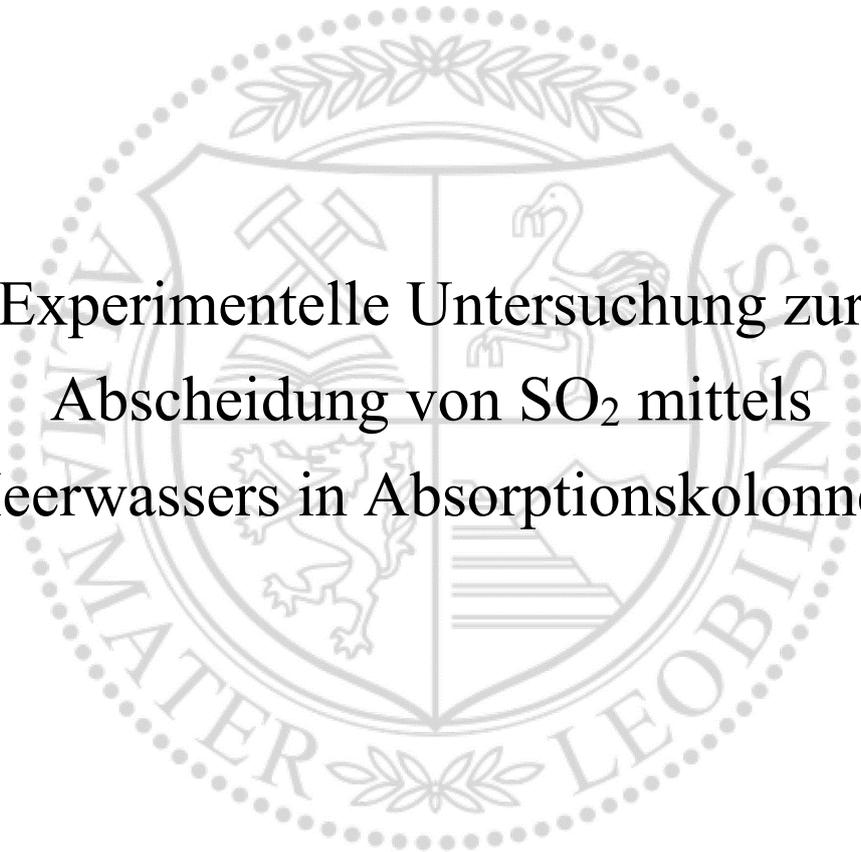




Lehrstuhl für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes

Masterarbeit

The background features a large, faint watermark of the University of Leoben seal. The seal is circular and contains a shield with various symbols: a hammer and pickaxe, a stork, a lion, and a book. The text 'UNIVERSITAS MONTANA LEOBENSIS' is visible around the perimeter of the seal.

Experimentelle Untersuchung zur
Abscheidung von SO_2 mittels
Meerwassers in Absorptionskolonnen

Florian Felix Winder, BSc

Mai 2022

EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich diese Arbeit selbständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt, und mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfsmittel bedient habe.

Ich erkläre, dass ich die Richtlinien des Senats der Montanuniversität Leoben zu "Gute wissenschaftliche Praxis" gelesen, verstanden und befolgt habe.

Weiters erkläre ich, dass die elektronische und gedruckte Version der eingereichten wissenschaftlichen Abschlussarbeit formal und inhaltlich identisch sind.

Datum 13.06.2022

Florian Winder
Matrikelnummer: 01235279

Kurzfassung

Gegenwärtig nutzen Hochseeschiffe meist schwefelhaltiges Schweröl als Treibstoff, bei dessen Verbrennung gesundheits- und umweltschädigendes Schwefeldioxid (SO_2) gebildet wird. Mit Anfang des Jahres 2020 wurde aufgrund des MARPOL-Übereinkommens der International Maritime Organisation der maximal erlaubte Schwefelgehalt in Schiffsabgasen auf 0,5 % (m/m) gesenkt. Aus diesem Grund werden Rauchgasentschwefelungsanlagen nachgerüstet, wobei in vielen Fällen gepackte Absorptionskolonnen mit Meerwasser als Waschflüssigkeit verwendet werden.

Im Rahmen dieser Arbeit wird die Abscheidung von SO_2 in Meerwasser mit Absorptionskolonnen bei verschiedenen Wasserzusammensetzungen (Salinität und Alkalinität) und Betriebszuständen experimentell untersucht. Hierfür werden an zwei Versuchsständen Stofftransportmessungen mit Kolonnen unterschiedlichen Durchmessers (DN150 und DN450) durchgeführt. Die Messdaten dieser experimentellen Untersuchung werden mit Vorhersagen vorhandener Modelle zur Berechnung der Abscheidung verglichen.

Aus Untersuchungen mit fünf verschiedenen strukturierten Packungen geht hervor, dass mit steigender Salinität und Alkalinität in der Waschflüssigkeit die SO_2 -Abscheidung verbessert wird. Dabei wurde festgestellt, dass bei einer Erhöhung der Alkalinität von 0 mmol/l bis 2,5 mmol/l zu einer Erhöhung der Abscheidung um 27,1% führt; eine Erhöhung der Salinität von 0 g/kg auf 33 g/kg hat eine Erhöhung der Abscheidung um 17,5% zur Folge. Eine Erhöhung des L/G-Verhältnis führt bei jeder Waschwasserzusammensetzung zu einer Verbesserung der Abscheidung.

Mit den Ergebnissen dieser Arbeit konnte ein Beitrag zum besseren Verständnis des Absorptionssystems SO_2 /Meerwasser geleistet werden. Dadurch sollen in der Zukunft Effizienzsteigerungen bei der Abgasentschwefelung auf Hochseeschiffen bewirkt werden.

Abstract

At present, ocean-going vessels mostly use heavy oil containing sulfur as fuel. The combustion of this fuel produces sulfur dioxide (SO_2), which is harmful to health and the environment. At the beginning of 2020, the MARPOL Convention of the International Maritime Organization reduced the maximum permitted sulfur content in ship exhaust to 0.5% (m/m). For this reason, flue gas desulfurization plants are being retrofitted, in many cases using packed absorption columns with seawater as scrubbing liquid.

In this work, the separation of SO_2 in sea water with packed absorption columns is experimentally investigated at different water compositions (salinity and alkalinity) and operating conditions. For this purpose, mass transport measurements with columns of different diameters (DN150 and DN450) are carried out at two experimental stations. The measured data of this experimental investigation are compared with predictions of existing models for calculating the separation.

From investigations with five different structured packings, it is found that with increasing salinity and alkalinity in the scrubbing liquid, SO_2 removal is enhanced. It was found that doubling the alkalinity from 0 mmol/l to 2,5 mmol/l results in an increase in deposition of 27,1%; increasing the salinity from 0 g/kg to 33 g/kg results in an increase of 17,5%. An increase of the L/G ratio for any wash water composition leads to an improvement of the deposition.

With the results of this work a contribution could be made to a better understanding of the absorption system SO_2 /seawater. In the future, this should lead to efficiency improvements in exhaust gas desulfurization on ocean-going vessels.

Inhaltsverzeichnis

	Seite
1 EINLEITUNG	7
2 AUFGABENSTELLUNG.....	8
2.1 Problemstellung	8
2.2 Zielsetzung	8
3 GRUNDLAGEN	9
3.1 Technische Möglichkeiten der Rauchgasentschwefelung.....	9
3.2 Funktionsweise SO ₂ -Wäscher	9
3.2.1 Apparative Funktionsweise von SO ₂ -Wäschern	9
3.2.2 Stofftransportwirksame Kolonneneinbauten.....	11
3.2.3 Stoffaustausch.....	13
3.2.4 Chemische Reaktionen bei der SO ₂ -Abscheidung mittels Meerwassers	17
3.3 Meerwasserzusammensetzung	17
3.3.1 Salinität.....	17
3.3.2 Alkalinität	18
3.4 Einflussfaktoren für die SO ₂ -Abscheidung mittels Meerwassers.....	19
3.4.1 Einfluss des L/G-Verhältnisses auf die Abscheidung	19
3.4.1.1 Einfluss der Wasserzusammensetzung auf die Abscheidung.....	20
3.5 Technische Umsetzung von Abgaswäschern auf Hochseeschiffen	21
3.5.1 Anordnung des Wäschers bei Retrofits	21
3.5.2 Betriebsweisen	23
3.6 Auslegung von Packungskolonnen	26
3.6.1 HTU-NTU Konzept.....	26
3.6.2 Modelle zur Berechnung des Stofftransportes bei Packungen	28
3.6.2.1 Modell von Wang	28
3.6.2.2 Modell von Billet und Schultes (BS Modell)	29
4 MATERIAL UND METHODEN	32
4.1 Versuchsplanung	32
4.1.1 Charakterisierung von Packungen	32
4.1.2 Einfluss der Wasserzusammensetzung	34
4.2 Aufbau der Versuchsstände.....	36
4.2.1 Aufbau Midikolonne	36
4.2.2 Aufbau der Pilotanlage.....	37

4.3	Analytik	40
4.3.1	Bestimmung der SO ₂ – Gaskonzentration	40
4.3.2	Probenahme der Flüssigkeit	40
4.3.3	Bestimmung der Alkalinität.....	41
4.3.4	Bestimmung des Salzgehaltes	42
4.4	Versuchsdurchführung.....	43
4.4.1	Versuchsdurchführung an der Midikolonne	43
4.4.2	Versuchsdurchführung an der Pilotanlage	45
4.5	Herstellung des Waschwassers	46
4.5.1	Herstellung von Waschwasser mit gewünschter Salinität für die Midikolonne ..	46
4.5.2	Herstellung von Waschwasser mit gewünschter Salinität für die Pilotanlage...	46
4.5.3	Veränderung der Alkalinität bei gleichbleibender Salinität	47
4.6	Modellierung	48
4.6.1	Bestimmung der benötigten Stoffeigenschaften	48
4.6.2	Anpassung der Modelle an die Messdaten	50
4.6.3	Plausibilität der Modelle	51
5	VERSUCHSERGEBNISSE.....	52
5.1	Ergebnisse der SO ₂ -Analytik.....	52
5.2	Charakterisierung der Packungen an der Pilotanlage.....	53
5.3	Charakterisierung der Packungen an der Midikolonne	56
5.4	Untersuchung von Einflüssen auf die SO ₂ -Abscheidung	58
5.4.1	Allgemeine Trends	58
5.4.2	Einfluss der Meerwasserzusammensetzung	61
5.4.3	Salinität.....	62
5.4.4	Alkalinität	65
5.5	Vergleich der Messwerte mit Modellenvorhersagen	67
6	DISKUSSION DER ERGEBNISSE	72
6.1	SO ₂ Abscheidung verschiedener Packungen	72
6.2	Auswirkung der Wasserzusammensetzung auf die Abscheidung.....	72
6.3	Auswirkung der Salinität auf die Abscheidung	72
6.4	Auswirkung der Alkalinität auf die Abscheidung	73
6.5	Auswirkung des L/G-Verhältnisses auf die Abscheidung.....	73
6.6	Modellierung	74
6.7	Abweichung der Messergebnisse	75
6.7.1	Allgemeine Messfehler für die Versuche an der Midikolonne	75

6.7.2	Messfehler der Analytik.....	77
7	ZUSAMMENFASSUNG	78
7.1	Ausblick	79
8	VERZEICHNISSE	81
8.1	Literaturverzeichnis.....	81
8.2	Tabellen.....	85
8.3	Abbildungen.....	87
ANHANG	I

Abkürzungsverzeichnis

Formelzeichen

Symbol	Beschreibung	Einheit
A	Austauschfläche	m^2
A_s	Standardalkalinität	mmol/l
A_T	Alkalinität	mmol/l
A_{Ziel}	gewünschte Alkalinität	mmol/l
a	spezifische Phasengrenzfläche	m^3/m^2
a_{eff}	effektive Phasengrenzfläche	m^3/m^2
a_i	Aktivität	1
B	Berieselungsdichte	$m^3/(h \cdot m^2)$
b	Molalität	mol/kg
C_G	Packungskonstante	1
c_i	Stoffmengenkonzentration des Stoffes i	g/l
c_i^*	Gleichgewichtskonzentration	g/l
C_L	Packungskonstante	1
D_i	Diffusionskoeffizient	m^2/s
d_h	hydraulischer Durchmesser	m
F	Gasbelastungsfaktor	$Pa^{0,5}$
F_Q	Kolonnenquerschnitt	m^2
g	Erdbeschleunigung	m/s^2
H	Packungshöhe	m
H_i	Henry-Koeffizient	1/Pa
h_L	Hold-up	m^3/m^3
HTU	Höhe einer Übertragungseinheit	m
k_i	Stoffübergangskoeffizient	m/s
l_r	Länge des Fließweges	m
M	Mischpunktdichte	1
m	Steigung der Gleichgewichtslinie	1
m_i	Masse der Substanz i	kg
M_i	Molmasse	g/mol
\dot{N}_i	Stoffmengenstrom	mol/h
\dot{n}_i	Stoffstromdichte	$mol/(m^2 \cdot h)$
NTU	Anzahl an benötigten Übertragungseinheiten	1
p_i	Partialdruck	Pa
\hat{p}_i	logarithmischer Mittelwert des Partialdrucks	Pa
R	Gaskonstante	J/(mol·K)
S	Salinität	g/l
T	Temperatur	°C
u	oberflächliche Geschwindigkeit	m/s
\dot{V}	Volumenstrom	m^3/h

V_1	Probenvolumen der Na_2CO_3 Standardlösung	ml
V_2	Volumen an verwendetem HCl	ml
V_3	benötigtes Volumen an HCl für destilliertes Wasser	ml
V_4	Volumen an benötigter Salzsäure	ml
V_6	Probenvolumen	ml
V_m	molares Volumen	m^3
V_i	Volumen des Stoffes i	m^3
w	Geschwindigkeit	m/s
w_g	Leerrohrgeschwindigkeit	m/s
x_i	Stoffmengenanteil des Stoffes i der Flüssigphase	1
y_i	Stoffmengenanteil des Stoffes i in der Gasphase	1

Griechische Symbole

Symbol	Beschreibung	Einheit
β_i	Stoffübergangskoeffizient	m/s
δ	Grenzschichtdicke	m
ε	Porosität	1
Σ_v	Atomdiffusionsvolumen	1
η	Abscheidegrad	1
θ	Neigungswinkel	°
μ	dynamische Viskosität	$\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$
μ_i	chemisches Potential	J/mol
μ_i^0	Standardpotential	J/mol
ν	kinetische Viskosität	m^2/s
ρ	Dichte	kg/m^3
σ	Oberflächenspannung	N/m
τ	theoretisches Zeitintervall	s
ϕ	Assoziationsfaktor	1

Subskript

Symbol	Beschreibung
A	Austritt
deion	deionisiertes Wasser
E	Eintritt
G	Gas
i	für den Stoff i
IO	Instant Ocean
L	Flüssigkeit
ph	an der Phasengrenzfläche
SW	Salzwasser
WW	Waschwasser

Superskript

Symbol	Beschreibung
G	Gasphase
L	Flüssigphase
O	gesamter Stoffdurchgang
*	Gleichgewicht

chemische Formeln

Formel	Nomenklatur
CO ₂	Kohlendioxid
CO ₃ ²⁻	Carbonat
HCl	Salzsäure
H ₂ O	Wasser
H ₃ O ⁺	Oxonium
HCO ₃ ⁻	Hydrogencarbonat
HSO ₃ ⁻	Hydrogensulfit
NaHCO ₃	Natriumhydrogencarbonat
NaOH	Natronlauge
OH ⁻	Hydroxid
SO ₂	Schwefeldioxid
SO ₃ ²⁻	Sulfition

Abkürzungen

Kürzel	Beschreibung
BS	Billet und Schultes
bzw.	beziehungsweise
DN	deutsche Norm
G	Abgasvolumenstrom
GFK	glasfaserverstärkter Kunststoff
IO	Instant Ocean
IMO	International Maritime Organisation
IR	Infrarotstrahlung
L	Volumenstrom der Waschflüssigkeit
M%	Massenprozent
NDIR	nicht dispersives Infrarotspektrometer
ppmv	volumen parts per million
PSU	Practical Salinity Unit
REA	Rauchgasentschwefelungsanlage
SECA	Sulphur Emission Control Area
X	weitere Substanz
z.B.	zum Beispiel

1 Einleitung

Im Zeitraum von 1996 bis 2020 hat sich weltweit auf Grund der Globalisierung der Transport von Gütern über den Seeweg von 4,8 Mrd. Tonnen auf 10,6 Mrd. Tonnen erhöht. Dies entspricht mehr als 80% des gesamten Welthandels, weshalb die Hochseeschifffahrt das Rückgrat der Weltwirtschaft bildet (UNCTAD 2022).

Hochseeschiffe zeichnen sich durch vergleichsweise billige Transportkosten aus, da als Treibstoff überwiegend Schweröl eingesetzt wird. Dieses ist der Rückstand aus der Rohölraffination, mit einem Schwefelgehalt von bis zu 5% (Fuchs 2017). Bei der Verbrennung des Schweröls bilden sich verschiedenste Schadstoffe, welche emittiert oder durch eine nachgeschaltete Abgasreinigung entfernt werden können. Neben Kohlenmonoxid, Kohlendioxid (CO₂) und Stickoxide bildet sich aufgrund des Schwefelgehalts Schwefeldioxid (SO₂).

Das über das Abgas emittierte SO₂ hat weitreichende Folgen für Mensch und Umwelt, da dieses in der Atmosphäre mit Wasser und Sauerstoff reagiert. Bei diesen Reaktionen bildet sich Schwefelsäure, welche ein Bestandteil des sauren Regens ist. Außerdem kann SO₂ beim Menschen schon in geringen Konzentrationen die Augen und Nasengänge reizen. Bei höheren Konzentrationen kann es zu Atemwegs- und Herz-Kreislauf Erkrankungen bis hin zur Lähmung und/oder Tod kommen (Wellburn 1997).

Um die negativen Umweltauswirkungen von Hochseeschiffen, insbesondere in stark befahrenen Gebieten, zu reduzieren, wurde im Zuge des MARPOL-Übereinkommens der International Maritime Organisation (IMO) mit Beginn Januar 2020 der maximal erlaubte Schwefelgehalt im Abgas auf 0,5% (m/m) gesenkt.

Des Weiteren wurde in küstennahen Emissionsschutzgebieten der Grenzwert für Schwefelemissionen noch weiter auf 0,1% (m/m) gesenkt. Diese Gebiete werden gemeinhin als SECA (Sulphur Emission Control Area) -Gebiete bezeichnet.

Aufgrund der neuen strengeren Grenzwerte steigt seit 2015 die Anzahl an Anlagen zur Rauchgasentschwefelung, kurz REA, auf Schiffen rasant an. Im Jahr 2015 waren 255 Schiffe ausgestattet. Im Vergleich dazu lag nur fünf Jahre später, also 2020, die Zahl an ausgestatteten Schiffen schon bei 4.407 (DNV GL, zitiert nach de.statist.com 2022).

2 Aufgabenstellung

2.1 Problemstellung

Auf Grund der neuen strengeren Grenzwerte für die Schwefelkonzentration in Abgas von Hochseeschiffen, gewinnt die Rauchgasentschwefelung immer mehr an Bedeutung. Die zentrale Technologie hierbei sind Packungskolonnen, welche das SO_2 durch Meerwasser aus dem Abgasstrom abscheiden.

Da auf Hochseeschiffen der Platz für den Einbau von Packungskolonnen begrenzt ist, müssen in den Kolonnen hohe SO_2 -Abscheidegrade erreicht werden. Dadurch kann die Höhe der Kolonne reduziert und gleichzeitig der erforderliche Grenzwert im Abgasstrom eingehalten werden.

Die Abscheidung ist von verschiedenen Faktoren, abhängig. Für das System SO_2 /Meerwasser hat unter anderem die Waschflüssigkeitszusammensetzung, das L/G-Verhältnis und die Geometrie der Packungen, welche in der Kolonne verbaut werden, einen signifikanten Einfluss. Diese Einflussfaktoren sind bis dato hauptsächlich über Modelle und nicht experimentell untersucht worden.

2.2 Zielsetzung

Diese Arbeit soll dazu dienen ein besseres Verständnis für den Einfluss der Meerwasserzusammensetzung, der Packungsgeometrie und dem L/G-Verhältnis für das Meerwasser/ SO_2 System zu erhalten. Hierfür werden im Zuge der Arbeit zwei Versuchsanlagen mit unterschiedlichen Durchmessern (DN150 und DN450) in Betrieb genommen und SO_2 Abscheidungsversuche durchgeführt.

Zur experimentellen Bestimmung des Einflusses der Packungsgeometrie wird die SO_2 -Abscheidung von fünf verschiedenen Packungstypen in beiden Versuchsanlagen mittels künstlichen Meerwassers gemessen.

Um den Einfluss der Wasserzusammensetzung bestimmen zu können, werden an der kleineren Versuchsanlage (DN150) Versuche mit verschiedenen Wasserzusammensetzungen durchgeführt. Ziel der Versuche ist es den Einfluss der Alkalinität und der Salinität auf die Abscheidung experimentell bestimmen zu können.

Die gesamten Versuche werden, wie in der VDI 2761-2 beschrieben, durchgeführt, damit die Messergebnisse reproduzierbar sind. Des Weiteren werden bei allen Versuchen mehrere Betriebspunkte angefahren, um auch den Einfluss des L/G-Verhältnisses auf die Abscheidung bestimmen zu können.

Neben der Untersuchung der Einflüsse werden die, aus den Versuchen gewonnenen Messdaten außerdem dazu verwendet, die gemessene Abscheidung mit gängigen Modellen zu vergleichen, um die Vorhersage der Modelle in Bezug auf das System SO_2 /Meerwasser ermitteln zu können.

3 Grundlagen

3.1 Technische Möglichkeiten der Rauchgasentschwefelung

Um SO_2 aus einem Abgasstrom abscheiden zu können, wurden viele verschiedene Technologien entwickelt. Grundsätzlich kann zwischen nasser und trockener Rauchgasentschwefelung unterschieden werden. Der hauptsächliche Unterschied besteht darin, dass bei nassen Verfahren eine Flüssigkeit verwendet wird, um das SO_2 aus dem Abgas zu entfernen. Als Waschflüssigkeit können verschiedene Flüssigkeiten wie z.B. Kalkmilch oder Meerwasser verwendet werden. Der Einsatz von Flüssigkeiten hat zur Folge, dass das Abgas den Wäscher mit Wasser gesättigt verlässt. Außerdem werden flüssige Abfälle und Nebenprodukte erzeugt. Im Gegensatz dazu werden bei trockenen Verfahren Feststoffe zur Abscheidung verwendet. Bei trockenen Verfahren hingegen fallen trockene Abfälle und Nebenprodukte wie z.B. REA-Gips an (Srivastava und Jozewicz 2001).

Auf Hochseeschiffen und Kohlekraftwerken in Küstennähe wird häufig Meerwasser als Waschflüssigkeit verwendet, da dieses frei zur Verfügung steht. Bei der Entschwefelung mit Meerwasser werden keine zusätzlichen Chemikalien benötigt und keine festen Abfälle erzeugt, weshalb die Kosten niedriger sind als bei anderen Verfahren (Oikawa et al. 2003).

3.2 Funktionsweise SO_2 -Wäscher

Um SO_2 aus dem Abgas entfernen zu können, wird in nassen Wäscher das Prinzip der Absorption angewendet. Hierbei handelt es sich laut Schönbacher A. (2005) um die (selektive) Aufnahme von Gasen oder Dämpfen (Absorptiven) in selektiv lösenden Flüssigkeiten (Absorbens) bis zum Phasengleichgewicht.

Generell kann bei der Absorption zwischen zwei Arten unterschieden werden, die Physisorption und Chemisorption. Bei der Physisorption funktioniert die Abscheidung rein über Van-der Waals-Kräfte. Im Vergleich dazu reagiert bei der Chemisorption, aufgrund wirksamer chemischer Bindungskräfte, das Absorptiv mit dem Absorbens zu einer chemischen Verbindung (Schönbacher A. 2005).

Im Fall der Absorptionssysteme SO_2 /Meerwasser handelt es sich um eine Chemisorption da das gelöste SO_2 zu SO_3^{2-} reagiert (Kapitel 3.2.4). Der apparative Aufbau sowie der Stoffübergang und die chemischen Reaktionen werden in diesem Kapitel beschrieben.

3.2.1 Apparative Funktionsweise von SO_2 -Wäschern

Für die SO_2 Abscheidung mittels Meerwassers werden in der Regel Kolonnen verwendet. Bei diesen handelt es sich um kontinuierliche Absorber, welche im Gegenstrom betrieben werden. Um den Stoffaustausch zu verbessern, werden Einbauten in den Schuss der Kolonne eingebaut.

Durch stofftransportwirksame Einbauten wird die geometrische Oberfläche, welche von der Waschflüssigkeit mit einem dünnen Flüssigkeitsfilm umzogen wird, innerhalb der Kolonne erhöht. Dies führt dazu, dass die Kontaktfläche zwischen der Gas- und Flüssigphase, auch Phasengrenzfläche genannt, zunimmt, an welcher laut der Filmtheorie (Kapitel 3.2.3) der Stoffübergang stattfindet. Der schematische Aufbau einer solchen Packungskolonne ist in Abbildung 1 graphisch dargestellt.

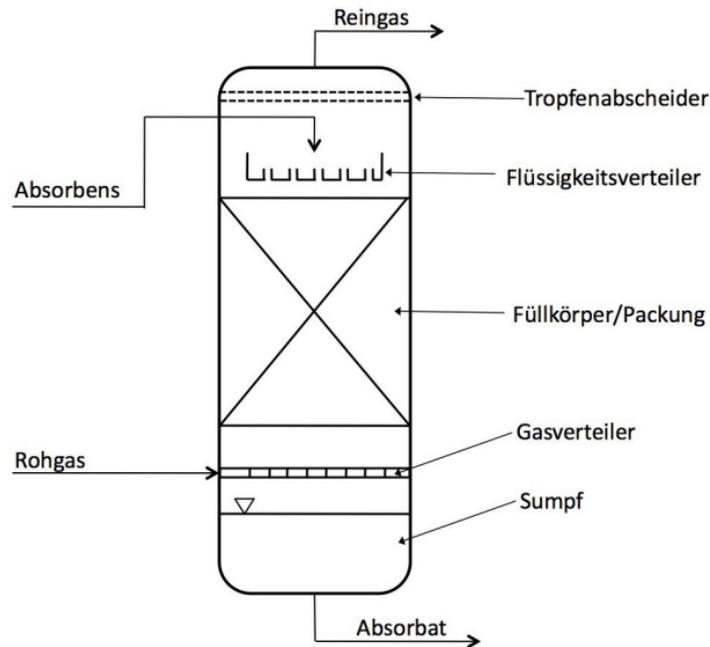


Abbildung 1: Schematischer Aufbau einer Kolonne (Pesendorfer S. 2018)

In der Kolonne wird das eingesetzte Absorbens, auch unbeladene Waschflüssigkeit bzw. Washwasser genannt, oberhalb der stofftransportwirksamen Einbauten über einen Flüssigkeitsverteiler aufgegeben. Die Flüssigkeit strömt die stofftransportwirksamen Einbauten hinab, wobei diese möglichst gleichmäßig benetzt werden. Unterhalb der stofftransportwirksamen Einbauten wird das Abgas über einen Gasverteiler eingebracht und durchströmt die benetzten stofftransportwirksamen Einbauten.

Die mit Absorptiv beladene Flüssigkeit (Absorbat), auch beladene Waschflüssigkeit oder beladenes Washwasser genannt, gelangt nach dem Durchströmen der stofftransportwirksamen Einbauten in den Sumpf. Von dort wird dieses abgezogen und im Kreis geführt oder entsorgt. Das gereinigte Abgas (Reingas) steigt weiter auf, durchströmt den Tropfenabscheider und verlässt die Kolonne am Kopf.

Für eine möglichst hohe Abscheidung muss die Oberfläche der stofftransportwirksamen Einbauten gleichmäßig benetzt sein, bei realen Kolonnen ist dies jedoch nicht der Fall und es kommt zu einer Ungleichverteilung der Flüssigkeit, auch Maldistribution genannt. Infolge

dieser entspricht die tatsächlich ausgebildete Phasengrenzfläche, auch effektive Phasengrenzfläche (a_{eff}) genannt, nicht der spezifischen Phasengrenzfläche (a).

Die möglichen Gründe für Maldistribution sind vielseitig. Einige Gründe sind laut Bartlok (2002) zum Beispiel eine ungleichmäßige Flüssigkeitsaufgabe, das Herabfließen der Flüssigkeit an der Kolonnenwand oder eine schief eingebaute Kolonnen bzw. Verteiler.

Um Maldistribution zu verringern, gibt es innerhalb der Kolonne verschiedenste apparative Maßnahmen. Zum einen wird das Gas und die Flüssigkeit über Verteiler in die Kolonne eingeleitet, wodurch eine gleichmäßigere Verteilung gewährleistet wird. Zum anderen sind die Einbauten in der Kolonne auf einem Trägerrost abgestützt, um eine Schiefelage der stofftransportwirksamen Einbauten zu verhindern. Außerdem wird ein Niederhalterost eingebaut, um zu verhindern, dass diese bei zu hohen Gasbelastungen abheben.

3.2.2 Stofftransportwirksame Kolonneneinbauten

In der Regel werden zwei verschiedene Arten von stofftransportwirksamen Einbauten verwendet: Zum einen sogenannte strukturierte Packungen und zum anderen Füllkörper. Die Kolonnen werden Packungs- bzw. Füllkörperkolonnen genannt, die prinzipielle Funktionsweise ist jedoch ident.

Strukturierte Packungen, bestehen aus dünnen gelochten Platten, welche einen bestimmten Neigungswinkel (θ) haben. Sie werden zu Packungen zusammengesetzt, welche als Ganzes in die Kolonne eingebaut werden können.

Auf Grund der dünnen gelochten Platten besitzen die strukturierten Packungen eine sehr große geometrische Oberfläche, weshalb sich durch das Benetzen der strukturierten Packung mit der Flüssigkeit eine große Phasengrenzfläche ausbildet und daher ein sehr hoher Abscheidegrad in der Kolonne erzielt werden kann (Feuerriegel 2016).

Anstelle von gelochten Platten können für strukturierte Packungen auch Gitterstrukturen, welche in der Regel aus Draht oder Kunststoffgittern bestehen, verwendet werden. Diese spezielle Art der Packung wird Gitterstrukturpackung genannt.

Da sich die Geometrien der strukturierten Packungen voneinander unterscheiden, geben die Packungshersteller für jede die geometrische Oberfläche und das Hohlraumvolumen innerhalb der Packung, auch Porosität (ϵ) genannt, an.

Je nach Anwendung werden verschiedene Werkstoffe zur Herstellung von strukturierten Packungen verwendet. Hauptkriterien für die Werkstoffwahl sind die Benetzbarkeit der strukturierten Packung, die Temperatur in der Kolonne und die Korrosionsbeständigkeit. Am häufigsten werden strukturierte Packungen aus Polypropylen verwendet, sie können jedoch auch aus Metall oder Keramik bestehen (Schönbucher A. 2005).

Bei Füllkörper handelt es sich um Formkörper, welche lose in der Kolonne liegen. Sie werden in die Kolonne geschüttet, wodurch es zu einer unregelmäßigen Verteilung kommt (Feuerriegel 2016).

In Ihrer Form und Größe unterscheiden sich Füllkörper teils stark. Die Geometrien reichen von einfachen Ringen bis hin zu komplizierten Geometrien wie Gitterstrukturen. In Abbildung 2 sind einige Füllkörper dargestellt, um die geometrische Vielfalt und die Entwicklung der Füllkörper aufzuzeigen.

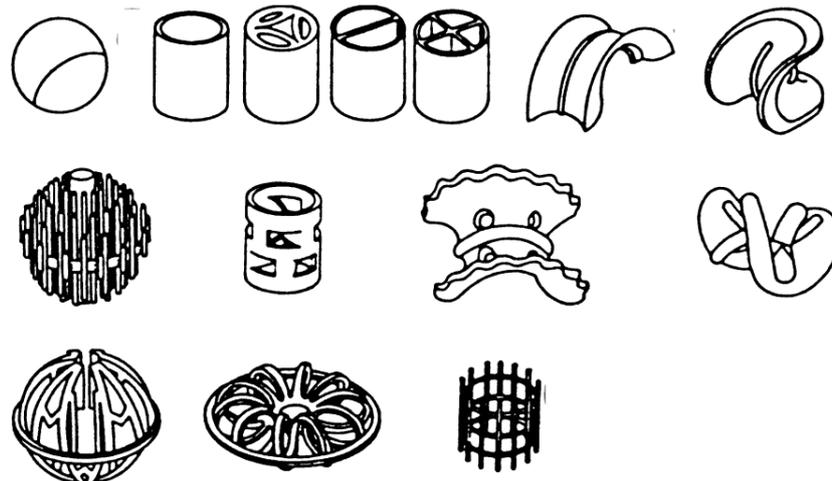


Abbildung 2: Füllkörper verschiedener Generationen (oberste Reihe: erste Generation; mittlere Reihe: zweite Generation; untere Reihe: dritte Generation) (Mersmann et al. 2005)

Von Generation zu Generation entwickelte sich die Geometrie der Füllkörper immer weiter und wurde immer komplexer, mit dem Ziel, die Phasengrenzfläche zu erhöhen. Die ersten Füllkörper waren sehr einfach gestaltet und hatten die Formen von Kugeln, Sättel und Hohlzylinder (oberste Reihe der Abbildung 2).

Die Geometrien wurden immer weiter entwickelt, woraus die zweite Generation (mittleren Reihe der Abbildung 2) und in weiterer Folge die dritte Generation (unterste Reihe der Abbildung 2), entstand. Bei der zweiten Generation wurden Löcher in die Mantelfläche der Füllkörper der ersten Generation gebohrt, wodurch die Oberfläche erhöht wird. Bei der dritten Generation wurden die Geometrien der Füllkörper weiterentwickelt und bestehen nur noch aus einem Gittergerüst.

Wie bei den strukturierten Packungen ist die Werkstoffwahl abhängig von der Benetzbarkeit, der Betriebstemperatur und der Korrosionsbeständigkeit. Die meisten Füllkörper bestehen aus Metall, Kunststoffen oder Keramiken.

3.2.3 Stoffaustausch

Bei der Rauchgasentschwefelung mittels Meerwassers handelt es sich um eine Chemisorption. Dabei geht SO_2 von einer Gasphase (Index G) in die Flüssigphase (Index L) über und reagiert weiter zu Sulfit.

Damit der Stoffübergang zwischen der Gas- und Flüssigkeitsphase überhaupt stattfinden kann wird ein treibender Gradient zwischen den chemischen Potentialen (μ_i) der beiden Phasen benötigt (VDI 2761-2). Mit fortschreitender Kontaktzeit der beiden Phasen wird der Gradient immer kleiner, bis zum Erreichen des Gleichgewichtes (Index *).

Das chemische Potential kann über das Standardpotenzial (μ_i^0), der Temperatur (T) und die Aktivität (a_i) beschrieben werden.

$$\mu_i = \mu_i^0 + R \cdot T \cdot \ln a_i \quad (1)$$

Über die Debye-Hückel-Theorie kann ein Zusammenhang zwischen der Konzentration (c_i) und dem chemischen Potential ermittelt werden, da sich die Aktivität proportional mit der Konzentration ändert (Mortimer und Müller 2019).

Unter der Annahme, dass der Aktivitätskoeffizient in einer verdünnten Lösung 1 entspricht ergibt sich für die Aktivität folgende Beziehung

$$a_i = c_i \quad (2)$$

Die Beschreibung des Stoffüberganges in Absorptionskolonnen war bereits Gegenstand zahlreicher Arbeiten. Laut Baehr und Stephan (2013) sind die wichtigsten Modellansätze für stationäre Stoffströme die Film- und die Grenzschichttheorie. Im Zuge der Arbeit wird auf die Filmtheorie im Detail eingegangen und kurz die Unterschiede zur Grenzschichttheorie erläutert.

Die Filmtheorie, auch Zweifilmtheorie genannt, wurde von Lewis und Whitman im Jahre 1924 entwickelt. Sie geht von der Annahme aus, dass der gesamte Stoffübergang in dünnen laminaren Fluidfilmen mit der Dicke δ stattfindet (Baehr und Stephan 2013). Dieser Fluidfilm wird auch laminare Grenzschicht genannt. Dabei geht man von der Existenz einer gas- und einer flüssigen Grenzschicht aus, welche miteinander an der Phasengrenzfläche in Kontakt stehen und über die der Stofftransport ausschließlich mittels Molekulardiffusion erfolgt (Hertwig et al. 2018).

In der nachfolgenden Abbildung 3 wird Konzentrationsverlauf einer Substanz i im Bereich der Phasengrenzfläche auf Grundlage der Filmtheorie dargestellt und erläutert.

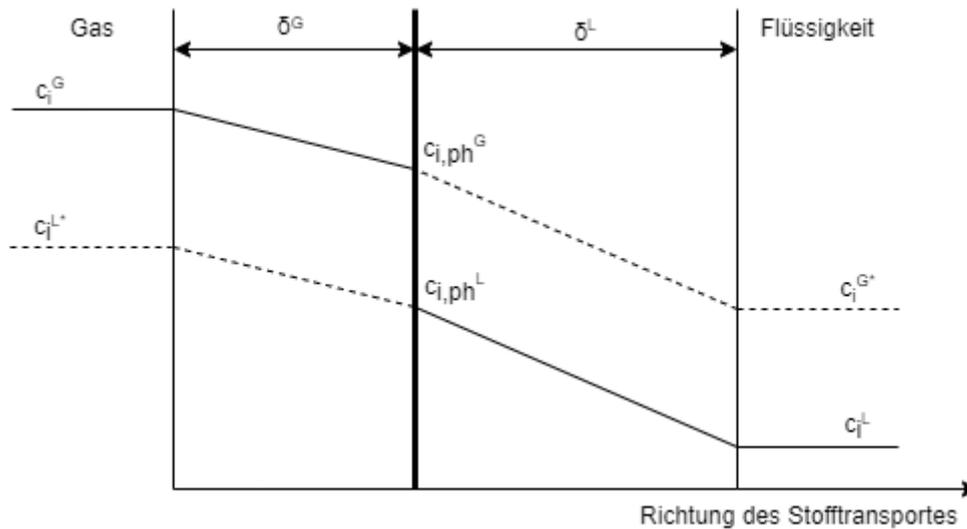


Abbildung 3: Modell des Stoffaustausches an der Phasengrenzschicht; in Anlehnung an Hertwig et al. (2018)

Bei der Filmtheorie wird angenommen, dass die Konzentration von der Hauptphase des Gases innerhalb der Grenzschicht mit einer Dicke δ^G abnimmt, bis zum Erreichen der Gleichgewichtskonzentration $c_{i,ph}^G$ an der Phasengrenzfläche. An dieser steht die Konzentration der Gasphase mit jener in der Flüssigphase ($c_{i,ph}^L$) im Gleichgewicht. Von der Phasengrenzfläche sinkt die Konzentration in der Flüssigphase über die Dicke der Grenzschicht δ^L weiter ab. Dies liegt daran, dass die Teilchen durch diese durchdiffundieren und in die Hauptphase der Flüssigkeit übergehen.

Außerhalb der laminaren Grenzschicht werden turbulente Strömungsverhältnisse postuliert, wodurch es im Gegensatz zu den laminaren Strömungsverhältnissen der Grenzschicht zu einer radialen Durchmischung der Hauptphase kommt. Deshalb wird angenommen, dass die Konzentration in der Hauptphase konstant ist und sich keine Konzentrationsgradienten bilden. Dieses Postulat führt in weiterer Folge zu der Annahme, dass der gesamte Stoffaustausch widerstand vollständig in der laminaren Grenzschicht lokalisiert ist.

Eine weitere Annahme der Filmtheorie ist, dass sich an der Phasengrenzfläche die Konzentrationen in Gas- und Flüssigphase im Gleichgewicht befinden. Die Annahme geht darauf zurück, dass die Relativgeschwindigkeit der Teilchen an der Phasengrenzfläche gleich Null ist, wodurch diese sehr lange miteinander im Kontakt stehen (Grassmann und Widmer 1974).

Im chemischen Gleichgewicht kann es an der Phasengrenzfläche jedoch zu einem Konzentrationssprung zwischen der Gas- und der Flüssigphase kommen, da die chemischen Potentiale und nicht die Konzentrationen unterschiedlich sind. Aus diesem Grund entsteht der Konzentrationssprung (Abbildung 3), welcher durch das Henry-Gesetz beschrieben werden kann.

Das Henry-Gesetz beschreibt die Löslichkeit eines Gases in einer Flüssigkeit und besagt, dass der Partialdruck der Komponente (p_i) proportional zum Stoffmengenanteil in der Flüssigphase (x_i) ist. Als Proportionalitätsfaktor dient der sog. Henry-Koeffizient (H_i).

$$p_i = x_i \cdot H_i \quad (3)$$

Außerdem kann das Henry-Gesetz anstelle vom Partialdruck und den Stoffmengenanteil auch mittels Konzentrationen beschrieben werden,

$$C_{i,ph}^G = \frac{H_i}{p} \cdot C_{i,ph}^L \quad (4)$$

Die lineare Abhängigkeit der Konzentrationen zwischen der Gas- und Flüssigphase (Gleichung (4)) wird auch als die Steigung der Gleichgewichtslinie (m) bezeichnet.

$$m = \frac{H_i}{p} \quad (5)$$

Damit der übertragene Stoffmengenstrom (\dot{N}_i) als konstant angenommen werden kann, wird bei der Filmtheorie davon ausgegangen, dass sich Konzentration und Geschwindigkeit (w) nur in Richtung einer Achse verändern können (Kraume 2012).

Durch den konstanten Stoffmengenstrom der Transferkomponente kann über das 1. Fick'sche-Gesetz der Stofftransport beschrieben werden. In seiner allgemeinen Form lautet dieses (Diffusionskoeffizient (D_i) als Proportionalitätskonstante):

$$\dot{N}_i = -D_i \cdot A \cdot \frac{dc_i}{dx} \quad (6)$$

Wird das 1. Fick'sche-Gesetz für die Filmtheorie angewendet so ergibt sich:

$$\dot{N}_i = -D_i^G \cdot A \cdot \frac{c_i^{G*} - c_i^G}{\delta^G} = -D_i^L \cdot A \cdot \frac{c_i^L - c_i^{L*}}{\delta^L} \quad (7)$$

Aus der Gleichung (7) kann des Weiteren die Stoffstromdichte (\dot{n}_i) berechnet werden, indem der Stoffmengenstrom durch die Austauschfläche (A) dividiert wird.

$$\dot{n}_i = \frac{\dot{N}_i}{A} \quad (8)$$

Um den Stoffübergang zu beschreiben, wird der Stoffübergangskoeffizient β_i eingeführt. Es wird zwischen gas- und flüssigkeitsseitigen Stoffübergangskoeffizienten unterschieden, da sich sowohl der Diffusionskoeffizient als auch die Grenzschichtdicke in der Flüssig- und Gasphase unterscheiden.

$$\beta_i = \frac{D_i}{\delta} \quad (9)$$

Die Gleichung (8) und (9) können in die Gleichung (7) eingesetzt werden, woraus sich folgende Beziehung ergibt.

$$\dot{n}_i = \beta_i^G \cdot (c_i^G - c_{i,ph}^G) = \beta_i^L \cdot (c_{i,ph}^L - c_i^L) \quad (10)$$

Wird die Gleichung (4) in die Gleichung (10) eingesetzt, so lassen sich die Konzentrationen an der Phasengrenzfläche eliminieren und es kann der gesamte Stoffübergang mittels des Stoffdurchgangskoeffizienten (k_i) beschrieben werden. In Abhängigkeit davon, ob der Stoffdurchgang von der Gas- in die Flüssigphase oder umgekehrt Betracht wird, ändert sich der Stoffdurchgangskoeffizient. In der Gleichung (11) ist jener von einem gasseitig Stoffdurchgang dargestellt.

$$\frac{1}{k_i^G} = \frac{1}{\beta_i^G} + \frac{m}{\beta_i^L} \quad (11)$$

Für die Flüssigseite ist der Stoffdurchgang wie folgt beschrieben:

$$\frac{1}{k_i^L} = \frac{1}{\beta_i^G \cdot m} + \frac{1}{\beta_i^L} \quad (12)$$

Über den Stoffdurchgangskoeffizient lässt sich auch die Stoffstromdichte und in weiterer Folge der Stoffstrom berechnen. Hierbei wird die Gleichgewichtskonzentration (c_i^*), welche über die Steigung der Gleichgewichtslinie berechnet werden kann, ermittelt. Die Gleichung für die gasseitige Gleichgewichtskonzentration lautet wie folgt:

$$C_i^{G*} = m \cdot C_i^L \quad (13)$$

Bzw. gilt für die flüssigkeitsseitige Gleichgewichtskonzentration:

$$C_i^G = m \cdot C_i^{L*} \quad (14)$$

Durch Einsetzen der Gleichungen (11) und (13) bzw. (12) und (14) in die Gleichung (10) ergibt sich für die Stoffstromdichte:

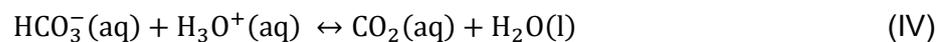
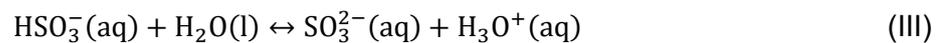
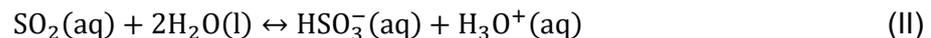
$$\dot{n}_i = k_i^G \cdot (c_i^G - c_i^{G*}) = k_i^L \cdot (c_i^{L*} - c_i^L) \quad (15)$$

Mit Hilfe der durch die Filmtheorie ermittelten Stoffdurchgangs- bzw. Stoffübergangskoeffizienten kann der Stoffaustausch in der Packung beschrieben werden und in weiterer Folge die Packungskolonnen ausgelegt werden. Der Stoffaustausch ist insofern für die Auslegung wichtig, da dieser den Abscheidegrad in der Kolonne bestimmt. Für einen gewünschten Abscheidegrad innerhalb einer Kolonne wird auf Grundlage des Stoffaustausches die Höhe der Packung ermittelt. Näheres zur Auslegung wird im Kapitel 3.6 beschrieben.

Bei der Grenzschichttheorie wird, wie bei der Filmtheorie davon ausgegangen, dass der gesamte Stoffübergang in der Grenzschicht stattfindet. Der Unterschied in den Theorien ergibt sich durch die angenommene Änderung der Geschwindigkeit und Konzentration. Bei der Grenzschichttheorie gibt es eine Änderung in alle Richtungen, wohingegen bei der Filmtheorie sich diese nur in Richtung der y-Achse verändern kann (Baehr und Stephan 2013).

3.2.4 Chemische Reaktionen bei der SO₂-Abscheidung mittels Meerwassers

Für die Abscheidung von SO₂ in Meerwasser sind mehrere nacheinander stattfindende chemische Reaktionen verantwortlich. Andreasen und Mayer (2007) beschreiben die stattfindenden Reaktionen im Detail. Nachfolgend wird kurz auf die wichtigsten stattfindenden Reaktionen eingegangen



Reaktion (I) beschreibt das Lösen des gasförmigen SO₂ im Waschwasser. Die Löslichkeit des SO₂ in der Flüssigkeit kann über das Henry-Gesetz (Gleichung (3)) beschrieben werden.

Reaktionen (II) und (III) beschreiben die Reaktion von SO₂ zu Hydrogensulfit (HSO₃⁻) und weiter zu Sulfit (SO₃²⁻). Beide Reaktionen finden mit Wasser (H₂O) statt unter Bildung von Oxonium (H₃O⁺).

Durch die Bildung des Oxoniums, wie in Reaktion (II) und (III) beschrieben, wird die Waschflüssigkeit zunehmend saurer. Dieser Versauerung wirkt jedoch die Alkalinität (A₇) des Meerwassers entgegen. Für die Alkalinität im Meerwasser sind mehrere Ionen verantwortlich. Einfachheitshalber wird jedoch nur von Hydrogencarbonat (HCO₃⁻) ausgegangen. Das HCO₃⁻ reagiert hierbei mit dem Oxonium, unter Bildung von H₂O und CO₂. Diese ist in Reaktion (IV) beschrieben. Das durch Reaktion (IV) gebildete CO₂ liegt in Lösung vor und geht aufgrund des Henry-Gesetzes (Gleichung (1)) aus bis sich ein Gleichgewicht einstellt (Reaktion (V)).

3.3 Meerwasserzusammensetzung

Bei der Absorption von SO₂ ist die Wasserzusammensetzung von großer Bedeutung. Laut Iliuta und Iliuta (2019) ist bei Meerwasser die Abscheidung von SO₂ um 20 – 60% höher als bei destilliertem Wasser. Dies liegt bei Meerwasser im speziellen an der Salinität (S) und der Alkalinität.

3.3.1 Salinität

Die Salinität ist der Salzgehalt in einer wässrigen Lösung und wird als Massenanteil in Gramm pro Liter Salzwasser angegeben (Kastelic 2020). Berechnet wird sie mit folgender Gleichung:

$$S = \frac{m_{\text{Salz}}}{m_{\text{SW}}} \quad (16)$$

In der Ozeanologie wird die Salinität als Practical Salinity Unit kurz PSU angegeben. PSU ist eine dimensionslose Einheit und 1 PSU entspricht 1 g/kg.

In den Ozeanen ist die Salinität nicht überall gleich groß, sondern variiert von Region zu Region. Dies liegt in erster Linie an der Frischwasserzufuhr, welche z.B. durch Flüsse oder das Schmelzen von Eis stattfindet (Millero et al. 1998). Für die Auslegung von Meerwasserabsorptionskolonnen, muss dies berücksichtigt werden, da dies einen Einfluss auf die Abscheidung hat. In der Abbildung 4 ist die Salinität, weltweit an der Meeresoberfläche, als PSU-Wert aufgetragen.

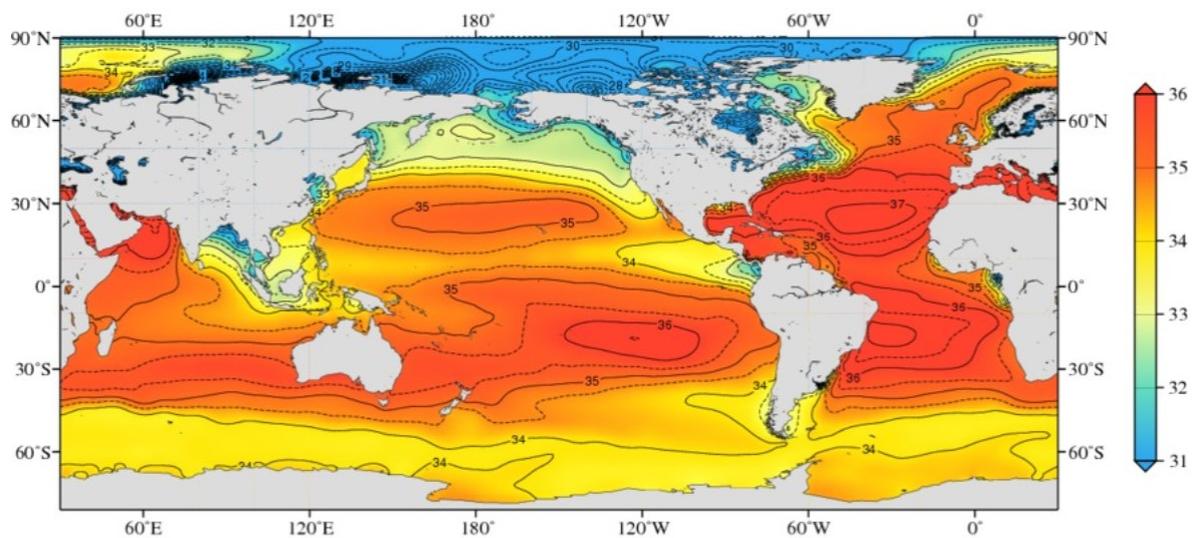


Abbildung 4: Salinität an der Meeresoberfläche weltweit angegeben als PSU (Zweng et al. 2019)

Die Salinität ist bei Region in denen viel Süßwasser zugeführt wird, wesentlich geringer als in Regionen ohne direkte Süßwasserzufuhr. Im Bereich des Nordpols liegt die Salinität aufgrund der Eisschmelze bei einem PSU < 30. Im Gegensatz dazu, liegt in der Mitte des Atlantiks, wo keine Süßwasserzufuhr stattfindet, die Salinität bei einem PSU bis zu 37 (Abbildung 4). Dieser regionale Unterschied führt dazu, dass sich die Wasserzusammensetzung mit Abhängigkeit des Standorts verändert.

3.3.2 Alkalinität

Die Alkalinität wird in EN ISO 9963-1 als die „quantitative Fähigkeit eines wässrigen Mediums, mit Wasserstoffionen (H^+) zu reagieren“ definiert. Für Wasser ist die Alkalinität hauptsächlich eine Funktion der Konzentrationen von Hydrogenkarbonat (HCO_3^-), Karbonat (CO_3^{2-}) und Hydroxid (OH^-). Bei der Bestimmung der Alkalinität werden noch weitere Substanzen (X),

miterfasst. Beispiele für solche Puffersubstanzen sind Ammoniak, Borate und Silicate. Die Alkalinität ergibt sich dann wie folgt,

$$A_T \approx 2c(\text{CO}_3^{2-}) + c(\text{HCO}_3^-) * c(\text{OH}^-) - c(\text{H}^+) + c(\text{X})$$

Wie bei der Salinität ändert sich die Alkalinität an der Meeresoberfläche. Schneider et al. (2007) untersuchten den Zusammenhang zwischen der Alkalinität und Salinität im Mittelmeer, indem an 42 verschiedenen Messtellen Proben an der Meeresoberfläche genommen und diese auf ihre Alkalinität und Salinität untersucht wurden. Dabei wurde ein linearer Zusammenhang zwischen der Alkalinität und Salinität festgestellt. Die Alkalinität, welche sich auf Grund des linearen Zusammenhangs mit der Salinität von selbst einstellt, wird Standardalkalinität (A_s) genannt. Bis zu einer Tiefe von 25 m kann im Mittelmeer die Abhängigkeit der Alkalinität von der Salinität über folgende Beziehung beschrieben werden.

$$A_s = 73,7 (\pm 3,0) \cdot S - 285,7 (\pm 114,94) \quad (17)$$

Aus Gleichung (17) ist abzulesen, dass sich die Alkalinität linear mit der Salinität ändert. Der lineare Zusammenhang gilt auch für andere Regionen der Welt. Mit der Änderung des Standorts, ändern sich jedoch die Koeffizienten der linearen Funktion. Außerdem kann angenommen werden, dass über eine lineare Funktion der Zusammenhang zwischen Salinität und Alkalinität auch für künstlich erzeugtes Meerwasser beschrieben werden kann.

3.4 Einflussfaktoren für die SO₂-Abscheidung mittels Meerwassers

Die Abscheidung von SO₂ hängt in Kolonnen von verschiedensten Faktoren ab. Neben den Kolonneneinbauten haben das Verhältnis des Volumenstroms der Waschflüssigkeit (L) zum Abgasvolumenstrom (G) und die Waschwasserzusammensetzung einen starken Einfluss.

Um die Abscheidung beschreiben zu können, wird der Abscheidegrad (η) eingeführt. Dabei handelt es sich um das Verhältnis der abgeschiedenen SO₂-Konzentration zu der in den Wäscher eingebrachten SO₂-Konzentration. Der Abscheidegrad ist über die SO₂-Konzentration am Eintritt (c_E) und der SO₂-Konzentration am Austritt (c_A) definiert.

$$\eta = \frac{c_E - c_A}{c_E} = 1 - \frac{c_A}{c_E} \quad (18)$$

3.4.1 Einfluss des L/G-Verhältnisses auf die Abscheidung

Das L/G-Verhältnis ist das Verhältnis des Volumenstroms der unbeladenen Waschflüssigkeit (\dot{V}^L) zum Volumenstrom des Gases (\dot{V}^G). Wie bereits erwähnt, wird für den Stoffübergang ein treibender Gradient benötigt.

Durch die Veränderung des L/G-Verhältnis wird auch der treibende Gradient beeinflusst. Bei hohen L/G-Verhältnissen steht der Gasstrom mit einem größeren Volumenstrom an

unbelasteter Waschflüssigkeit in Kontakt, wodurch die Kontaktzeiten bis zum Erreichen des Gleichgewichts erhöht werden (Heidel 2015).

Daraus lässt sich schließen, dass bei hohen im Vergleich zu niedrigen L/G-Verhältnissen die Abscheidung besser wird, da das chemische Gleichgewicht nicht so schnell erreicht und daher mehr SO₂ in der Flüssigphase absorbiert werden kann. Flagiello et al. (2018) haben bei Ihren Versuchen SO₂ mittels drei verschiedener Waschflüssigkeiten (Meerwasser mit pH=8,2; Meerwasser mit pH=9,4 durch die Zugabe von NaOH; destilliertes Wasser mit pH=6,0) abgeschieden. Unabhängig von der Waschflüssigkeit wurde die Abscheidung besser, sobald das L/G-Verhältnis höher wurde.

Im Betrieb von Packungskolonnen wird das L/G-Verhältnis über zwei Größen zur Beschreibung der hydraulischen Kolonnenbelastungen eingestellt. Der Abgasvolumenstrom wird über den Gasbelastungsfaktor (F) und der Flüssigkeitsvolumenstrom über die Berieselungsdichte (B) verändert (VDI 3679).

$$B = \frac{\dot{V}_L}{F_Q} \quad (19)$$

$$F = w_g \cdot \sqrt{\rho} \quad (20)$$

Der Flüssigkeitsvolumenstrom kann direkt aus der Berieselungsdichte berechnet werden, indem der Kolonnenquerschnitt (F_Q) mit der Berieselungsdichte multipliziert wird.

Der Abgasvolumenstrom wird aus dem F-Faktor berechnet. Hierfür wird die Gleichung (20) auf die Leerrohrgeschwindigkeit (w_g) umgeformt und mit dem Kolonnenquerschnitt multipliziert.

$$\dot{V}_G = \frac{F}{\sqrt{\rho}} \cdot F_Q \quad (21)$$

Beim Betrieb von Packungskolonnen liegt die Berieselungsdichte normalerweise im Bereich von 1 – 80 m³/(h·m²) und der F-Faktor in einem Bereich von 1 – 3 Pa^{0,5} (VDI 3679).

3.4.1.1 Einfluss der Wasserzusammensetzung auf die Abscheidung

Die Wasserzusammensetzung hat einen Einfluss auf die SO₂-Abscheidung, da je nach Zusammensetzung des Wassers der Abscheidegrad in der Kolonne verbessert oder verschlechtert wird. Die wichtigste Einflussgröße hierbei ist die Alkalinität im Wasser (Andreasen und Mayer 2007).

Den Einfluss der Alkalinität untersuchten Flagiello et al. (2021a) und Caiazza et al. (2013) unabhängig voneinander und kamen beide anhand von Versuchen zu dem Ergebnis, dass durch die Erhöhung der Alkalinität mehr SO₂ abgeschieden werden kann. Dies liegt daran, dass, wie in Kapitel 3.2.4 erwähnt, die Alkalinität, der Versauerung des Waschwassers (Reaktion (IV)) entgegenwirkt und dadurch mehr SO₂ aufgenommen werden kann.

Sowohl Flagiello et al. (2021a) als auch Caiazzo et al. (2013) führten Versuche zur SO₂-Abscheidung in Sprühwäschern mit verschiedensten Waschwasserzusammensetzung durch.

Caiazzo et al. (2013) verwendete als Waschwasser destilliertes Wasser mit einer Alkalinität von 155 mg/l und Meerwasser mit 230 mg/l. Flagiello et al. (2021a) entnahmen für die Versuche Meerwasser aus vier verschiedenen Regionen. Die Alkalinitäten der Proben betragen 20 mg/l, 125 mg/l, 205 mg/l, 220 mg/l.

Laut Andreasen und Mayer (2007) beeinflusst neben der Alkalinität auch die Salinität den Abscheidegrad, obwohl das Salz nicht direkt an der Abscheidung (Kapitel 3.2.4) teilnimmt. Dies liegt daran, dass mit steigender Salinität die Ionenstärke, welche die Gesamtkonzentration an Ionen in einer Lösung beschreibt, erhöht wird. Durch die Erhöhung steigt die Löslichkeit des SO₂, da die Ionenstärke den Aktivitätskoeffizient der Lösung absenkt, wodurch mehr SO₂ der Lösung aufgenommen werden kann (Harris 2014).

3.5 Technische Umsetzung von Abgaswäschern auf Hochseeschiffen

3.5.1 Anordnung des Wäschers bei Retrofits

Beim Einbau von Abgaswäschern gibt es unterschiedlichste Ausführungen, da Abgaswäscher sowohl bei Neubauschiffen als auch in bereits gebauten Schiffen zum Einsatz kommen können. Bei Neubauschiffen kann der Abgaswäscher direkt in der Planung berücksichtigt werden, bei der Nachrüstung, sogenannten Retrofits ist dies jedoch nicht mehr möglich.

Bei Retrofits ist die Statik des Schiffes bereits vorhanden und es gibt nur eingeschränkt Platz, wodurch nur zwei Einbauorte möglich sind. Zum einen kann der Wäscher entweder als letzte Stufe der Abgasreinigung an Deck installiert (Offline Arrangement) oder zum anderen direkt in die Abgasleitung eingebaut werden (Inline Arrangement). Die Einbauorte sind in der nachfolgenden Abbildung 5 dargestellt.

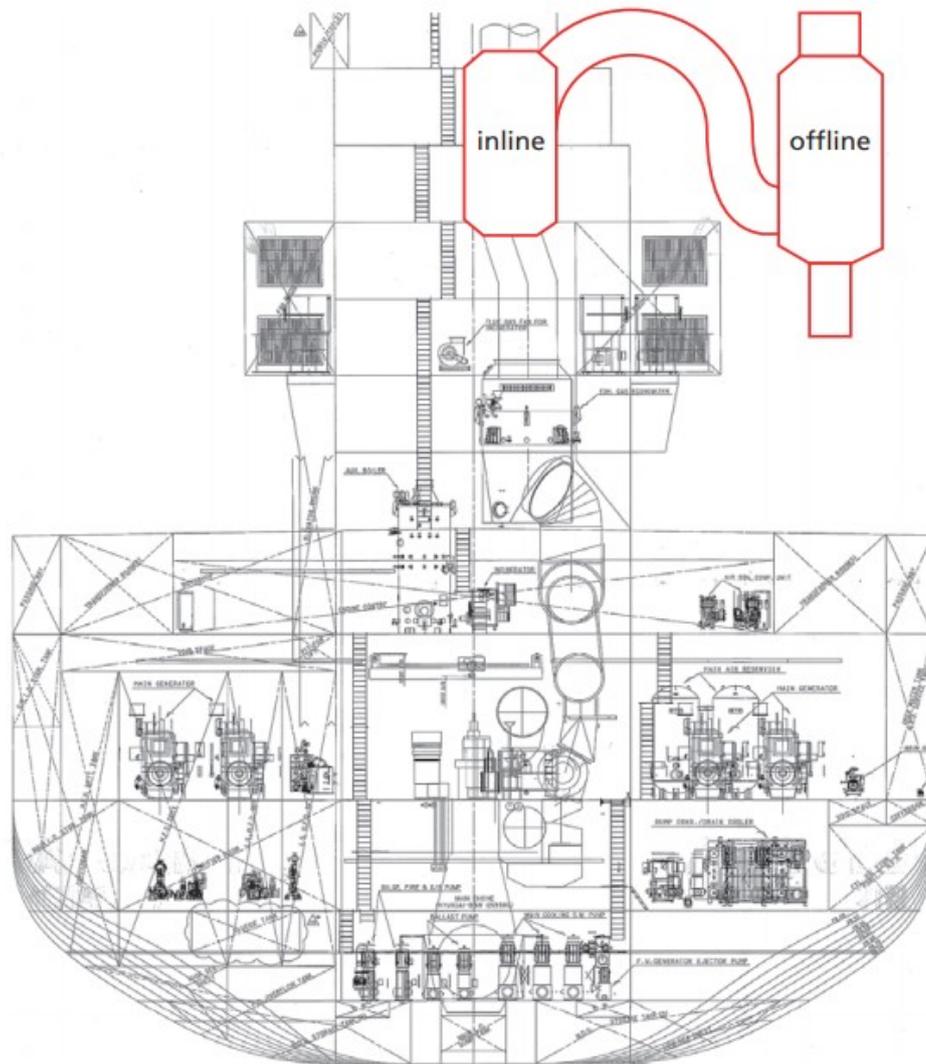


Abbildung 5: Skizze eines Schiffes und Einbauorte des Wäschers bei einem Retrofit (Fuchs 2019)

Der Einbau des Wäschers unter Deck kann aufgrund von Platzproblem oft nicht realisiert werden, weshalb der Wäscher bei der Offline-Anordnung an Deck installiert wird (Abbildung 5).

Eine weitere Art die Platzproblematik zu lösen, ist der Einbau des Wäschers anstelle des Schalldämpfers, welcher die Aufgabe hat, die Schallemissionen des austretenden Abgases zu reduzieren und sich im Schlot des Schiffes befindet. Diese Anordnung wird Inline-Anordnung genannt (Abbildung 5).

Bei der Offline-Anordnung muss nicht auf den Platzbedarf unter Deck Rücksicht genommen werden, wodurch der Wäscher nach den Prozessdaten und nicht aufgrund des Platzes dimensioniert werden kann. Dies führt in der Regel zu einem höheren Abscheidegrad. Des Weiteren kann als Werkstoff für den Offline Wäscher glasfaserverstärkter Kunststoff (GFK) verwendet werden da das Abgas zuvor auf unter 60 °C gequench wird. Durch den Einsatz von GFK spielt Korrosion keine Rolle, da dieses in dieser Atmosphäre nicht korrodieren kann.

Ein weiterer Vorteil der Offline-Anordnung ist, dass der Wäscher mittels Bypasses umgangen werden kann, falls die Entschwefelung aufgrund von Kosteneinsparungen in nicht SECA-Gebieten ausgeschaltet wird. Der große Nachteil hierbei ist jedoch, dass der Wäscher Platz für potentielle Fracht wegnimmt. Dies spielt jedoch mit steigender Größe des Schiffes eine immer geringere Rolle.

Im Gegensatz zu den Offline-Wäschern wird der Inline-Wäscher direkt in die Abgasleitung eingebaut. Hierfür wird oftmals der bereits vorhandene Schalldämpfer ausgebaut und durch den Wäscher ersetzt. Die Abmessungen des Schalldämpfers entsprechen aus diesem Grund auch den maximalen Dimensionen des Wäschers. Durch das Ersetzen des Schalldämpfers wird kein zusätzlicher Platz für den Wäscher benötigt, der Wäscher muss jedoch zusätzlich auch die Schallreduktion übernehmen. Um dies zu gewährleisten, werden speziell geformte Ein- und Austrittsstücke benötigt, welche zu einem erhöhten Druckverlust führen (Fuchs 2017).

Ein weiterer Vorteil ist, dass es zu keiner zusätzlichen Gewichtserhöhung auf dem Schiff kommt, da der Wäscher anstelle des Schalldämpfers eingebaut wird.

Da die Abmessungen des Inline-Wäschers durch die Abmessungen des Schalldämpfers vorgegeben sind, führt dies dazu, dass im Wäscher eine deutlich höhere Abgasgeschwindigkeit (bis zu 5 m/s) als in Offline-Wäscher erreicht wird. Die Konsequenz ist, dass die Reaktionszeit zwischen dem Waschwasser und dem Abgas gering wird (< 2 s), wodurch in ungünstigen Fällen, der Einsatz von Additiven wie Natronlauge (NaOH) für die Erreichung der Grenzwerte notwendig ist.

Ein weiterer Nachteil ist, dass der Wäscher nicht mittels Bypass umgangen werden kann. Um das Schiff ohne REA betreiben zu können, muss die Wäscherpumpe abgeschaltet werden. Dies führt zu einer höheren Materialbelastung des Wäschers, da das heiße Abgas (bis zu 340 °C) direkt durch den Wäscher geleitet werden muss.

3.5.2 Betriebsweisen

Je nach Aufbau der REA gibt es unterschiedliche Betriebsweisen. Zum einen gibt es den Open-Loop Betrieb (Abbildung 6) und zum anderen den Closed-Loop Betrieb (Abbildung 7). Der wesentliche Unterschied besteht darin, dass beim Open-Loop das Waschwasser nach der Abscheidung wieder direkt ins Meer geleitet wird, während beim Closed-Loop Betrieb das Waschwasser im Kreis geführt wird. Außerdem gibt es die Möglichkeit für Hybridsysteme, welches sowohl im Open-Loop als auch Closed-Loop betrieben werden kann (Yang et al. 2021).

Laut Hassellöv et al. (2020) ist der Open-Loop Wäscher, der derzeit am Markt dominierende Wäscher. Insgesamt sind 81% aller eingebauten Wäscher Open-Loop Wäscher. Im Vergleich dazu sind nur 2% Closed-Loop Wäscher, die übrigen 17% sind Hybride.

Wird die SO_2 -Abscheidung im sogenannten Open-Loop betrieben, so wird das mit Schadstoffen beladene Waschwasser zurück ins Meer geleitet. Im beladenen Waschwasser befinden sich neben dem gebildeten Sulfit auch Schwermetalle und polyaromatische Kohlenwasserstoffe. Diese Schadstoffe können zur Schädigung mariner Lebensräume führen. Das Problem tritt in küstennahen Gebieten wie zum Beispiel Häfen oder Flussmündungen auf (Teuchies et al. 2020).

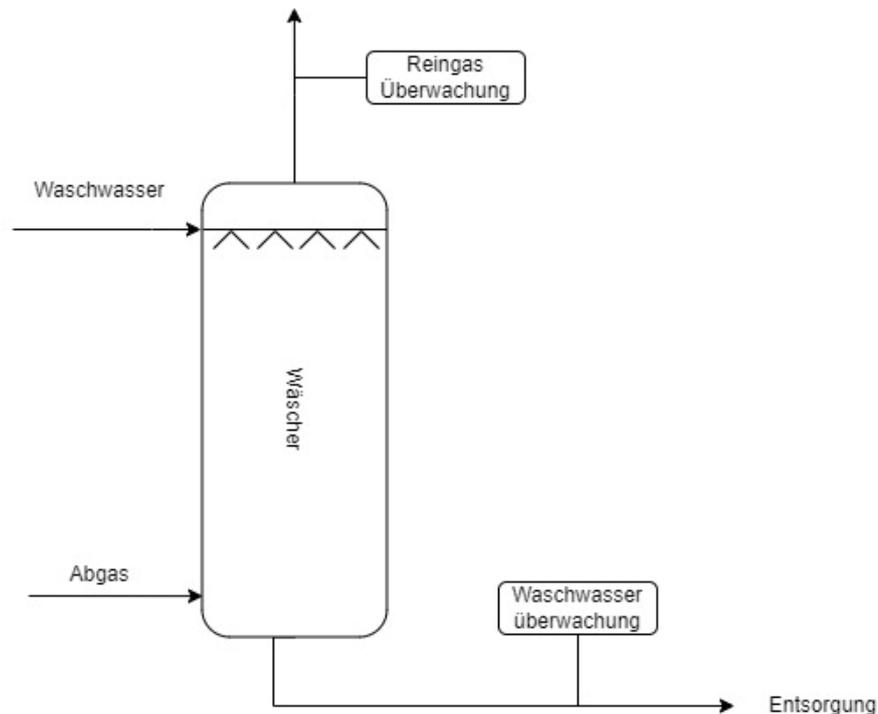


Abbildung 6: Open-Loop Betriebsweise (modifiziert von van Long et al. 2020)

Beim Open-Loop wird, wie bei Packungskolonnen üblich, das Abgas auf der Unterseite des Wäschers aufgegeben. Es durchströmt den Wäscher, wobei das SO_2 entfernt werden soll und verlässt den Wäscher am Kopf als Reingas. Das Reingas wird analysiert und in den nächsten Reinigungsschritt wie z.B. die Entstickung weitergeleitet oder über den Kamin in die Atmosphäre emittiert

Von oben fließt das Waschwasser durch den Wäscher. Die beladene Waschflüssigkeit wird aus dem Sumpf abgezogen, die Schadstoffkonzentration überwacht und ohne weitere Behandlung zurück ins Meer geleitet.

Das Funktionsprinzip des Closed-Loop (Abbildung 7) ist dasselbe wie beim Open-Loop. Anstatt das beladene Waschwasser zu entsorgen wird dieses im Kreis geführt, wodurch es zu einer Anreicherung der Schadstoffe kommt und das Waschwasser vor der endgültigen Entsorgung noch aufbereitet werden muss (Teuchies et al. 2020).

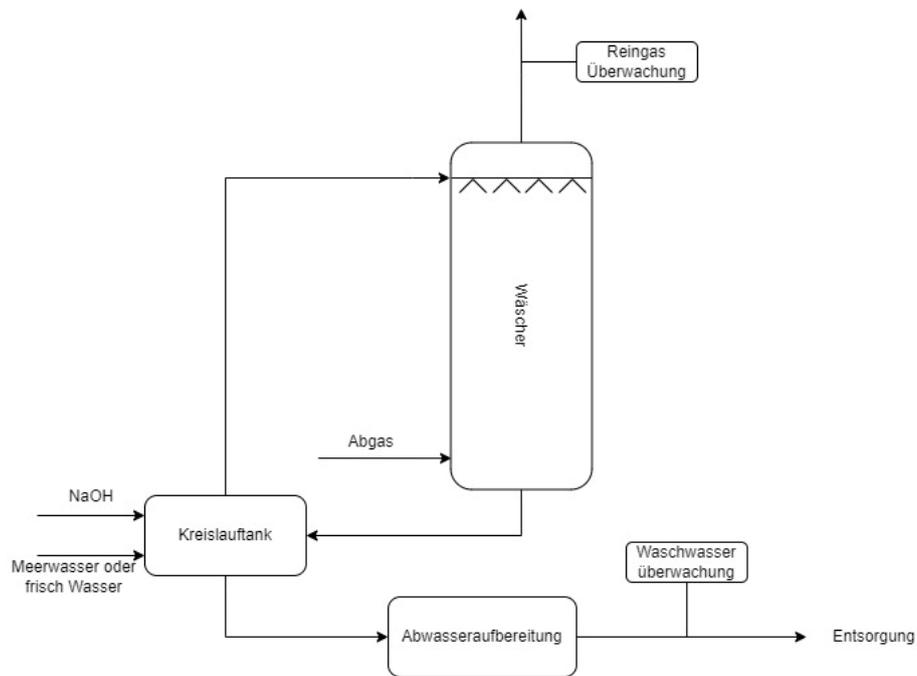


Abbildung 7: Closed-Loop Betriebsweise (modifiziert von van Long et al. 2020)

Auf Grund der Kreislaufführung wird ein Kreislauftank und eine Abwasseraufbereitung benötigt (Abbildung 7). Das Waschwasser wird in den Kreislauftank gepumpt und von dort aus wieder oben am Wäscher über den Flüssigkeitsverteiler aufgegeben. Im Kreislauftank wird der pH-Wert neutral gehalten. Dies erfolgt durch Zugabe von NaOH. Außerdem kann frisches Waschwasser über den Kreislauftank dem Waschkreislauf hinzugegeben und auch Waschwasser aus dem Kreislauf entnommen werden. Das entnommene Waschwasser muss anschließend aufbereitet werden, bevor es entsorgt werden kann.

Im Hybridmodus (Abbildung 8) kann zwischen den beiden Betriebsweisen umgeschaltet werden. Der Aufbau ist nahezu ident zum Closed-Loop, es wird beim Sumpf jedoch ein Bypass installiert, um den Kreislauftank und die Wasseraufbereitung zu umgehen. Außerdem gibt es eine Möglichkeit das unbeladene Waschwasser direkt in den Wäscher einzubringen. Dadurch muss das Wasser nicht in den Kreislauftank eingebracht werden.

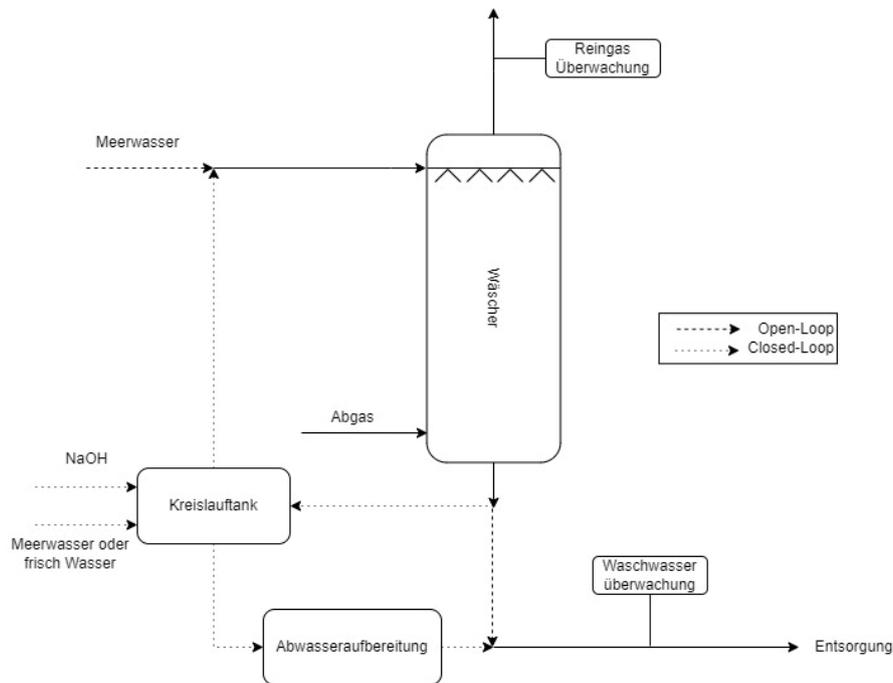


Abbildung 8: Hybridmodus Betriebsweise (modifiziert von van Long et al. 2020)

Da das Meerwasser kostenlos zur Verfügung steht und das beladene Wasser wieder zurück ins Meer entlassen werden kann, ist der Open-Loop die bevorzugte Betriebsweise. In sensiblen Umweltzonen oder bei niedriger Alkalinität im Meerwasser ist die Open-Loop Betriebsweise jedoch nicht möglich. In diesem Fall wird auf den Closed-Loop gesetzt (Fuchs 2017).

Ein großer Nachteil von SO₂-Wäschern auf Schiffen, unabhängig von der Betriebsweise, ist die Masse und der Platzbedarf des Wäschers. Durch das zusätzliche Gewicht des Wäschers, sinken die Schiffe etwas tiefer im Wasser ein, wodurch diese langsamer werden. Darüber hinaus benötigt der Wäscher zusätzlichen Platz, weswegen weniger Fracht transportiert werden kann (Fuchs 2017).

3.6 Auslegung von Packungskolonnen

Für die Auslegung von Packungskolonnen wird häufig das HTU-NTU Konzept verwendet. Ziel dieses ist die Bestimmung der benötigten Packungshöhe, um eine gewünschte Konzentration im Reingas zu erhalten. Das HTU-NTU Konzept berechnet die Packungshöhe über die Höhe einer Übergangseinheit (HTU) und die Anzahl an benötigten Übergangseinheiten (NTU).

3.6.1 HTU-NTU Konzept

Das HTU-NTU Konzept wurde von Chilton und Colburn (1935) zur Berechnung der Packungshöhe (H) in Kolonnen entwickelt. Als Grundlage für dieses Konzept dient die Stoffaustauschbeziehung (Gleichung (10)) laut der Filmtheorie. (Grassmann und Widmer 1974).

Um die Packungshöhe berechnen zu können, muss die Höhe einer Übergangseinheit (HTU) und die Anzahl an benötigten Übergangseinheiten (NTU) bestimmt werden. Über die Multiplikation des HTU mit dem NTU wird die Höhe der Packung berechnet.

$$H = HTU \cdot NTU \quad (22)$$

Abhängig davon, ob der Stoffaustausch von der Gas- oder der Flüssigkeitsseite betrachtet wird, unterscheiden sich HTU und NTU . Nachfolgend wird die Herleitung des HTU - NTU Konzept für den gasseitigen Stoffaustausch betrachtet. Die Herleitung für den flüssigkeitsseitigen Stoffaustausch ist jedoch analog.

Um die Herleitung durchführen zu können, wird die gasseitige Stoffaustauschbeziehung in ihrer differentiellen Form benötigt.

$$\dot{n}_i^G = \beta_i^G \cdot (c_i^G - c_i^{G*}) = \frac{dN_i^G}{dA} \quad (23)$$

Gleichung (23) beschreibt die Änderung der Stoffmenge über die Phasengrenzfläche, proportional zur Konzentrationsdifferenz zwischen der Gleichgewichtskonzentration an der Phasengrenzfläche und der Konzentration in der Hauptphase. Anstelle von Konzentrationen kann diese auch über die Stoffmengenanteile in der Gasphase (y_i) beschrieben werden.

$$\dot{n}_i^G = \beta_i^G \cdot c^G (y_i - y_i^*) = \frac{dN_i^G}{dA} \quad (24)$$

Unter der Annahme, dass sich die Stoffmenge des Gases nicht verändert, gilt:

$$d\dot{N}_i^G = \dot{N}_i^G \cdot dy_i \quad (25)$$

Wird die Gleichung (25) in die Gleichung (24) eingesetzt, so ergibt sich:

$$\int_{y_{i,1}}^{y_{i,2}} \frac{dy_i}{(y_i - y_i^*)} = \int_0^A \frac{\beta_i^G \cdot c^G \cdot dA}{\dot{N}_i^G} \quad (26)$$

Um daraus die Kolonnenhöhe bestimmen zu können, wird die Phasengrenzfläche benötigt. Diese kann aus der spezifische Phasengrenzfläche über folgende Beziehung ermittelt werden:

$$a = \frac{A}{V} = \frac{A}{H \cdot F_Q} \quad (27)$$

Durch Einsetzen und Umformen ergibt sich die Kolonnenhöhe wie folgt,

$$\int_0^H dH = \frac{\dot{N}_i^G}{\beta_i^G \cdot c^G \cdot a \cdot F_Q} \cdot \int_{y_{i,1}}^{y_{i,2}} \frac{dy_i}{(y_i - y_i^*)} \quad (28)$$

Aus Gleichung (28) lassen sich der HTU und NTU berechnen. Jener Term, der vor dem Integral steht, wird zu der Höhe einer Übergangseinheit zusammengefasst. Es gilt:

$$HTU^G = \frac{\dot{N}_i^G}{\beta_i^G \cdot c^G \cdot a \cdot F_Q} \quad (29)$$

In den HTU^G geht der Stoffübergangskoeffizient der Gasphase mit ein. Es kann jedoch auch der Stoffdurchgang von der Hauptphase des Gases in die Hauptphase der Flüssigkeit betrachtet werden. Hierbei muss anstelle des Stoffübergangskoeffizienten der Stoffdurchgangskoeffizient verwendet werden. Falls dies der Fall ist, wird sowohl der HTU als auch der NTU mit den obenstehenden Indizes „O“ erweitert.

Für den gaseitigen Stoffdurchgangskoeffizienten wird der HTU^{OG} wie folgt berechnet,

$$HTU^{OG} = \frac{\dot{N}_i^G}{k_i^G \cdot c^G \cdot a \cdot F_Q} \quad (30)$$

Das in Gleichung (28) stehende Integral wird zum NTU zusammengefasst und beschreibt, wie oft der treibende Gradient genutzt werden muss, um die Differenz zwischen der Eintritts- und Austrittskonzentration zu erreichen.

$$NTU^{OG} = \int_{y_{i,1}}^{y_{i,2}} \frac{dy_i}{(y_i - y_i^*)} = \ln \frac{y_{i,1} - y_i^*}{y_{i,2} - y_i^*} \quad (31)$$

3.6.2 Modelle zur Berechnung des Stofftransportes bei Packungen

Um die Packungshöhe berechnen zu können werden neben Prozessdaten auch die effektive Phasengrenzfläche und der Stoffübergangs- bzw. Stoffdurchgangskoeffizienten benötigt. Diese Stofftransportparameter werden mittels Modellen berechnet oder experimentell nach der Richtlinie VDI 2761-2 bestimmt.

Die bekanntesten Modelle werden in der Arbeit von Flagiello et al. (2021b) beschrieben. Im Zuge dieser Arbeit wird der Fokus auf zwei dieser Modelle, dem Modell von Wang und dem Modell von Billet und Schultes gelegt.

3.6.2.1 Modell von Wang

Im Zuge seiner Dissertation entwickelte Wang (2015) ein Modell zur Berechnung der Stoffübergangskoeffizienten und der effektiven spezifischen Phasengrenzfläche von strukturierten Packungen. Die Grundlage für das Modell sind CO_2 -Abscheidungsversuche mittels Natronlauge für unterschiedliche Packungen.

Für das Modell verwendet Wang (2015) den bereits bekannten Einfluss des Neigungswinkel und der spezifischen Phasengrenze der strukturierten Packungen auf die gas- und flüssigseitigen Stoffübergangskoeffizienten. Wird bei gleichbleibendem Neigungswinkel die spezifische Phasengrenzfläche erhöht, so steigt der Stoffübergangskoeffizient. Im Gegensatz dazu sinkt der Stoffübergangskoeffizient, wenn der Neigungswinkel, bei gleichbleibender spezifischer Phasengrenzfläche, erhöht wird.

Um über diesen Zusammenhang den Stoffübergangskoeffizienten zu berechnen, führt Wang eine neue Größe, die Mischpunktdichte bzw. Mixing Point Density (M), ein. Diese beschreibt den Einfluss der Packungsgeometrie auf den Stoffübergang und kann rein über den Neigungswinkel und die spezifische Phasengrenzfläche der strukturierten Packung berechnet werden.

$$M = \frac{3 \cdot a^3 \cdot \sin \theta \cdot \cos \theta}{32\sqrt{2}} \quad (32)$$

Über die Mischpunktdichte, der Strömungsgeschwindigkeit des Gases bzw. der Flüssigkeit in der Kolonne und den geometrischen Eigenschaften der Packung erstellten Wang et al. (2014) ein Modell zur Bestimmung der gas- und flüssigseitigen Stoffübergangskoeffizienten.

$$\beta_i^G = 1,08 \cdot 10^{-2} \cdot w_g^{0,55} \cdot M^{0,22} \cdot a^{-0,36} \quad (33)$$

$$\beta_i^L = 3,08 \cdot 10^{-3} \cdot w_L^{0,72} \cdot M^{0,42} \cdot a^{-1,15} \quad (34)$$

Neben den Stoffübergangskoeffizienten entwickelten Wang et al. (2016) ein Modell auf Basis des Modell von Tsai et al. (2011) zur Bestimmung der spezifischen effektiven Phasengrenzfläche.

$$\frac{a_{eff}}{a} = 1,41 \cdot \left[\left(\frac{w_L}{a} \right)^{\frac{4}{3}} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right) g^{-\frac{1}{3}} \right]^{0,116} \quad (35)$$

Über die Gleichung (36) kann bei bekannten Stoffeigenschaften, Betriebsparametern und der spezifische Phasengrenzfläche der Packung die effektive spezifische Phasengrenzfläche berechnet werden.

3.6.2.2 Modell von Billet und Schultes (BS Modell)

Billet und Schultes (1993) entwickelten auf Basis von 31 verschiedenen flüssig-gas Systemen und 67 verschiedenen Typen und Größen von strukturierten Packungen und Füllkörpern ein Modell zur Bestimmung des gas- und flüssigseitigen Stoffübergangskoeffizienten und der spezifischen effektiven Phasengrenzfläche (Billet und Schultes 1999).

Für die Modellierung der gas- und flüssigseitigen Stoffübergangskoeffizienten verwendeten Billet und Schultes als Grundlage die Penetrationstheorie nach Higbie (1935). Hierbei wird der Stoffübergang über die Kontaktzeit, welches ein Flüssigkeitsteilchen mit dem Gas hat, bevor dieses aufgrund der turbulenten Bedingungen wieder zurück in die Hauptphase transportiert wird, ermittelt (Kraume 2012).

Für die Stoffübergangskoeffizienten der Flüssigphase (Gleichung (37)) und der Gasphase (Gleichung (38)) gelten laut der Penetrationstheorie:

$$\beta_i^L = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D_L \cdot \frac{1}{\tau_L}} \quad (36)$$

$$\beta_i^G = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D_G \cdot \frac{1}{\tau_G}} \quad (37)$$

Um das theoretische Zeitintervall (τ), welches nach der Penetrationstheorie für die Erneuerung der Phasengrenze zwischen der Gas- und Flüssigphase benötigt wird, ermitteln zu können, treffen Billet und Schultes die Annahme, dass die Abscheidung vom Fließweg, welchen die Flüssigkeit bis zum Erneuern der Oberfläche zurücklegen muss, abhängt. Daraus ergeben sich für die Flüssig- und die Gasphase folgende Beziehungen unter Einbeziehen der Länge des Fließweges (l_τ), dem Volumen an Flüssigkeit in einer Packungseinheit, auch Hold-up (h_L) genannt (Hamadi Cherif et al. 2017) und der oberflächlichen Gas- bzw. Flüssigkeitsgeschwindigkeit (u) (Billet und Schultes 1993).

$$\tau_L = h_L \cdot l_\tau \cdot \frac{1}{u_L} \quad (38)$$

$$\tau_G = (\varepsilon - h_L) \cdot l_\tau \cdot \frac{1}{u_G} \quad (39)$$

Laut Billet und Schultes (1993) wird der Hold-up angegeben als,

$$h_L = \left(12 \cdot \frac{1}{g} \cdot \frac{\mu_L}{\rho_L} \cdot u_L \cdot a^2 \right)^{\frac{1}{3}} \quad (40)$$

Die Länge des Fließwegs kann über den hydraulischen Durchmesser (d_h) beschrieben werden

$$l_\tau = d_h = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{a} \quad (41)$$

Durch Kombinieren der Gleichung (40), (37), (41) und (42) kann unter Einführung einer Konstante C_L zur Charakterisierung der Packung der volumetrische Stoffübergangskoeffizient der Flüssigphase berechnet werden.

$$\beta_i^L \cdot a_{eff} = C_L \cdot \left(\frac{g}{\nu_L} \right)^{\frac{1}{6}} \cdot \left(\frac{D_L}{d_h} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot a^{\frac{2}{3}} \cdot u_L^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{a_{eff}}{a} \right) \quad (42)$$

Analog dazu kann unter Einführung der Konstante C_G durch die Gleichung (38), (40), (41) und (42) der volumetrische Stoffübergangskoeffizient für die Gasphase ermittelt werden.

$$\beta_i^G \cdot a_{eff} = C_G \cdot \frac{1}{(\varepsilon - h_L)^{\frac{1}{2}}} \cdot \frac{a^{\frac{3}{2}}}{d_h^{\frac{1}{2}}} \cdot D_G \cdot \left(\frac{u_G}{a \cdot \nu_G} \right)^{\frac{3}{4}} \cdot \left(\frac{\nu_G}{D_G} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{a_{eff}}{a} \right) \quad (43)$$

Sowohl C_G als auch C_L müssen experimentell ermittelt werden oder können aus der Fachliteratur entnommen werden. In den Arbeiten Billet und Schultes (1993) und Billet und Schultes (1999) sind die Konstanten für verschiedene strukturierte Packungen angegeben.

Außerdem konnten Billet und Schultes ein Modell für die effektive spezifische Phasengrenze entwickeln.

$$\frac{a_{eff}}{a} = 1,5 \cdot (a \cdot d_h)^{-0,5} \left(\frac{u_L \cdot d_h}{v_L} \right)^{-0,2} \left(\frac{u_L^2 \cdot \rho_L \cdot d_h}{\sigma_L} \right)^{0,75} \left(\frac{u_L^2}{g \cdot d_h} \right)^{-0,45} \quad (44)$$

Um den Stoffübergangskoeffizienten und die effektive spezifische Grenzfläche berechnen zu können, müssen Stoffeigenschaften, Kolonnen- und Packungsgeometrien sowie Betriebsdaten in die Gleichungen (43), (44) und (45) eingesetzt werden.

4 Material und Methoden

Um den Einfluss unterschiedlicher strukturierter Packungen sowie jenen der Wasserzusammensetzung und des L/G-Verhältnis auf die Abscheidung von SO_2 experimentell bestimmen zu können, werden Versuche an zwei verschiedenen Versuchsständen durchgeführt. Der Aufbau der beiden Versuchsstände sowie die Durchführung der Versuche wird wie in VDI 2761-2 beschrieben durchgeführt.

Die Versuchsstände unterscheiden sich vor allem an den Kolonnendurchmessern. Der kleinere Stand, kurz „Midikolonne“, besitzt einen Kolonnendurchmesser DN150, wohingegen die größere Pilotanlage einen Durchmesser von DN450 hat.

An der Midikolonne erfolgt die experimentelle Untersuchung des Einflusses der Wasserzusammensetzung auf die Abscheidung. Hierfür wird Waschflüssigkeit mit den Salinitäten 0 g/l bis 50 g/l in 10 g/l Inkrementen erzeugt und untersucht.

Aufgrund regionaler Unterschiede (siehe Kapitel 3.3) oder der Zugabe von Additiven wie NaOH können Wasserzusammensetzungen auftreten, bei denen kein linearer Zusammenhang zwischen der Salinität und Alkalinität besteht. Deshalb wird der Einfluss der Salinität und Alkalinität getrennt voneinander untersucht. Dazu wird Waschflüssigkeit, mit unterschiedlicher Salinität (0 g/l, 20 g/l, 32 g/l und 45 g/l) und Alkalinität (0 mmol/l, 1,6 mmol/l, 2,5 mmol/l und 3,4 mmol/l) erzeugt.

Außerdem wird bei jedem dieser Versuche die Abscheidung für vier verschiedene Berieselungsdichten (20, 30, 40, 60 $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$) mit gleichbleibendem F-Faktor gemessen. Dadurch kann der Einfluss des L/G-Verhältnis untersucht werden.

Zur Bestimmung des Einflusses der strukturierten Packung auf die Abscheidung werden an der Pilotanlage und der Midikolonne Abscheidungsversuche mit fünf verschiedenen strukturierten Packungen durchgeführt. Vier der dabei verwendeten strukturierten Packungen bestehen aus Metall und eine aus Kunststoff. Außerdem unterscheiden sich diese im Neigungswinkel (45° und 60°) und der spez. Oberfläche ($100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ und $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Für die Durchführung dieser Versuche wird Waschflüssigkeit mit $S=33 \text{ g/l}$ und $A_T=2,6 \text{ mmol/l}$ verwendet.

4.1 Versuchsplanung

4.1.1 Charakterisierung von Packungen

Im Zuge der Arbeit wird für unterschiedlich Packungsgeometrien der Abscheidegrad des Absorptionssystems SO_2 /Meerwasser untersucht. Hierfür werden fünf verschiedene Typen von strukturierten Packungen, vier aus Metall und eine aus Kunststoff verwendet. Diese stehen sowohl für die Midikolonne, als auch mit größerem Durchmesser für die Pilotanlage zur Verfügung.

Die strukturierten Packungen unterscheiden sich sowohl in ihrem Neigungswinkel, als auch in der spezifischen geometrischen Oberfläche und der Porosität. In der nachfolgenden Tabelle, sind die Stoffwerte für die eingesetzten strukturierten Packungen angegeben.

Tabelle 1: Neigungswinkel, Porosität und geom. Phasengrenzfläche der verwendeten strukturierten Packungen

Packungstypen	θ °	a m ² /m ³	ε m ³ /m ³
RSP 250 Y	45	250	0,98
HFP 2	-	100	0,95
RMP N 250 X	60	250	0,99
RMP N 250 Y	45	250	0,99
RMP SP 250	60	250	0,989

Die RMP-Packungen und HFP 2 sind vom Hersteller RVT Process Equipment GmbH. Die in Tabelle 1 angeführten Daten stammen aus Angaben des Herstellers. Für die HFP 2 Packung gibt es von Seiten des Herstellers keine Daten zu den Neigungswinkeln (RVT 2015).

Die RSP 250 Y Packung stammt vom Hersteller RASCHIG GmbH. Die Daten für die RASCHIG Super-Pak (RSP) stammen direkt von der Homepage des Herstellers (RASCHIG 2022).

Für jede dieser Packungen wird der SO₂-Abscheidegrad mit Meerwasser für unterschiedliche Berieselungsdichten bei einem konstanten F-Faktor und konstanter Salinität untersucht. Die Salinität im Waschwasser wird unabhängig von der Kolonne auf 33 g/l eingestellt, um eine Alkalinität von in etwa 2,6 mmol/l zu erhalten. Die für jeden Versuch verwendeten Salinitäten sind im Anhang aufgeführt.

Bei der Pilotanlage werden die Berieselungsdichten von 20 m³/(m²h) in 10er-Schritten auf 60 m³/(m²h) erhöht. Für die Versuche an der Midikolonne werden die gleichen Berieselungsdichten, abgesehen von 50 m³/(m²h) verwendet. Der F-Faktor unterscheidet sich zwischen den Versuchsanlagen. Für die Midikolonne wird ein F-Faktor gleich 1 gewählt. Im Vergleich dazu wird bei der Pilotanlage ein F-Faktor gleich 2 verwendet, da mit einem niedrigeren F-Faktor die Abscheidung bei geringen Berieselungsdichten (< 20 m³/(m²h)) bereits über 75% liegt, wodurch bei höheren Berieselungsdichten (> 20 m³/(m²h)) der Einfluss des L/G-Verhältnis auf Grund der zu geringen Unterschiede im Abscheidegrad, nicht gemessen werden kann.

Um zu verhindern, dass wie beim F-Faktor bei geringen Berieselungsdichten (< 20 m³/(m²h)) Abscheidegrad von >75% erreicht werden, wird die Anzahl an benötigten strukturierten

Packungselementen auf Grundlage von Erfahrungswerten abgeschätzt. Aus der Anzahl an strukturierten Packungen und der Packungshöhe ergibt sich die Einbauhöhe der gesamten strukturierten Packung. Die Einbauhöhen der strukturierten Packung in den Kolonnen sind in der nachfolgenden Tabelle 2 angeführt.

Tabelle 2: Einbauhöhen der strukturierten Packungen in der Midikolonne und der Pilotanlage

Packungstypen	Einbauhöhe Midikolonne	Einbauhöhe Pilotanlage
	m	m
RSP 250 Y	0,068	0,911
HFP 2	0,0594	1,578
RMP N 250 X	0,0644	0,870
RMP N 250 Y	0,0593	0,793
RMP SP 250	0,062	0,835

4.1.2 Einfluss der Wasserzusammensetzung

Neben der Untersuchung des Einflusses des L/G-Verhältnisses, wird auch der Einfluss der Wasserzusammensetzung untersucht. Hierfür wird der Abscheidegrad bei unterschiedlichen Salinitäten und Alkalinität für die Packung RMP N 250 Y bestimmt. Um den Einfluss anderer Faktoren wie der Temperatur ausschließen zu können, werden die Umgebungsbedingungen konstant gehalten.

Die RMP N 250 Y Packung wird gewählt, da für diese bereits Messdaten vorliegen. Des Weiteren ähnelt die Packung, in ihrer Geometrie stark der Packung „Mellapak 250 Y“ der Firma „Sulzer“.

Um den Einfluss der Salinität bestimmen zu können werden Abscheidungsversuche mit verschiedenen Salinitäten und konstant gehaltener Alkalinität durchgeführt. Da neben der Salinität auch die Alkalinität einen Einfluss auf die Abscheidung hat, werden die Wechselwirkungen zwischen beiden untersucht. Hierfür wird Waschwasser mit verschiedenen Salinitäten und unterschiedlicher Alkalinität erzeugt. In der nachfolgenden Abbildung 9 sind alle verwendeten Wasserzusammensetzungen aufgetragen.

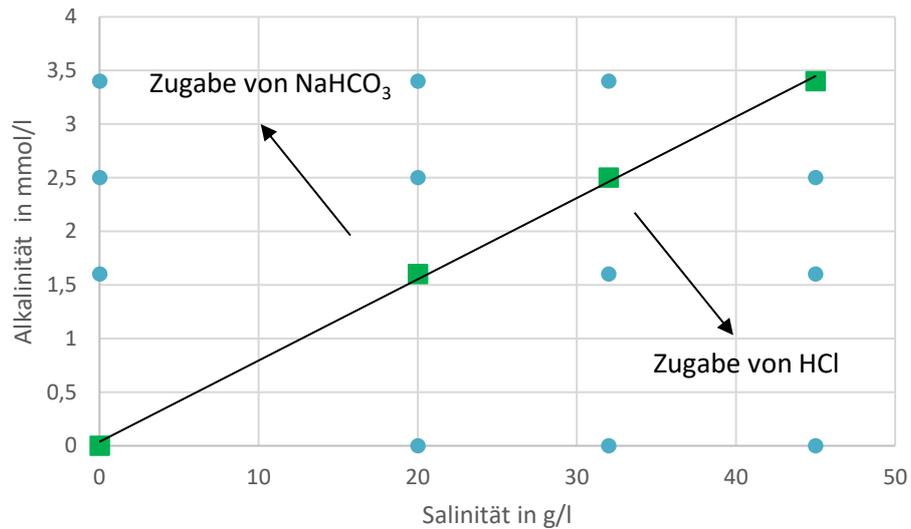


Abbildung 9: Wasserzusammensetzungen zur Bestimmung des Einflusses der Alkalinität

Für die Versuche wird Waschwasser mit den Salinitäten 0 g/l, 20 g/l, 32 g/l und 45 g/l verwendet. Jedes dieser Wasser besitzt beim Erzeugen auf Grund des linearen Zusammenhangs mit der Salinität eine Alkalinität, welche mit steigender Salinität größer wird (0 mmol/l, 1,6 mmol/l, 2,5 mmol/l und 3,4 mmol/l). Diese Wasserzusammensetzungen sind in der Abbildung 9 als Quadrate eingezeichnet. Um die übrigen Wasserzusammensetzungen erreichen zu können, kommt entweder Säure zum Senken der Alkalinität oder NaHCO₃ zur Erhöhung der Alkalinität des Wassers zum Einsatz.

4.2 Aufbau der Versuchsstände

4.2.1 Aufbau Midikolonne

An der Midikolonne werden Versuche zur experimentellen Bestimmung des Einflusses des L/G-Verhältnis und der Wasserzusammensetzung durchgeführt. Außerdem wird die SO₂-Abscheidung für verschiedene Packungen bestimmt.

Der Versuchsstand besteht aus zwei Kolonnen mit dem gleichen Durchmesser (DN150). Die eine Kolonne dient als Sättigerkolonne und die andere als Absorberkolonne. In der Abbildung 10 ist der Versuchsstand graphisch dargestellt.

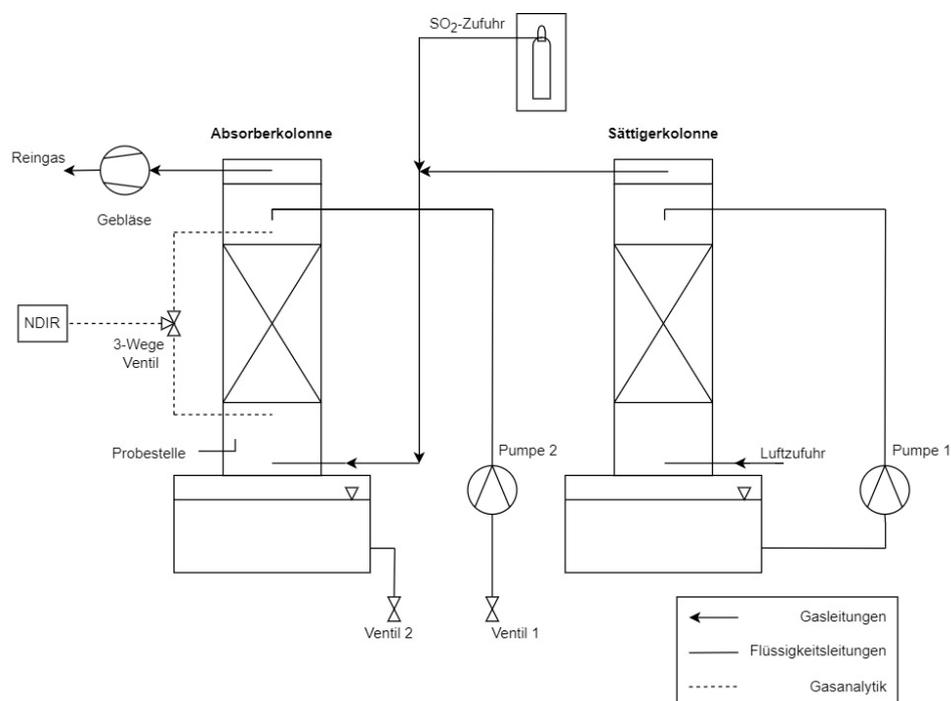


Abbildung 10: Versuchsaufbau der Midikolonne

Beim Versuchsstand wird durch den vom Gebläse (Abbildung 10) verursachten Unterdruck Luft durch den Gasverteiler der Sättigungskolonne gesaugt. Von dort durchströmt diese die Packung von unten nach oben und wird dabei mit Wasser gesättigt. Anschließend wird die gesättigte Luft vom Kopf der Sättiger- in die Absorberkolonne geleitet. Auf dem Weg in die Kolonne wird eine SO₂-Konzentration von 1000 ppm (volumetrisch) zu dosiert.

Das konzentrierte SO₂ befindet sich in einer Gasflasche, welche aus Sicherheitsgründen in einem Gasschrank aufbewahrt wird. Über einen Differenzdruck-Massendurchflussmesser (MFC) kann die gewünschte Konzentration in Abhängigkeit des Volumenstroms eingestellt werden.

Das mit SO₂ angereicherte Gas (Rohgas) wird weiter in die Absorberkolonne gesaugt. Durch den in der Kolonne eingebauten Gasverteiler wird das Gas im unteren Bereich der Kolonne gleichmäßig verteilt und durchströmt die mit Waschwasser benetzte Packung. Beim Durchströmen der benetzten strukturierten Packung findet der Stoffaustausch statt, weshalb das Gas als Reingas die Kolonne am Kopf verlässt.

Zur Sättigung der Luft wird durch Pumpe 1 (Abbildung 10) deionisiertes Wasser in der Sättigerkolonne im Kreis geführt. Der Feuchtegehalt im Rohgas wird anschließend in der Leitung zwischen den Kolonnen über ein thermisches Feuchtemessgerät gemessen.

Um den Gasvolumenstrom an Luft in der Kolonne bestimmen zu können, befindet sich zwischen der Absorberkolonne und dem Gebläse ein thermischer Massendurchflussmesser.

Über die Pumpe 2 (Abbildung 10) wird die unbeladene Waschflüssigkeit aus dem IBC über die Steigleitung in den Flüssigkeitsverteiler gefördert, von wo die Flüssigkeit die Kolonne durchströmt und als beladene Waschflüssigkeit in den Sumpf gelangt. Aus dem Sumpf wird die beladene Waschflüssigkeit anschließend über eine Pumpe, welche mit dem Ventil 2 (Abbildung 10) verbunden ist, in einen leeren IBC gepumpt. Um die Berieselungsdichte in der Kolonne einstellen zu können, wird in der Steigleitung oberhalb der Pumpe 2 der Durchfluss magnetisch-induktiv gemessen.

Für die Gasanalytik sind im Gasverteiler und unterhalb des Flüssigkeitsverteilers jeweils eine Gasprobenahmestelle verbaut. Diese sind über das 3-Wege Ventil (Abbildung 10) miteinander verbunden. Am Ausgang des Ventils ist ein Heizschlauch, welcher mit dem Eingang eines nicht dispersiven Infrarotspektrometers (NDIR) verbunden ist, befestigt. Durch Umschalten des 3-Wege Ventils kann mit dem NDIR abwechselnd die SO₂-Konzentration im Roh- und Reingas gemessen werden.

Um Proben der beladenen Waschflüssigkeit nehmen zu können, ist unterhalb der Packung eine halbzylinderförmige Probenahmestelle (Abbildung 10), in der sich Waschflüssigkeit sammelt, eingebaut. An dieser kann die Probe, wie in Kapitel 4.3.2 beschrieben, genommen werden.

4.2.2 Aufbau der Pilotanlage

Die Pilotanlage ist vom Prinzip her gleich aufgebaut wie die Midikolonne. Sie unterscheidet sich jedoch in den Kolonnendurchmessern, der verbauten Messtechnik und der Zu- und Abfuhr der Waschflüssigkeit. In der nachfolgenden Abbildung 11 ist der Aufbau der Pilotanlage dargestellt.

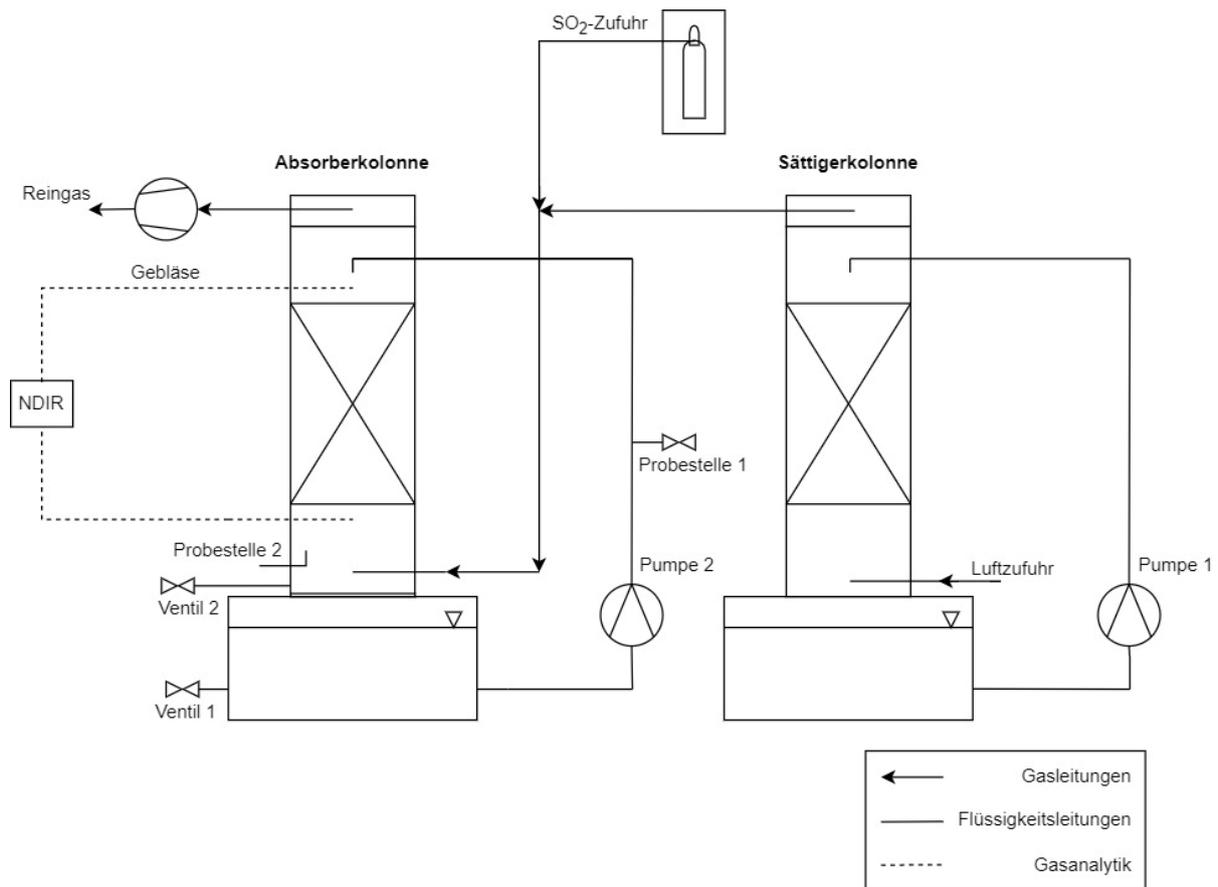


Abbildung 11: Versuchsaufbau der Pilotanlage

Die Luft wird auf Grund des Unterdrucks, welcher durch das Gebläse erzeugt wird in den unteren Teil der Sättigerkolonne, (DN 600) gesaugt. In dieser wird die Luft mit Wasser gesättigt, indem deionisiertes Wasser, mittels der Pumpe 1 (Abbildung 11) im Kreis geführt wird.

Die gesättigte Luft verlässt anschließend die Sättigerkolonne an deren Kolonnenkopf und strömt durch eine Leitung in die Absorberkolonne. In der Leitung zwischen beiden Kolonnen befindet sich ein thermisches Feuchtemessgerät, welches den Feuchtegehalt der gesättigten Luft ermittelt. Außerdem werden 1000 ppm(volumetrisch) SO_2 , welches sich aus sicherheitstechnischen Gründen in einem Gasschrank befindet, über einen Schwebekörper-Durchflussmesser dem Gasstrom zu dosiert. Anschließend gelangt das Rohgas über einen Gasverteiler in die Absorberkolonne (DN450), durchströmt die benetzte Packung und verlässt die Kolonne an deren Kopf als Reingas.

Um die strukturierte Packung zu benetzen, wird die unbeladene Waschflüssigkeit mit der Pumpe 2 (Abbildung 11) die Steigleitung hoch gefördert und über den Flüssigkeitsverteiler in der Kolonne verteilt. Die unbeladene Waschflüssigkeit wird jedoch nicht, wie bei der Midikolonne, direkt aus dem Behälter gepumpt, sondern kommt aus dem Kolonnensumpf. Hierfür wird der Sumpf zunächst mit einer am Ventil 1 (Abbildung 11) befestigten Tauchpumpe befüllt.

Damit die beladene Waschflüssigkeit nicht zurück in den Kolonnensumpf fließt, ist eine Platte über der Öffnung des Sumpfs eingebaut. Außerdem wird über das Ventil 2 die beladene Waschflüssigkeit aus der Kolonne gepumpt, um ein Fluten der Kolonne zu verhindern.

Da für die Pilotanlage zwei Heizschläuche zur Verfügung stehen, kann die SO_2 -Konzentration im Roh- und Reingas gleichzeitig bestimmt werden. Die Heizschläuche hierfür befinden sich, im Gasverteiler und unterhalb des Flüssigkeitsverteilers und sind am anderen Ende mit dem Eingang des NDIR verbunden.

Für die Einstellung des F-Faktors, befindet sich nach dem Gebläse ein Ultraschalldurchflussmessgerät. Die Berieselungsdichte kann über einen magnetisch-induktiven Durchflussmesser in der Steigleitung ermittelt werden.

Um die Probenahme durchführen zu können, ist in der Steigleitung und unterhalb der Packung jeweils eine Probenahmestelle angebracht. In der Steigleitung (Probestelle 1) kann die unbeladene Waschflüssigkeit und unterhalb der Packung (Probestelle 2) die beladene Waschflüssigkeit beprobt werden.

4.3 Analytik

4.3.1 Bestimmung der SO₂ – Gaskonzentration

Um den Abscheidegrad ermitteln zu können, wird die SO₂-Gaskonzentration sowohl im Reingas als auch im Rohgas bestimmt. Hierfür wird ein NDIR des Typs EL3020 Easyline der Firma ABB in Betrieb genommen.

Das NDIR funktioniert, indem das zu analysierende Gas in eine Kammer eingebracht und mit Infrarotstrahlung (IR) bestrahlt wird. Auf der einen Seite der Kammer ist eine Infrarot-Lampe und auf der anderen ein, für das zu bestimmende Gas, selektiver Infrarotdetektor angebracht. Über die Intensitätsabschwächung der IR, durch die Probe in der Kammer, kann am Detektor die Konzentration bestimmt werden (Schmidt 2003). Die am Detektor gemessene Abschwächung wird rechnerisch ausgewertet und als Konzentrationsverlauf über die Zeit dargestellt.

Nach Messung der Input-Konzentration wird die Berieselungsdichte von $B=10 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ eingestellt und die resultierende Output-Konzentration gemessen. Durch das Berieseln beginnt die Abscheidung des SO₂ aus dem Abgas, was durch den Abfall der SO₂-Konzentration, bis zum Erreichen der konstanten Konzentration ersichtlich ist. Wird die Berieselungsdichte anschließend erhöht, sinkt die SO₂-Konzentration weiter ab, was zu einem Stufenverlauf der gemessenen SO₂-Konzentration führt.

Für die Auswertung der Versuchsreihe wird die Input-Konzentration und für jede Berieselungsdichte der Mittelwert, der über die Berieselungsdichte gemessenen Konzentrationen, verwendet. Hierfür werden die konstanten Konzentrationsbereiche bestimmt und innerhalb dieser Bereiche die Mittelwerte der Konzentrationen berechnet.

4.3.2 Probenahme der Flüssigkeit

Im Zuge der Versuche werden zu verschiedenen Zeitpunkten, für die Analytik, Proben genommen. Zum einen wird vor dem Versuch die Zusammensetzung der unbeladenen Waschflüssigkeit und zum anderen die Restalkalität der beladenen Waschflüssigkeit untersucht.

Die Probenahme der unbeladenen Waschflüssigkeit erfolgt direkt aus dem Becken bzw. dem IBC. Diese wird über einen an einer Stange befestigten Winkelbecher aus der Mitte des Behälters genommen. Anschließend wird die Probe in eine Probeflasche mit einem Volumen von 100 ml überführt, beschriftet und verschlossen.

Während der Versuche wird für jede Berieselungsdichte eine Probe der beladenen Waschflüssigkeit genommen. Hierfür sind an den Versuchsanlagen (Abbildung 10 und Abbildung 11) eigens dafür vorgesehene Probenahmestellen angebracht.

Nachdem eine konstante Berieselungsdichte eingestellt ist, erfolgt die Probenahme. Hierfür wird die Probenahmestelle geöffnet und die Waschflüssigkeit für eine Minute abgelassen, um zu verhindern, dass sich noch Rückstände der Probe des vorherigen Versuchs in der Probenahmestelle befinden.

Anschließend kann die Probe genommen werden, indem die beladene Waschflüssigkeit über einen Schlauch in die Probenflasche (100 ml) überführt wird. Sobald die Probeflasche befüllt ist, wird diese verschlossen und beschriftet. Die Proben werden anschließend im Labor analysiert.

4.3.3 Bestimmung der Alkalinität

Die Bestimmung der Alkalinität im Meerwasser erfolgt wie in der Norm EN ISO 9963-1 beschrieben, über potentiometrische Endpunkterkennung. Bei dieser, wird eine Endpunkttitration bis zum pH-Wert von 4,5 durchgeführt, da ab diesem pH-Wert alle Ionen, welche einen Beitrag zur Alkalinität leisten (Kapitel 3.3.2) mit den Wasserstoff-Ionen reagiert haben.

Für diesen Zweck wird ein Titrierautomat 736 GP Titrimo der Firma Metrohm in Betrieb genommen, welcher die Probe mittels 0,1 molare Salzsäure bis zu einem pH-Wert von 4,5 titriert. Dieser besteht aus einer Dosiereinheit, welche die Titrierlösung in die Probe tropft, einem Magnetrührer, der die Probe durchgehend homogenisiert und einer pH-Sonde, die fortlaufend den pH-Wert in der Probe misst.

Als Titrierlösung wird 0,1 molare Salzsäure verwendet, welche eigens dafür erzeugt wird. Für die Herstellung dieser Lösung werden $8,6 \pm 0,1$ ml Salzsäure (HCl) mit destilliertem Wasser auf 1000 ml verdünnt.

Bevor die Lösung verwendet werden kann, muss die Stoffmengenkonzentration der Salzsäure (c_{HCl}) bestimmt werden, indem eine Lösung mit bekannter Alkalinität titriert wird. Hierfür werden drei bis fünf Gramm trockenes Natriumcarbonat ($m_{Na_2CO_3}$) eingewogen und in einem Messkolben mit 1000 ml destilliertem Wasser aufgelöst. Der $25 \pm 0,1$ ml Na_2CO_3 Standardlösung werden $75 \pm 0,1$ ml destilliertes Wasser zugesetzt und mit der Salzsäure auf einen pH-Wert von 4,5 titriert. Über das Probenvolumen der Na_2CO_3 Standardlösung (V_1) und dem Volumen, der für die Titration verwendeten Salzsäure (V_2) kann die Konzentration der Salzsäure bestimmt werden (Gleichung (45)).

$$c_{HCl} = \frac{m_{Na_2CO_3} \cdot V_1}{53,00 \cdot (V_2 - V_3)} \quad (45)$$

Da das destillierte Wasser, welches der Na_2CO_3 Standardlösung zugesetzt wird, eine Alkalinität aufweist, muss der Blindwert bestimmt werden. Dies geschieht durch Titrieren einer 100 ± 5 ml Probe an destilliertem Wasser. Das verbrauchte Volumen an HCl, welches benötigt wird, um den Endpunkt des destillierten Wassers (V_3) zu erreichen, wird bei der Berechnung der Stoffmengenkonzentration der HCl-Lösung benötigt.

Im Anhang (Tabelle 7) sind für die Ermittlung der Salzsäurekonzentration der hergestellten Salzsäurelösungen, die benötigten Volumina sowie die Einwaage des Na_2CO_3 und die daraus berechneten tatsächlichen Konzentrationen angegeben.

Nachdem die Titrationslösung erzeugt ist, kann die Bestimmung der Alkalinität der Proben durchgeführt werden.

Bei der Bestimmung werden 20 ml Probe mittels Pipette abgemessen, in ein Becherglas gegeben und mit 20 ml destilliertem Wasser auf 40 ml verdünnt. Laut der EN ISO 9963-1 ist es üblich, 100 ml Probe zu verwenden, dies ist jedoch nicht möglich, da insgesamt nur 100 ml Probe zur Verfügung stehen und Doppelbestimmungen zur Vermeidung von Messfehlern durchgeführt werden.

Das Magnetrührstäbchen wird in das Becherglas gegeben und der Magnetrührer eingeschaltet, wobei die Rührergeschwindigkeit so gewählt wird, dass keine Trombe entstehen. Die pH-Sonde und die Dosiereinheit werden als nächstes in die Probe eingetaucht, wobei die minimale Eintauchtiefe an der pH-Sonde markiert ist. Anschließend werden die Titrierparameter eingestellt und die Titration gestartet.

Wie bei der Na_2CO_3 -Standardlösung wird die Probe auf einen pH-Wert von 4,5 titriert und das Volumen an benötigter Salzsäure (V_4) notiert. Über das Probenvolumen (V_6), die benötigte Salzsäure und die Stoffmengenkonzentration der Salzsäure kann auf die Gesamtalkalinität umgerechnet werden (Gleichung (46))

$$A_T = \frac{c_{\text{HCl}} \cdot V_6 \cdot 1000}{V_4} \quad (46)$$

4.3.4 Bestimmung des Salzgehaltes

Über den linearen Zusammenhang der Salinität und Alkalinität (Kapitel 3.3.2), kann die Salinität in der Waschflüssigkeit über die Messung der Alkalinität ermittelt werden. Um von der Alkalinität auf die Salinität umrechnen zu können, werden Lösungen mit bekanntem Salzgehalt, sogenannte Standardlösungen, erzeugt und mittels Titration die Alkalinität bestimmt.

Das IO wird hierfür zuerst im Trockenschrank getrocknet, die Masse an IO abgewogen und anschließend mit deionisiertem Wasser unter ständigem Rühren auf einen Liter verdünnt. Nach der Herstellung der Standardlösung wird mittels Titration die Alkalinität bestimmt (Kapitel 4.3).

Die Salinität und dafür ermittelte Alkalinität der einzelnen Standardlösungen sind im Anhang (Tabelle 9) angeführt.

Um die Abhängigkeit der Alkalinität von der Salinität beschreiben zu können, werden die beiden Größen wie in Abbildung 12 dargestellt aufgetragen und eine lineare Regression durchgeführt, um eine Geradengleichung zu ermitteln.

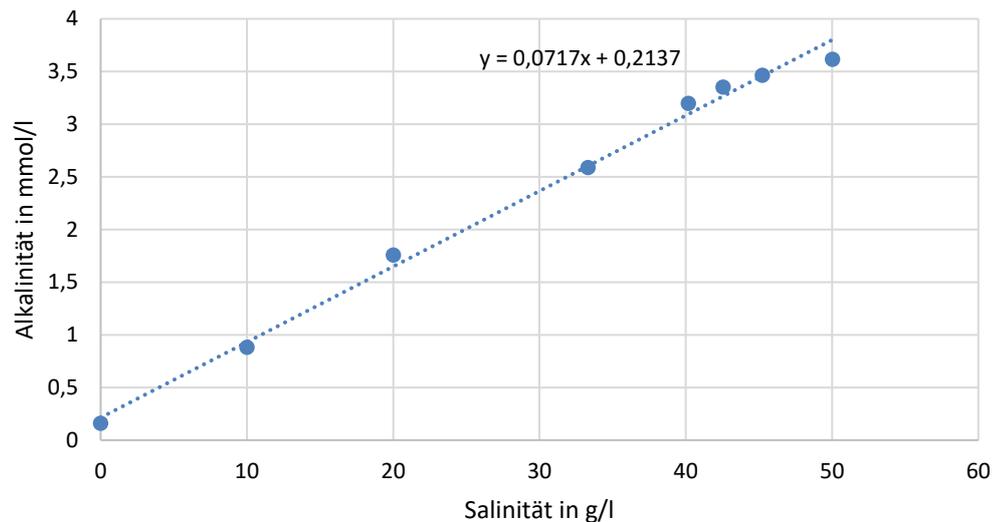


Abbildung 12: Graphische Darstellung der Alkalinität über die Salzkonzentration

Über die lineare Regression ergibt sich für die Alkalinität

$$A_T = 0,0717 \cdot S + 0,2137 \quad (47)$$

Aus der Gleichung (47) lässt sich durch Umformen die Salinität bei bekannter Alkalinität berechnen. Im Zuge der Versuche wird die Salinität in Gramm pro Liter angegeben, da sich die Dichte der Waschflüssigkeit nach der Zugabe des IO um weniger als 1% ändert.

4.4 Versuchsdurchführung

4.4.1 Versuchsdurchführung an der Midikolonne

Um einen Versuch durchführen, muss vorab die Waschflüssigkeit hergestellt und über einen Schlauch am Ventil 1 (Abbildung 10) angeschlossen werden. Außerdem wird die strukturierte Packung in den Schuss der Kolonne eingebaut und die Messgeräte angeschlossen bzw. in Betrieb genommen.

Damit während des Versuches die Kolonne aufgrund des geringen Volumens des Sumpfes (50 l) nicht flutet, wird eine Umwälzpumpe am Ventil 2 (Abbildung 10) angeschlossen.

Um zu verhindern, dass Wasser in das NDIR gelangt, wird ein Heizschlauch verwendet, der auf über 100°C aufgeheizt wird. Dieser Heizschlauch wird einige Zeit vor dem Start des Versuchs in Betrieb genommen, damit die Betriebstemperatur erreicht wird. Ein Ende des Heizschlauches wird am Input des NDIR befestigt, das andere Ende ist an einem 3-Wege Ventil (Abbildung 10) montiert. An diesem kann zwischen dem Roh- und Reingas umgeschaltet werden.

Des Weiteren muss die SO₂ Gasflasche, welche sich in einem eigens dafür vorgesehenen Gasschrank befindet, angeschlossen und geöffnet werden.

Sobald die Vorbereitungen durchgeführt sind, wird das Rohgas mit Wasser gesättigt, indem die Pumpe 1 (Abbildung 10) der Sättigerkolonne in Betrieb genommen wird. Anschließend wird das Gebläse gestartet und der gewünschte F-Faktor eingestellt. Bei den gesamten Versuchen wird ein Faktor $F=1$ gewählt, welcher konstant gehalten wird.

Sobald der F-Faktor konstant ist und eine Sättigung von über 95% im Rohgas erreicht wird, kann das SO_2 dem Abgas hinzugegeben werden. Die eingestellte SO_2 -Konzentration liegt bei 1000 ppm (volumetrisch).

Die SO_2 -Konzentration im Rohgas wird anschließend mit dem NDIR gemessen. Hierfür wird das 3-Wege Ventil auf Input gestellt. Die Konzentration wird so lange mit dem NDIR gemessen, bis diese konstant ist.

Die SO_2 -Konzentration wird außerdem in Echtzeit als Verlauf der Konzentration über die Zeit, dargestellt. Dadurch kann graphisch bestimmt werden, ob sich eine konstante Konzentration einstellt.

Anschließend wird am 3-Wege-Ventil auf Output umgeschaltet und die Versuchsreihe gestartet, indem die Pumpe 2 (Abbildung 10) eingeschaltet wird. Bei jeder Versuchsreihe wird die Abscheidung für vier verschiedenen Berieselungsdichten gemessen. Es wird mit der niedrigsten Berieselungsdichte ($20 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$) begonnen. Nachdem die Abscheidung für $B=20 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ gemessen ist, wird die Berieselungsdichte erhöht. Für jede Versuchsreihe wird die Abscheidung für die Berieselungsdichte $20 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$, $30 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$, $40 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ und $60 \text{ m}^3/(\text{m}^2\text{h})$ gemessen.

Die Berieselungsdichte benötigt einige Zeit bis diese konstant wird und gilt als konstant, sobald sie sich nur noch im Nachkommabereich verändert. Ist dies der Fall, wird die Datenaufzeichnung für 30 Sekunden gestartet, der Mittelwert der Berieselungsdichte bestimmt und gespeichert.

Für die Auswertung der Abscheidungsversuche muss die SO_2 -Konzentration im Reingas ermittelt werden. Dies geschieht, wie bei der Input-Konzentration, mit dem NDIR. Es wird wieder solange gewartet, bis sich eine konstante SO_2 -Konzentration einstellt.

Um die Alkalinität im beladenen Waschwasser bestimmen zu können, muss eine Probe genommen werden. In Kapitel 4.3.2 wird die Probenahme erläutert.

Sobald die Abscheidung für die Berieselungsdichten bestimmt ist, wird die Waschwasserpumpe ausgeschaltet und erneut die SO_2 -Konzentration im Rohgas ermittelt. Anschließend gilt die Versuchsreihe als beendet, die SO_2 -Versorgung und die Waschflüssigkeitsversorgung werden geschlossen, der Heizschlauch vom NDIR entfernt und ausgeschaltet.

Der pH-Wert der beladenen Waschflüssigkeit wird untersucht. Ist dieser Neutral ($\text{pH}=7$), wird die beladene Waschflüssigkeit der Entsorgung zugeführt. Falls die Waschflüssigkeit noch

sauer ist, wird diese mit Natriumhydrogenkarbonat neutralisiert und anschließend der Entsorgung zugeführt.

4.4.2 Versuchsdurchführung an der Pilotanlage

Die Vorbereitung und Durchführung der Versuche an der Pilotanlage sind zu einem großen Teil analog zu jenen an der Midikolonne. Aus diesem Grund wird hauptsächlich auf die Unterschiede zwischen der Pilotanlage und Midikolonne eingegangen.

Vor Beginn des Versuches wird die Waschflüssigkeit hergestellt, die strukturierte Packung in den Schuss der Kolonne eingebaut und die Messgeräte angeschlossen bzw. in Betrieb genommen.

Anstatt die Waschflüssigkeit direkt aus dem Behälter in den Flüssigkeitsverteiler zu pumpen, wird diese bei der Pilotanlage über das Ventil 1 (Abbildung 11) in den Sumpf gepumpt. Vom Sumpf aus wird die Waschflüssigkeit während der Versuchsreihe mit der Pumpe 2 (Abbildung 11) in den Flüssigkeitsverteiler gefördert.

Die beladene Waschflüssigkeit fließt bei der Pilotanlage nicht zurück in den Sumpf, sondern wird über eine am Ventil 2 (Abbildung 11) angebrachte Pumpe, in ein dafür vorgesehenes Becken gepumpt.

Da bei der Pilotanlage zwei Heizschläuche für die Analytik zur Verfügung stehen, muss bei der Gasanalytik nicht zwischen der Roh- und Reingas-Konzentration umgeschaltet werden, sondern es können beide Konzentrationen simultan gemessen werden. Bevor jedoch mit den Versuchen begonnen werden kann, müssen beide Heizschläuche auf Betriebstemperatur gebracht und am NDIR angeschlossen werden.

Im ersten Schritt wird die Pumpe 1 (Abbildung 11) der Sättigerkolonne und das Gebläse (Abbildung 11) in Betrieb genommen. Bei der Abscheidung an der Pilotanlage wird ein F-Faktor gleich 2 gewählt.

Nachdem der F-Faktor konstant ist und die Sättigung in der Luft bei über 95% liegt, wird die SO₂-Zufuhr geöffnet und manuell über einen Schwebedurchflussmesser, eine SO₂-Konzentration von 1000 ppm (volumetrisch) eingestellt.

Sobald die Input-Konzentration mit dem NDIR gemessen ist, wird die Pumpe 2 (Abbildung 11) gestartet und mit der Berieselung der strukturierten Packung begonnen. Es wird mit einer Berieselungsdichte von 20 m³/(m²h) begonnen und diese in Inkrementen von 10 m³/(m²h) auf 60 m³/(m²h) erhöht.

Nach Erreichen einer konstante Berieselungsdichte, wird diese jeweils für 30 Sekunden aufgezeichnet und der Mittelwert gebildet. Außerdem werden die Proben an den Probenahmestellen genommen und der Feuchtegehalt der Luft aufgezeichnet.

Nachdem für alle Berieselungsdichten die benötigten Proben genommen und alle Messwerte aufgezeichnet sind, werden die Pumpen, Gebläse und Heizschläuche ausgeschaltet sowie alle Ventile geschlossen

Das beladene Waschwasser im Becken wird neutralisiert und anschließend der Entsorgung zugeführt.

4.5 Herstellung des Waschwassers

4.5.1 Herstellung von Waschwasser mit gewünschter Salinität für die Midikolonne

Um Waschwasser mit gewünschter Salinität zu produzieren, wird im ersten Schritt der IBC mit deionisiertem Wasser gefüllt. Um die gewünschte Salinität zu erreichen, wird anschließend die benötigte Menge an Aquariumsalz m_{IO} („Instant Ocean“ kurz IO) des Herstellers Aquarium Systems in den IBC eingebracht. Die benötigte Menge an IO kann durch Umformen der nachfolgenden Gleichung berechnet werden,

$$S = \frac{m_{IO}}{V_{deion}} \quad (48)$$

Das in den IBC eingebracht Instant Ocean wird anschließend in Lösung gebracht. Hierfür wird das Waschwasser mittels einer Umwälzpumpe für eine Stunde im Kreis gefördert. Dadurch wird das gesamte Salz in Lösung gebracht.

Damit sichergestellt wird, dass im IBC die gewünschte Salinität herrscht, wird vor jedem Versuch die unbeladenen Waschflüssigkeit beprobt. Die Durchführung der Analytik wird im Kapitel 4.3 näher erläutert.

4.5.2 Herstellung von Waschwasser mit gewünschter Salinität für die Pilotanlage

Die Vorgehensweise zur Herstellung der Waschflüssigkeit für die Pilotanlage gleicht der Herstellung für die Midikolonne. Das Volumen der IBC ist jedoch zu gering, um die Anlage betreiben zu können, weshalb ein in etwa 4m^3 großes Becken verwendet wird. Das Becken wird vorab gereinigt, ausgemessen und Markierungen angebracht, um das Volumen abschätzen zu können.

Im ersten Schritt wird das Becken mit deionisiertem Wasser befüllt und die benötigte Menge an IO hinzugegeben (Gleichung (48)) um die gewünschte Konzentration zu erreichen. Damit keine Konzentrationsgradienten im Becken auftreten und das gesamte Salz sich im Becken löst, wird anschließend mittels Tauchpumpe das Wasser mehrere Stunden umgewälzt.

Um sicherzustellen, dass die gewünschte Salinität in der Waschflüssigkeit vorliegt wird eine Probe des Wassers genommen und diese untersucht. Die Probenahme sowie die Durchführung der Analytik sind im Kapitel 4.3 beschrieben.

4.5.3 Veränderung der Alkalinität bei gleichbleibender Salinität

Für einige Versuche wird die Alkalinität im Waschwasser bei einer bestimmten Salinität verändert. Bevor die Alkalinität verändert werden kann, wird die Salinität in der Waschflüssigkeit eingestellt. Dies geschieht genau gleich wie in Kapitel 4.5.1 erläutert. Anschließend kann die Alkalinität durch Zugabe von Säure oder Lauge verändert werden.

Wie im Kapitel 3.3 bereits erklärt, gibt es einen linearen Zusammenhang zwischen der Salinität und Alkalinität, wodurch ausgehend von der Standardalkalinität die gewünschte Alkalinität (A_{ziel}) eingestellt werden kann.

Nach der Bestimmung der Standardalkalinität, kann, in Abhängigkeit von der einzustellenden Alkalinität, Natriumhydrogencarbonat (NaHCO_3) zur Erhöhung oder Salzsäure (HCl) zur Erniedrigung, in den Behälter mit der Waschflüssigkeit eingebracht werden.

Da das Volumen an Wasser im Behälter abgeschätzt wird und nicht genau bekannt ist, muss die benötigte Menge an NaHCO_3 oder HCl graphisch ermittelt werden. Die Vorgehensweise wird anhand der Absenkung der Alkalinität mittels HCl erläutert. Für die Erhöhung der Alkalinität mit NaHCO_3 wird analog vorgegangen.

Zu Beginn wird das Volumen an Waschflüssigkeit (V_{ww}) abgeschätzt und über die Soll-Alkalinität, kann die benötigte Menge an HCl (m_{HCl}) mit Hilfe der Molmasse von HCl (M_{HCl}) rechnerisch bestimmt werden.

$$A_{\text{ziel}} = \frac{\frac{m_{\text{HCl}} + A_S \cdot V_{\text{ww}}}{M_{\text{HCl}}}}{V_{\text{ww}}} \quad (49)$$

Im nächsten Schritt wird die Hälfte der benötigten Menge HCl eingewogen und der Waschflüssigkeit zugegeben. Der Behälter wird für eine Stunde umgewälzt, damit das gesamte HCl in Lösung geht und anschließend erneut beprobt, um die Alkalinität der Waschflüssigkeit analytisch bestimmen zu können.

Die Standardalkalinität und die gemessene Alkalinität werden, graphisch über die Menge an zugegebenen HCl aufgetragen und mittels linearer Regression eine Gerade durch die Punkte gelegt. Auf Basis der Geradengleichung kann nun die fehlende Menge an HCl unabhängig vom Volumen der Waschflüssigkeit berechnet werden.

In Abbildung 13 ist die graphische Darstellung der Absenkung mittels HCl von $A=2,5$ mmol/l auf $A=1,6$ mmol/l dargestellt. Außerdem ist die Geradengleichung für die Trendlinie angegeben.

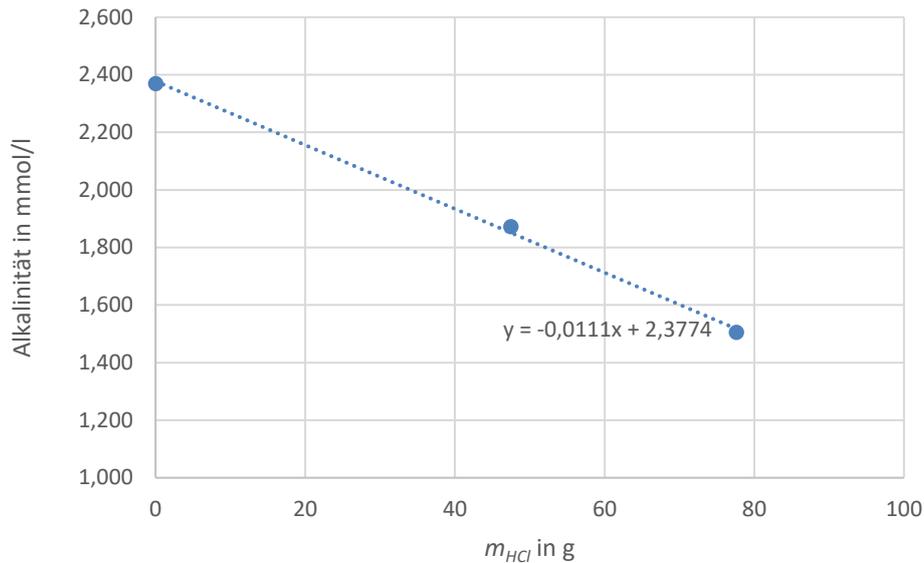


Abbildung 13: Graphische Darstellung der Absenkung der Alkalinität von Wasser mit $S=30$ g/l und $A=2,4$ mmol/l auf $A=1,6$ mmol/l.

Die fehlende Menge an HCl wird der Waschflüssigkeit zugegeben, welche anschließend umgewälzt wird. Danach wird erneut die Alkalinität bestimmt. Falls die benötigte Alkalinität nicht erreicht ist, muss die fehlende Menge wie zuvor graphisch ermittelt, in Lösung gebracht und erneut die Alkalinität bestimmt werden. Dies geschieht solange, bis die Waschflüssigkeit die benötigte Alkalinität aufweist.

4.6 Modellierung

4.6.1 Bestimmung der benötigten Stoffeigenschaften

Um mittels der in Kapitel 3.6.2 beschriebenen Modelle, die SO_2 -Abscheidung in der Kolonne modellieren zu können, müssen vorab Stoffeigenschaften der Gas- und Flüssigphase sowie die Diffusionskoeffizienten und Packungskonstanten ermittelt werden.

Die Salinität der Waschflüssigkeit hat einen großen Einfluss auf deren thermophysikalische Eigenschaften, wodurch sich mit unterschiedlichen Salinitäten auch die Eigenschaften der Waschflüssigkeit verändern. Neben der Dichte sind auch die dynamische Viskosität und die Oberflächenspannung der Waschflüssigkeit von der Salinität abhängig. Diese und andere thermophysikalische Eigenschaften untersuchten Sharqawy et al. (2010) und bestimmten Funktionen zur Beschreibung dieser Eigenschaften in Abhängigkeit von der Temperatur und der Salinität.

Mit Hilfe dieser Funktionen können die benötigten Stoffeigenschaften der Waschflüssigkeit berechnet werden. In der nachfolgenden Tabelle 3 sind die aus der Publikation von Sharqawy et al. (2010) verwendeten Funktionen sowie deren Gültigkeitsbereiche und Genauigkeiten angeführt.

Tabelle 3: Gültigkeitsbereiche, Genauigkeiten und verwendete Gleichungen zur Berechnung der flüssigseitigen Stoffeigenschaften

	Gültigkeitsbereich	Genauigkeit	Verwendete Gleichungen aus Sharqawy et al. (2010)
Dichte	$2 < T < 40^{\circ}\text{C}$ $0 < S < 42 \text{ g/kg}$	$\pm 0,01\%$	(6)
Dynamische Viskosität	$5 < T < 25^{\circ}\text{C}$ $0 < S < 40 \text{ g/kg}$	$\pm 0,5\%$	(18), (19)
Oberflächenspannung	$0 < T < 40^{\circ}\text{C}$ $5 < S < 40 \text{ g/kg}$	$\pm 0,18\%$	(27), (28)

Zur Berechnung wird die Salinität als Massenanteil benötigt. Für die Versuche wird diese, jedoch als Massenkonzentration in g/l ermittelt. Da sich die Dichte des Meerwassers in Abhängigkeit vom Salzgehalt nur um weniger als 1% ändert, wird angenommen das die Dichte der Flüssigkeit 1000 kg/m^3 entspricht, wodurch die Salinität in g/l jener in g/kg entspricht.

Ein weiteres Problem bei der Berechnung der Eigenschaften des Waschwassers ist, dass bei $S \geq 40 \text{ g/l}$ der Gültigkeitsbereich für die Berechnung der Oberflächenspannung und der dynamischen Viskosität geringfügig überschritten wird. Da es sich jedoch nur um einige wenige Gramm pro Liter handelt, werden dennoch diese Gleichungen zur Berechnung angewendet.

Außerdem wird die kinematische Viskosität der Gasphase benötigt. Diese wird aus dem VDI-Wärmeatlas 2013 entnommen. Hierbei wird die Viskosität für trockene Luft bei einer Temperatur von 20°C und 1 bar Druck verwendet.

Neben den Stoffeigenschaften der Waschflüssigkeit müssen die Diffusionskoeffizienten für das System SO_2 /Meerwasser berechnet werden. In der VDI 2761-2 sind Methoden und die dazugehörige Literatur zur Bestimmung der Diffusionskoeffizienten angegeben. Für den gaseitigen Diffusionskoeffizient wird die Methode nach Fuller und für den flüssigseitigen jene nach Wilke-Chang angegeben. Diese Berechnungsmethoden werden nachfolgend kurz erläutert.

Fuller et al. (1969) entwickelten auf Grundlage von Versuchsdaten eine Gleichung, welche den gaseitigen Diffusionskoeffizient in Abhängigkeit vom spezifischen Atomdiffusionsvolumen (Σ_v), der Temperatur, dem Druck und der Molmasse der Flüssigphase (MM_L) und der Molmasse von SO_2 (MM_{SO_2}), beschreibt:

$$D_G = \frac{0,00143 \cdot T^{1,75} \left(\frac{1}{MM_L} + \frac{1}{MM_{SO_2}} \right)^{0,5}}{p \cdot \left[(\Sigma v)_L^{1/3} + (\Sigma v)_{SO_2}^{1/3} \right]^2} \quad (50)$$

Die Atomdiffusionsvolumen wurden mittels Regressionsanalyse auf Basis von experimentellen Daten bestimmt und sind in Poling et al. (2001) angegeben. Für das Atomdiffusionsvolumen des Waschwassers (Σv_L) wird angenommen, dass dieses nur aus Wasser und IO besteht.

Um die Molmasse und das spezifische Atomdiffusionsvolumen für das IO berechnen zu können, wird dieses analysiert und es stellte sich heraus, dass es aus in etwa 91,5% Natriumchlorid und 8,5% Magnesiumsulfat besteht. Auf Grundlage dieser Zusammensetzung können die benötigten Stoffeigenschaften für die Waschflüssigkeit in Abhängigkeit der Salinität berechnet werden.

Die Wilke-Chang Methode wurde von Wilke und Chang (1955) entwickelt, um den flüssigseitigen Diffusionskoeffizienten berechnen zu können und basiert auf der Stokes-Einstein Gleichung, welche auf Grundlage empirischen Daten modifiziert wurde.

$$D_L = \frac{8,4 \cdot 10^{-8} \cdot (\Phi \cdot M_L)^{0,5} \cdot T}{\eta_L \cdot V_{m,SO_2}^{0,6}} \quad (51)$$

Für die Berechnung wird neben der dynamischen Viskosität und der Molmasse der Flüssigphase auch das molare Volumen von SO_2 (V_{m,SO_2}) und der Assoziationsfaktor (Φ) für die Flüssigphase benötigt.

Sowohl das molare Volumen als auch der Assoziationsfaktor sind in Poling et al. (2001) angegeben. Für den Assoziationsfaktor wird angenommen, dass das Lösungsmittel rein aus Wasser besteht.

Zur Berechnung des Stoffaustausches mit dem BS Modell (Kapitel 3.6.2.2) werden neben den Packungseigenschaften wie Porosität, spezifische Oberfläche und Neigungswinkel auch zwei Packungskonstanten benötigt. Im Zuge einer Literaturrecherche konnten diese Konstanten für die Packung RMP N 250 Y nicht ermittelt werden. Da diese Packung jedoch der Packung „Mellapak 250 Y“ der Firma „Sulzer“ stark ähnelt, werden zur Berechnung im Modell die Packungskonstanten der Mellapak 250 Y verwendet.

4.6.2 Anpassung der Modelle an die Messdaten

Die Messdaten aus den Abscheidungsversuchen mit verschiedener Salinität und Standardalkalität (Kapitel 4.1.2) dienen als Grundlage für den Vergleich der experimentell gemessenen Abscheidung mit jener über die Modelle (Kapitel 3.6.2) berechneten.

Hierfür werden die beiden Stoffübergangskoeffizienten und die effektive Phasengrenzfläche über die Gleichung (34), (35) und (36) für das Modell von Wang und die Gleichungen (43), (44) und (45) für das BS-Modell berechnet werden.

Damit die Modelle bestmöglich an die Potenz-Funktion der Messdaten angepasst sind, wird über die SOLVER Funktion in Excel die Gleichgewichtssteigung berechnet. Im SOLVER wird für jede Versuchsreihe die Summe des Abweichungsquadrats zwischen dem gemessenen und berechneten HTU als Zielzeile festgelegt, mit der Bedingung, dass diese ein Minimum erreichen muss. Die variable Zeile ist die Gleichgewichtssteigung, durch den SOLVER wird diese solange verändert bis die Summe des Abweichungsquadrats das Minimum erreicht.

Anschließend kann über Gleichung (11) der gasseitige Stoffdurchgangskoeffizient und in weiterer Folge, der HTU berechnet werden.

4.6.3 Plausibilität der Modelle

Um die Plausibilität der Modelle zu ermitteln, wird die Molalität (b) auf Basis der über den SOLVER gefitteten Gleichgewichtssteigung näherungsweise über die nachfolgende Formel berechnet.

$$b \approx \frac{\hat{p}_{SO_2}}{R \cdot T \cdot m \cdot \rho_L} \quad (52)$$

Für die Berechnung wird der logarithmische Mittelwert der Input und Output SO_2 -Konzentration verwendet und als Partialdruck wie folgt berechnet:

$$\hat{p}_{SO_2} = \frac{p_{SO_2,in} - p_{SO_2,out}}{\ln \frac{p_{SO_2,in}}{p_{SO_2,out}}} \quad (53)$$

Die über die Modelle berechnete Molalität wird anschließend mit aus der Literatur berechneten Molalität verglichen. Hierfür wird die von Rodríguez-Sevilla et al. (2004) entwickelte Funktion, welche die Löslichkeit von SO_2 im chemischen Gleichgewicht über die Temperatur und den Partialdruck des SO_2 beschreibt verwendet und die relative Abweichung der Molalität nach Rodríguez-Sevilla et al. (2004) von jener des Modells berechnet.

5 Versuchsergebnisse

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der Abscheidungsversuche ausgewertet und graphisch aufbereitet. Die Rohdaten der Versuche befinden sich im Anhang (Tabelle 10 bis Tabelle 24).

Da sich die Höhen der Packungen unterscheiden, wird das HTU-NTU Konzept verwendet und der HTU für den gaseitigen Stoffdurchgang berechnet, welcher über die eingestellte Berieselungsdichte aufgetragen wird. Über den HTU können die Versuchsreihen miteinander verglichen werden, ohne dass die unterschiedlichen Packungshöhen einen Einfluss haben. Außerdem wird für jede Versuchsreihe eine Trendlinie erstellt, um aus den Abbildungen Trends erkennen zu können. Hierbei wird eine Potenz-Funktion gewählt.

5.1 Ergebnisse der SO₂-Analytik

Die gemessene SO₂-Konzentration wird am NDIR als Konzentrationsverlauf über die Zeit ausgegeben. Um daraus den HTU berechnen zu können, werden die Mittelwerte der SO₂-Konzentrationen berechnet. Hierfür dienen als Grundlage die Ergebnisse der SO₂-Messung, welche graphisch dargestellt sind.

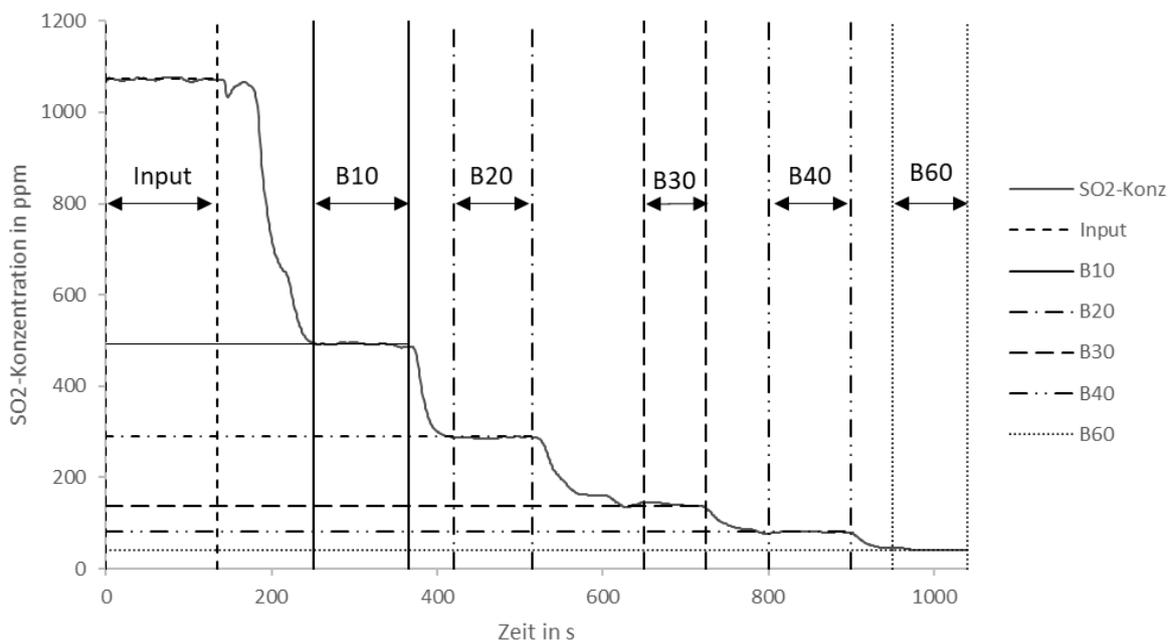


Abbildung 14: Konzentrationsverlauf für die Abscheidung an der Midikolonne mit der Packung RMP N 250 Y bei einer Wasserzusammensetzung von $S=0$ g/l und $A=1,6$ mmol/l.

In Abbildung 14 ist, für den Versuch an der Midikolonne mit der Packung RMP N 250 Y und einer Wasserzusammensetzung ($S=0$ g/l und $A=1,6$ mmol/l), der am NDIR gemessene Konzentrationsverlauf dargestellt.

Aus dem Verlauf kann die SO_2 -Konzentration des Rohgas und der Reingase für verschiedene Berieselungsdichten bestimmt werden. Das Einstellen einer konstanten Konzentration kann am NDIR dadurch erkannt werden, dass sich die Konzentration im einstelligen ppm (volumetrisch)-Bereich verändert. Dies ist graphisch über den horizontalen Verlauf der Konzentrationen ersichtlich.

Neben den Bereichen in denen die Abscheidung nach dem Einstellen der Berieselungsdichten konstant wird, ist auch die Konzentration im Rohgas ersichtlich. Diese wird zu Beginn der Versuchsreihe gemessen und lässt sich dadurch erkennen, dass die SO_2 -Konzentration am höchsten ist, da noch keine Abscheidung stattfindet.

Da die Konzentrationen über einen längeren Zeitraum gemessen werden, wird der Mittelwert dieser gebildet. Hierfür werden jene Bereiche in denen die SO_2 -Konzentration konstant ist verwendet. In Abbildung 14 sind die konstanten Konzentrationsbereiche über vertikale Linien und die mittlere SO_2 -Konzentration über vertikale Linien eingetragen.

5.2 Charakterisierung der Packungen an der Pilotanlage

Bei den Versuchen an der Pilotanlage, wird der SO_2 -Abscheidegrad für fünf verschiedene Packungen mit unterschiedlichen Neigungswinkeln und spezifischen Oberflächen bestimmt. Als Waschflüssigkeit wird Meerwasser mit einer Salinität von 33,3 g/l und einer Alkalinität von ungefähr 2,6 mmol/l verwendet. Die aus den Versuchen und der Analytik gewonnen Messdaten sowie die berechneten Werte sind im Anhang Tabelle 10 und Tabelle 17

Die Ergebnisse der Abscheidungsversuche für die verschiedenen Packungen sind in der nachfolgenden Abbildung 15 graphisch dargestellt.

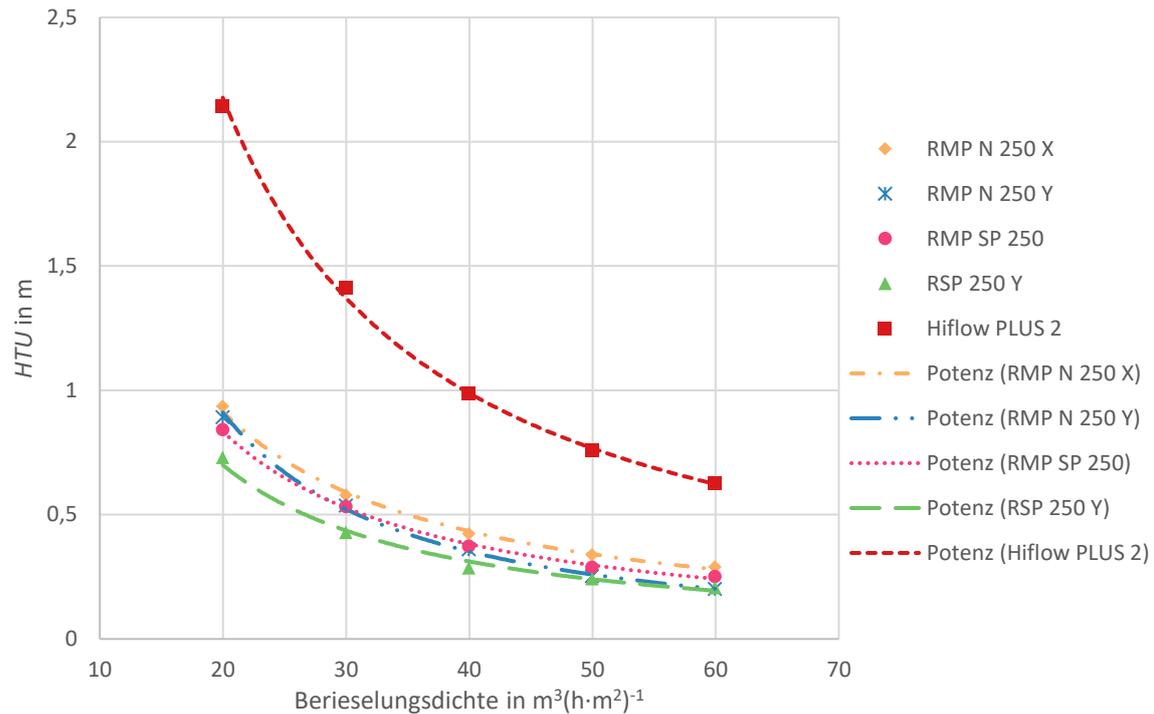


Abbildung 15: Graphische Darstellung der Messergebnisse für unterschiedliche Packungen an der Pilotanlage mit einer Salinität von 33 g/l

Unabhängig von der Packung sinkt der HTU mit steigender Berieselungsdichte ab und bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ im Vergleich zu den anderen Berieselungsdichten am geringsten (Abbildung 15). Für die Packung Hiflow PLUS 2 ist ersichtlich, dass die Messwerte bei jeder einzelnen Berieselungsdichte deutlich höher sind als bei den anderen Packungen. Bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ liegt der HTU bei 2,1 m, wohingegen der höchste HTU der anderen Packungen (RMP N250X) für die gleiche Berieselungsdichte bei 0,89 m ist.

In der Abbildung 16 wird die Abbildung 15 erneut detaillierter dargestellt, damit die Unterschiede in den Trendlinien aller Packungen außer der Hiflow PLUS 2 erkennbar sind.

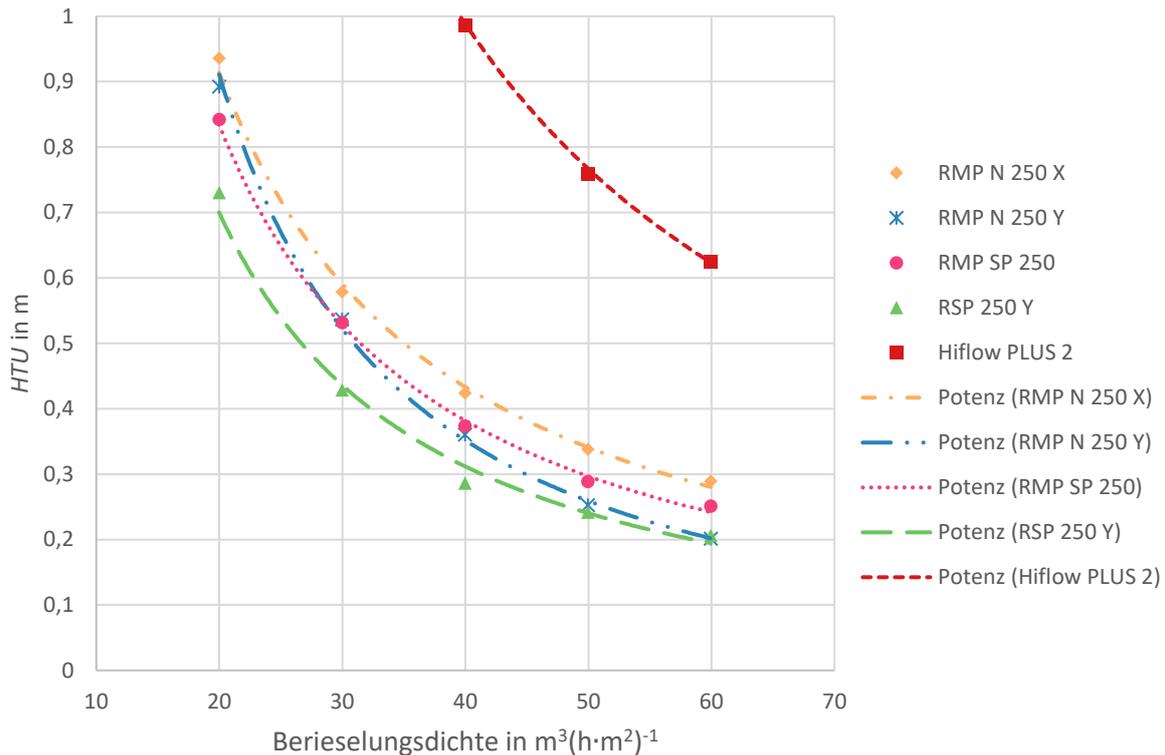


Abbildung 16: Detaillierte Darstellungen der Messreihen für die Abscheidungsversuch an der Pilotanlage mit verschiedenen Packungen

Für die übrigen Packungen ist wie bei der Hiflow PLUS 2 ersichtlich, dass der HTU mit steigender Bedingungsichte sinkt und bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ im Vergleich zu den anderen gemessenen Bedingungsichten am geringsten.

Bei der RSP 250 Y Packung sind die HTU-Werte bei jeder Bedingungsichte, im Vergleich zu den anderen Packungen, am niedrigsten. Für $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ liegt der HTU bei etwa 0,7 m, wohingegen der HTU für die übrigen Packungen bei über 0,8 m liegt. Die RMP N 250 X hat abgesehen von der Hiflow PLUS 2 Packung die höchsten HTU für jede Bedingungsichte. Die beiden anderen Packungen liegen zwischen der RSP 250 Y und der RMP N 250 X, wobei die Trendlinie der RMP SP 250 parallel zu den beiden anderen verläuft.

Die Trendlinie der RMP N 250 Y Packung ist hingegen nicht parallel zu den übrigen Packungen, sondern hat bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ den annähernd selben HTU-Wert wie die RSP 250 Y, bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ beinahe den selben wie die RMP N 250 X und schneidet die RMP SP 250 Packung bei $B=30 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$.

Aus der Abbildung 16, ist zu erkennen, dass die Packungen mit einem Winkel von 45° einen geringeren HTU und dadurch eine bessere Abscheidung aufweisen. Die Packungen mit diesem Winkel sind die RSP 250 Y und die RMP N 250 Y, welche auch in der Abbildung 15 den niedrigsten HTU besitzen.

Für die RMP N 250 X und die RMP SP 250 Packungen hingegen wird jeweils ein höherer HTU gemessen. Da diese Packungen einen Neigungswinkel von 60° besitzen, ist aus der Abbildung 16 erkenntlich, dass mit sinkendem Neigungswinkel die SO_2 Abscheidung innerhalb der Kolonne verbessert wird.

Bei der Versuchsreihe mit der RMP N 250 Y gibt es jedoch, bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ eine Abweichung von diesem Trend, da der HTU dieser Packung über jenem der RMP SP 250 und nur knapp unter dem der RMP N 250 X liegt. Der Grund hierfür kann sein, dass bei geringen Berieselungsdichten die Packung nicht vollständig benetzt wird, weshalb der Stofftransport im Vergleich zu den übrigen gemessenen Berieselungsdichten schlechter ist. Mit steigender Berieselungsdichte wird die Abscheidung jedoch besser und der HTU der RMP N 250 Y nähert sich jenem der RSP 250 Y an.

5.3 Charakterisierung der Packungen an der Midikolonne

Wie bei der Pilotanlage wird an der Midikolonne die SO_2 -Abscheidung mit den gleichen Packungstypen ermittelt. Außerdem wird eine Waschflüssigkeit mit der annähernd selben Zusammensetzung verwendet. Die Salinität wird in etwa auf $33,3 \text{ g/l}$ und die Alkalinität zirka auf $2,6 \text{ mmol/l}$ eingestellt. Die für die Auswertung benötigten Messdaten sowie die Ergebnisse der Analytik sind in Tabelle 11 und Tabelle 19 angeführt.

Aus den Messdaten der Versuche werden die HTU für jeden Messpunkt berechnet und in Abbildung 17 graphisch über die Berieselungsdichte aufgetragen. Anschließend wird eine Potenz-Funktion als Trendlinie durch die Messpunkte gelegt.

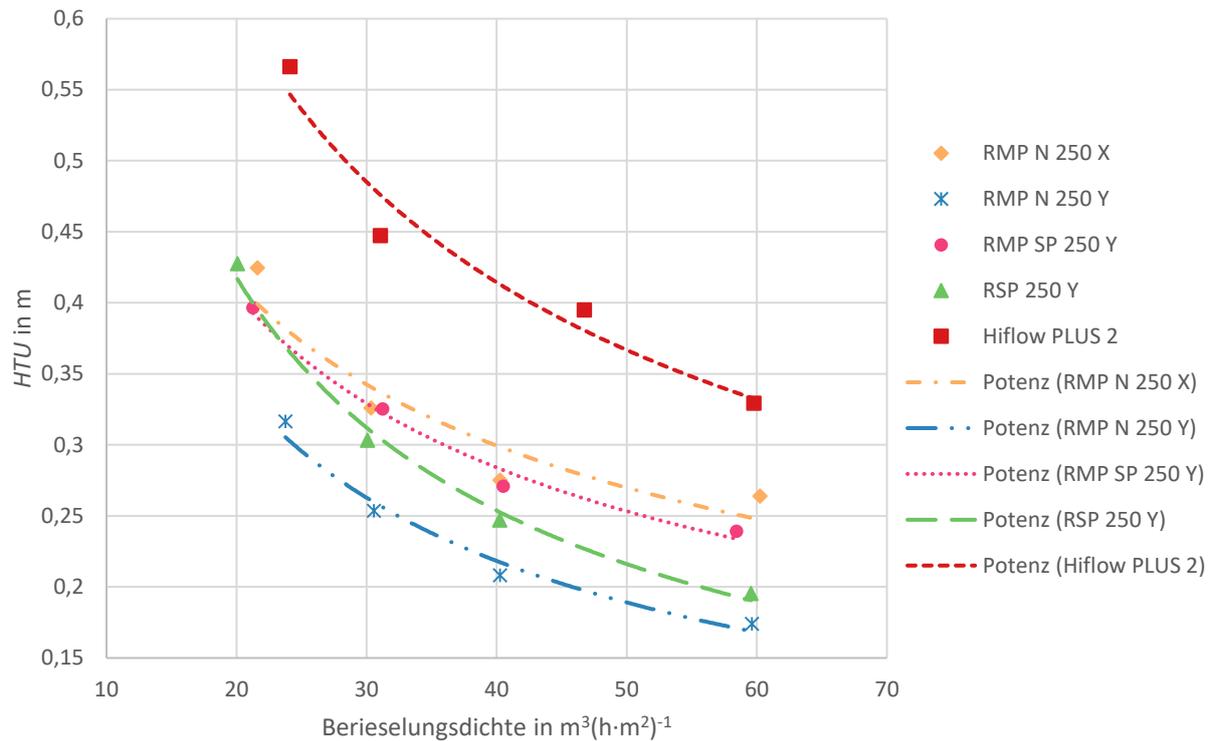


Abbildung 17: Graphische Darstellung der Messergebnisse für unterschiedliche Packungen an der Midikolonne bei einer Salinität von 33,3 g/l

Der HTU sinkt mit steigender Bedingungsichte ab und ist bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ im Vergleich zu übrigen am geringsten (Abbildung 17). Die Hiflow PLUS 2 Packung besitzt unter den untersuchten Packungen bei jeder Bedingungsichte die höchsten und die RMP N250Y Packung die niedrigsten HTU-Werte. Bei den übrigen Packungen ist der HTU bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ in etwa gleich groß. Die Trendlinien sinken jedoch beim Erhöhen der Bedingungsichte unterschiedlich stark ab, wodurch sich bei der höchsten ($B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$) ein deutlicher Unterschied zwischen den Packungen erkennen lässt.

Für die Versuchsreihen an der Midikolonne können nahezu die gleichen Schlüsse wie bei der Pilotanlage gezogen werden. Die Hiflow PLUS 2 Packung hat auch in der Midikolonne unter den untersuchten Packungen die schlechteste Abscheidung, was sich wie bei der Pilotanlage über die spezifische Phasengrenzfläche erklären lässt.

Bei den übrigen Packungen kann, wie schon bei der Pilotanlage, der Einfluss des Neigungswinkels beobachtet werden. Jene Packungen mit einem flacheren Neigungswinkel (RMP N 250 Y und RSP 250 Y) sind auch in der Midikolonne, jene Packungen mit den niedrigsten HTU.

5.4 Untersuchung von Einflüssen auf die SO₂-Abscheidung

Wie in Kapitel 3.3 bereits erläutert, beeinflusst die Zusammensetzung der Waschflüssigkeit und das L/G-Verhältnis die SO₂-Abscheidung in der Kolonne. Durch das Verändern der Salinität und Alkalinität in der Waschflüssigkeit sowie des L/G-Verhältnisses werden die Einflüsse auf die Abscheidung untersucht. Hierfür wird ausschließlich die Midikolonne und die Packung RMP N 250 Y verwendet. Die Rohdaten sowie die berechneten Werte, welche für die nachfolgenden graphischen Darstellungen verwendet werden befinden sich in Tabelle 12 bis Tabelle 16 und Tabelle 19 bis Tabelle 23 des Anhangs.

5.4.1 Allgemeine Trends

Um allgemeine Trends in Bezug auf den Einfluss der Salinität, Alkalinität und des L/G-Verhältnisses aus den Versuchen bestimmen zu können, werden für alle Messpunkte die untersuchten Einflussfaktoren in den nachfolgenden Diagrammen (Abbildung 18 bis Abbildung 20) über den ermittelten HTU aufgetragen und eine lineare Trendlinie eingezeichnet, um allgemeine Trends daraus ableiten zu können.

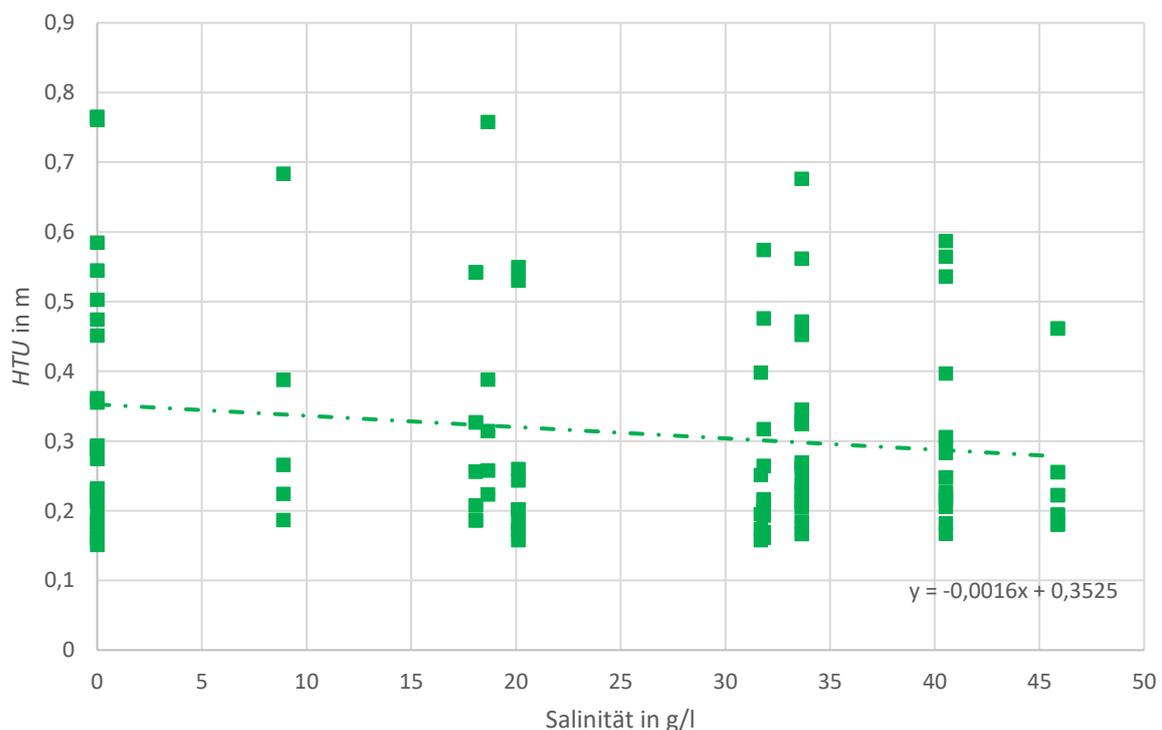


Abbildung 18: Darstellung des HTU aller Messwerte der Midikolonne über die Salinität, sowie die Trendlinie mit dazugehöriger Gleichung

In der Abbildung 18 sind die Salinitäten aller Messpunkte über den ermittelten HTU aufgetragen. Die Abweichungen zwischen den Messdaten sind darauf zurückzuführen, dass weitere Einflussfaktoren wie das L/G-Verhältnis und die Alkalinität in die nicht berücksichtigt werden.

Die eingezeichnete lineare Trendlinie für die Salinität besitzt eine negative Steigung, woraus zu erkennen ist, dass bei höheren Salinitäten der HTU kleiner wird. Im Vergleich zur Alkalinität (Abbildung 19) und der Berieselungsdichte (Abbildung 20), ist die Steigung der Funktion mit 0,0016 am geringsten, weshalb auch die Gerade am flachsten ist. Von der niedrigsten bis zur höchsten Salinität nimmt der HTU von 0,36 m auf 0,26 m ab. Dies deutet darauf hin, dass die Salinität einen Einfluss auf die Abscheidung von SO_2 hat, da der HTU aufgrund der negativen Steigung der Trendlinie mit steigender Salinität geringer wird.

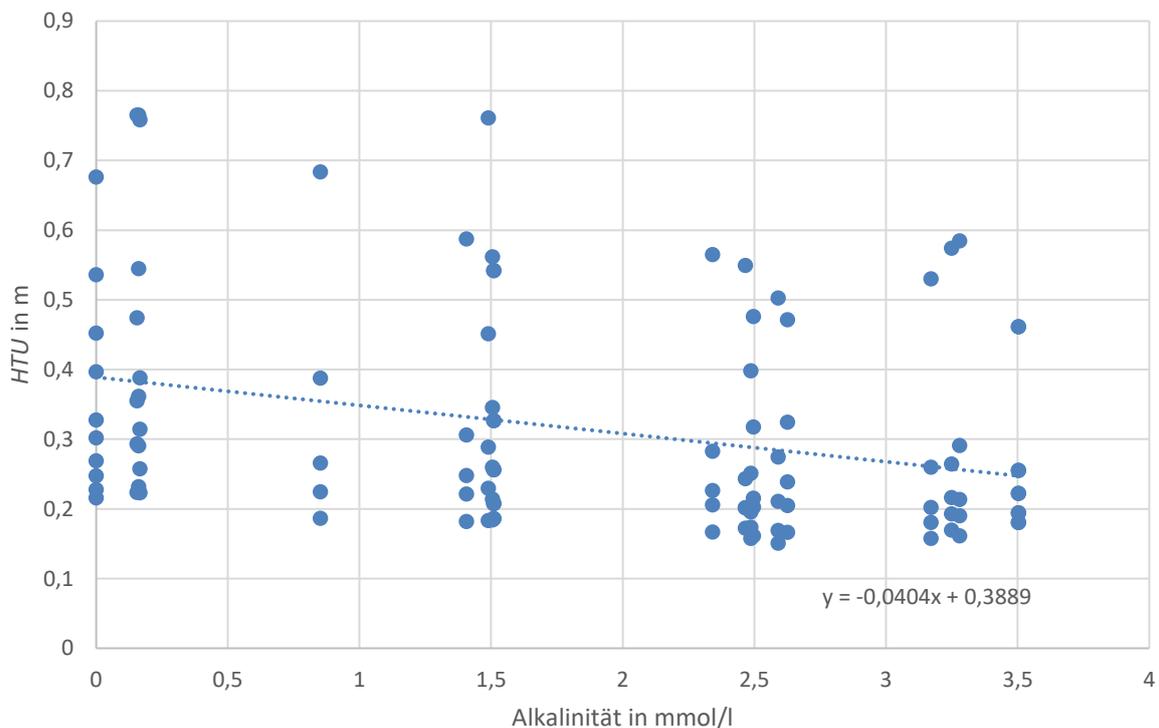


Abbildung 19: Darstellung des HTU aller Messwerte der Midikolonne über die Alkalinität, sowie die Trendlinie mit dazugehöriger Gleichung

Bei der Alkalinität besitzt die Trendlinie (Abbildung 19), wie bei der Salinität, eine negative Steigung, welche jedoch, mit 0,0404, steiler ist. Der HTU sinkt von der niedrigsten Alkalinität, welche bei 0,4 m liegt, auf 0,26 m bei der höchsten Alkalinität ab. Mit steigender Alkalinität wird die Abweichung der Messwerte immer geringer und bei einer Alkalinität über 3 mmol/l liegt ein Großteil der HTU innerhalb der Standardabweichung.

Die Trendlinie in Abbildung 19 legt nahe, dass die Alkalinität einen signifikanten Einfluss auf die Abscheidung hat, da die negative Steigung wesentlich höher ist, als bei der Salinität. Bei einer negativen Steigung wird der HTU mit dem Anstieg der Alkalinität geringer, was auf eine Verbesserung der Abscheidung hindeutet.

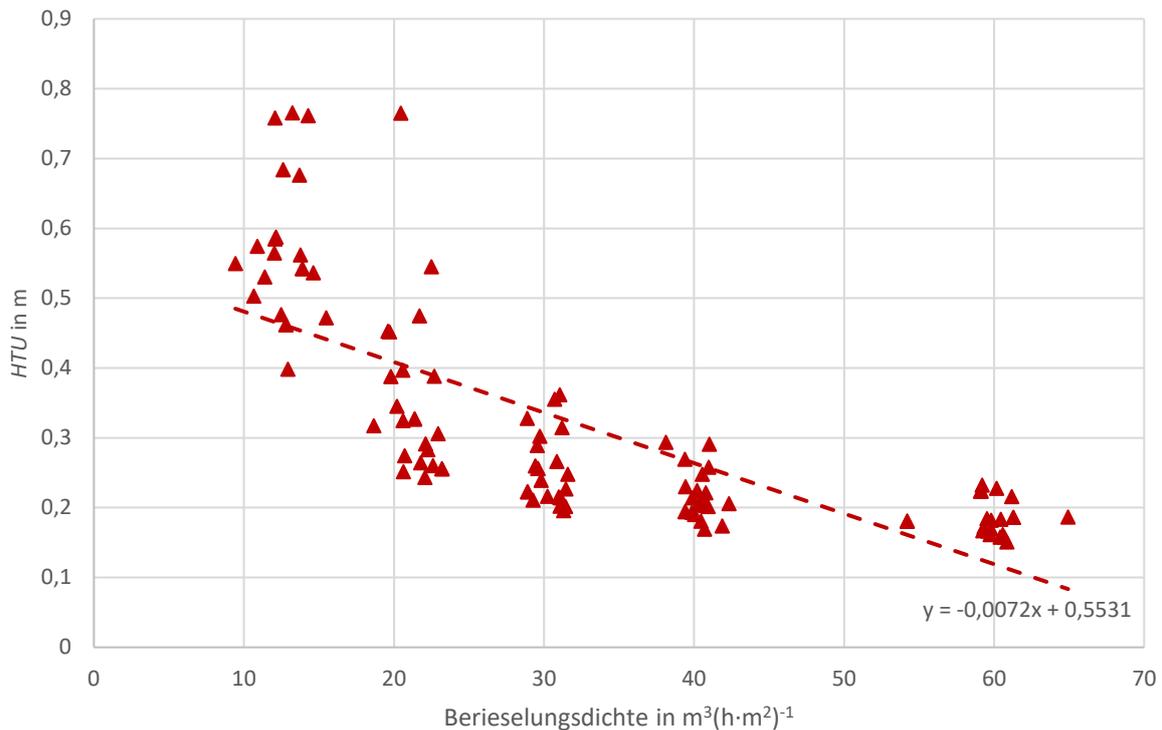


Abbildung 20: Darstellung des HTU aller Messwerte der Midikolonne über die Berieselungsdichte, sowie die Trendlinie mit dazugehöriger Gleichung

Um den Einfluss des L/G Verhältnisses untersuchen zu können, wird der HTU über die Berieselungsdichte aufgetragen (Abbildung 20). Da der F-Faktor während der Versuche konstant gehalten wird, verändert sich das L/G Verhältnis über das Erhöhen der Berieselungsdichte. Wie bei den anderen beiden Einflussfaktoren sinkt die Trendlinie des L/G-Verhältnis mit zunehmender Berieselungsdichte ab. Bei einer Berieselungsdichte von $B=10 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ beträgt der HTU in etwa 0,5 m und sinkt bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ auf unter 0,16 m ab.

Außerdem ist in der Abbildung ersichtlich, dass mit steigender Berieselungsdichte die Abweichung der Messwerte geringer wird und bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, alle Messwerte in einem HTU-Bereich von 0,08 m liegen. Im Vergleich dazu liegen bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, die Messwerte in einem HTU-Bereich von 0,55 bis 0,24 m.

Für das L/G-Verhältnis ist ersichtlich, dass mit steigendem L/G Verhältnis die Abscheidung in der Packungskolonne verbessert wird, da mehr SO_2 abgeschieden werden kann. Dies lässt sich dadurch erkennen, dass bei einer steigenden Berieselungsdichte mit konstant gehaltenem F-Faktor der HTU geringer wird

Außerdem ist in der Abbildung 20 erkennbar, dass sich mit steigender Berieselungsdichte die Messwerte immer annähern. Bei einer Berieselungsdichte von $60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ liegen, die Messwerte für die Versuchsreihen mit $A=2,5 \text{ mmol/l}$ und $A=3,4 \text{ mmol/l}$, innerhalb der Standardabweichung (Kapitel 6.7.1). Dies lässt sich dadurch begründen, dass bei dieser

Berieselungsdichte das Gleichgewicht der chemischen Potentiale in der Flüssig- und Gasphase nicht erreicht wird. Ein Indiz hierfür ist, dass in der beladenen Waschflüssigkeit für alle Versuche mit $A_T=2,5$ mmol/l und $B=60$ m³/(h·m²), Restalkalinität analytisch bestimmt werden konnte.

Aus der Abbildung 19 und Abbildung 20 geht hervor, dass die negativen Steigungen der Trendlinien für den Einfluss des L/G-Verhältnis und der Alkalinität jeweils eine größere negative Steigung besitzen, was zur Folge hat, dass geringe Änderungen dieser Einflussfaktoren den HTU stärker beeinflussen. Im Vergleich zum L/G-Verhältnis oder der Alkalinität spielt die Salinität durch die vergleichsweise geringe negative Steigung jedoch eine untergeordnete Rolle.

5.4.2 Einfluss der Meerwasserzusammensetzung

Um den Einfluss der Wasserzusammensetzung auf die SO₂-Abscheidung bestimmen zu können, werden Abscheidungsversuche mit fünf verschiedenen Salinitäten (0 – 40 g/l) durchgeführt. Die Alkalinität in der Waschflüssigkeit ist jene, welche sich aufgrund des IO einstellt und wird für die Versuche konstant gehalten. Dadurch kann die Veränderung der Abscheidung in Abhängigkeit von der Salinität und der damit verbundenen Standardalkalinität untersucht werden. Die Ergebnisse dieser Versuche sind in der nachfolgenden Abbildung 21 dargestellt.

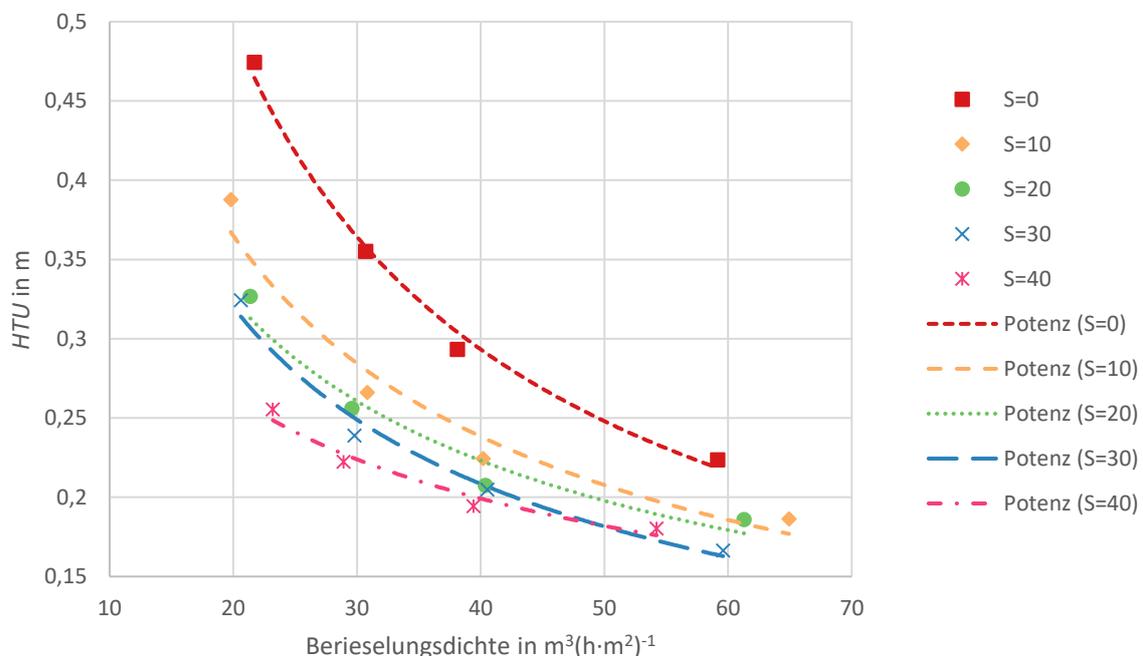


Abbildung 21: Graphische Darstellung der Messergebnisse für verschiedene Meerwasserzusammensetzungen

In der Abbildung 21 ist ersichtlich, dass mit steigender Berieselungsdichte der HTU abnimmt, wobei dieser bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ am geringsten ist. Außerdem ist zu erkennen, dass jene Versuchsreihen mit höherer Salinität einen geringeren HTU besitzen. Der sinkende HTU mit steigender Alkalinität deutet darauf hin, dass sich die Abscheidung mit steigender Salinität verbessert.

Ein weiterer Trend der Wasserzusammensetzung ist, dass mit steigender Berieselungsdichte die HTU-Werte immer näher beieinander liegen. Bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ liegt der HTU für $S=40 \text{ g/l}$ bei 0,25 m wohingegen jener für $S=0 \text{ g/l}$ bei über 0,45 m liegt. Wird hingegen $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ betrachtet liegt der HTU für $S=40 \text{ g/l}$ bei 0,16 m und jener für $S=0 \text{ g/l}$ bei 0,22 m. Der Hauptgrund hierfür ist jedoch nicht der Einfluss der Wasserzusammensetzung, sondern des L/G-Verhältnisses, welches mit steigender Berieselungsdichte größer wird.

Für die Messreihe $S=30 \text{ g/l}$ und $S=40 \text{ g/l}$ kann jedoch bei einer Berieselungsdichte von $60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, keine Aussage mehr getroffen werden, da der HTU innerhalb der Standardabweichung liegt. Außerdem ist in der beladenen Waschflüssigkeit eine Restalkalinität feststellbar, was drauf schließen lässt, dass das chemische Gleichgewicht bei dieser Berieselungsdichte nicht erreicht wird.

5.4.3 Salinität

Um den Einfluss der Salinität bestimmen zu können, werden Versuche durchgeführt bei denen die Alkalinität bei 0, 1,6, 2,5 und 3,4 mmol/l konstant gehalten und gleichzeitig die Salinität (0, 20, 30 40 g/l) variiert wird. Die Ergebnisse der Versuche sind in den nachfolgenden Abbildungen (Abbildung 22 und Abbildung 23) graphisch dargestellt und die Daten der Versuche im Anhang angeführt.

Die Berieselungsdichten aller Versuchsreihen mit derselben Alkalinität werden in den nachfolgenden Abbildungen über den HTU aufgetragen, um den Einfluss der Salinität unabhängig von der Alkalinität bestimmt zu können. Wie zuvor wird eine Potenz-Funktion als Trendlinie durch die Messpunkte jeder Versuchsreihe gelegt.

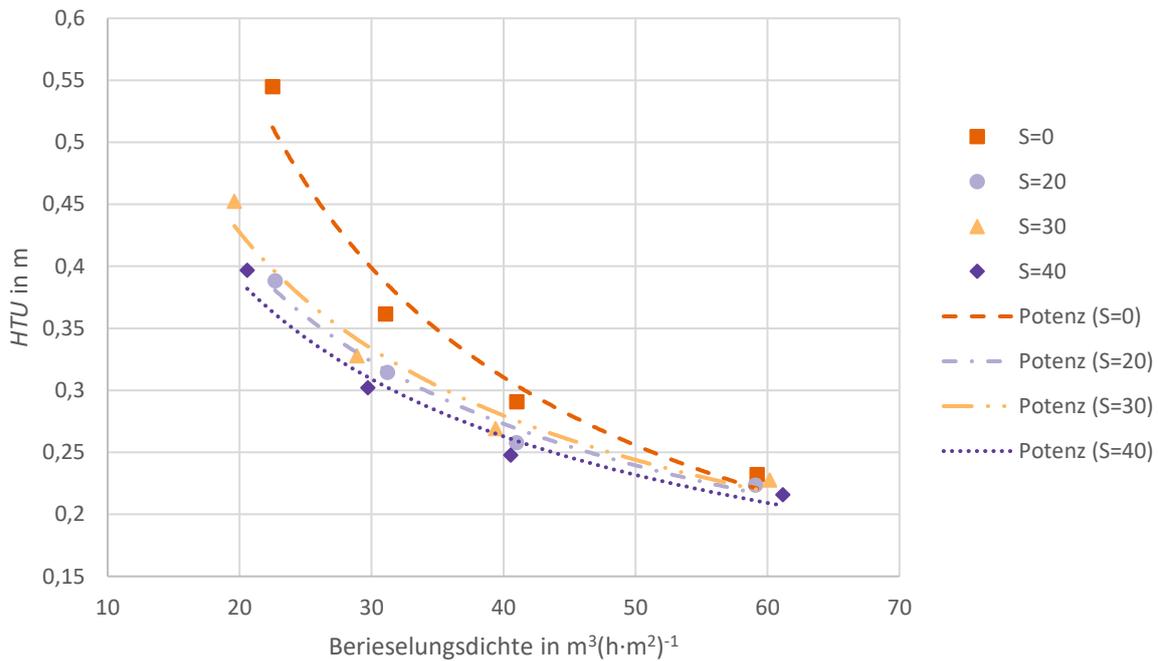


Abbildung 22: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei variabler Salinität und $A = 0 \text{ mmol/l}$

Die Abbildung 22 enthält alle Versuchsreihen in denen die Alkalinität 0 mmol/l beträgt. Aus dem Diagramm lässt sich erkennen, dass bei einer geringen Berieselungsdichte jene Versuchsreihe ohne Salinität im Vergleich zu den anderen Versuchsreihen mit $0,55 \text{ m}$ einen höheren HTU besitzt, wohingegen der HTU der übrigen Messreihen zwischen $0,45 \text{ m}$ und $0,4 \text{ m}$ liegt. Auch zwischen den Versuchsreihen mit Salinität in der Waschflüssigkeit können Abweichungen zwischen den HTU beobachtet werden. Bei $B = 20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ wird der HTU mit steigender Salinität geringer. Steigt die Berieselungsdichte jedoch an so wird der Abstand zwischen den HTU aller Versuchsreihen geringer und ist bei $B = 60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ nahezu ident.

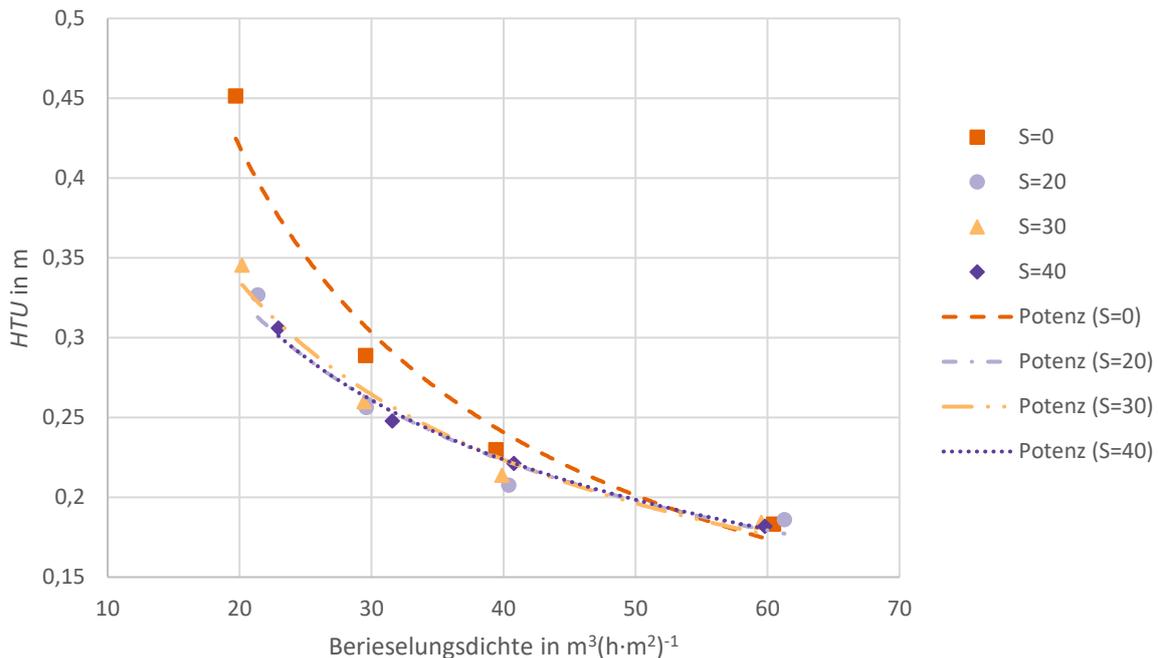


Abbildung 23: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei variabler Salinität und $A=1,6 \text{ mmol/l}$

Für die Versuchsreihen mit $A=1,6 \text{ mmol/l}$ (Abbildung 23) lässt sich ein ähnlicher Verlauf der Trendlinien wie in Abbildung 22 erkennen. Für $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ stimmen, wie in der vorherigen Abbildung 22, die HTU aller Versuchsreihen beinahe überein. Bei geringeren Berieselungsdichten überlagern sich die Trendlinien aller Versuchsreihen. Die Versuchsreihe ohne Salinität ($S=0 \text{ g/l}$), bildet dabei eine Ausnahme, da bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ der HTU in etwa $0,45 \text{ m}$ beträgt, wohingegen der HTU der anderen Versuchsreihen für dieselbe Berieselungsdichte bei in etwa $0,35 \text{ m}$ liegt. Dadurch gibt es eine Abweichung zwischen der Trendlinie für $S=0 \text{ g/l}$ und den übrigen Versuchsreihen.

Wird die Alkalinität weiter erhöht, so kann der Einfluss der Salinität, welcher in Abbildung 22 und Abbildung 23 ersichtlich ist, nicht mehr erkannt werden, da die berechneten HTU aller Salinitäten bei jeder Berieselungsdichte innerhalb der Standardabweichung liegen und die Potenz-Funktionen sich schneiden.

Aus den beiden vorhergehenden Abbildungen (Abbildung 22 und Abbildung 23) ist ersichtlich, dass die Salinität die Abscheidung beeinflusst. Wird eine Waschflüssigkeit mit Salinität aber ohne Alkalinität für die Abscheidung verwendet (Abbildung 22), sinkt der HTU-Wert bei niedrigen Berieselungsdichte ($B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$) mit steigender Salinität ab und ist bei $S=40 \text{ g/l}$ am niedrigsten. Mit steigender Berieselungsdichte hat das L/G-Verhältnis einen immer größer werdenden Einfluss, während jener der Salinität relativ sinkt.

Wird die Alkalinität jedoch in einer Waschflüssigkeit erhöht, so ist die Wirksamkeit der Salinität im Vergleich zur Alkalinität gering. Aus der Versuchsreihe mit einer Alkalinität gleich 1,6 mmol/l (Abbildung 23) geht hervor, dass nur die Versuchsreihe ohne Salinität einen höheren HTU besitzt. Jene Versuchsreihen mit Salz in der Waschflüssigkeit (20 g/l, 30 g/l und 40 g/l) haben hingegen alle bei jeder Berieselungsdichte in etwa denselben HTU. Wird die Alkalinität noch weiter erhöht, so kann die Wirkung der Salinität auf die Abscheidung nicht mehr beobachtet werden.

5.4.4 Alkalinität

Um den Einfluss der Alkalinität auf die Abscheidung bestimmen zu können, werden Versuche durchgeführt, bei denen die Alkalinität (0, 1,6, 2,5, 3,4 mmol/l) in der Waschflüssigkeit, bei gleichbleibender Salinität (0, 20, 30, 40 g/l) verändert wird. Die Ergebnisse der Versuche sind in den nachfolgenden Abbildungen (Abbildung 24 und Abbildung 25) graphisch dargestellt. Die Daten der Versuche sind im Anhang dargestellt.

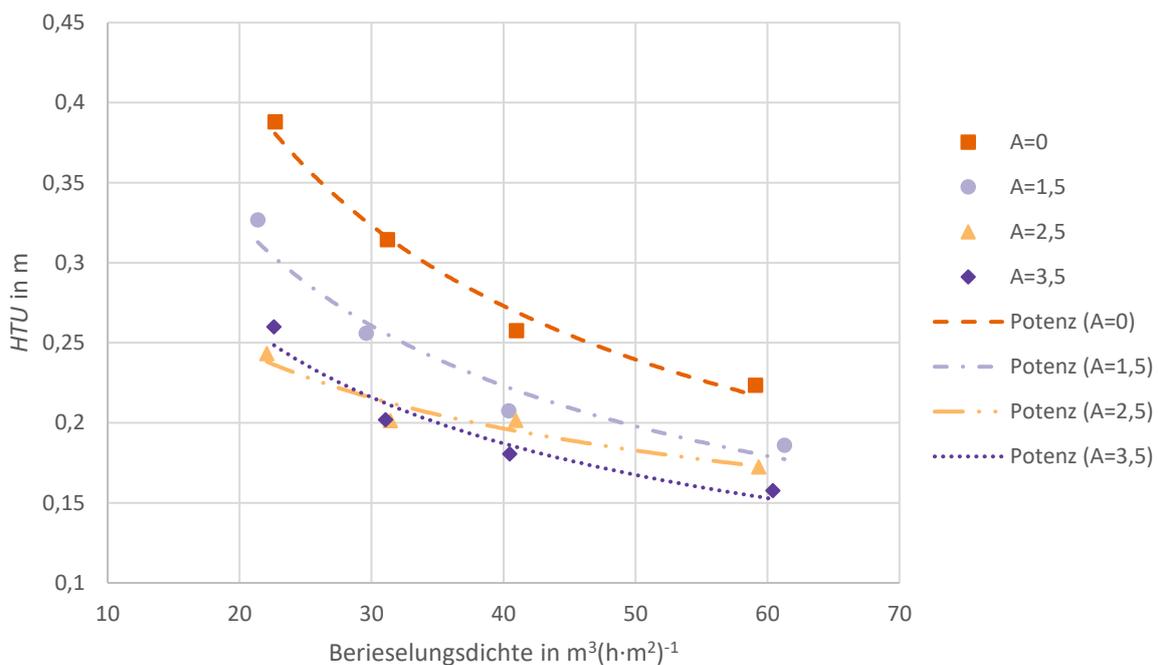


Abbildung 24: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei $S=20$ g/l und variabler Alkalinität

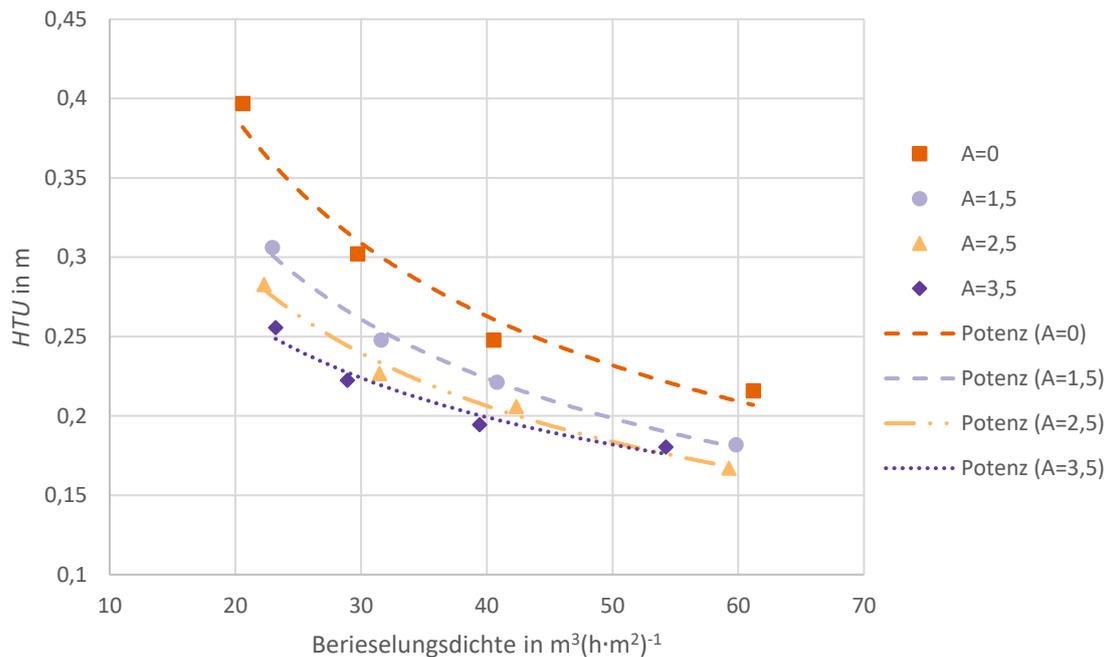


Abbildung 25: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei $S=40$ g/l und variabler Alkalinität

Aus den Abbildungen lässt sich erkennen, dass der HTU mit steigender Alkalinität, unabhängig von der Berieselungsdichte, geringer wird. Für $A=0$ mmol/l liegt der HTU bei in etwa 0,4 m, wohingegen der HTU für $A=3,4$ mmol/l im Bereich von 0,25 m liegt. Außerdem ist wie auch schon in Kapitel 5.4.3 erkennbar, dass mit steigender Berieselungsdichte der HTU absinkt und sich die Messwerte immer weiter annähern. Für die Berieselungsdichte $60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ liegen die Messpunkte innerhalb der Standardabweichung.

Für die Abbildungen mit einer Salinität gleich 20 g/l (Abbildung 24) und 40 g/l (Abbildung 25) kann, bei geringen Berieselungsdichten, über den HTU erkannt werden, dass sich mit steigender Alkalinität auch die Abscheidung verbessert. Mit der Erhöhung der Berieselungsdichte gewinnt das L/G-Verhältnis jedoch mehr an Bedeutung, weshalb die HTU der Messreihen sich annähern. Der Einfluss des L/G-Verhältnisses kann auch deshalb erkannt werden, da bei der höchsten Berieselungsdichte für die Messreihen mit $A=2,5$ mmol/l und $A=3,4$ mmol/l noch Alkalinität für die Abscheidung zur Verfügung steht. Bei den Versuchsreihen mit niedriger Alkalinität ist dies jedoch nicht der Fall.

5.5 Vergleich der Messwerte mit Modellenvorhersagen

Für die Auslegung von Packungskolonnen mittels des HTU-NTU Konzeptes sind die Stoffübergangsparameter von großer Bedeutung. Diese können wie bereits erläutert etwa über das Modell von Billet und Schultes oder jenes von Wang berechnet werden. Außerdem können die Parameter experimentell bestimmt werden.

Über die Modelle können die Stoffübergangskoeffizienten berechnet werden, mit denen in weiterer Folge der HTU berechnet wird. Dieser wird anschließend mit den Messdaten verglichen. Zu diesem Zweck werden die Versuchsreihen mit verschiedenen Salinitäten und deren Standardalkalinitäten, welche an der Midikolonne gemessen wurden, verwendet.

Damit die HTU der Modelle bestmöglich an jene der Messdaten angepasst sind, werden die Steigungen der Gleichgewichtslinien über die SOLVER-Funktion berechnet. In der nachfolgenden Tabelle sind die berechneten Gleichgewichtssteigungen für beide Modelle über die Salinität aufgetragen.

Tabelle 4: Darstellung der mit dem Solver berechneten Gleichgewichtssteigung für beide Modelle sowie die dazugehörige Salinität

Salinität g/l	m(Wang)	m(BS)
0	2,04E-03	1,95E-03
10	1,04E-03	4,56E-04
20	6,68E-04	0,00E+00
30	5,38E-04	0,00E+00
40	1,61E-04	0,00E+00

Sowohl beim Modell nach BS als auch beim Modell nach Wang sinkt die Gleichgewichtssteigung mit steigender Salinität. Beim Modell nach Wang sinkt die Steigung der Gleichgewichtslinie im selben Maß wie der flüssigkeitsseitige Stoffübergangskoeffizient. Dadurch ergibt sich, dass der berechnete Stoffdurchgangskoeffizient bei jeder Berieselungsdichte, unabhängig von der Salinität, den nahezu identen HTU besitzt.

Über die Gleichgewichtssteigung und den über die Modelle berechneten Stoffübergangsparameter können die HTU berechnet werden. Diese werden in den nachfolgenden Darstellungen (Abbildung 26 bis Abbildung 28) über die Berieselungsdichte aufgetragen. Des Weiteren werden die Datenreihen sowie Potenz-Funktionen als Trendlinien eingefügt.

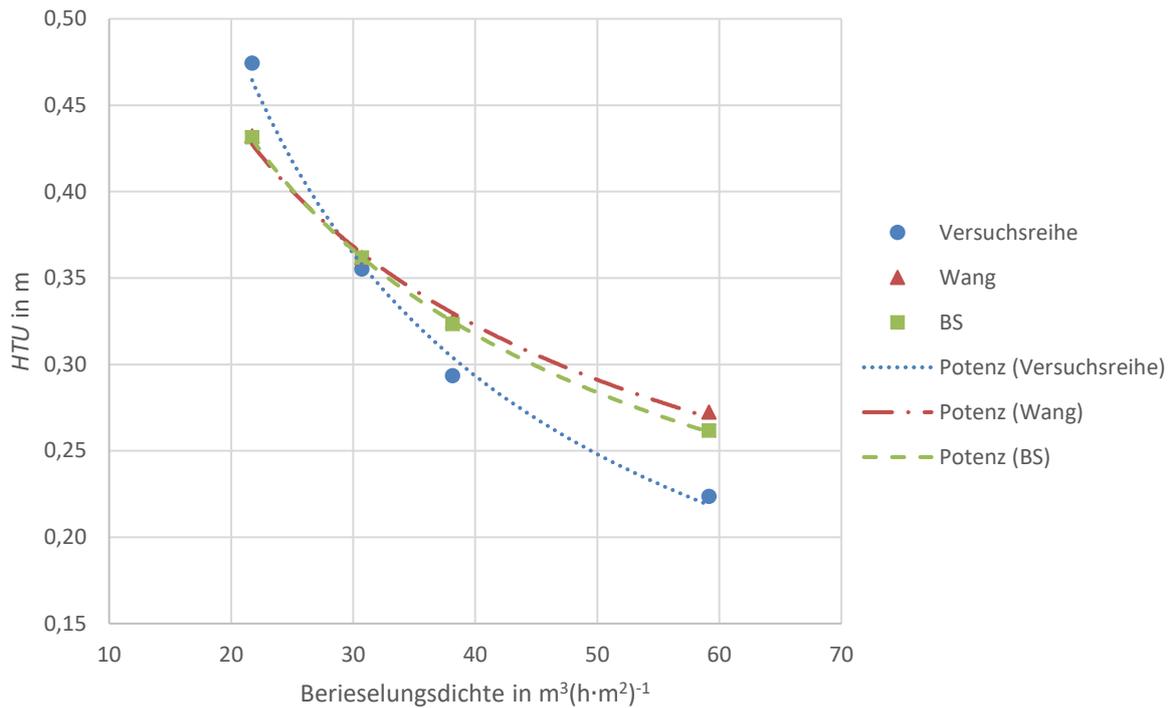


Abbildung 26: Graphische Darstellung der Modelle und der dazugehörigen, gemessenen Versuchsreihe für $S=0$ g/l

Bei einer Salinität von 0 g/l ist aus der Abbildung 26 ersichtlich, dass beide Modelle bei jeder Berieselungsdichte in etwa dieselben HTU besitzen, wodurch die Trendlinien annähernd ident sind. Im Vergleich zu der gemessenen Versuchsreihe liegen die HTU der Modelle, bei $B=20$ $m^3/(h \cdot m^2)$, und damit unterhalb des HTU der Versuchsreihe. Mit steigender Berieselungsdichte nähern sich die HTU der Modelle aneinander an und besitzen bei $B=30$ $m^3/(h \cdot m^2)$ in etwa denselben Wert. Wird die Berieselungsdichte weiter erhöht, so sinkt der HTU der Versuchsreihe stärker ab als jener der Modelle, weshalb ab $B=30$ $m^3/(h \cdot m^2)$, die HTU der Modelle höher sind als die Gemessenen.

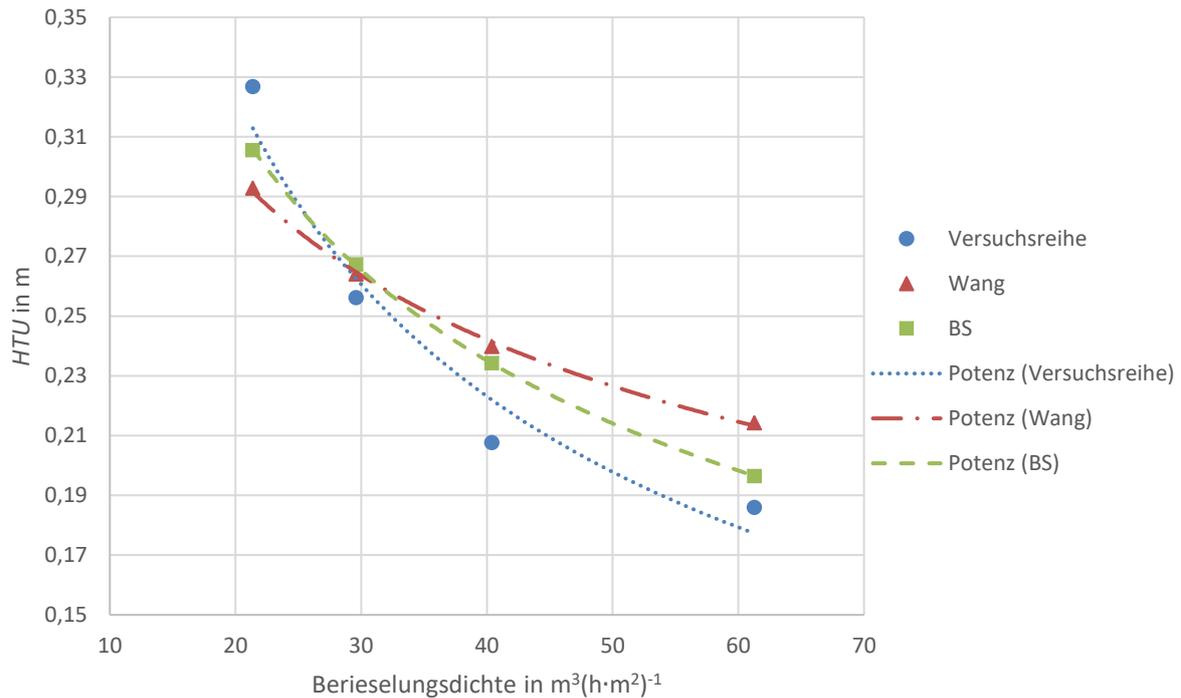


Abbildung 27: Graphische Darstellung der Modelle und der dazugehörigen gemessenen Versuchsreihe für $S=30$ g/l

Werden die Modelle für eine Versuchsreihe mit höherer Salinität ($S=30$ g/l) verwendet, ist aus der Abbildung 27 ersichtlich, dass wie bei der $S=0$ g/l die HTU der Modelle im Vergleich zur Versuchsreihe bei $B=20$ $m^3/(h \cdot m^2)$ niedriger sind, bei $B=30$ $m^3/(h \cdot m^2)$ in etwa den gleichen Wert haben und bei einer weiteren Erhöhung der Berieselungsdichte, größer als der gemessene HTU werden.

Im Vergleich zu $S=0$ g/l besitzen die Modelle jedoch nicht den gleichen Verlauf der Trendlinie. Das Modell von Wang hat bei $B=20$ $m^3/(h \cdot m^2)$ den niedrigsten HTU, die negative Steigung des HTU ist jedoch nicht so steil, weshalb der HTU des Wang Modells bei höheren Berieselungsdichten den höchsten HTU besitzt.

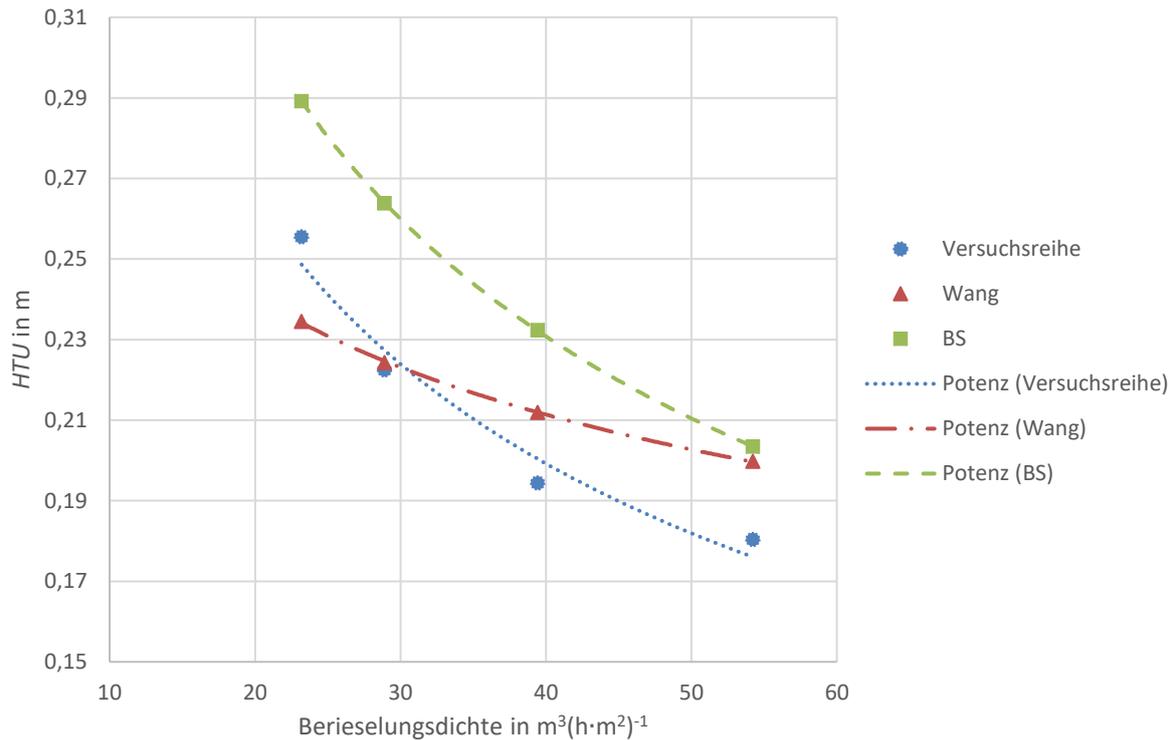


Abbildung 28: Graphische Darstellung der Modelle und der dazugehörigen gemessenen Versuchsreihe für $S=40$ g/l

Wird die Salinität noch weiter auf 40 g/l erhöht, weichen die Modelle noch stärker voneinander ab (Abbildung 28). Das Modell von Wang besitzt immer noch den nahezu identen Verlauf. Bei $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ ist der HTU geringer als bei der Versuchsreihe und schneidet diese bei $B=30 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$. Anschließend wird der HTU höher, als bei der gemessenen Versuchsreihe.

Im Gegensatz zu den Abbildung 26 und Abbildung 27 sind in Abbildung 28 beim BS Modell für $S=40$ g/l alle HTU höher, als die gemessenen und über das Wang Modell berechneten HTU, weshalb das BS Modell keine der anderen Trendlinien schneidet. In der Abbildung 28 ist außerdem zu erkennen, dass die Trendlinie des BS-Modells in etwa parallel zu jener der gemessenen Versuchsreihe läuft.

Für das Modell von Wang kann der Einfluss der Salinität nicht beobachtet werden, da der Verlauf der Trendlinien bei allen Abbildungen ident ist und bei $B=30 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ das Wang Modell immer nahezu denselben HTU wie die gemessenen Versuchsdaten besitzt. Bei höheren Berieselungsdichten ist der berechnete HTU immer höher als der gemessene.

Aus den Abbildungen ist für das Modell nach BS ersichtlich, dass mit steigender Salinität das Modell sich immer weiter an die gemessene Versuchsreihe annähert. Wird die Salinität in der Waschflüssigkeit jedoch über 30 g/l erhöht, wird der HTU nach dem Modell im Vergleich zum gemessenen größer. Die Steigungen der Trendlinien sind jedoch bei höheren Salinitäten parallel zur Versuchsreihe.

Um die Vorhersagen der Modelle auf Ihre Plausibilität zu überprüfen, wird die relative Abweichung der Molalität zwischen der über die Modelle und jener von Rodríguez-Sevilla et al. (2004) berechneten Molalität ermittelt. Dabei wird Modell nach BS nicht berücksichtigt.

Die relativen Abweichungen sind in der nachfolgenden Tabelle 5 und die dabei berechneten Molalitäten sind im Anhang Tabelle 25 angeführt.

Tabelle 5: Relative Abweichung zwischen der mittels des Modell nach Wang und der Funktion nach Rodríguez-Sevilla et al. (2004) berechneten Molalität

		Salinität g/l				
		0	10	20	30	40
Berieselungsdichte $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$	20,00	-43,01%	-39,86%	-36,66%	-35,39%	-29,95%
	30,00	-38,81%	-32,79%	-31,60%	-28,78%	-26,42%
	40,00	-35,35%	-28,57%	-26,01%	-24,71%	-22,58%
	60,00	-29,12%	-22,65%	-22,56%	-18,40%	-20,38%

Die relative Abweichung zwischen den Molalitäten ist für jede Berieselungsdichte und Salinität negativ, was bedeutet, dass nach dem Modell von Wang mehr SO_2 in der beladenen Waschflüssigkeit gelöst ist, als laut Rodríguez-Sevilla et al. (2004). Außerdem ist ersichtlich, dass mit steigender Salinität und steigender Berieselungsdichte die relative Abweichung geringer wird. Für $B=20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und $S=0 \text{ g/l}$ ist die relative Abweichung mit 43,01% vergleichsweise am höchsten. Die relative Abweichung sollte dem zu Folge bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und $S=40 \text{ g/l}$ am geringsten sein. Dies ist auch, mit Ausnahme von $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und $S=30 \text{ g/l}$, welche eine relative Abweichung von 18,40% besitzt, der Fall da bei $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und $S=40 \text{ g/l}$ die relative Abweichung 20,38% beträgt.

6 Diskussion der Ergebnisse

6.1 SO₂ Abscheidung verschiedener Packungen

Aus den Versuchen mit verschiedenen Packungen ist erkennbar, dass die spezifische Phasengrenzfläche der Hiflow PLUS 2 bei 100 m³/m² liegt, wohingegen die restlichen Packungen eine spezifische Phasengrenzfläche von 250 m³/m² besitzen. Dadurch ist ersichtlich, dass bei einer geringen spezifischen Phasengrenzfläche ein geringerer Abscheidegrad erreicht werden kann. Der Grund hierfür ist, dass die Kontaktfläche zwischen der Flüssig- und Gasphase geringer wird, wodurch weniger SO₂ von der Gas- in die Flüssigphase übergeht, da für den Stoffdurchgang die beiden Phasen miteinander im Kontakt stehen.

Des Weiteren ist aus der Abbildung 16 ersichtlich, dass mit sinkendem Neigungswinkel die SO₂-Abscheidung innerhalb der Kolonne verbessert wird. Dies lässt sich darauf zurückführen, dass bei einem flacheren Neigungswinkel die Waschflüssigkeit länger benötigt, um die Packung zu durchströmen, weshalb sich die Kontaktzeit innerhalb der Packung erhöht.

6.2 Auswirkung der Wasserzusammensetzung auf die Abscheidung

Aus der Abbildung 21 ist ersichtlich, dass mit steigender Salinität der HTU absinkt. Dies wiederum deutet darauf hin, dass der Stoffdurchgangskoeffizient größer wird, wodurch auch die Abscheidung verbessert wird. Der Grund hierfür kann die steigende Salinität zunehmenden Alkalinität in der Waschflüssigkeit sein, welche linear mit der Salinität zunimmt.

Mit steigender Berieselungsdichte ist außerdem erkennbar, dass der Abstand zwischen den HTU jeder Messreihe immer geringer wird. Der Hauptgrund hierfür ist jedoch nicht der Einfluss der Wasserzusammensetzung, sondern des L/G-Verhältnisses, welches mit steigender Berieselungsdichte größer wird. Der Einfluss des L/G-Verhältnisses wird im Kapitel 6.5 diskutiert.

6.3 Auswirkung der Salinität auf die Abscheidung

Aus den Abbildung 18 bis Abbildung 20 geht hervor, dass im Vergleich zum L/G-Verhältnis und der Alkalinität, die Salinität eine untergeordnete Rolle bei der Abscheidung von SO₂ mit Meerwasser spielt. Es ist jedoch zu erkennen, dass die Salinität die SO₂-Abscheidung beeinflusst, da bei niedriger Alkalinität (<1,5 mmol/l), die Waschflüssigkeit mit einer Salinität >0 g/l einen niedrigeren HTU besitzen, als jene Versuchsreihe mit S=0 g/l.

Diese Erkenntnis deckt sich mit der Literatur (Harris 2014), welche besagt, dass durch das Erhöhen der Salinität, die Ionenstärke innerhalb der Lösung erhöht wird. Dies führt wiederum dazu, dass mehr SO₂, aufgrund des Absenkens des Aktivitätskoeffizienten, in Lösung geht.

6.4 Auswirkung der Alkalinität auf die Abscheidung

Die Erkenntnis, dass sich die Abscheidung mit steigender Alkalinität verbessert (Kapitel 5.4.4), deckt sich auch mit der Theorie (Caiazzo et al. 2013; Flagiello et al. 2021a), da die Alkalinität der Versauerung der Waschflüssigkeit, welche durch das SO_2 entsteht, unter Bildung von H_2O entgegenwirkt (Gleichung (IV)). Durch die Bildung von H_2O aus den H_3O^+ -Ionen verschiebt sich aufgrund des Prinzips von Le Chatelier das chemische Gleichgewicht der Gleichung (II) in Richtung der Produkte.

Die Verschiebung erfolgt dadurch, dass das durch die Neutralisation gebildete H_2O mehr HSO_3^- zum Erreichen des chemischen Gleichgewichts gebildet werden muss. Dies hat wiederum zur Folge, dass mehr gelöstes SO_2 mit dem H_2O reagiert, weshalb mehr gasförmiges SO_2 in Lösung geht und deshalb mehr SO_2 aus dem Gasstrom abgeschieden wird.

Wird die Alkalinität in der Waschflüssigkeit erhöht, so steigt die Fähigkeit der Flüssigkeit dieser Versauerung entgegenzuwirken, weshalb bei einer steigenden Alkalinität mehr SO_2 abgeschieden werden kann.

6.5 Auswirkung des L/G-Verhältnisses auf die Abscheidung

Aus den Messwerten aller Versuchsreihen, lässt sich, unabhängig von der Wasserzusammensetzung, erkennen, dass sich mit steigender Berieselungsdichte der HTU abnimmt. Mit sinkendem HTU steigt nach Gleichung (30) der Stoffdurchgangskoeffizient, was wiederum zur Folge hat, dass der Stoffstrom an SO_2 , welcher von der Gas- in die Flüssigphase übergeht (Gleichung (15)) ansteigt und daher mit steigendem L/G-Verhältnis auch die Abscheidung verbessert wird.

Die durch die Versuche gewonnenen Erkenntnisse decken sich auch mit der Theorie (Flagiello et al. 2018; Heidel 2015) zum Einfluss des L/G-Verhältnis. Die besagt, dass bei einer Erhöhung des Verhältnisses, die Abscheidung verbessert wird, da bis zum Erreichen des chemischen Gleichgewichtes mehr SO_2 in die Flüssigphase absorbiert wird.

Außerdem kann bei hohen Berieselungsdichten ($B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$) und einer Alkalinität über $2,4 \text{ mmol/l}$ eine Restalkalinität in der beladenen Waschflüssigkeit nachgewiesen werden. Dies deutet darauf hin, dass sich bei hohen Berieselungsdichten kein chemisches Gleichgewicht innerhalb der Kolonne einstellt.

Aufgrund der Datenlage kann hierfür jedoch kein eindeutiger Trend erkannt werden. Um dies genauer bestimmen zu können, müssen Versuche mit $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und höher durchgeführt werden.

6.6 Modellierung

Die Abweichung der Modelle von den Messdaten kann auf mehrere Ursachen zurück zu führen sein. Unter anderem wird in den Modellen näherungsweise angenommen, dass sich die Abscheidung wie eine Physisorption verhält, obwohl es sich um eine Chemisorption handelt. Dadurch wird die Reaktionskinetik in den Modellen nicht berücksichtigt, weshalb nur die Löslichkeit des SO_2 in die Flüssigphase berücksichtigt wird. Da die Reaktion des SO_2 zu SO_3^{2-} nicht berücksichtigt wird, kommt es zu einer schlechteren Abscheidung in den Modellen. Dies hat zur Folge, dass wie im Modell von Wang ersichtlich die Salinität keinen Einfluss hat und ab einer Berieselungsdichte von $B=30 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ der HTU immer höher ist als jener der Versuchsreihe.

Beim Modell BS wird die Salinität zwar nicht direkt im Modell berücksichtigt. Es ist jedoch aus den Abbildung 26 und Abbildung 27 ersichtlich, dass sich mit steigender Salinität, die Kurven immer weiter annähern. Dies liegt daran, dass mit steigender Salinität die Gleichgewichtssteigung, welche über den Solver ermittelt wird, geringer wird und ab $S=30 \text{ g/l}$ bei null liegt.

$$\frac{1}{k_i^G} = \frac{1}{\beta_i^G} + \frac{m}{\beta_i^L} \quad (11)$$

Dadurch wird wie in Gleichung (11) ersichtlich, mit steigender Salinität der gaseitige Stoffdurchgangskoeffizient im Modell immer größer, weshalb mehr SO_2 in Lösung gehen kann.

Des Weiteren wird bei den Modellen angenommen, dass die Abscheidung nur in der strukturierten Packung stattfindet. Während der Versuche findet jedoch auch eine Abscheidung beim Einlauf der Gas- und der Flüssigphase statt. Diese sogenannten Einlaufeffekte sind nicht im Modell berücksichtigt und treten vor allem bei hoher Alkalinität auf, da die Waschflüssigkeit aufgrund des treibenden Gradienten mehr SO_2 aufnehmen kann. Im Modell von BS ist dies Erkennbar, da bei der Versuchsreihe mit einer Salinität von 40 g/l ($A=3,4 \text{ mmol/l}$) der HTU im Modell bei jeder Berieselungsdichte höher ist und die Trendlinie des Modells annähernd parallel zur Versuchsreihe liegt.

Eine weitere Ursache für die Abweichung der Modelle ist, dass in den Modellen eine Abscheidung über die gesamte Packungshöhe angenommen wird. Bei geringen Berieselungsdichten kann es jedoch vorkommen, dass die Absorption innerhalb der Packung das chemische Gleichgewicht erreicht wird, weshalb die Abscheidung nicht über die gesamte Packungshöhe stattfindet. Wie in Abbildung 26 bis Abbildung 28 ersichtlich, ist dies vor allem bei geringen Berieselungsdichten der Fall, da das chemische Gleichgewicht schneller erreicht wird.

Aus der Überprüfung der Plausibilität der Modelle geht hervor, dass bei hohen Berieselungsdichten und Salinitäten die über das Modell berechneten Molalitäten sich jenen aus der Literatur annähern. Bei der höchsten untersuchten Salinität und Berieselungsdichte wird eine relative Abweichung von unter 25% erreicht.

Die relative Abweichung ist jedoch für $S=30$ g/l und $B=60$ m³/(h·m²) am geringsten. Dies lässt sich darauf zurück führen, dass die verwendete Funktion laut Rodríguez-Sevilla et al. (2004) für die Salinität gleich 35 g/l gilt und die Salinität in der Funktion nicht berücksichtigt wird. Für eine grobe Abschätzung der Plausibilität wird diese Funktion dennoch verwendet.

6.7 Abweichung der Messergebnisse

6.7.1 Allgemeine Messfehler für die Versuche an der Midikolonne

Wegen Ungenauigkeiten bei der Waschwasserherstellung, der Versuchsdurchführung und der Analytik kann es zu Abweichungen zwischen den Messdaten einzelner Versuchsreihen kommen, obwohl die gleichen Parameter eingestellt sind. Aus diesem Grund werden an der Midikolonne drei Versuche mit nahezu identer Salinität durchgeführt, um die Standardabweichung der Messdaten ermitteln zu können.

Hierfür wird jeweils eine Waschflüssigkeit von $S= 33$ g/l angesetzt und mit der RMP N 250 Y Packung ein Versuch, wie in Kapitel 4.4.1 erläutert, durchgeführt. Anschließend werden die Versuchsergebnisse ausgewertet und die Standardabweichung der Versuchsreihen ermittelt.

In der nachfolgenden Abbildung sind die einzelnen Versuchsreihen sowie der Mittelwert der Versuchsreihen dargestellt, indem der HTU über die Berieselungsdichte aufgetragen wird. Des Weiteren wird eine Potenz-Funktion als Trendline durch die Messpunkte gelegt.

Die Messwerte der Versuchsreihen, sowie der berechnete Mittelwert und die Wasserzusammensetzungen sind im Anhang in der Tabelle 22 zu finden.

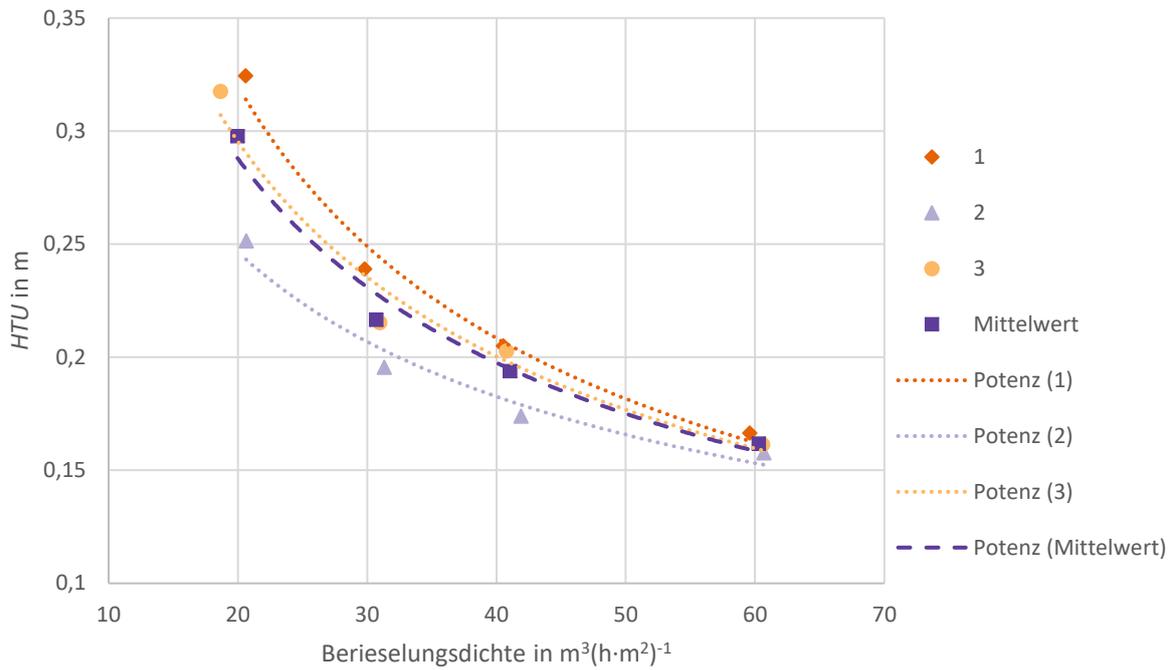


Abbildung 29: Versuchsreihen zur Bestimmung der Standardabweichung an der Midikolonne

Die aus den Versuchen ermittelte Standardabweichung für den F-Faktor, der Ist-Berieselungsdichte und dem HTU werden in der nachfolgenden Tabelle für jede Soll-Berieselungsdichte angeführt.

Tabelle 6: Ermittelte Standardabweichung für den HTU, den F-Faktor und der Ist-Berieselungsdichte für die RMP N 250 Y Packung an der Midikolonne

Soll-Berieselungsdichte $m^3/(h \cdot m^2)$	F-Faktor mmol/l	HTU m	Ist-Berieselungsdichte $m^3/(h \cdot m^2)$
20	0,0100	0,0403	1,1346
30	0,0058	0,0218	0,7939
40	0,0058	0,0173	0,7259
60	0,0058	0,0044	0,5992

Aus Tabelle 6 geht hervor, dass die Standardabweichungen der Messpunkte bei niedrigen Berieselungsdichten größer sind als bei jenen mit hohen Berieselungsdichten. Weshalb sich eine höhere Messgenauigkeit bei den geringeren Berieselungsdichten ergibt.

6.7.2 Messfehler der Analytik

Um die Standardabweichung für die Analytik zur Bestimmung der Alkalinität ermitteln zu können, wird eine Standardlösung mit der Salzkonzentration von 33,3 g/l erzeugt und die Alkalinität zehn Mal mittels Titration bestimmt. Die Messergebnisse befinden sich in Tabelle 8 und Tabelle 9 des Anhangs und sind in Abbildung 30 graphisch dargestellt.

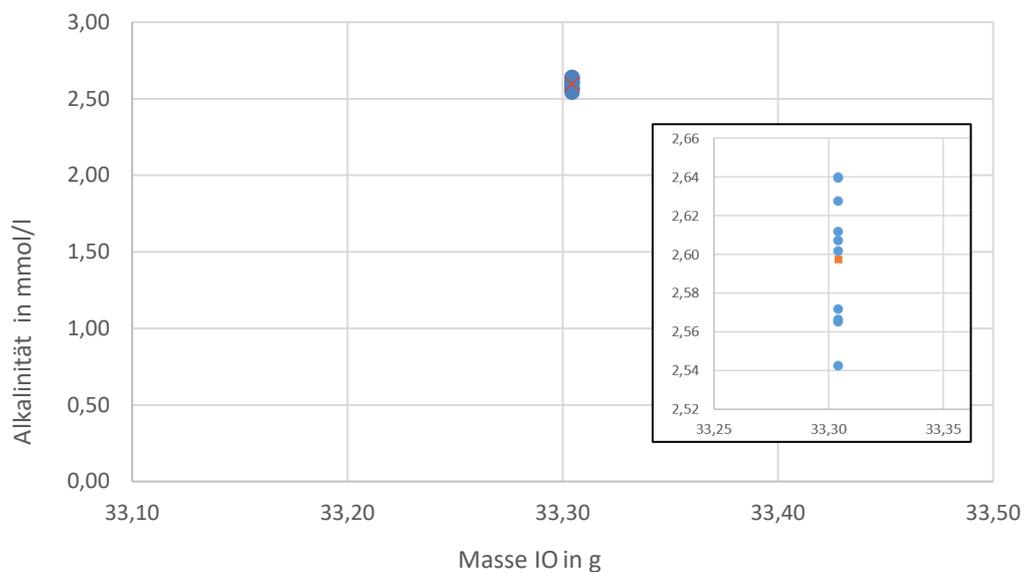


Abbildung 30: Messergebnisse zur Ermittlung der Standardabweichung mit detaillierter Darstellung mit Quadrat als Mittelwert

Aus den Messergebnissen die Standardabweichung der Titration berechnet. Die Ergebnisse sind in der nachfolgenden Tabelle angeführt. Diese liegt für die Bestimmung der Alkalinität mittels Titration bei $\pm 0,034$ mmol/l.

7 Zusammenfassung

Im Rahmen dieser Arbeit wird das Absorptionssystem SO_2 /Meerwasser experimentell untersucht, um ein besseres Verständnis für den Einfluss der Wasserzusammensetzung, des L/G-Verhältnis und der Packungsgeometrie auf die Abscheidung zu erhalten.

Für die experimentelle Untersuchung werden zwei Versuchsanlagen, wie in VDI 2761-2 beschrieben, in Betrieb genommen, um damit SO_2 Abscheidungsversuche durchführen zu können. Es stehen für beide Versuchsanlagen die gleichen Packungstypen zur Verfügung, wobei diese sich aufgrund der unterschiedlichen Kolonnendurchmessern (DN150 und DN450) in ihren Durchmessern unterscheiden.

An beiden Versuchsanlagen werden SO_2 -Abscheidungsversuche mit fünf verschiedenen Packungen durchgeführt, um die Auswirkungen unterschiedlicher Neigungswinkel (45° und 60°) sowie spezifischer Oberflächen ($100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ und $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Bestimmen zu können. Dabei ergibt sich, dass sowohl die spezifische Oberfläche als auch der Neigungswinkel der Packung die SO_2 Abscheidung beeinflussen. Die Versuchsdaten zeigen, dass mit steigender spezifischer Phasengrenzfläche die Abscheidung verbessert wird. Außerdem ist zu erkennen, dass die Packungen mit einem Neigungswinkel von 45° mehr SO_2 abscheiden, als jene mit einem Winkel von 60° .

Die Zusammensetzung der Waschflüssigkeit spielt eine entscheidende Rolle, bei der Abscheidung des SO_2 . Die Salinität und Alkalinität der Waschflüssigkeit haben dabei einen großen Einfluss auf die Abscheidung, weshalb im Zuge dieser Arbeit der Einfluss dieser beiden Größen experimentell untersucht wird.

Zur Bestimmung des Einflusses der Wasserzusammensetzung werden fünf verschiedenen Wasserzusammensetzungen mit einer Salinität von 0 g/l bis 50 g/l erzeugt und SO_2 -Abscheidungsversuche durchgeführt. Dabei ergibt sich, dass mit steigender Salinität die Abscheidung verbessert wird.

Aufgrund des linearen Zusammenhangs zwischen der Salinität und Alkalinität war jedoch nicht genau ersichtlich, ob der Anstieg der Salinität oder jener der Alkalinität für die verbesserte Abscheidung ausschlaggebend war. Aus diesem Grund werden weitere Versuche, bei denen die Salinität konstant gehalten, während die Alkalinität variiert wird und Versuche mit konstanter Alkalinität und variiertes Salinität, durchgeführt. Bei diesen Versuchsreihen wird die Salinität 0 g/l, 20 g/l, 30 g/l und 40 g/l sowie die Alkalinität 0 mmol/l, 1,6 mmol/l, 2,5 mmol/l und 3,4 mmol/l untersucht.

Aus den Ergebnissen geht hervor, dass die Alkalinität einen wesentlich größeren Einfluss auf die Abscheidung hat als die Salinität. Dies lässt sich darauf zurückführen, dass die Alkalinität der Versauerung der Waschflüssigkeit entgegenwirkt.

Nichtsdestotrotz ist zu erkennen, dass die Salinität bei einer niedrigen Alkalinität einen Vergleichsweise großen Einfluss auf die Abscheidung hat und diese verbessert. Mit steigender

Alkalinität wird der Einfluss der Salinität jedoch geringer, da die steigende Alkalinität die Abscheidung mehr beeinflusst als die Salinität

Neben dem Einfluss der Packungsgeometrie und der Wasserzusammensetzung wird auch das L/G-Verhältnis experimentell untersucht, indem bei jedem Versuch die Abscheidung für die Berieselungsdichten ($20 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, $30 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$, $40 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und $60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$) bei gleichbleibendem F-Faktor gemessen wird.

Daraus ergibt sich, dass das L/G-Verhältnis einen signifikanten Einfluss auf die Abscheidung hat. Aus den Messdaten ist ersichtlich, dass mit steigendem L/G Verhältnis auch die Abscheidung in der Packungskolonie verbessert wird.

Außerdem wird mit gängigen Modellen die Abscheidung in der Kolonne berechnet und anschließend mit den Messdaten aus den Versuchen mit unterschiedlichen Wasserzusammensetzungen verglichen. Hierfür werden das Modell von Billet und Schultes und jenes von Wang verwendet.

Beim Vergleich stellte sich heraus, dass das Modell von Billet und Schultes die Salinität in der Waschflüssigkeit berücksichtigt. Das Modell nach Wang hingegen berücksichtigt diese nicht. Da bei der Modellierung jedoch angenommen wird, dass es sich bei der Abscheidung um eine Physisorption handelt, ist die berechnete Abscheidung vor allem bei hohen Berieselungsdichten immer zu gering. Für eine grobe Abschätzung der Abscheidung können die Modelle, ins besondere das Modell nach Billet und Schultes angewendet werden.

7.1 Ausblick

Im Zuge dieser Arbeit wurden einige Einflussfaktoren für das Absorptionssystem SO_2 /Meerwasser experimentell untersucht. Dennoch gibt es Einflussfaktoren, welche im Rahmen der Versuche konstant gehalten werden. Darunter zählen unter anderem die Temperatur und die SO_2 Konzentration im Abgas, welche noch zu untersuchen sind. Hierfür kann eine der bereits beschriebenen Versuchsstände verwendet werden.

Aus den Versuchen mit den verschiedenen Packungen geht hervor, dass die Abscheidung in Packungen mit einem Neigungswinkel von 45° besser ist als bei einem Winkel von 60° . Es ist jedoch nicht ersichtlich, ob es sich hierbei um einen generellen Trend handelt die Abscheidung bei einem flacheren Neigungswinkel immer besser wird, oder es einen optimalen Winkel für die Abscheidung gibt. Um dies zu bestimmen, müssen weitere Versuche mit Packungen, welche die gleichen spezifischen Phasengrenzflächen aber unterschiedlichen Neigungswinkeln haben, durchgeführt werden.

Des Weiteren ist auf Grund der Datenlage nicht ersichtlich, wie sich der Einfluss des L/G-Verhältnisses verändert, wenn die Berieselungsdichte oder der F-Faktor erhöht werden. Deshalb müssen noch weitere Versuche mit $B=60 \text{ m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$ und höher, sowie mit verschiedenen F-Faktoren und konstanter Berieselungsdichte durchgeführt werden.

Um die Abscheidung anstatt experimentell zu bestimmen, auch berechnen zu können, wurden gängige Modelle dazu verwendet die Abscheidung zu berechnen. Dabei wurde davon ausgegangen, dass es sich um eine Physisorption handelt, weshalb die Reaktionskinetik nicht berücksichtigt wird. Für eine grobe Abschätzung der Abscheidung kann dies angewendet werden. Um jedoch genauere Ergebnisse erhalten zu können, muss die Reaktionskinetik in die Modelle integriert werden.

Durch die in dieser Arbeit durchgeführten Versuche, konnte ein besseres Verständnis für das Absorptionssystem erlangt werden, um die Abscheidung jedoch so effizient wie möglich gestalten zu können muss noch einiges an Forschungsarbeit geleistet werden.

8 Verzeichnisse

8.1 Literaturverzeichnis

- Andreasen, Anders; Mayer, Stefan (2007): Use of Seawater Scrubbing for SO₂ Removal from Marine Engine Exhaust Gas. In: *Energy Fuels* 21 (6), S. 3274–3279. DOI: 10.1021/ef700359w.
- Baehr, Hans Dieter; Stephan, Karl (2013): Wärme- und Stoffübertragung. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- Bartlok, Guido (2002): Untersuchungen zur Neuverteilung der Rücklaufflüssigkeit in Packungskolonnen.
- Billet, Reinhard; Schultes, Michael (1993): Predicting mass transfer in packed columns. In: *Chem. Eng. Technol.* (16).
- Billet, Reinhard; Schultes, Michael (1999): Prediction of Mass Transfer Columns with Dumped and Arranged Packings. Updated Summary of the Calculation Method of Billet and Schultes.
- Caiazzo, Giuseppe; Langella, Giuseppe; Miccio, Francesco; Scala, Fabrizio (2013): An experimental investigation on seawater SO₂ scrubbing for marine application. In: *Environ. Prog. Sustainable Energy* 32 (4), S. 1179–1186. DOI: 10.1002/ep.11723.
- Chilton, T. H.; Colburn, A. P. (1935): Distillation and Absorption in Packed Columns A Convenient Design and Correlation Method. In: *Industrial & Engineering Chemistry* 27 (3), S. 255–260. DOI: 10.1021/ie50303a004.
- DNV GL (2022): Number of vessels fitted with scrubbing systems worldwide from 2015 to 2020 [Data set] Zitiert nach de.statist.com. Online verfügbar unter <https://www.statista.com/statistics/1099286/number-of-scrubbers-in-vessels/>, zuletzt geprüft am 25.01.2022.
- EN ISO 9963-1, 1996: EN ISO 9963-1: Bestimmung der Alkalinität.
- Feuerriegel, Uwe (2016): Verfahrenstechnik mit EXCEL. Wiesbaden: Springer Fachmedien Wiesbaden.
- Flagiello, D.; Erto, A.; Lancia, A.; Di Natale, F. (2018): Experimental and modelling analysis of seawater scrubbers for sulphur dioxide removal from flue-gas. In: *Fuel* 214, S. 254–263. DOI: 10.1016/j.fuel.2017.10.098.
- Flagiello, Domenico; Di Natale, Francesco; Lancia, Amedeo; Salo, Kent (2021a): Effect of Seawater Alkalinity on the Performances of a Marine Diesel Engine Desulphurization Scrubber. In: *Chemical Engineering Transactions* (86).
- Flagiello, Domenico; Parisi, Arianna; Lancia, Amedeo; Di Natale, Francesco (2021b): A Review on Gas-Liquid Mass Transfer Coefficients in Packed-Bed Columns. In: *ChemEngineering* 5 (3), S. 43. DOI: 10.3390/chemengineering5030043.
- Fuchs, Christian (2017): Rauchgasentschwefelung – Abgasentschwefelung. Seewasser als wirtschaftliches Sorptionsmittel. In: *Energie aus Abfall, Band 14*.
- Fuchs, Christian (2019): Gas Treatment Different Industries – Different Technologies? Flue Gas Treatment – Seawater Scrubbing for Power Plants and Cruise Ships. In: *Waste Management, Volume 9*.

- Fuller, Edward N.; Ensley, Keith; Giddings, J. Calvin (1969): Diffusion of Halogenated Hydrocarbons in Helium. The Effect of Structure on Collision Cross Sections. In: *The Journal of Physical Chemistry*.
- Grassmann, Peter; Widmer, Fritz (1974): Einführung in die thermische Verfahrenstechnik.
- Hamadi Cherif; Christophe Coquelet; Paolo Stringari; Denis Clodic; Joseph Toubassy (2017): Comparison of models for the prediction of hydrodynamic parameters in structured packing columns for biogas purification. In: *International Journal of Renewable Energy Research, IJER*, S. 866–884.
- Harris, Daniel C. (2014): Lehrbuch der quantitativen Analyse. 8. Auflage. Berlin, Heidelberg: Springer Spektrum (Lehrbuch).
- Hassellöv, I. M.; Koski, M.; Broeg, K.; Marin-Enriquez, O.; Tronczynski, J.; Dulière, V. et al. (2020): ICES Viewpoint background document: Impact from exhaust gas cleaning systems (scrubbers) on the marine environment (Ad hoc).
- Heidel, Barna (2015): Wechselwirkungen bei der Abscheidung von Schwefeldioxid und Quecksilber durch nasse Rauchgasentschwefelungsanlagen. Dissertation. Universität Stuttgart, Stuttgart. Institut für Feuerungs- und Kraftwerkstechnik.
- Hertwig, Klaus; Martens, Lothar; Hamel, Christof (2018): Chemische Verfahrenstechnik. Berechnung, Auslegung, und Betrieb chemischer Reaktoren. 3. Auflage. Berlin, Boston: De Gruyter (De Gruyter Studium).
- Higbie, R. (1935): The rate of adsorption of a pure gas into a still liquid during short period of exposure. In: *Trans.Am.Inst.Chem.Eng.*
- Iliuta, Ion; Iliuta, Maria C. (2019): Modeling of SO₂ seawater scrubbing in countercurrent packed-bed columns with high performance packings. In: *Separation and Purification Technology* 226, S. 162–180. DOI: 10.1016/j.seppur.2019.05.078.
- Kastelic, S. (2020): Beiträge zur Entwicklung von Kolonnenpackungen für das Absorptionssystem SO₂-Meerwasser. Masterarbeit. Montanuniversität, Leoben. Lehrstuhl für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes.
- Kraume, Matthias (2012): Transportvorgänge in der Verfahrenstechnik. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- Lewis, W. K.; Whitman, W. G. (1924): Principles of gas absorption. In: *Ind. Eng. Chem.* (116).
- Mersmann, Alfons; Kind, Matthias; Stichlmair, Johann (2005): Thermische Verfahrenstechnik. Grundlagen und Methoden.
- Millero, Frank J.; Lee, Kitack; Roche, Mary (1998): Distribution of alkalinity in the surface waters of the major oceans. In: *Marine Chemistry* 60 (1-2), S. 111–130. DOI: 10.1016/S0304-4203(97)00084-4.
- Mortimer, Charles E.; Müller, Ulrich (2019): Chemie. Das Basiswissen der Chemie. 13. vollständig überarbeitete Auflage. Stuttgart: Thieme. Online verfügbar unter <http://nbn-resolving.org/urn:nbn:de:bsz:24-epflicht-1931971>.
- VDI 3679, 2014: Nassabscheider - Abgasreinigung durch Absorption (Wäscher).

- Oikawa, Katsuo; Yongsiri, Chaturong; Takeda, Kazuo; Harimoto, Takayoshi (2003): Seawater flue gas desulfurization: Its technical implications and performance results. In: *Environ. Prog.* 22 (1), S. 67–73. DOI: 10.1002/ep.670220118.
- Pesendorfer S. (2018): Optimierung der hydraulischen Vermessung einer Absorptionskolonne. Masterarbeit. Montanuniversität, Leoben. Lehrstuhl für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes.
- Poling, Bruce E.; Prausnitz, J. M.; O'Connell, John P. (2001): The properties of gases and liquids. 5th ed. New York: McGraw-Hill.
- RASCHIG (2022): Strukturierte Packungen. Online verfügbar unter <https://stofftrenntechnik.raschig.de/strukturierte-packungen/>, zuletzt geprüft am 10.01.2022.
- Rodríguez-Sevilla, Juan; Álvarez, Manuel; Díaz, María C.; Marrero, María C. (2004): Absorption Equilibria of Dilute SO₂ in Seawater. In: *J. Chem. Eng. Data* 49 (6), S. 1710–1716. DOI: 10.1021/je049833l.
- RVT (2015): Strukturierte Packungen aus Metall oder Kunststoff. Für den Stoff- und Wärmeübergang.
- Schmidt, Stephan (2003): Entwicklung von Zweikomponentenverfahren für die nichtdispersive IR-Spektroskopie (NDIR) mit Hilfe von chemometrischen Methoden.
- Schneider, Anke; Wallace, Douglas W. R.; Körtzinger, Arne (2007): Alkalinity of the Mediterranean Sea. In: *Geophys. Res. Lett.* 34 (15). DOI: 10.1029/2006GL028842.
- Schönbucher A. (2005): Thermische Verfahrenstechnik. Grundlagen und Berechnungsmethoden für Ausrüstungen und Prozesse. Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag.
- Sharqawy, Mostafa H.; Lienhard, John H.; Zubair, Syed M. (2010): Thermophysical properties of seawater: a review of existing correlations and data. In: *Desalination and Water Treatment* 16 (1-3), S. 354–380. DOI: 10.5004/dwt.2010.1079.
- Srivastava, R. K.; Jozewicz, W. (2001): Flue gas desulfurization: the state of the art. In: *Journal of the Air & Waste Management Association (1995)* 51 (12), S. 1676–1688. DOI: 10.1080/10473289.2001.10464387.
- Teuchies, Johannes; Cox, Tom J. S.; van Itterbeeck, Katrien; Meysman, Filip J. R.; Blust, Ronny (2020): The impact of scrubber discharge on the water quality in estuaries and ports. In: *Environ Sci Eur* 32 (1). DOI: 10.1186/s12302-020-00380-z.
- VDI 2761-2, 2020: Thermische Trennverfahren in der Verfahrenstechnik - Messung und Auswertung von Fluidodynamik und Stofftransport in gepackten Kolonnen - Absorption und Desorption.
- Tsai, Robert E.; Seibert, A. Frank; Eldridge, R. Bruce; Rochelle, Gary T. (2011): A dimensionless model for predicting the mass-transfer area of structured packing. In: *AIChE Journal* 57 (5), S. 1173–1184. DOI: 10.1002/aic.12345.
- UNCTAD (2022): UNCTAD Handbook of Statistics 2021. Erscheinungsort nicht ermittelbar: United Nations. Online verfügbar unter <https://www.un-ilibrary.org/content/books/9789210010610>.
- van Long, Nguyen Duc; Lee, Dong Young; Jin, Kim Myung; Choongyong, Kwag; Mok, Lee Young; Won, Lee Sung; Lee, Moonyong (2020): Advanced and Intensified Seawater Flue Gas Desulfurization Processes: Recent Developments and Improvements. In: *Energies* 13 (22), S. 5917. DOI: 10.3390/en13225917.

- VDI-Wärmeatlas (2013). Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg.
- Wang, Chao (2015): Mass Transfer Coefficients and Effective Area of Packing. Dissertation. The University of Texas at Austin, Austin.
- Wang, Chao; Di Song; Seibert, Frank A.; Rochelle, Gary T. (2016): Dimensionless Models for Predicting the Effective Area, Liquid-Film, and Gas-Film Mass-Transfer Coefficients of Packing. In: *Ind. Eng. Chem. Res.* 55 (18), S. 5373–5384. DOI: 10.1021/acs.iecr.5b04635.
- Wang, Chao; Perry, Micah; Seibert, Frank; Rochelle, Gary (2014): Packing Characterization for Post Combustion CO₂ Capture: Mass Transfer Model Development. In: *Energy Procedia* 63, S. 1727–1744. DOI: 10.1016/j.egypro.2014.11.180.
- Wellburn, Alan R. (1997): Luftverschmutzung und Klimaänderung. Auswirkungen auf Flora, Fauna und Mensch. Berlin, Heidelberg, s.l.: Springer Berlin Heidelberg (Springer eBook Collection).
- Wilke, C. R.; Chang, Pin (1955): Correlation of diffusion coefficients in dilute solutions. In: *AIChE J.* 1 (2), S. 264–270. DOI: 10.1002/aic.690010222.
- Yang, Jiacheng; Tang, Tianbo; Jiang, Yu; Karavalakis, Georgios; Durbin, Thomas D.; Wayne Miller, J. et al. (2021): Controlling emissions from an ocean-going container vessel with a wet scrubber system. In: *Fuel* 304, S. 121323. DOI: 10.1016/j.fuel.2021.121323.
- Zweng, M.m; Reagan, J. R.; Seidov, D.; Boyer, T. P.; Locarnini, R. A.; Garcia, H. E.; Mishonov, A. V. (2019): World Ocean Atlas 2018. Volume 2: Salinity. NOAA Atlas NESDIS 82.

8.2 Tabellen

Tabelle 1: Neigungswinkel, Porosität und geom. Phasengrenzfläche der verwendeten strukturierten Packungen.....	33
Tabelle 2: Einbauhöhen der strukturierten Packungen in der Midikolonne und der Pilotanlage	34
Tabelle 3: Gültigkeitsbereiche, Genauigkeiten und verwendete Gleichungen zur Berechnung der flüssigseitigen Stoffeigenschaften	49
Tabelle 4: Darstellung der mit dem Solver berechneten Gleichgewichtssteigung für beide Modelle sowie die dazugehörige Salinität.....	67
Tabelle 5: Relative Abweichung zwischen der mittels des Modell nach Wang und der Funktion nach Rodríguez-Sevilla et al. (2004) berechneten Molalität	71
Tabelle 6: Ermittelte Standardabweichung für den HTU, den F-Faktor und der Ist-Berieselungsdichte für die RMP N 250 Y Packung an der Midikolonne	76
Tabelle 7: Erzeugung der Titrationslösung nach EN ISO 9963-1	I
Tabelle 8: Messergebnisse zur Bestimmung der Standardabweichung bei einer Salinität von 33,3 g/l mit der Titrationslösung 1.....	I
Tabelle 9: Daten für die ermittelten Alkalinitäten der Standardlösungen zur Bestimmung des Zusammenhangs zwischen Salinität und Alkalinität mit der Titrationslösung 1	II
Tabelle 10 alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Abscheidungsversuche: der verschiedenen Packungen an der Pilotanlage	I
Tabelle 11: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Abscheidungsversuche: der verschiedenen Packungen an der Midikolonne.....	III
Tabelle 12: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche mit unterschiedlichen Salinitäten an der Midikolonne	IV
Tabelle 14: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit S=0 g/l	V
Tabelle 15 alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit: S=20 g/l	VI
Tabelle 16: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit S=30 g/l	VII
Tabelle 16: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit S=40 g/l	VIII
Tabelle 17: Messdaten für die Abscheideversuche mit unterschiedlichen Packungen an der Pilotanlage	IX
Tabelle 19: Messdaten für die Abscheideversuche mit unterschiedlichen Packungen an der Midikolonne.....	XI

Tabelle 19: Messdaten der Midikolonne für die Abscheidungsversuche mit unterschiedlichen Salinitäten und deren Standardalkalinitäten	XII
Tabelle 21: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S= 0g/l	XIII
Tabelle 22: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S=20 g/l	XIV
Tabelle 22: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S=30 g/l	XV
Tabelle 23: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S=40 g/l	XVI
Tabelle 24: Darstellung der berechneten Stoffübergänge, effektiven Phasengrenzflächen und HTU für die Modelle nach Wang und BS	XVII
Tabelle 25: Berechnung der Molalität des SO ₂ aus der Gleichgewichtssteigung des Modells nach Wang und wie in Rodríguez-Sevilla et al. (2004) beschrieben	XVIII

8.3 Abbildungen

Abbildung 1: Schematischer Aufbau einer Kolonne (Pesendorfer S. 2018)	10
Abbildung 2: Füllkörper verschiedenster Generationen (oberste Reihe: erste Generation; mittlere Reihe: zweite Generation; untere Reihe: dritte Generation) (Mersmann et al. 2005).....	12
Abbildung 3: Modell des Stoffaustausches an der Phasengrenzschicht; in Anlehnung an Hertwig et al. (2018)	14
Abbildung 4: Salinität an der Meeresoberfläche weltweit angegeben als PSU (Zweng et al. 2019).....	18
Abbildung 5: Skizze eines Schiffes und Einbauorte des Wäschers bei einem Retrofit (Fuchs 2019).....	22
Abbildung 6: Open-Loop Betriebsweise (modifiziert von van Long et al. 2020).....	24
Abbildung 7: Closed-Loop Betriebsweise (modifiziert von van Long et al. 2020)	25
Abbildung 8: Hybridmodus Betriebsweise (modifiziert von van Long et al. 2020).....	26
Abbildung 9: Wasserzusammensetzungen zur Bestimmung des Einflusses der Alkalinität ..	35
Abbildung 10: Versuchsaufbau der Midikolonne	36
Abbildung 11: Versuchsaufbau der Pilotanlage	38
Abbildung 12: Graphische Darstellung der Alkalinität über die Salzkonzentration.....	43
Abbildung 13: Graphische Darstellung der Absenkung der Alkalinität von Wasser mit $S=30$ g/l und $A=2,4$ mmol/l auf $A=1,6$ mmol/l.....	48
Abbildung 14: Konzentrationsverlauf für die Abscheidung an der Midikolonne mit der Packung RMP N 250 Y bei einer Wasserzusammensetzung von $S=0$ g/l und $A=1,6$ mmol/l.	52
Abbildung 15: Graphische Darstellung der Messergebnisse für unterschiedliche Packungen an der Pilotanlage mit einer Salinität von 33 g/l.....	54
Abbildung 16: Detaillierte Darstellungen der Messreihen für die Abscheidungsversuch an der Pilotanlage mit verschiedenen Packungen	55
Abbildung 17: Graphische Darstellung der Messergebnisse für unterschiedliche Packungen an der Midikolonne bei einer Salinität von 33,3 g/l.....	57
Abbildung 18: Darstellung des HTU aller Messwerte der Midikolonne über die Salinität, sowie die Trendline mit dazugehöriger Gleichung	58
Abbildung 19: Darstellung des HTU aller Messwerte der Midikolonne über die Alkalinität, sowie die Trendline mit dazugehöriger Gleichung	59
Abbildung 20: Darstellung des HTU aller Messwerte der Midikolonne über die Berieselungsdichte, sowie die Trendline mit dazugehöriger Gleichung.....	60

Abbildung 21: Graphische Darstellung der Messergebnisse für verschiedene Meerwasserzusammensetzungen	61
Abbildung 22: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei variabler Salinität und $A= 0$ mmol/l	63
Abbildung 23: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei variabler Salinität und $A=1,6$ mmol/l	64
Abbildung 24: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei $S=20$ g/l und variabler Alkalinität.....	65
Abbildung 25: Graphische Darstellung der Messergebnisse bei $S=40$ g/l und variabler Alkalinität.....	66
Abbildung 26: Graphische Darstellung der Modelle und der dazugehörigen, gemessenen Versuchsreihe für $S=0$ g/l	68
Abbildung 27: Graphische Darstellung der Modelle und der dazugehörigen gemessenen Versuchsreihe für $S=30$ g/l	69
Abbildung 28: Graphische Darstellung der Modelle und der dazugehörigen gemessenen Versuchsreihe für $S=40$ g/l	70
Abbildung 29: Versuchsreihen zur Bestimmung der Standardabweichung an der Midikolonne	76
Abbildung 30: Messergebnisse zur Ermittlung der Standardabweichung mit detaillierter Darstellung mit Quadrat als Mittelwert	77

Anhang

Tabelle 7: Erzeugung der Titrationslösung nach EN ISO 9963-1

		Lösung 1	Lösung 2
$m_{\text{Na}_2\text{CO}_3}$	g	2,643	2,651
V_1	ml	25,000	25,000
V_2	ml	12,717	12,103
V_3	ml	0,033	0,059
C_{HCl}	g/l	0,098	0,104

Tabelle 8: Messergebnisse zur Bestimmung der Standardabweichung bei einer Salinität von 33,3 g/l mit der Titrationslösung 1

Benötigte Volumen an HCl (V_6)	Alkalinität
ml	mmol/l
1,0588	2,60
1,0628	2,612
1,0466	2,572
1,0439	2,565
1,0347	2,543
1,0692	2,627
1,0443	2,566
1,06102	2,607
1,0742	2,640
1,0743	2,640

Tabelle 9: Daten für die ermittelten Alkalinitäten der Standardlösungen zur Bestimmung des Zusammenhangs zwischen Salinität und Alkalinität mit der Titrationslösung 1

Salzkonzentration	Alkalinität
g/l	mmol/l
0	0,161
10,003	0,880
20,005	1,756
33,304	2,588
40,167	3,198
42,540	3,352
45,243	3,465
50,034	3,617

Tabelle 10 alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Abscheidungsversuche: der verschiedenen Packungen an der Pilotanlage

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte				
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ c _A ppm	SO ₂ c _E ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	B real m ³ /(h·m ²)	F real Pa ^{0,5}	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RSP 250Y	10	2	937,43	574,90	28,07	2,23	0,00	2,24	9,99	2,02	0,39	0,49	1,86
RSP 250Y	20	2	965,48	277,36	28,07	2,23	0,00	2,26	19,98	2,01	0,71	1,25	0,73
RSP 250Y	30	2	951,72	113,71	28,07	2,23	0,00	2,35	29,97	2,01	0,88	2,12	0,43
RSP 250Y	40	2	954,39	39,55	28,07	2,23	0,00	2,44	39,96	2,03	0,96	3,18	0,29
RSP 250Y	50	2	947,81	21,81	28,07	2,23	0,00	2,58	49,95	2,03	0,98	3,77	0,24
RSP 250Y	60	2	965,51	11,57	28,07	2,23	0,00	2,68	59,94	2,01	0,99	4,42	0,21
Hiflow PLUS 2	10	2	996,53	699,22	32,73	2,56	0,00	2,37	9,99	2,04	0,30	0,35	4,45
Hiflow PLUS 2	20	2	997,97	478,08	32,73	2,56	0,00	2,41	19,98	2,03	0,52	0,74	2,14
Hiflow PLUS 2	30	2	996,83	326,25	32,73	2,56	0,00	2,48	29,97	2,03	0,67	1,12	1,41
Hiflow PLUS 2	40	2	993,18	200,47	32,73	2,56	0,00	2,55	39,96	2,02	0,80	1,60	0,99
Hiflow PLUS 2	50	2	989,53	123,66	32,73	2,56	0,00	2,64	49,95	2,04	0,88	2,08	0,76
Hiflow PLUS 2	60	2	993,57	79,30	32,73	2,56	0,00	2,74	59,94	2,04	0,92	2,53	0,62
RMP N 250X	10	2	978,63	653,59	32,46	2,54	0,00	2,27	9,99	2,03	0,33	0,40	2,16
RMP N 250X	20	2	988,56	390,16	32,46	2,54	0,00	2,33	19,98	2,03	0,61	0,93	0,94
RMP N 250X	30	2	990,77	220,29	32,46	2,54	0,00	2,41	29,97	2,03	0,78	1,50	0,58
RMP N 250X	40	2	984,32	126,23	32,46	2,54	0,00	2,50	39,96	2,03	0,87	2,05	0,42
RMP N 250X	50	2	979,53	74,59	32,46	2,54	0,00	2,63	49,95	2,02	0,92	2,58	0,34
RMP N 250X	60	2	970,84	47,87	32,46	2,54	0,00	2,73	59,94	2,03	0,95	3,01	0,29
RMP N 250Y	10	2	980,15	660,45	32,18	2,52	0,00	2,28	9,99	2,02	0,33	0,39	2,01
RMP N 250Y	20	2	978,42	402,26	32,18	2,52	0,00	2,32	19,98	2,03	0,59	0,89	0,89
RMP N 250Y	30	2	985,80	224,79	32,18	2,52	0,00	2,38	29,97	2,03	0,77	1,48	0,54
RMP N 250Y	40	2	982,42	108,72	32,18	2,52	0,00	2,45	39,96	2,02	0,89	2,20	0,36
RMP N 250Y	50	2	983,47	42,61	32,18	2,52	0,00	2,58	49,95	2,04	0,96	3,14	0,25
RMP N 250Y	60	2	989,64	19,28	32,18	2,52	0,00	2,68	59,94	2,05	0,98	3,94	0,20

RMP SP 250	10	2	969,12	607,64	32,73	2,56	0,00	2,21	9,99	2,02	0,37	0,47	1,79
RMP SP 250	20	2	971,01	360,27	32,73	2,56	0,00	2,34	19,98	2,02	0,63	0,99	0,84
RMP SP 250	30	2	969,83	201,81	32,73	2,56	0,00	2,39	29,97	2,04	0,79	1,57	0,53
RMP SP 250	40	2	968,62	103,53	32,73	2,56	0,00	2,48	39,96	2,06	0,89	2,24	0,37
RMP SP 250	50	2	975,24	54,02	32,73	2,56	0,00	2,60	49,95	2,04	0,94	2,89	0,29
RMP SP 250	60	2	973,58	34,90	32,73	2,56	0,00	2,75	59,94	2,04	0,96	3,33	0,25

Tabelle 11: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Abscheidungsversuche: der verschiedenen Packungen an der Midikolonne

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte		
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ c _A ppm	SO ₂ c _E ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RMP N 250X	10	1	1033,96	455,05	33,94	2,65	0,00	2,67	0,56	0,82	0,78
RMP N 250X	20	1	1033,96	226,84	33,94	2,65	0,00	3,04	0,78	1,52	0,42
RMP N 250X	30	1	1033,96	143,32	33,94	2,65	0,00	3,18	0,86	1,98	0,33
RMP N 250X	40	1	1033,96	99,55	33,94	2,65	0,00	4,63	0,90	2,34	0,28
RMP N 250X	60	1	1033,96	90,02	33,94	2,65	0,042	5,04	0,91	2,44	0,26
RMP N 250Y	10	1	1058,64	356,07	33,72	2,63	0,000	2,48	0,66	1,09	0,54
RMP N 250Y	20	1	1058,64	162,50	33,72	2,63	0,000	2,86	0,85	1,87	0,32
RMP N 250Y	30	1	1058,64	102,15	33,72	2,63	0,000	3,20	0,90	2,34	0,25
RMP N 250Y	40	1	1058,64	61,40	33,72	2,63	0,000	4,00	0,94	2,85	0,21
RMP N 250Y	60	1	1058,64	35,13	33,72	2,63	0,350	5,69	0,97	3,41	0,17
RMP SP 250Y	10	1	1027,08	322,47	33,79	2,64	0,000	2,65	0,69	1,16	0,54
RMP SP 250Y	10	1	1027,08	322,47	33,79	2,64	0,000	2,65	0,69	1,16	0,54
RMP SP 250Y	20	1	1027,08	215,13	33,79	2,64	0,000	2,87	0,79	1,56	0,40
RMP SP 250Y	30	1	1027,08	152,69	33,79	2,64	0,000	3,39	0,85	1,91	0,33
RMP SP 250Y	40	1	1027,08	104,18	33,79	2,64	0,153	5,45	0,90	2,29	0,27
RMP SP 250Y	60	1	1027,08	76,94	33,79	2,64	0,566	5,81	0,93	2,59	0,24
RSP 250Y	10	1	993,83	380,01	33,79	2,64	0,000	2,44	0,62	0,96	0,71
RSP 250Y	20	1	993,83	202,50	33,79	2,64	0,000	2,56	0,80	1,59	0,43
RSP 250Y	30	1	993,83	105,51	33,79	2,64	0,000	2,76	0,89	2,24	0,30
RSP 250Y	40	1	993,83	63,30	33,79	2,64	0,000	2,95	0,94	2,75	0,25
RSP 250Y	60	1	993,83	30,61	33,79	2,64	1,157	6,07	0,97	3,48	0,20
Hiflow PLUS 2	10	1	991,57	503,90	33,72	2,63	0,000	2,85	0,49	0,68	0,88
Hiflow PLUS 2	20	1	991,57	347,22	33,72	2,63	0,000	2,97	0,65	1,05	0,57
Hiflow PLUS 2	30	1	991,57	262,75	33,72	2,63	0,000	3,06	0,74	1,33	0,45
Hiflow PLUS 2	40	1	991,57	220,44	33,72	2,63	0,000	3,37	0,78	1,50	0,40
Hiflow PLUS 2	60	1	991,57	163,28	33,72	2,63	0,343	5,49	0,84	1,80	0,33

Tabelle 12: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche mit unterschiedlichen Salinitäten an der Midikolonne

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte		
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ c _A ppm	SO ₂ c _E ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RMP N 250Y	10	1	1037,42	478,06	0,00	0,16	0,000	2,46	0,54	0,77	0,77
RMP N 250Y	20	1	1038,75	297,55	0,00	0,16	0,000	2,53	0,71	1,25	0,47
RMP N 250Y	30	1	1040,16	195,88	0,00	0,16	0,000	2,66	0,81	1,67	0,36
RMP N 250Y	40	1	1041,32	137,94	0,00	0,16	0,000	2,74	0,87	2,02	0,29
RMP N 250Y	60	1	1044,61	73,70	0,00	0,16	0,000	2,85	0,93	2,65	0,22
RMP N 250Y	10	1	1047,45	440,08	8,89	0,85	0,000	2,43	0,58	0,87	0,68
RMP N 250Y	20	1	1046,66	226,79	8,89	0,85	0,000	2,50	0,78	1,53	0,39
RMP N 250Y	30	1	1045,44	112,54	8,89	0,85	0,000	2,68	0,89	2,23	0,27
RMP N 250Y	40	1	1044,41	74,36	8,89	0,85	0,000	2,89	0,93	2,64	0,22
RMP N 250Y	60	1	1041,69	43,31	8,89	0,85	0,000	3,15	0,96	3,18	0,19
RMP N 250Y	10	1	1035,65	346,92	18,09	1,51	0,000	2,43	0,67	1,09	0,54
RMP N 250Y	20	1	1036,40	168,84	18,09	1,51	0,000	2,59	0,84	1,81	0,33
RMP N 250Y	30	1	1037,22	102,41	18,09	1,51	0,000	2,83	0,90	2,32	0,26
RMP N 250Y	40	1	1038,31	59,69	18,09	1,51	0,000	3,11	0,94	2,86	0,21
RMP N 250Y	60	1	1040,40	42,91	18,09	1,51	0,000	3,61	0,96	3,19	0,19
RMP N 250Y	10	1	1042,49	296,55	33,65	2,63	0,000	2,57	0,72	1,26	0,47
RMP N 250Y	20	1	1043,86	167,76	33,65	2,63	0,000	2,61	0,84	1,83	0,32
RMP N 250Y	30	1	1046,32	87,54	33,65	2,63	0,000	3,10	0,92	2,48	0,24
RMP N 250Y	40	1	1049,18	58,10	33,65	2,63	0,000	3,73	0,94	2,89	0,20
RMP N 250Y	60	1	1054,28	29,86	33,65	2,63	0,514	5,64	0,97	3,56	0,17
RMP N 250Y	10	1	1050,36	290,67	45,88	3,50	0,000	2,53	0,72	1,28	0,46
RMP N 250Y	20	1	1050,73	103,17	45,88	3,50	0,000	3,05	0,90	2,32	0,26
RMP N 250Y	30	1	1050,94	73,11	45,88	3,50	0,000	3,84	0,93	2,67	0,22
RMP N 250Y	40	1	1051,32	49,79	45,88	3,50	0,311	5,45	0,95	3,05	0,19
RMP N 250Y	60	1	1051,85	39,29	45,88	3,50	1,884	6,09	0,96	3,29	0,18

Tabelle 13: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit S=0 g/l

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte		
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ c _A ppm	SO ₂ c _E ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RMP N 250Y	10	1	1050,63	483,93	0,00	0,16	0,000	2,50	0,54	0,78	0,76
RMP N 250Y	20	1	1061,42	357,38	0,00	0,16	0,000	2,57	0,66	1,09	0,54
RMP N 250Y	30	1	1072,21	207,95	0,00	0,16	0,000	2,68	0,81	1,64	0,36
RMP N 250Y	40	1	1083,00	140,74	0,00	0,16	0,000	2,81	0,87	2,04	0,29
RMP N 250Y	60	1	1104,58	85,81	0,00	0,16	0,000	2,90	0,92	2,56	0,23
RMP N 250Y	10	1	1072,62	492,18	0,00	1,49	0,000	2,48	0,54	0,78	0,76
RMP N 250Y	20	1	1073,27	288,56	0,00	1,49	0,000	2,60	0,73	1,31	0,45
RMP N 250Y	30	1	1073,92	137,75	0,00	1,49	0,000	2,72	0,87	2,05	0,29
RMP N 250Y	40	1	1074,57	81,40	0,00	1,49	0,000	2,90	0,92	2,58	0,23
RMP N 250Y	60	1	1075,87	42,24	0,00	1,49	0,000	3,13	0,96	3,24	0,18
RMP N 250Y	10	1	1100,15	338,30	0,00	2,59	0,000	2,70	0,69	1,18	0,50
RMP N 250Y	20	1	1100,70	126,82	0,00	2,59	0,000	2,96	0,88	2,16	0,27
RMP N 250Y	30	1	1101,25	66,04	0,00	2,59	0,000	3,27	0,94	2,81	0,21
RMP N 250Y	40	1	1101,80	32,97	0,00	2,59	0,000	3,43	0,97	3,51	0,17
RMP N 250Y	60	1	1102,90	21,64	0,00	2,59	0,327	5,45	0,98	3,93	0,15
RMP N 250Y	10	1	1032,95	374,77	0,00	3,28	0,000	2,71	0,64	1,01	0,58
RMP N 250Y	20	1	1029,73	134,28	0,00	3,28	0,000	2,99	0,87	2,04	0,29
RMP N 250Y	30	1	1026,50	64,00	0,00	3,28	0,000	3,72	0,94	2,78	0,21
RMP N 250Y	40	1	1023,28	45,39	0,00	3,28	0,270	5,47	0,96	3,12	0,19
RMP N 250Y	60	1	1016,84	25,67	0,00	3,28	1,069	6,15	0,97	3,68	0,16

Tabelle 14 alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit: S=20 g/l

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte		
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ CA ppm	SO ₂ CE ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RMP N 250Y	10	1	1049,22	479,94	18,66	0,17	0,000	2,41	0,54	0,78	0,76
RMP N 250Y	20	1	1047,18	227,27	18,66	0,17	0,000	2,58	0,78	1,53	0,39
RMP N 250Y	30	1	1045,13	158,57	18,66	0,17	0,000	2,64	0,85	1,89	0,31
RMP N 250Y	40	1	1043,08	104,44	18,66	0,17	0,000	2,72	0,90	2,30	0,26
RMP N 250Y	60	1	1038,99	73,12	18,66	0,17	0,000	2,88	0,93	2,65	0,22
RMP N 250Y	10	1	1035,65	346,92	18,09	1,51	0,000	2,43	0,67	1,09	0,54
RMP N 250Y	20	1	1036,40	168,84	18,09	1,51	0,000	2,59	0,84	1,81	0,33
RMP N 250Y	30	1	1037,22	102,41	18,09	1,51	0,000	2,83	0,90	2,32	0,26
RMP N 250Y	40	1	1038,31	59,69	18,09	1,51	0,000	3,11	0,94	2,86	0,21
RMP N 250Y	60	1	1040,40	42,91	18,09	1,51	0,000	3,61	0,96	3,19	0,19
RMP N 250Y	10	1	1070,31	363,65	20,11	2,47	0,000	2,44	0,66	1,08	0,55
RMP N 250Y	20	1	1067,77	93,34	20,11	2,47	0,000	2,83	0,91	2,44	0,24
RMP N 250Y	30	1	1065,23	56,13	20,11	2,47	0,000	3,40	0,95	2,94	0,20
RMP N 250Y	40	1	1062,70	56,13	20,11	2,47	0,000	4,36	0,95	2,94	0,20
RMP N 250Y	60	1	1057,62	34,00	20,11	2,47	0,317	5,70	0,97	3,44	0,17
RMP N 250Y	10	1	1061,21	346,82	20,11	3,17	0,000	2,51	0,67	1,12	0,53
RMP N 250Y	20	1	1057,86	108,11	20,11	3,17	0,000	2,87	0,90	2,28	0,26
RMP N 250Y	30	1	1054,51	55,98	20,11	3,17	0,000	3,51	0,95	2,94	0,20
RMP N 250Y	40	1	1051,16	39,44	20,11	3,17	0,099	5,04	0,96	3,28	0,18
RMP N 250Y	60	1	1044,45	24,27	20,11	3,17	1,381	6,09	0,98	3,76	0,16

Tabelle 15: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit S=30 g/l

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte		
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ CA ppm	SO ₂ CE ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RMP N 250Y	10	1	1067,66	444,24	33,65	0,00	0,000	2,38	0,58	0,88	0,68
RMP N 250Y	20	1	1065,94	287,36	33,65	0,00	0,000	2,46	0,73	1,31	0,45
RMP N 250Y	30	1	1064,22	174,26	33,65	0,00	0,000	2,57	0,84	1,81	0,33
RMP N 250Y	40	1	1062,50	117,22	33,65	0,00	0,000	2,66	0,89	2,20	0,27
RMP N 250Y	60	1	1059,07	78,24	33,65	0,00	0,000	2,86	0,93	2,61	0,23
RMP N 250Y	10	1	1026,35	357,23	33,65	1,51	0,000	2,45	0,65	1,06	0,56
RMP N 250Y	20	1	1029,82	184,91	33,65	1,51	0,000	2,59	0,82	1,72	0,35
RMP N 250Y	30	1	1033,29	105,40	33,65	1,51	0,000	2,80	0,90	2,28	0,26
RMP N 250Y	40	1	1036,76	64,82	33,65	1,51	0,000	3,01	0,94	2,77	0,21
RMP N 250Y	60	1	1043,69	41,83	33,65	1,51	0,000	3,71	0,96	3,22	0,18
RMP N 250Y	10	1	1042,49	296,55	33,65	2,63	0,000	2,57	0,72	1,26	0,47
RMP N 250Y	20	1	1043,86	167,76	33,65	2,63	0,000	2,61	0,84	1,83	0,32
RMP N 250Y	30	1	1046,32	87,54	33,65	2,63	0,000	3,10	0,92	2,48	0,24
RMP N 250Y	40	1	1049,18	58,10	33,65	2,63	0,000	3,73	0,94	2,89	0,20
RMP N 250Y	60	1	1054,28	29,86	33,65	2,63	0,514	5,64	0,97	3,56	0,17
RMP N 250Y	10	1	1105,31	249,32	31,70	2,49	0,000	2,54	0,77	1,49	0,40
RMP N 250Y	20	1	1102,48	104,20	31,70	2,49	0,000	2,85	0,91	2,36	0,25
RMP N 250Y	30	1	1099,66	52,97	31,70	2,49	0,000	3,54	0,95	3,03	0,20
RMP N 250Y	40	1	1096,83	36,21	31,70	2,49	0,000	3,60	0,97	3,41	0,17
RMP N 250Y	60	1	1091,17	25,34	31,70	2,49	0,358	5,72	0,98	3,76	0,16
RMP N 250Y	10	1	1031,45	296,92	31,84	2,50	0,000	2,53	0,71	1,25	0,48
RMP N 250Y	20	1	1029,59	158,98	31,84	2,50	0,000	2,64	0,85	1,87	0,32
RMP N 250Y	30	1	1027,74	65,37	31,84	2,50	0,000	3,16	0,94	2,76	0,22
RMP N 250Y	40	1	1025,88	55,03	31,84	2,50	0,000	3,78	0,95	2,93	0,20
RMP N 250Y	60	1	1022,17	25,89	31,84	2,50	0,426	5,49	0,97	3,68	0,16
RMP N 250Y	10	1	1054,26	375,44	31,84	3,25	0,000	2,59	0,64	1,03	0,57

RMP N 250Y	20	1	1048,40	111,23	31,84	3,25	0,000	2,98	0,89	2,24	0,26
RMP N 250Y	30	1	1042,55	67,24	31,84	3,25	0,000	3,81	0,94	2,74	0,22
RMP N 250Y	40	1	1036,70	48,08	31,84	3,25	0,197	5,43	0,95	3,07	0,19
RMP N 250Y	60	1	1024,99	31,04	31,84	3,25	1,111	6,1	0,97	3,50	0,17

Tabelle 16: alle Messdaten der Analytik und berechneten Werte für die Versuche an der Midikolonne mit S=40 g/l

Allgemeine Daten			Messwerte Analytik						Berechnete Werte		
Packung #	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	SO ₂ c _A ppm	SO ₂ c _E ppm	S g/L	A _{T,A} mmol/L	A _{T,E} mmol/L	pH, OUT -	Abscheidegrad -	NTU -	HTU _G m
RMP N 250Y	10	1	1063,67	351,87	40,53	0,00	0,000	2,42	0,669	1,106	0,536
RMP N 250Y	20	1	1063,67	238,65	40,53	0,00	0,000	2,44	0,776	1,494	0,397
RMP N 250Y	30	1	1063,67	149,37	40,53	0,00	0,000	2,54	0,860	1,963	0,302
RMP N 250Y	40	1	1063,67	97,10	40,53	0,00	0,000	2,64	0,909	2,394	0,248
RMP N 250Y	60	1	1063,67	68,13	40,53	0,00	0,000	2,81	0,936	2,748	0,216
RMP N 250Y	10	1	1074,94	391,60	40,53	1,41	0,000	2,45	0,636	1,010	0,587
RMP N 250Y	20	1	1077,12	155,11	40,53	1,41	0,000	2,64	0,856	1,938	0,306
RMP N 250Y	30	1	1079,30	98,64	40,53	1,41	0,000	2,82	0,909	2,393	0,248
RMP N 250Y	40	1	1081,48	74,16	40,53	1,41	0,000	3,00	0,931	2,680	0,221
RMP N 250Y	60	1	1085,85	41,62	40,53	1,41	0,000	3,55	0,962	3,262	0,182
RMP N 250Y	10	1	1042,41	364,79	40,53	2,34	0,000	2,51	0,650	1,050	0,565
RMP N 250Y	20	1	1041,54	127,95	40,53	2,34	0,000	2,72	0,877	2,097	0,283
RMP N 250Y	30	1	1040,68	75,95	40,53	2,34	0,000	3,04	0,927	2,618	0,227
RMP N 250Y	40	1	1039,81	58,36	40,53	2,34	0,000	3,84	0,944	2,880	0,206
RMP N 250Y	60	1	1038,08	29,78	40,53	2,34	0,285	5,51	0,971	3,551	0,167
RMP N 250Y	10	1	1050,36	290,67	45,88	3,50	0,000	2,53	0,723	1,285	0,462
RMP N 250Y	20	1	1050,73	103,17	45,88	3,50	0,000	3,05	0,902	2,321	0,256
RMP N 250Y	30	1	1050,94	73,11	45,88	3,50	0,000	3,84	0,930	2,665	0,222
RMP N 250Y	40	1	1051,32	49,79	45,88	3,50	0,311	5,45	0,953	3,050	0,194
RMP N 250Y	60	1	1051,85	39,29	45,88	3,50	1,884	6,09	0,963	3,287	0,180

Tabelle 17: Messdaten für die Abscheideversuche mit unterschiedlichen Packungen an der Pilotanlage

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage				
Packung	Packungshöhe	B nominal	F nominal	Umgebungsdruck	T _{in}	V gas	V flüssig	φ
#	cm	m ³ /(h·m ²)	Pa ^{0,5}	Pa	°C	Bm ³ /h	m ³ /h	%
RSP 250Y	0,91	10	2	97040	22,50	941,82	1,40	94,0
RSP 250Y	0,91	20	2	97030	22,50	939,81	2,80	94,0
RSP 250Y	0,91	30	2	97050	22,60	939,81	4,20	94,0
RSP 250Y	0,91	40	2	97050	22,60	948,87	5,60	94,1
RSP 250Y	0,91	50	2	97050	22,60	944,84	7,00	94,0
RSP 250Y	0,91	60	2	97050	22,50	939,81	8,40	94,1
Hiflow PLUS 2	1,58	10	2	96690	24,90	960,93	1,40	92,5
Hiflow PLUS 2	1,58	20	2	96690	25,20	953,85	2,80	92,8
Hiflow PLUS 2	1,58	30	2	96700	25,20	951,83	4,20	92,9
Hiflow PLUS 2	1,58	40	2	96690	25,30	949,81	5,60	93,0
Hiflow PLUS 2	1,58	50	2	96690	25,40	954,86	7,00	93,0
Hiflow PLUS 2	1,58	60	2	96690	25,40	954,86	8,40	93,1
RMP N 250X	0,87	10	2	97080	23,00	947,83	1,40	92,9
RMP N 250X	0,87	20	2	97070	23,00	949,85	2,80	93,1
RMP N 250X	0,87	30	2	97080	22,90	949,85	4,20	93,1
RMP N 250X	0,87	40	2	97070	22,70	947,84	5,60	93,2
RMP N 250X	0,87	50	2	97050	22,70	942,80	7,00	93,2
RMP N 250X	0,87	60	2	97060	22,60	947,84	8,40	93,2
RMP N 250Y	0,79	10	2	96320	24,20	948,85	1,40	92,9
RMP N 250Y	0,79	20	2	96330	24,30	950,87	2,80	93,0
RMP N 250Y	0,79	30	2	96310	24,30	950,87	4,20	93,0
RMP N 250Y	0,79	40	2	96330	24,50	947,84	5,60	93,0
RMP N 250Y	0,79	50	2	96320	24,50	953,90	7,00	93,1
RMP N 250Y	0,79	60	2	96310	24,60	957,95	8,40	93,1

RMP SP 250	0,84	10	2	96430	19,30	942,84	1,40	94,6
RMP SP 250	0,84	20	2	96440	19,20	940,83	2,80	94,5
RMP SP 250	0,84	30	2	96430	19,30	949,87	4,20	94,5
RMP SP 250	0,84	40	2	96440	19,40	961,98	5,60	94,5
RMP SP 250	0,84	50	2	96450	19,40	951,88	7,00	94,5
RMP SP 250	0,84	60	2	96440	19,50	952,88	8,40	94,4

Tabelle 18: Messdaten für die Abscheideversuche mit unterschiedlichen Packungen an der Midikolonne

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage					
Packung	Packungshöhe	B nominal	F nominal	B real	F real	Umgebungsdruck	T _{in}	V gas	φ
#	cm	m ³ /(h·m ²)	Pa ^{0,5}	m ³ /(h·m ²)	Pa ^{0,5}	Pa	°C	Bm ³ /h	%
RMP N 250X	64,4	10	1	11,38	1,02	96600	20,95	60,78	91,959
RMP N 250X	64,4	20	1	21,6	1,02	96600	21	60,57	92,197
RMP N 250X	64,4	30	1	30,35	1,02	96600	21,08	60,63	92,34
RMP N 250X	64,4	40	1	40,25	1,03	96600	21,16	61,06	92,372
RMP N 250X	64,4	60	1	60,25	1,02	96600	21,25	60,49	92,352
RMP N 250Y	59,3	10	1	14,7	1,01	96600	20,69	59,88	91,41
RMP N 250Y	59,3	20	1	23,76	1,01	96600	20,67	60,02	91,433
RMP N 250Y	59,3	30	1	30,56	1,03	96600	20,71	61,14	91,472
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,26	1,02	96600	20,74	60,5	91,487
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,63	1,03	96600	20,73	61,28	91,457
RMP SP 250Y	62	10	1	15,01	1,02	96600	20,84	60,77	92,257
RMP SP 250Y	62	10	1	15,79	1,04	96600	20,84	61,71	92,27
RMP SP 250Y	62	20	1	21,26	1,04	96600	20,89	61,59	92,254
RMP SP 250Y	62	30	1	31,22	1,02	96600	20,94	60,6	92,186
RMP SP 250Y	62	40	1	40,51	1,04	96600	20,89	61,55	92,157
RMP SP 250Y	62	60	1	58,44	1,02	96600	21,01	60,71	92,163
RSP 250Y	68	10	1	11,77	0,99	96600	20,57	59,08	92,244
RSP 250Y	68	20	1	20,07	1,01	96600	20,49	60,07	92,152
RSP 250Y	68	30	1	30,07	1,04	96600	20,49	61,8	92,156
RSP 250Y	68	40	1	40,23	1,04	96600	20,55	61,69	92,172
RSP 250Y	68	60	1	59,55	1,04	96600	20,56	61,52	92,123
Hiflow PLUS 2	59,4	10	1	14,9	1,01	96600	19,94	59,94	92,128
Hiflow PLUS 2	59,4	20	1	24,11	1,02	96600	19,94	60,6	92,174
Hiflow PLUS 2	59,4	30	1	31,05	1,03	96600	19,94	61,34	92,196
Hiflow PLUS 2	59,4	40	1	46,74	1,02	96600	19,87	60,37	92,203
Hiflow PLUS 2	59,4	60	1	59,78	1,03	96600	19,9	61,06	92,173

Tabelle 19: Messdaten der Midikolonne für die Abscheidungsversuche mit unterschiedlichen Salinitäten und deren Standardalkalinitäten

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage					
Packung	Packungshöhe	B nominal	Salinität nominal	B real	F real	Umgebungsdruck	T _{in}	V gas	φ
#	cm	m ³ /(h·m ²)	g/l	m ³ /(h·m ²)	Pa ^{0,5}	Pa	°C	Bm ³ /h	%
RMP N 250Y	59,3	10	0	13,24	1,03	96600	20,48	61,21	92,046
RMP N 250Y	59,3	20	0	21,71	1,03	96600	20,47	61,16	92,05
RMP N 250Y	59,3	30	0	30,71	1,03	96600	20,52	60,98	92,035
RMP N 250Y	59,3	40	0	38,13	1,02	96600	20,60	60,35	91,989
RMP N 250Y	59,3	60	0	59,15	1,03	96600	20,57	61,02	91,97
RMP N 250Y	59,3	10	10	12,63	1,02	96600	20,48	60,77	91,675
RMP N 250Y	59,3	20	10	19,80	1,02	96600	20,46	60,71	91,581
RMP N 250Y	59,3	30	10	30,85	1,02	96600	20,56	60,33	91,516
RMP N 250Y	59,3	40	10	40,21	1,02	96600	20,53	60,53	91,49
RMP N 250Y	59,3	60	10	64,93	0,99	96600	20,11	58,99	91,427
RMP N 250Y	59,3	10	20	13,89	1,01	96659	20,92	59,72	90,767
RMP N 250Y	59,3	20	20	21,38	1,03	96659	20,94	60,82	90,734
RMP N 250Y	59,3	30	20	29,59	1,03	96659	20,97	61,07	90,75
RMP N 250Y	59,3	40	20	40,39	1,02	96659	20,81	60,42	90,663
RMP N 250Y	59,3	60	20	61,29	1,01	96659	20,61	59,99	90,659
RMP N 250Y	59,3	10	30	15,49	1,00	97200	20,40	59,37	90,827
RMP N 250Y	59,3	20	30	20,61	1,02	97200	20,54	60,35	90,867
RMP N 250Y	59,3	30	30	29,81	1,02	97200	20,60	60,14	90,787
RMP N 250Y	59,3	40	30	40,53	1,03	97200	20,61	60,98	90,813
RMP N 250Y	59,3	60	30	59,60	1,01	97200	20,66	59,40	90,8
RMP N 250Y	59,3	10	40	12,81	1,02	96659	20,50	60,23	90,278
RMP N 250Y	59,3	20	40	23,20	1,02	96659	20,71	60,24	90,3
RMP N 250Y	59,3	30	40	28,91	1,01	96659	20,72	60,11	90,303
RMP N 250Y	59,3	40	40	39,42	1,02	96659	20,74	60,66	90,26
RMP N 250Y	59,3	60	40	54,22	1,03	96659	20,83	60,95	90,209

Tabelle 20: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit $S = 0\text{g/l}$

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage					
Packung #	Packungshöhe cm	B nominal $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$	F nominal $\text{Pa}^{0,5}$	B real $\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$	F real $\text{Pa}^{0,5}$	Umgebungsdruck Pa	T_{in} $^{\circ}\text{C}$	V gas Bm^3/h	φ %
RMP N 250Y	59,3	10	1	20,45	1,00	96659	20,31	59,35	91,61
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,5	1,00	96659	20,32	59,22	91,59
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,06	1,04	96659	20,4	61,69	91,58
RMP N 250Y	59,3	40	1	41,02	1,02	96659	20,38	60,83	91,49
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,21	1,03	96659	20,5	61,33	91,38
RMP N 250Y	59,3	10	1	14,29	1,02	96659	19,43	60,44	92,17
RMP N 250Y	59,3	20	1	19,71	1,01	96659	19,48	60,23	92,05
RMP N 250Y	59,3	30	1	29,55	1,02	96659	19,61	60,39	91,91
RMP N 250Y	59,3	40	1	39,43	1,03	96659	19,69	61,37	91,84
RMP N 250Y	59,3	60	1	60,45	1,02	96659	19,72	60,55	91,77
RMP N 250Y	59,3	10	1	10,67	1,00	97100	20,01	59,45	90,04
RMP N 250Y	59,3	20	1	20,72	1,04	97100	20,06	61,3	89,93
RMP N 250Y	59,3	30	1	29,27	1,03	97100	20,15	61,03	89,96
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,71	1,03	97100	20,17	61,02	89,94
RMP N 250Y	59,3	60	1	60,85	1,03	97100	20,24	60,82	89,85
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,08	1,00	97100	20,75	58,85	89,85
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,11	1,01	97100	20,73	59,56	89,80
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,1	1,04	97100	20,72	61,53	89,81
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,04	1,03	97100	20,8	60,72	89,81
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,75	1,03	97100	20,79	60,95	89,78

Tabelle 21: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S=20 g/l

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage					
Packung #	Packungshöhe cm	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	B real m ³ /(h·m ²)	F real Pa ^{0,5}	Umgebungsdruck Pa	T _{in} °C	V gas Bm ³ /h	φ %
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,08	1,01	96659	20,52	59,93	92,30
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,69	1,03	96659	20,6	61,28	92,25
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,21	1,04	96659	20,6	61,85	92,22
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,99	1,02	96659	20,65	60,46	92,19
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,09	1,04	96659	20,74	61,52	92,13
RMP N 250Y	59,3	10	1	13,89	1,01	96659	20,92	59,72	90,77
RMP N 250Y	59,3	20	1	21,38	1,03	96659	20,94	60,82	90,73
RMP N 250Y	59,3	30	1	29,59	1,03	96659	20,97	61,07	90,75
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,39	1,02	96659	20,81	60,42	90,66
RMP N 250Y	59,3	60	1	61,29	1,01	96659	20,61	59,99	90,66
RMP N 250Y	59,3	10	1	9,43	1,02	96659	20,1	60,82	90,77
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,06	1,02	96659	20,1	60,63	90,70
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,44	1,03	96659	19,95	60,87	90,67
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,94	1,01	96659	19,09	60,04	90,57
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,34	0,99	96659	18,5	59,01	90,57
RMP N 250Y	59,3	10	1	11,4	1,00	97100	20,81	58,79	89,51
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,61	1,00	97100	20,82	59,1	89,45
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,07	1,04	97100	20,85	61,57	89,51
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,47	1,04	97100	20,85	61,22	89,51
RMP N 250Y	59,3	60	1	60,41	0,99	97100	20,91	58,57	89,54

Tabelle 22: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S=30 g/l

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage					
Packung #	Packungshöhe cm	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	B real m ³ /(h·m ²)	F real Pa ^{0,5}	Umgebungsdruck Pa	T _{in} °C	V gas Bm ³ /h	φ %
RMP N 250Y	59,3	10	1	13,7	1,00	96659	20,98	59,26	89,27
RMP N 250Y	59,3	20	1	19,61	1,04	96659	21,01	61,38	89,23
RMP N 250Y	59,3	30	1	28,89	1,03	96659	21,01	61,2	89,29
RMP N 250Y	59,3	40	1	39,4	1,04	96659	20,97	61,3	89,27
RMP N 250Y	59,3	60	1	60,17	1,00	96659	21,01	59,06	89,27
RMP N 250Y	59,3	10	1	13,78	1,00	96659	20,61	59,48	90,26
RMP N 250Y	59,3	20	1	20,2	1,03	96659	20,68	60,79	90,24
RMP N 250Y	59,3	30	1	29,42	1,03	96659	20,71	61,09	90,22
RMP N 250Y	59,3	40	1	39,89	1,02	96659	20,76	60,42	90,22
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,53	1,03	96659	20,75	60,91	90,11
RMP N 250Y	59,3	10	1	15,49	1,00	97200	20,40	59,37	90,827
RMP N 250Y	59,3	20	1	20,61	1,02	97200	20,54	60,35	90,867
RMP N 250Y	59,3	30	1	29,81	1,02	97200	20,60	60,14	90,787
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,53	1,03	97200	20,61	60,98	90,813
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,60	1,01	97200	20,66	59,40	90,8
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,93	1,01	97100	20,16	59,98	88,86
RMP N 250Y	59,3	20	1	20,64	1,01	97100	19,93	59,52	88,92
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,32	1,02	97100	19,72	60,22	89,02
RMP N 250Y	59,3	40	1	41,89	1,02	97100	19,62	60,42	89,09
RMP N 250Y	59,3	60	1	60,68	1,00	97100	19,57	59,19	89,08
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,48	1,01	97100	20,55	59,34	89,54
RMP N 250Y	59,3	20	1	18,66	1,03	97100	20,68	60,98	89,59
RMP N 250Y	59,3	30	1	30,99	1,03	97100	20,81	61,04	89,63
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,77	1,02	97100	20,9	60,14	89,57
RMP N 250Y	59,3	60	1	60,59	1,01	97100	20,93	59,81	89,60
RMP N 250Y	59,3	10	1	10,89	1,02	97100	19,63	60,53	90,79

RMP N 250Y	59,3	20	1	21,79	1,03	97100	19,5	61,1	91,02
RMP N 250Y	59,3	30	1	30,23	1,03	97100	19,69	60,8	91,11
RMP N 250Y	59,3	40	1	39,87	1,01	97100	20,06	59,7	91,11
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,78	0,99	97100	20,28	58,67	91,06

Tabelle 23: Messdaten aller Versuche an der Midikolonne mit S=40 g/l

Allgemeine Daten				Messdaten Anlage					
Packung #	Packungshöhe cm	B nominal m ³ /(h·m ²)	F nominal Pa ^{0,5}	B real m ³ /(h·m ²)	F real Pa ^{0,5}	Umgebungsdruck Pa	T _{in} °C	V gas Bm ³ /h	φ %
RMP N 250Y	59,3	10	1	14,62	1,00	96659	20,89	59,39	89,06
RMP N 250Y	59,3	20	1	20,58	1,04	96659	20,94	61,37	89,06
RMP N 250Y	59,3	30	1	29,72	1,04	96659	20,94	61,28	89,09
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,55	1,04	96659	20,97	61,5	89,10
RMP N 250Y	59,3	60	1	61,18	1,01	96659	20,96	59,64	89,08
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,13	1,01	96659	21,01	60,03	89,24
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,94	1,03	96659	21	60,79	89,15
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,58	1,02	96659	20,98	60,06	89,18
RMP N 250Y	59,3	40	1	40,79	1,02	96659	21,01	60,6	89,19
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,81	1,03	96659	21,02	60,92	89,15
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,04	1,01	96659	20,72	59,83	89,72
RMP N 250Y	59,3	20	1	22,27	1,02	96659	20,78	60,63	89,61
RMP N 250Y	59,3	30	1	31,46	1,03	96659	20,85	61,01	89,64
RMP N 250Y	59,3	40	1	42,34	1,03	96659	20,84	61,09	89,63
RMP N 250Y	59,3	60	1	59,26	1,04	96659	20,85	61,44	89,53
RMP N 250Y	59,3	10	1	12,81	1,02	96659	20,50	60,23	90,28
RMP N 250Y	59,3	20	1	23,20	1,02	96659	20,71	60,24	90,30
RMP N 250Y	59,3	30	1	28,91	1,01	96659	20,72	60,11	90,30
RMP N 250Y	59,3	40	1	39,42	1,02	96659	20,74	60,66	90,26
RMP N 250Y	59,3	60	1	54,22	1,03	96659	20,83	60,95	90,21

Tabelle 24: Darstellung der berechneten Stoffübergänge, effektiven Phasengrenzflächen und HTU für die Modelle nach Wang und BS

Allgemeine Daten		Messdaten	Modell von Wang				Modelle nach Billet und Schultes			
B nominal	Salinität nominal	HTU	β_l	β_g	ae	HTU	β_l	β_g	ae	HTU
$\text{m}^3/(\text{h}\cdot\text{m}^2)$	g/l	m	m/s	m/s	m^2/m^3	m	m/s	m/s	m^2/m^3	m
10	0	0,765	3,38E-05	2,29E-02	174,34	0,573	1,49E-04	3,59E-02	70,91	0,555
20	0	0,474	4,97E-05	2,29E-02	188,20	0,432	1,76E-04	3,61E-02	86,42	0,431
30	0	0,355	6,52E-05	2,29E-02	198,57	0,362	1,98E-04	3,62E-02	99,28	0,362
40	0	0,293	7,73E-05	2,27E-02	205,34	0,325	2,12E-04	3,61E-02	108,25	0,323
60	0	0,224	1,09E-04	2,29E-02	219,76	0,272	2,46E-04	3,67E-02	129,04	0,262
10	10	0,684	3,22E-05	2,28E-02	173,17	0,421	1,45E-04	3,57E-02	69,97	0,425
20	10	0,388	4,57E-05	2,28E-02	185,64	0,343	1,69E-04	3,59E-02	83,76	0,348
30	10	0,266	6,47E-05	2,27E-02	198,82	0,287	1,96E-04	3,60E-02	100,01	0,286
40	10	0,224	7,95E-05	2,28E-02	207,14	0,262	2,14E-04	3,62E-02	111,19	0,255
60	10	0,186	1,15E-04	2,24E-02	223,05	0,223	2,50E-04	3,58E-02	134,72	0,205
10	20	0,542	3,44E-05	2,26E-02	175,86	0,340	1,49E-04	3,53E-02	73,09	0,363
20	20	0,327	4,82E-05	2,29E-02	187,99	0,293	1,72E-04	3,60E-02	86,85	0,306
30	20	0,256	6,21E-05	2,29E-02	197,68	0,264	1,92E-04	3,63E-02	98,91	0,267
40	20	0,208	7,91E-05	2,28E-02	207,42	0,240	2,12E-04	3,62E-02	112,03	0,234
60	20	0,186	1,09E-04	2,26E-02	221,23	0,214	2,44E-04	3,63E-02	132,38	0,196
10	30	0,472	3,66E-05	2,24E-02	179,03	0,309	1,51E-04	3,50E-02	77,18	0,345
20	30	0,324	4,58E-05	2,27E-02	187,12	0,283	1,66E-04	3,56E-02	86,51	0,308
30	30	0,239	6,11E-05	2,26E-02	198,12	0,253	1,88E-04	3,57E-02	100,27	0,264
40	30	0,205	7,77E-05	2,28E-02	207,76	0,234	2,09E-04	3,63E-02	113,38	0,233
60	30	0,166	1,05E-04	2,25E-02	220,53	0,210	2,37E-04	3,59E-02	132,28	0,197
10	40	0,462	3,11E-05	2,27E-02	174,02	0,268	1,40E-04	3,55E-02	72,14	0,370
20	40	0,256	4,96E-05	2,27E-02	190,77	0,234	1,71E-04	3,58E-02	91,48	0,289
30	40	0,222	5,88E-05	2,27E-02	197,37	0,224	1,84E-04	3,59E-02	99,89	0,264
40	40	0,194	7,50E-05	2,28E-02	207,07	0,212	2,04E-04	3,63E-02	113,08	0,232
60	40	0,180	9,62E-05	2,29E-02	217,54	0,200	2,27E-04	3,67E-02	128,46	0,203

Tabelle 25: Berechnung der Molalität des SO₂ aus der Gleichgewichtssteigung des Modells nach Wang und wie in Rodríguez-Sevilla et al. (2004) beschrieben

B m ³ /m ² h	S g/l	b(Wang) mol/kg	b(Rodríguez) mol/kg
13,24	0,00	1,41E-02	7,33E-03
21,71	0,00	1,15E-02	6,58E-03
30,71	0,00	9,84E-03	6,02E-03
38,13	0,00	8,70E-03	5,62E-03
59,15	0,00	7,13E-03	5,05E-03
12,63	8,89	1,35E-02	7,21E-03
19,8	8,89	1,04E-02	6,23E-03
30,85	8,89	8,08E-03	5,43E-03
40,21	8,89	7,09E-03	5,06E-03
64,93	8,89	6,07E-03	4,69E-03
13,89	18,09	1,20E-02	6,73E-03
21,38	18,09	9,14E-03	5,79E-03
29,59	18,09	7,72E-03	5,28E-03
40,39	18,09	6,55E-03	4,85E-03
61,29	18,09	5,99E-03	4,64E-03
15,49	33,65	1,12E-02	6,59E-03
20,61	33,65	9,05E-03	5,85E-03
29,81	33,65	7,30E-03	5,20E-03
40,53	33,65	6,47E-03	4,87E-03
59,6	33,65	5,43E-03	4,43E-03
12,81	45,88	1,11E-02	6,56E-03
23,2	45,88	7,62E-03	5,34E-03
28,91	45,88	6,85E-03	5,04E-03
39,42	45,88	6,13E-03	4,75E-03
54,22	45,88	5,75E-03	4,58E-03