Fest-Flüssig-Trennung in Tellerseparatoren

Von der Fakultät Energie-, Verfahrens- und Biotechnik der Universität Stuttgart zur Erlangung der Würde eines Doktor-Ingenieurs (Dr.-Ing.) genehmigte Abhandlung

Vorgelegt von

Eva D. L. Böndel

aus Frankfurt am Main

Hauptberichter:

Mitberichter:

Prof. Dr.-Ing. habil. Manfred Piesche Prof. Dr.-Ing. Michael Durst

Tag der mündlichen Prüfung:

07. Juli 2011

Institut für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Stuttgart

2012

Schriftenreihe des MAHLE Doktorandenprogramms

Band 1

Eva D. L. Böndel

Fest-Flüssig-Trennung in Tellerseparatoren

D 93 (Diss. Universität Stuttgart)

Shaker Verlag Aachen 2013

Bibliografische Information der Deutschen Nationalbibliothek

Die Deutsche Nationalbibliothek verzeichnet diese Publikation in der Deutschen Nationalbibliografie; detaillierte bibliografische Daten sind im Internet über http://dnb.d-nb.de abrufbar.

Zugl.: Stuttgart, Univ., Diss., 2011

Copyright Shaker Verlag 2013 Alle Rechte, auch das des auszugsweisen Nachdruckes, der auszugsweisen oder vollständigen Wiedergabe, der Speicherung in Datenverarbeitungsanlagen und der Übersetzung, vorbehalten.

Printed in Germany.

ISBN 978-3-8440-1586-7 ISSN 2195-4402

Shaker Verlag GmbH • Postfach 101818 • 52018 Aachen Telefon: 02407 / 95 96 - 0 • Telefax: 02407 / 95 96 - 9 Internet: www.shaker.de • E-Mail: info@shaker.de

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand im Rahmen eines gemeinschaftlichen Projekts des Instituts für Mechanische Verfahrenstechnik der Universität Stuttgart (IMVT) und der MAHLE Filtersysteme GmbH.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Manfred Piesche, der mir die Möglichkeit gab, die vorliegende Arbeit zu erstellen und mich durch wertvolle Gespräche und Anregungen unterstützt hat. Die eingeräumten Freiheiten ermöglichten es mir, meine Tätigkeiten am IMVT und bei der MAHLE Filtersysteme GmbH flexibel zu erfüllen.

Bei Herrn Prof. Dr.-Ing. Michael Durst möchte ich mich besonders bedanken für die Übernahme und die rasche Erstellung des Mitberichts. Außerdem danke ich ihm für die gute Zusammenarbeit während ich seine Vorlesung am IMVT betreut habe und für die interessanten Gespräche.

Außerdem möchte ich mich ganz herzlich bei Herrn Dr.-Ing. Hartmut Sauter von der MAHLE Filtersysteme GmbH für die Unterstützung während meiner Tätigkeit bedanken. Ebenfalls gilt mein Dank allen Kollegen bei der MAHLE Filtersysteme GmbH insbesondere Thomas Höhe, Hartmut Sohla, Harald Rieger und Till Häusle sowie den Praktikanten Björn Reichardt, Felix Rupprecht, Jonatan Stursberg, Can Cay und Stefan Ade.

Mein besonderer Dank gilt allen aktiven und ehemaligen Kollegen und Kolleginnen während meiner Zeit am IMVT für die angenehme und herzliche Zusammenarbeit. Alexandra Issaeva-Wolf danke ich sehr für die Unterstützung im Labor und Harald Alsmann, Jörg Bauer, Ulrich Plapp und Armin Kaluba für die Unterstützung bei Versuchsaufbauten sowie Susanne Schüngel für die Unterstützung als gute Seele im Sekretariat. Herzlich bedanken möchte ich mich auch bei allen Kollegen, die mit der Administration des Rechnernetzwerks immer für eine hervorragende Arbeitsumgebung gesorgt haben. Besonderer Dank gilt außerdem den Studenten Christian Giesker, Thomas Kalmbach, Stefan Ade und Dagmar Pöchmann, die mich am IMVT bei meiner Arbeit unterstützt haben. Danken möchte ich auch Gunda Mader, mit der ich das Zimmer für zwei Jahre geteilt habe, für die freundschaftliche Arbeitsatmosphäre. Außerdem danke ich Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. Steffen Schütz für die bereichernden Gespräche. Für die Viskositätsmessungen am IKT und die Unterstützung dabei bedanke ich mich bei Herrn Dr.-Ing. Kalman Geiger.

Besonders danke ich Dirk für seine Geduld und Unterstützung während meiner Promotion. Außerdem gilt mein Dank meiner Mutter sowie Gisela, Eckart und Anne und auch allen weiteren Freunden und Verwandten, die mich während meiner Promotion unterstützt und motiviert haben.

Inhaltsverzeichnis

Fo	rmelz	zeichen	xiii
Zu	samn	nenfassung	xvii
Su	mma	ry x	xiii
1.	1. Einleitung		1
	1.1.	Funktionsweise des Tellerseparators	1
	1.2.	Stand der Technik	3
	1.3.	Problemstellung und Grundlagen	8
2.	Unte	ersuchungen am gesamten Tellerseparator	22
	2.1.	Strömungsfeldberechnung mit der Finite-Volumen-Methode .	23
	2.2.	Berechnung der Partikelbewegung mit dem Euler-Lagrange-	
		Modell	24
	2.3.	Geometriemodell \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots	26
	2.4.	Stoffdaten und Betriebsbedingungen	28
	2.5.	Ergebnisse der numerischen Berechnung \hdots	30
		2.5.1. Darstellung der Ergebnisse in dimensionsloser Form $$.	30
		2.5.2. Differenzdruckverhalten und Volumenstromverteilung	34
		2.5.3. Abscheideverhalten	42
	2.6.	Experimenteller Vergleich	45
3.	Bere	echnung des Partikeltransports im Tellerseparator	50
	3.1.	Reduktion des Geometrie modells auf drei Tellerspalten	51
	3.2.	Bestimmung der Grenzpartikel	52
	3.3.	Partikelbewegung bei der Partikelwiederaufgabe	57

	3.4.	Analyt	tische Ber	echnung der Partikelbewegung an der Teller-	
		unters	eite		60
4.	Unt	ersuchu	ıngen für	unterschiedliche Feststoffkonzentrationen	63
	4.1.	Experi	imentelle	Untersuchungen	64
		4.1.1.	Versuchs	saufbau und Durchführung	65
		4.1.2.	Messtech	nnik und Analyse der Proben	68
		4.1.3.	Experim	entelle Ergebnisse	72
	4.2.	Numer	rische Unt	tersuchungen	84
		4.2.1.	Reduktio	on des Geometriemodells auf einen Tellerein-	
			zelspalt		84
		4.2.2.	Betracht	ung der Suspensionsströmung als einphasiges	
			Kontinu	um unter Berücksichtigung konzentrationsab-	
			hängiger	Stoffgesetze	85
			4.2.2.1.	Berechnungen für eine reine Fluid- und eine	
				gering konzentrierte Suspensionsströmung	85
			4.2.2.2.	Berechnungen für Suspensionsströmungen mit	
				konzentrationsabhängigen Stoffgesetzen $\ .$.	87
		4.2.3.	Berechn	ung von Suspensionsströmungen mit dem Euler-	
			Euler-M	odell	91
			4.2.3.1.	Grundlagen zum Euler-Euler-Modell	91
			4.2.3.2.	Modellerweiterung zur Berechnung des Im-	
				pulsaustauschkoeffizientens $\ .\ .\ .\ .\ .$.	93
			4.2.3.3.	Wandrandbedingung für die disperse Phase .	94
			4.2.3.4.	${\it Berechnungsergebnisse} \ {\it und} \ {\it Vergleich} \ {\it mit} \ {\it dem}$	
				Experiment	96
5.	Aus	blick			112
Lit	eratu	ırverzei	chnis		114
Α.	Anh	ang A			122

Abbildungsverzeichnis

1.1.	Prinzipskizze eines Tellerseparators	3
1.2.	Prinzipskizze zur Abscheidung im Tellerseparator	4
1.3.	Prinzipskizze des Einzelspalts	6
1.4.	Experimentelle Ergebnisse der Schwarmsinkgeschwindigkeit	
	im Verhältnis zur Sinkgeschwindigkeit eines einzelnen Parti-	
	kels für monodispers verteilte Partikel gemessen in Abhän-	
	gigkeit der Feststoffvolumenkonzentration [9], [35], [38]	10
1.5.	Partikelbewegung eines Kugelpaares, in Anlehnung an Feng	
	et al. [23] und Michaelidis [46]	12
1.6.	Anordnung und Bezeichnung eines Paares zweier kugelför-	
	miger Partikel, das sich entlang der Verbindungslinie ihrer	
	Mittelpunkte bewegt	13
1.7.	Vergleich analytisch ermittelter Sinkgeschwindigkeiten mit	
	und ohne Berücksichtigung des Konzentrationseinflusses $\ . \ .$	15
1.8.	Kurvenverläufe für den nach Bayer [5] berechneten Korrek-	
	turfaktor λ_i in Abhängigkeit des Verhältnisses $x/d_p,$ in An-	
	lehnung an Brauer [9]	16
1.9.	(a) Binghamsches (plastisches), (b) strukturviskoses, (c) new-	
	tonsches und (d) dilatantes Fließverhalten \hdots	19
1.10.	. (a) Newtonscher Bereich geringer Schergewindigkeiten, (b)	
	Übergangsbereich, (c) strukturviskoses Verhalten (power-law-	
	Bereich) (d) Übergangsbereich, (e) Newtonscher Bereich ho-	
	her Schergewindigkeiten	20
2.1.	Prinzipskizzen des Geometriemodells beispielhaft für $\alpha=45^\circ$	
	mit a) Benennung der Teile und b) den relevanten Maßen	28

2.2.	Vergleich der Trenngradkurven für drei verschiedene Winkel-	
	stellungen aufgetragen über dem dimensionslosen Partikel-	
	durchmesser nach der Definition von Janoske [34]	33
2.3.	Vergleich der Trenngradkurven für drei verschiedene Winkel-	
	stellungen aufgetragen über der erweiterten Kombination der	
	Kennzahlen für den dimensionslosen Partikeldurchmesser	34
2.4.	Beträge des dimensionslosen Differenzdrucks des Tellerpakets	35
2.5.	Vergleich zwischen dem numerisch ermittelten Betrag des	
	Differenzdrucks des Tellerpakets und der analytischen Be-	
	rechnung nach Zink für eine Durchströmung von außen nach	
	innen	37
2.6.	Vergleich zwischen dem numerisch ermittelten Differenzdruck	
	des Tellerpakets und einer analytischen Abschätzung für die	
	Durchströmung von innen nach außen	38
2.7.	Beträge des gesamten Differenzdrucks des Tellerseparators	39
2.8.	Volumenstromverteilung im Tellerpaket für alle betrachteten	
	Betriebspunkte und Winkelstellungen mit einer Durchströ-	
	mung von außen nach innen \ldots	40
2.9.	Volumenstromverteilung im Tellerpaket für alle betrachteten	
	Betriebspunkte und Winkelstellungen mit einer Durchströ-	
	mung von innen nach außen	41
2.10.	Dimensionslose Auftragung der Trenngradkurve für Tellerse-	
	paratoren mit dem Anstellwinkel als Kurvenparameter, Ver-	
	gleich der Ergebnisse mit der Trenngradkurve von Zink [72]	
	be i $\alpha=45^\circ$	43
2.11.	Dimensionslose Auftragung der Trenngradkurve für Teller-	
	separatoren, die ebenfalls für unterschiedliche Anstellwinkel	
	einen universellen Kurvenverlauf ermöglicht \hdots	44
2.12.	Partikelbewegung nach Wiederaufgabe an der Tellerkante für	
	die Durchströmung von außen nach innen, a) Spaltweiser Par-	
	tikel transport, b) Partikelum lenkung in selben Spalt $\ .\ .\ .$	45
2.13.	Qualitative Verschiebung des Verlaufs der Trenngradkurve	
	für die Durchströmung von außen nach innen $\hdots\dots\dots\dots\dots$	46
2.14.	Fließbild des Hydraulikprüfstands zur experimentellen Un-	
	ter suchung des gesamten Teller separators $\ \ldots \ \ldots \ \ldots \ \ldots$	47

2.15.	Vergleich des numerisch und des experimentell bestimmten Trenngrads für $Q = -2,88$ und $Re_s = 22,72$ bei einer Durch- strömung von außen nach innen	49
2.16.	Vergleich des numerisch und des experimentell bestimmten Trenngrads für $Q = 2,88$ und $Re_s = 22,72$ bei einer Durch- strömung von innen nach außen	49
3.1.	Skizze des Geometriemodells für das Drei-Spalten-Modell	52
3.2.	Numerische und analytische Trenngrade des Drei-Spalten-	
3.3.	Modells	54
3.4.	durchmessers	55
~ ~	für $Re_s = 7,57, Q = 46,06, \Delta = 0,07$	57
3.5.	Ausschnitt der Partikelbahnen bei der Wiederaufgabe an den Tellerkanten für $R_{e} = 7.57$, $Q = 46.06$, $\Lambda = 0.62$	50
3.6.	Trenngrade ohne Wiederaufgabe (OWA) und mit Wiederauf-	00
	gabe (MWA) der Partikel an den Tellerkanten	59
3.7.	Schematische Darstellung der angreifenden Kräfte an einen	
	Partikel, der sich an einer Tellerwand befindet	60
4.1.	Fließbild des Versuchsstands zur Untersuchung des Tellerse-	
4.0	paratoreinzelspalts	66
4.2.	Tellerseparatoreinzelspalt, a) Skizze des Querschnitts durch	07
12	Comparator, D) Fotograne des Separators	07
4.0.	spalt	68
11	Prinzipskizzen der eingesetzten Bheometer: a) Couette-Bheomet	or
1.1.	b) Kegel-Platte-Rheometer	69
4.5.	Beugungsmuster und Lichtintensitätsverteilung a) an einem	00
	kleinen Partikel im Vergleich zu b) einem großen Partikel	71
4.6.	Gemessene Fließkurven von Glaspartikel-Silikonöl-Suspensionen	
	verschiedener Feststoffkonzentrationen	74
4.7.	Verteilungssummenkurve des Aufgabeguts bei verschiedenen	
	Konzentrationen	75

4.8.	Verteilungssummenkurve des Feinguts bei verschiedenen Kon- zentrationen	76
4.9.	Trenngradkurven im Vergleich bei verschiedenen Feststoffvo- lumenkonzentrationen	77
4.10.	. Kurvenverläufe des berechneten Korrekturfaktors λ_i der Sink- geschwindigkeit für die Durchmesser d_{20} , den d_{50} und den d_{80} des Aufgabeguts in Abhängigkeit des Partikelabstands bzw. der Feststoffvolumenkonzentration	79
4.11.	. Fotografie der Strömung im Separator für eine Feststoffvolumenkonzentration von 0.3 Vol- $\%$ und von 1.0 Vol- $\%$	82
4.12	. Strömungskarte von Janoske [34] mit Markierung für Betrieb- spunkt der eigenen Konzentrationsmessungen und dem Ra- dienbereich der Teller	83
4.13	Konturendiagramm des statischen Drucks für die Berechnung der einphasigen Strömung	86
4.14	. Vergleich der Trenngradkurven aus dem Experiment und der Numerik für eine Konzentration von 0.3 Vol-% und 1 Vol-%	87
4.15	. Vergleich der berechneten Fließkurven des Carreau-Yasuda- Modells mit den gemessenen dynamischen Viskositäten aus	01
4.16	dem Experiment	88
4.17	9 Vol-%	90
4.18	$(c_v \ge 0,05 \ Vol\% \equiv rot)$	98
	big) und der axialen Geschwindigkeitskomponente der konti- nuierlichen Phase (unausgefüllt, grau) für 1 Vol-%	100

4.19. Konturendiagramm der Feststoffkonzentration (ausgefüllt, far-
big) und der axialen Geschwindigkeitskomponente der konti-
nuierlichen Phase (unausgefüllt, grau) für 5 Vol-% 101
4.20. Konturendiagramm der Feststoffkonzentration (ausgefüllt, far-
big) und der axialen Geschwindigkeitskomponente der konti-
nuierlichen Phase (unausgefüllt, grau) für 9 Vol- % $\ $
4.21. Vergleich der Profilverläufe für die radiale Geschwindigkeits-
komponente und die Feststoffkonzentration von Suspensionen
mit 5 Vol- $\%$ und 9 Vol- $\%$ Fest stoffkonzentration im Zulauf bei
einem mittleren Abstand der Schnittlinie von 0,0996 m von
der Rotationsachse
4.22. Vergleich der Konturendiagramme und der Profilverläufe für
die Feststoffkonzentration und die radiale Geschwindigkeit
für zwei Momentaufnahmen mit einem zeitlichen Abstand
von $2 \cdot 10^{-2} s$
4.23. Vergleich des numerisch berechneten Trenngrads für den d_{20} ,
d_{50} und d_{80} des Aufgabeguts mit den experimentell bestimm-
ten Verläufen
4.24. Konturendiagramme des Feststoffvolumenkonzentration des
Drei-Spalten-Modells für $Re_s = 8,6$ und $Q = 88,7$, rechts
mit Geschwindigkeitsvektoren
A.1. Schema der Geometriemodelle maßstäblich im Vergleich 122
······································

Tabellenverzeichnis

2.1.	Maßangaben zu Abb. 2.1	27
2.2.	Stoffdaten des verwendeten Fluids und der verwendeten Fest-	
	stoffe	29
2.3.	Betriebsbedingungen	29
2.4.	Überblick über die Einflussgrößen und die daraus abgeleite-	
	ten dimensionslosen Kennzahlen $\ \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots$	34
2.5.	Vergleich der numerisch berechneten Differenzdrücke mit dem	
	Experiment	48
0.1	тіп нічні і і і і і і і і і і і і і і і і і	
3.1.	Uberblick dimensionsloser und dimensionsbehalteter Betriebs-	٣1
~ ~	großen	51
3.2.	Makangaben zu Abb. 3.1	53
3.3.	Kombination der Einflussgrößen mit dimensionslosen Kenn-	
	zahlen	53
3.4.	Grenzpartikeldurchmesser für beide Betriebspunkte und Dich-	
	teverhältnisse	58
3.5.	Vergleich der analytisch berechneten Partikelgeschwindigkei-	
	ten und Strömungsgeschwindigkeiten	62
4.1.	Maßangaben zu Abb. 4.3	68
4.2.	Vergleich der Gesamtabscheidegrade bei verschiedenen Fest-	
	stoffvolumenkonzentrationen	76
4.3.	Vergleich der Differenzdrücke bei verschiedenen Feststoffvo-	
	lumenkonzentrationen nach 30 Sekunden Versuchsdauer und	
	gemittelt über die Versuchsdauer	80

4.4.	Verwendete Parameter, Exponenten und Null- sowie Unend-		
	lichviskositäten zur Abbildung der gemessenen Fließkurven		
	mit dem Carreau-Yasuda-Modell	89	

Formelzeichen

Lateinische Buchstaben

a	Beschleunigung	$[m s^{-2}]$
A	Fläche	$[m^2]$
b	Tellerspaltbreite	[m]
с	Parameter (Carreau-Yasuda-Modell)	[1]
c_m	Massenkonzentration	[1]
c_v	Volumenkonzentration	[1]
c_w	Widerstandsbeiwert	[1]
d	Tellerdicke	[m]
d	Durchmesser	[m]
d_p	Partikeldurchmesser	[m]
f	Feingutmengenanteil	[1]
F	Kraft	$[kgms^{-2}]$
g	Erdbeschleunigung	$[m s^{-2}]$
g	Grobgutmengenanteil	[1]
h	Hilfsvariable	[1]
h	Höhe	[m]
K	Impulsaustauschkoeffizient	$[kgm^{-3}s^{-1}]$
l	Länge	[m]
M	Drehmoment	$[kgm^2s^{-2}]$
\overline{M}^2	Hilfgröße	[1]

n	Anzahl	[1]
n	Exponent (Carreau-Yasuda-Modell)	[1]
N	Anzahl der Tellerspalte	[1]
N_0	Hilfsgröße	[1]
p	Druck	$[kgm^{-1}s^{-2}]$
r	Radius	[m]
R	Impulsaustauschterm	$[kgm^{-2}s^{-2}]$
8	Ringspaltbreite	[m]
V	Volumen	$[m^{3}]$
\dot{V}	Volumenstrom	$[m^3 s^{-1}]$
w	Geschwindigkeit	$[ms^{-1}]$
$w_{a,0}$	Mittlere axiale Geschwindig- keit im äußeren Ringspalt	$[ms^{-1}]$
x	Abstand	[m]
x	Koordinate in axialer Rich-	[1]
	tung	
y	Koordiante in radialer Rich-	[1]
z	tung Koordinate in azimutaler Richtung	[1]

Griechische Buchstaben

α	Anstellwinkel eines Tellers	[°]
α	Phasenanteil	[1]
β	Kegelwinkel	[1]
Δ	Differenz (allgemein)	[-]
φ	Zylinderkoordinate in azimu-	[rad]
	taler Richtung	
$\dot{\gamma}$	Schergeschwindigkeit	$[s^{-1}]$
λ_i	${\it Korrekturfaktor\ Partikelschwarmbewegung}$	[1]
λ_c	Parameter (Carreau-Yasuda-Modell)	[s]

μ	dynamische Viskosität	$[kgm^{-1}s^{-1}]$
μ_r	Reibungskoeffizient	[1]
ν	kinematische Viskosität	$[m^2 s^{-1}]$
ρ	Dichte	$[kg m^{-3}]$
τ	Schubspannung, Normalspannung	$[kgm^{-1}s^{-2}]$
$ au_p$	Partikelrelaxationszeit	[s]
ω	Winkelgeschwindigkeit	[rad/s]

Indizes

a	außen
aRS	äußerer Ringspalt
A	Aufgabegut
auf	auf
ab	Absetz, Ablauf
С	Kontinuierliche Phase (continuous phase)
F	Feingut
G	Grobgut
Grenz	Grenzpartikel
i	innen, Laufvariable
j	Laufvariable
iRS	innerer Ringspalt
k	Laufvariable
krit	kritisch
mit	mittlerer
n	normiert, normal, Laufvariable
p	Partikel
S	disperse Phase (solid phase)
S	Suspension

t	tangential
ver	Verweil
zu	Zulauf

Dimensionslose Kennzahlen

Δ	=	$\frac{\rho_s - \rho_c}{\rho_s}$	Dichteverhältnis
Λ_T	=	$\frac{r_a}{b}$	Spaltweitenverhältnis des Tellerspaltes
Re_p	=	$rac{ ho_c w_{s,i} d_p}{\mu_c}$	Partikelreynoldszahl
Re_s	=	$\frac{\rho_c \cdot b^2 \cdot \omega}{\mu_c}$	Reynoldszahl der Strömung im Tellerspalt
P	=	$\frac{p}{\mu_c \cdot \omega}$	Dimensionsloser Druck
Q	=	$\frac{\dot{V_s}}{2\pi\cdot b^3\cdot\omega\cdot N}$	Mittlerer dimensionsloser Volumenstrom Tellerspalte
Q_n	=	$\frac{\dot{V_T} \cdot N}{\dot{V_s}}$	Normierter Volumenstrom eines Tellerspaltes
Q_T	=	$\frac{\dot{V_T}}{2\pi \cdot b^3 \cdot \omega}$	Lokal auftretender Volumenstrom eines Tellerspaltes
R_i	=	$\frac{r_i}{r_a}$	Radienverhältnis des Tellerspaltes
Sto	=	$\frac{\rho_s\cdot d_p^2\cdot\omega}{\mu_c}$	Stokeszahl
θ	=	$\sqrt{Re_s \cdot \sin \alpha}$	Strömungsparameter
V_c	=	$\frac{v_c}{\omega}$	dimensionslose radiale Geschwindigkeitskomponente

Mathematische Operatoren und Symbole

∂	Partielles Differential
∇	Nabla-Operator (Differential-Operator)
*	Skalarmultiplikation
<i>→</i>	Vektorielle Schreibweise

Zusammenfassung

Um das Fluid in Schmierölkreisläufen möglichst rein zu halten und damit eine gleichbleibende Qualität des Schmieröls zu gewährleisten, sind Filter weit verbreitet. Da Filter jedoch eine starke Abhängigkeit des Differenzdrucks von der Standzeit aufweisen, bieten Tellerseparatoren eine attraktive Alternative. Tellerseparatoren weisen einen gleichbleibenden Differenzdruck über lange Standzeiten bei gleichzeitig hoher Abscheideleistung auf. Filter hingegen zeigen einen stetigen Differenzdruckanstieg durch die Ablagerung von Partikeln, die den Filter immer weiter verschließen. Bei einem Tellerseparator wird der Feststoff an der Trommelwand im Trommelraum abgelagert, was bei entsprechender Auslegung ein gleichbleibendes Differenzdruckniveau über lange Standzeiten gewährleistet. Gleichzeitig besitzen Tellerseparatoren eine große Klärfläche und damit eine hohe Abscheideeffizienz. Die große Klärfläche ergibt sich durch das namengebende Tellerpaket. Das Tellerpaket, verbaut im Inneren der Zentrifugentrommel, besteht aus konischen Tellern, die in regelmäßigen Abständen übereinander gestapelt sind.

In dieser Arbeit wird der Tellerseparator im Hinblick auf eine Fest-Flüssig-Trennung vor dem Hintergrund einer Verbesserung der Schmierölreinigung untersucht. Die Arbeit ist gegliedert in drei Themenbereiche. Zunächst wird der gesamte Tellerseparator untersucht. Zur Beschreibug des Strömungsfelds im Tellerseparator wird die Methodik der numerischen Strömungssimulation unter Verwendung des Finite-Volumen-Verfahrens eingesetzt. Es werden Simulationsmodelle entwickelt und verschiedene Betriebspunkte und Geometrien untersucht. Die Geometriemodelle werden für den gesamten Tellerseparator, wie auch für die nachfolgend untersuchten reduzierten Modelle, auf zweidimensionale Geometrien beschränkt, um eine ausreichend feine Auflösung des Berechnungsgebiets bei gleichzeitig vertretbaren Rechenzeiten zu gewährleisten. Um die Zentrifugalbeschleunigung in die Berechnung einzubeziehen, kann die Rotationssymmetrie des Tellerseparators genutzt werden. Durch Verwendung des Simulationsprogramms Fluent[®] werden die strömungsmechanischen Grundgleichungen gelöst und damit das Strömungsfeld berechnet. Um das Abscheideverhalten zu bewerten, wird das Euler-Lagrange-Verfahren verwendet und auf Grundlage des ermittelten Strömungsfelds werden die Partikeltrajektorien berechnet. Abschließend erfolgt ein Vergleich mit experimentellen Ergebnissen. Die Untersuchungen weisen Ähnlichkeiten zur bereits umfangreich untersuchten Gas-Tröpfchen-Trennung im Tellerseparator [72] auf, gleichzeitig zeichnet sich jedoch hier schon eine Abweichung zum herkömmlich angenommenen Trennverhalten ab.

Die Untersuchungen am gesamten Tellerseparator geben für eine Durchströmung von außen nach innen erste Hinweise auf den Transport der Partikel, die im Tellerpaket zunächst abgeschieden werden. Da sich die abgeschiedenen Partikel aufgrund der Zentrifugalbeschleunigung entlang der oberen Tellerwand bewegen, gelangen sie letztlich zu den äußeren Kanten der Teller. Sobald sie die Tellerkanten erreichen, wird allgemein davon ausgegangen, dass die Partikel den Ringspalt zwischen Tellerpaket und Trommelwand überqueren und an der Trommelwand endgültig abgeschieden werden. In bisherigen Untersuchungen wurde daher die weitere Bewegung der Partikel nach der Abscheidung im Tellerpaket vernachlässigt.

Um nun zu untersuchen, ob die Partikel nach dem Erreichen der äußeren Tellerkante auch in der Lage sind den Ringspalt zu überqueren, werden im zweiten Themenabschnitt der Arbeit detaillierte Untersuchungen an einem auf drei Tellerspalten reduzierten Geometriemodell durchgeführt. Die Reduktion auf drei Tellerspalten führt zu einer Verringerung des Berechnungsaufwands im Vergleich zum gesamten Tellerseparator. Das Modell weist außerdem ein verfeinertes Gitter auf, um die Strömungsverhältnisse in den Tellerspalten und im Ringspalt zwischen Tellerpaket und Trommelwand möglichst genau zu berechnen. Es wird erneut die Finite-Volumen-Methode zur Berechnung des Strömungsfelds und das Euler-Lagrange-Modell zur Berechnung der Abscheidung der Feststoffpartikel verwendet. Um zu überprüfen, ob die im Tellerpaket abgeschiedenen Partikel in der Lage sind, den Ringspalt zu überqueren, werden die Partikel an der oberen Tellerkante in die Strömung aufgegeben. Hierbei zeigt sich, dass diese Partikel nicht in der Lage sind den Ringspalt zu überqueren sondern wieder in die Spalten des Tellerpakets abgelenkt werden. In Folge dessen werden die Partikel größtenteils von Spalt zu Spalt transportiert. Erst im letzten Tellerspalt kommt es zu einer endgültigen Abscheidung, da die Partikel hier gezwungen sind, sich entlang des Trommeldeckels zur Trommelwand zu bewegen. Dies führt zu einer inhomogenen Feststoffkonzentrationsverteilung in den Tellerspalten mit einer maximalen Aufkonzentrierung im letzten oberen Tellerspalt. Da die Partikel beim spaltweisen Transport auch wieder das Tellerpaket verlassen können, wird ebenfalls quantifiziert, wie sich dieser Effekt auf den Trenngrad des Tellerseparators auswirkt.

Damit schließt sich der dritte Themenbereich der Arbeit an, der sich mit dem Einfluss der unterschiedlichen Feststoffkonzentrationen auf das Abscheideverhalten beschäftigt. Aufgrund der Erhöhung des Feststoffvolumenanteils insbesondere im letzten oberen Tellerspalt kann nicht mehr davon ausgegangen werden, dass sich die Partikel bei der Abscheidung in so großem Abstand von einander befinden, dass sie sich nicht in ihrer Absetzbewegung gegenseitig beeinflussen. Um den Einfluss der Feststoffkonzentration auf das Abscheideverhalten in einem Tellerspalt zu bewerten, werden experimentelle Untersuchungen an einem einzelnen Tellerspalt bei verschiedenen Konzentrationen durchgeführt.

Das Experiment wird anhand eines Simulationsmodells nachgestellt, um eine Möglichkeit zu bieten, kostenintensive und umweltbelastende Versuche zu ersetzen. Darüber hinaus können so Kenntnisse über Details der Strömung ermittelt werden, die im Experiment verborgen bleiben oder nur unter hohem Aufwand experimentell bestimmt werden können. Das Strömungsfeld im Einzelspaltmodell wird ebenfalls mit der Finite-Volumen-Methode berechnet. Die Erhöhung der Feststoffkonzentration hat sowohl Einfluss auf die Sinkgeschwindigkeit als auch auf das Fließverhalten. Ein vereinfachendes Modell zur Beschreibung der Suspensionsströmung wird aufgestellt, indem diese als ein Kontinuum begriffen wird und konzentrationsabhängige Gesetzmäßigkeiten zum Fließverhalten in der Berechnung berücksichtigt werden. Zur Bestimmung geeigneter Gesetzmäßigkeiten wird das Fließverhalten bei unterschiedlichen Konzentrationen experimentell untersucht. Ein weiterer, deutlich detaillierterer Ansatz besteht darin, die disperse und die kontinuierliche Phase jeweils als eigenständige Kontinua zu beschreiben. Die Berechnung kann in diesem Fall mit dem Euler-Euler-Modell erfolgen, bei dem die Bilanzgleichungen sowohl für die kontinuierliche Phase als auch gesondert für die disperse Phase gelöst werden. Um eine Aussage über den Trenngrad für verschiedene Partikelgrößen zu treffen, muss für jede Partikelgrößenklasse eine separate disperse Phase eingeführt werden, was den Rechenaufwand erhöht, da die Lösung zusätzlicher Bilanzgleichungen damit verbunden ist. Zur Berücksichtigung der konzentrationsabhängigen Sinkgeschwindigkeit muss der Impulsaustausch zwischen den Phasen entsprechend modelliert werden. Hierzu stehen in der Literatur verschiedene analytische Modelle zur Verfügung, aus denen ein geeignetes Modell ausgewählt und in die numerische Berechnung unter Verwendung von User Defined Functions (UDFs) implementiert wird.

Für beide Ansätze werden die entwickelten Modelle mit den experimentellen Ergebnissen verglichen. Anhand des Vergleichs zeigt sich, dass eine Betrachtung der Strömung als einphasiges Kontinuum eine zu starke Vereinfachung darstellt. Das Euler-Euler-Modell hingegen ist in der Lage den Einfluss der Feststoffphase auf das Abscheideverhalten gut abzubilden.

Für eine zusammenfassende Beurteilung der Abscheidung im Tellerseparator bei einer Fest-Flüssig-Trennung kann festgehalten werden, dass Partikel, die im Tellerpaket abgeschieden werden, unter den gegebenen Randbedingungen nicht den äußeren Ringspalt überqueren. Die Partikel werden größtenteils spaltweise nach oben transportiert. Jedoch verlässt ein Teil der Partikel dabei das Tellerpaket wieder, was eine Verschlechterung der Abscheideleistung nach sich zieht. Die übrigen Partikel werden bis zum letzten obersten Tellerspalt transportiert. Dies führt zu einer inhomogenen Verteilung der dispersen Phase im Tellerpaket und einer Aufkonzentrierung im obersten Tellerspalt. Eine Erhöhung der Feststoffkonzentration führt im untersuchten und relevanten Konzentrationsbereich zu einer Verbesserung der Abscheidung. Es sollte daher bei der Auslegung von Tellerseparatoren dafür gesorgt werden, dass alle Partikel, die im Tellerpaket abgeschieden werden, auch bis zum obersten Tellerspalt transportiert werden. Zum einen wäre damit gewährleistet, dass keine Partikel das Tellerpaket wieder verlassen, zum anderen würden so die verbesserten Bedingungen für eine Abscheidung im obersten Spalt zur Geltung kommen.

Summary

To keep lubricants clean and at a high quality, filters are widely used. Filters show a high dependency on the length of the service interval, thus conical disc stack separators are an attractive alternative. Conical disc stack separators are able to show constant difference pressures during long service intervals at simultaneously high separation efficiencies. On the contrary filters show a continuous pressure increase due to deposits of particles which clog the filter further and further. In conical disc stack separators the solids deposit in the bowl at the outer bowl wall, which guarantees with a corresponding dimensioning constant difference pressures during long service intervals. At the same time conical disc stack separators possess a large clarifying surface and hence a high separation efficiency due to the eponymous disc stack. The disc stack, integrated inside the bowl, consists of conical discs which are stacked one upon the other.

In this work investigations will be done of conical disc stack separators with regard to the solid liquid separation against the background of optimising the cleaning of lubricants. This dissertation is divided into three subject sections. First of all the separator as a whole is investigated. To describe the flow field in the separator computational fluid dynamics using the finite-volume-method are applied. Simulation models are developed and different operating points and geometries are examined. The geometric models are limited to two-dimensional geometries, for the whole separator as well as for the following reduced models, to assure a sufficiently fine resolution of the grid at an acceptable calculation time. The centrifugal accelaration can be included in the calculation by utilising the rotational symmetry of the separator. With the CFD software Fluent[®] the conservation equations for

mass and momentum can be solved for calculating the flow field. To evaluate the separation behaviour the Euler-Lagrange-Model is used and the particle trajectories are calculated according to the basis of the calculated flow field. Concluding a comparison using experimental results will be carried out. The investigations show similarities to the already well known droplet-gas-flow in conical disc stack separators [72] but at the time it gives an idea of differences to the commonly assumed separation behaviour.

The investigations of the whole separator give a first clue of the transport of the particles, which are already separated in the disc stack, while the flow through the separator goes from external to internal. Since the separated particles are forced by the centrifugal accelaration to move along the surface of the upper disc, they eventually arrive at the outer edges of the discs. As soon as they reach the edge it is commonly assumed that the particles traverse the circular gap between the disc stack and the bowl wall to finally be separated at the bowl wall. Therefore, during previous examinations the continued movement of the particles after separation in the disc stack was neglected.

To find out if the particles are able to cross the circular gap after reaching the edge, in the second subject section detailed investigations of a geometric model reduced to three disc gaps will be done. The reduction to three gaps leads to a reduced simulation effort as compared to the whole separator. In addition the model also shows a finer grid in order to get as detailed a flow data as possible, for the disc and the annulus between bowl wall and disc stack. Again the finite-volume-method is used to simulate the flow field and the Euler-Lagrange-Model to calculate the particle trajectories. To verify if the particles in the disc stack are able to traverse the annulus, the particles will be released into the flow field at the disc edges. This shows that the particles are not able to cross the circular gap but are deflected to the next disc gap above. As a consequence the particles are mostly transported from gap to gap. Only in the last disc gap the particles are finally separated because here the particles are forced to move along the bowl lid to the surrounding bowl wall. This leads to an inhomogeneous solid concentration distribution in the disc gaps with a maximum solid concentration in the last gap at the top. Since the particles are able to leave the disc stack during the gap-to-gap transport, this effect is also quantified regarding the separation efficiency.

Following the previous results the third subject section can be deduced, which considers the changing solid concentrations. Because of the rising solid volume fraction particularly in the last gap at the top, it is not any more acceptable to assume conditions that allow an undisturbed settlement of single particles. The particles will now influence each other during their sedimentation. To determine the influence of the solid concentration on the settling behaviour, experimental investigations of a single disc gap at different concentrations are carried out.

The experiment will be reproduced using a simulation model to establish the possibility of replacing cost-intensive and ecological damage causing tests by computational fluid dynamics. Furthermore from these, details of the flow field can be achieved which are not experimentally accessible or can only be determined with great effort. The flow field of the single gap model is also calculated using the finite-volume-method. The increasing of concentration of the disperse phase influences the sedimentation velocity as well as the rheological behaviour. A simplified model can be set up by comprehending the suspension flow as a single continuum with consideration to rheological laws depending on the solid concentration. To determine appropriate laws, the flow behaviour is analysed using different solid concentrations. A further and more detailed approach consists of the description of the disperse and the continuous phase to be described as two separate and self-contained continua. In this case the calculations can be carried out with the Euler-Euler-Model. Then the conservation equations are solved separately for the continuous and the disperse phase. To take into account the settling velocity depending on the concentration, the momentum exchange between the phases has to be modelled. For this purpose different analytical models are available in literature from which an appropriate model has to be selected and implemented by using User Defined Functions (UDFs). For both approaches simulation models are developed and compared to the experimental results. The comparison shows that considering the suspension flow as one continuum is too strong a simplification. The Euler-Euler-Model however is able to reproduce the influence of the solid phase of the sedimentation behaviour to be in good accordance to the experimental results. In summary the evaluation of the separation of conical disc stack separators

at a solid liquid segregation, it can be acknowledged that particles which

are captured in the disc stack, are not able to traverse the outer annulus. The particles are mostly transported from gap to gap towards the top. Thus a part of the particles leaves the disc stack, which leads to a reduction of the separation efficiency. The other particles are transported to the last gap at the top and cause a rising solid volume fraction at the top disc gap and an inhomogeneous concentration distribution over the whole disc stack. An increasing solid concentration leads to an improvement in the separation efficiency of the investigated data sector. This means that particles which reach gaps with higher solid concentrations experience a better separation and have a higher propability to be separated. The layout of the separators should permit a good and complete transport of all particles of the disc stack to the top gap. On one hand this guarantees that no particles leave the disc stack, on the other hand the improving separation conditions can show a better effect.