurf(:,10) = RF_surf_var;
358 // RFsurf(1) = RF;
359 endfunction
360 //-----
361
362 // $ FUNCT: FLOT_03 $
363
364 function BCIR_IO = BCIR_io(c0,t0,t, RF_surf,Jg, c_min, V_Fb, V_Vb, Vpt_w, c_ein,Vpt_PW, beta_ED_Fr ,
F_beta, guess_cOAS_d32);
365
366 function cdot = dcdt_funct(t, c) ;
367 cdot = zeros(2,1);
368 // $cdot_1 = -RF*c_1*V_Fb+Vpt_w/V_Fb*(c_2-c_1)$
369 // $cdot_2 = (c_1-c_2)*Vpt_w/V_Vb $
370 // $cdot_2 = (c_1-c_2)*Vpt_w/V_Vb+ (c_ein-c_2)*Vpt_PW $
371
372 //RF_surf=RF_surf;
373 PAR_surf = PAR_surf_f(RF_surf,Jg, d_Fb, h_Fb_w, c(1), guess_cOAS_d32, guess_F_Bl, m_Bl);
374 ar = PAR_surf(:,2);
375 d32 = PAR_surf(:,3);
376 t_vzg = PAR_surf(:,8);
377 t_Ads_max = t_vzg*100;
378 c_bulk_n1 = c(1)*0.95;
379 k_Ads_exc = kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Gamma, k_Ads_kin,t_Ads_max, c(1),F_t );
380 k_Ads_exc_min = kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Gamma, k_Ads_kin,t_Ads_max, c_min,F_t );
381 k_Ads_lok = kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Gamma, k_Ads_kin,t_vzg,c(1),F_t);
382 k_Ads_lok_min = kADS_f(Gamma_inf_def,aL_Gamma, k_Ads_kin,t_vzg, c_min, F_t);
383
384 Gamma_Fr_exc = c(1) .*k_Ads_exc;
385 Gamma_Fr_lok = c(1) .*k_Ads_lok;
386
387 Gamma_Fr_exc_min = c_min .*k_Ads_exc_min;
388 Gamma_Fr_lok_min = c_min .*k_Ads_lok_min;
389
390 GradG_Fr = (Gamma_Fr_exc -Gamma_Fr_exc_min .*0.0 - (Gamma_Fr_lok)) .*1.0;
391 Fakt_kin = 100.0; // 20/ (c(1)^0.5);
392 k_ED = Fakt_kin*beta_ED_Fr*F_beta*GradG_Fr*ar;
393 RF_def = k_ED;
394
395 dcdt_1 = -RF_def *(c(1)-c_min*0.95) + Vpt_w/V_Fb*(c(2)-c(1));
396 dcdt_2 = (c(1)-c(2))*Vpt_w/V_Vb +(c_ein-c(2))*Vpt_PW/V_Vb;
397 cdot(1) = dcdt_1;
398 cdot(2) = dcdt_2;
399 endfunction
400
401 c = ode([c0;c0],t0,t,dcdt_funct);
402 BCIR_IO(:,1) = t';
403 BCIR_IO(:,2) = c(1,:);
404 BCIR_IO(:,3) = c(2,:);
405 endfunction

```