

**Zum Einfluss des Filtermittels und der auftretenden
Interferenzen zwischen Filterkuchen und Filtermittel
bei der Kuchenfiltration**

Vom Fachbereich
Maschinenbau und Verfahrenstechnik
der Technischen Universität Kaiserslautern
zur Erlangung des akademischen Grades
Doktor – Ingenieur (Dr. – Ing.)
genehmigte Dissertation

von
Dipl.-Ing. Josef W. Tichy
aus Sonthofen/Allgäu

Kaiserslautern 2007
D386

Dekan:	Prof. Dr.-Ing. J. Aurich
Vorsitzender der Promotionskommission:	Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. habil. H.-J. Bart
Berichterstatter	Prof. Dr.-Ing. S. Ripperger
	Prof. Dr.-Ing. habil. H. Nirschl
	Prof. Dr.-Ing. habil. B. Sachweh
Tag der mündlichen Prüfung:	23. Februar 2007

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand in den Jahren 2002 bis 2006 neben meiner Tätigkeit als Entwicklungsleiter und Leiter des Filterlabors der BHS-Sonthofen GmbH.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Professor Dr.-Ing. Siegfried Ripperger für viele Diskussionen um das Thema Filtermittelwiderstand, Interferenz zwischen Partikeln und Filtermitteln sowie für seine Anregungen und Hinweise. Das zunehmend erkennbare wissenschaftliche Potential der Thematik, zusammen mit deren praktischer Bedeutung, hatte mich bewogen die Arbeit an einer Dissertation aufzunehmen. Dankenswerterweise übernahm Herr Professor Ripperger dabei Arbeit und Verantwortung des Doktorvaters. Sein freundliches und nicht drängendes Entgegenkommen war mir zusätzlicher Ansporn bei der Arbeit und seine redaktionelle Erfahrung hatte mir an manchen Stellen bei der Darstellung meiner Ergebnisse geholfen. Herrn Hans-Peter Schmid danke ich für die Möglichkeit, das Filterlabor der BHS für den experimentellen Teil der Arbeit zu nutzen. Herrn Christian Schnitzer danke ich für anregende Gespräche und Diskussionen. Zusätzlicher Anreiz lag bei dieser Arbeit an den freundlichen Kontakten zum Lehrstuhl. Dort freute ich mich über das eine oder andere interessante und informative Seminar, wobei mich die experimentelle Tribologie in angenehmer und unterhaltsamer Kollegialität besonders begeisterte.

Herrn Prof. Dipl.-Ing. Dr. techn. habil. H.-J. Bart danke ich für die Übernahme des Vorsitzes der Promotionskommission, Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. H. Nirschl und Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. B. Sachweh danke ich für die Übernahme der Korreferate. Mein Dank geht auch an Fach- und Arbeitskollegen für manche interessante Diskussion und Fragestellung und nicht zum geringsten Teil an drei von den vier T's.

Der deutliche Einfluss des Filtermittelwiderstandes bei der Kuchenfiltration auf die Leistung von kontinuierlichen Filtern war mir bei Versuchen zur Auslegung von Betriebsfiltern aufgefallen. Die gemessenen hohen Anteile des Filtermittelwiderstandes am Gesamtwiderstand hatten bei kontinuierlichen Filtern erhebliche Auswirkungen bei der Auslegung und Optimierung. Diese hohen Anteile werden in den bisher bekannten Theorien nicht genannt. Über die Entstehung des Filtermittelwiderstandes, insbesondere über so hohe Anteile am Gesamtwiderstand, gab es wenige Informationen. Zur Sicherung korrekter Auslegungsrechnungen waren daher eigene Untersuchungen zum Thema des hohen Filtermittelwiderstandes erforderlich. Der Antrieb

zu einer intensiven Beschäftigung mit dem Thema war für mich einerseits Neugier, die mich Antworten suchen ließ auf Fragen, die nicht oder nur unzureichend beantwortet schienen. Andererseits war es gelegentlich aktives Misstrauen, wenn Erklärungen nachdenkenswert erschienen und keine schlüssigen Belege vorlagen. In manchen Fällen besonderer Wichtigkeit fand ich es sinnvoll, vorliegende Ergebnisse durch eigene Messungen nachzuarbeiten.

Für diese Arbeit habe ich neue Messapparaturen entwickelt und bestehende verbessert. Die intensive Beschäftigung mit dem Thema des Einflusses des Filtermittelwiderstandes bei kontinuierlichen Fest-Flüssig-Filtern führte zu neuen Erkenntnissen. Es ist zu hoffen, dass diese Erkenntnisse zur Auswahl und zur Entwicklung von Filtermitteln genutzt werden können die geringere Widerstände aufweisen und damit zu einer Energieeinsparung industrieller Prozesse beitragen. Viele grundlegende Fragen und ein breites Wissen über die Filtrationstheorie waren durch Arbeiten anderer Fachleute beantwortet worden, aber etliche Fragen waren noch offen geblieben. Einige konnte ich beantworten.

. . . dem Herrgott in die Karten zu gucken . . . Albert Einstein

Wenigstens ein bisschen.

Inhaltsverzeichnis

Formelzeichen	IX
Übersicht	XIV
Abstract	XVI
1 Einleitung	1
1.1 Definitionen	1
1.2 Problemstellung	5
1.3 Aufgabenstellung	6
1.4 Abgrenzung	9
2 Stand des Wissens und der Technik	11
2.1 Theorie der Kuchenfiltration	12
2.2 Versuchsgeräte zur Kuchenfiltration und Versuchsdurchführung	18
2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration	21
2.3.1 Anforderungen und Erfahrung	21
2.3.2 Gewebe	24
2.3.3 Sonstige Filtermittel	28
2.3.4 Theorie der Strömung durch Filtermittel	28
2.3.5 Filtermittelwiderstand als reiner Durchströmungswiderstand	33
2.3.6 Porometrie im Filtermittel	35
2.3.7 Interferenzschicht und Interferenzwiderstand	39
3 Überlegungen zum Interferenzwiderstand	42
3.1 Kugel-Loch-Modell (KLM)	42

3.1.1	KLM mit monomodalen Partikeln	43
3.1.2	KLM mit bi- und multimodalen Partikeln	48
3.1.3	KLM für eine stetige Partikelgrößenverteilung	49
3.1.4	Abweichungen vom KLM	49
3.1.5	Praktische Erfahrungen	50
3.2	Brückenbildung	54
3.3	Verlauf des Filtrationsdruckes im Interferenzbereich	57
4	Versuchsausrüstung und Messtechnik	58
4.1	Filter als Messgerät	59
4.2	Messtechnik, Genauigkeit	61
4.2.1	Volumen	62
4.2.2	Gewicht	62
4.2.3	Druck	65
4.2.4	Zeit	68
4.2.5	Länge	68
4.2.6	Elektronische Datenerfassung	69
4.2.7	Durchfluss	70
4.2.7.1	Luftdurchlässigkeiten der Filtermittel	70
4.2.7.2	Wasserwerte der Filtermittel	71
4.2.7.3	Filtratdurchfluss	74
4.2.8	Dichtemessungen und Porosität der Gewebe	78
4.3	Richtlinien	79
4.4	FMEA	80
5	Versuchsauswertung und Versuchsprogramm	84
5.1	Auswertung der Filtratdurchflusskurven	84

5.1.1 Neues, eindeutiges Anfangskriterium der Filtration	87
5.1.2 Neues, eindeutiges Endekriterium der Filtration	89
5.1.3 Diskussion der neuen Kriterien	92
5.1.4 Schnelle Messwerterfassung	96
5.2 Auswahl der Stoffsysteme	97
5.3 Auswahl der Filtermittel	98
5.4 Versuchsbedingungen. Drücke, Flüsse, Temperaturen	102
5.4.1 Drücke	102
5.4.2 Temperaturen	102
5.4.3 Durchflussleistungen, Filtratflüsse	104
6 Messungen des Filtermittelwiderstandes, Experimente, Ergebnisse	105
6.1 Variation der Parameter der Filtergleichung	108
6.1.1 Variation des Feststoffgehaltes	109
6.1.2 Variation des Druckes	115
6.1.3 Variation der Viskosität	117
6.2 Variation weiterer Parameter	120
6.2.1 Variation der Produkte	120
6.2.2 Variation der Filtermittel	121
6.3 Wasserwert und Strömungszustand	123
6.3.1 Reynoldszahl zur Kennzeichnung des Strömungszustandes durch Filtermittel	125
6.3.2 Übergangsströmung	127
6.3.3 Berechnung des Filtermittelleerwiderstandes	130
6.3.4 Luftdurchlässigkeit und Wasserwert	131
6.4 Zahlenwerte für R_M und R_{M0} und K_I	133

7	Folgerungen und Ausblick	137
7.1	Folgerungen	137
7.2	Empfehlungen, Ausblick	138
	Anhang A Dimensionsanalyse	140
	Anhang B Berechnung von Suspensionsleistungen	144
	Anhang C Liste der ausgewerteten Filterversuche	145
	Anhang D Auswertung von Filterversuchen	149
	Anhang E Durchströmungsmessung	150
	Anhang F Porositätsmessung	151
	Literatur	152

Formelzeichen

Zeichen	alternativ	Einheit	Bedeutung	Beispiel
A		m^2	Filterfläche	$20 \text{ cm}^2 = 0,002 \text{ m}^2$
a		s ml^{-1}	Achsabschnitt der $t/V-V$ ($dt/dV-V$) – Darstellung	$0,248 \text{ s ml}^{-1}$
b	$\frac{b}{2}$	s ml^{-2}	Steigung der $dt/dV-V$ ($t/V-V$) – Darstellung	$14 \cdot 10^5 \text{ s ml}^{-2}$
d	D	mm (m)	Durchmesser, allgemein	Rohrdurchmesser
d_P		mm	Porendurchmesser, -größe	$12 \mu\text{m}$
d_n	d_{50}	μm	Nomineller, mittlerer oder durchschnittlicher Porendurchmesser / Porenweite als Herstellerangabe bzw. Ergebnis der Porometrie	$20 \mu\text{m}$
d_T		μm	Porendurchmesser nach Tichy berechnet aus Filtermittelleerwiderstand $R_{M0,L}$	$11,8 \mu\text{m}$
d_X		μm	Partikeldurchmesser	$5 \mu\text{m}$
Eu		-	Eulerzahl, dimensionslose Kennzahl für Strömungen, Druckkraft / Trägheitskraft, Druckverlust durch Reibung	
h	H	m, (mm)	Höhe	$2 \text{ mm, } 0,2 \text{ m}$
h_K		m, (mm)	Filterkuchenhöhe	2 mm
$h_{K,E}$		m, (mm)	Kuchenhöhe am Ende der Filtration	12 mm

Formelzeichen

Zeichen	alternativ	Einheit	Bedeutung	Beispiel
h_{Ke}		m, (mm)	Ersatzkuchenhöhe	1,8 mm
h_M		μm , (mm)	Filtermitteldicke (-höhe)	850 μm
k	$A \cdot h_E / V_E$ K_S	-	Konzentrationskonstante = Kuchen volumen/Filtratvolumen jeweils am Ende der Filtration	meist < 1
K_D	$1/r_K$	m	Darcy-Beiwert, Durchlässigkeit (reziproker Kuchenwiderstand)	
K_I	$\frac{R_M}{R_{M0}}$	-	Interferenzquotient	40
K_S		-	Konstante zum Beschreiben der Suspensionsinhaltsstoffe, siehe auch k und κ	
L		mm (m)	Länge, Schütthöhe	
L_E		mm	Einlaufstrecke (z. B. bei der Rohrströmung)	
m		g, kg	Masse	100 g
m_K		g, kg	Kuchenmasse	22 g
n		-	Anzahl	
$p_{Suspension}$		bar	Suspensionsdruck	
$p_{Filtrat}$		bar	Filtratdruck, Druck mit dem das Filtrat nach dem Filtermittel weggefördert wird	
Δp		Nm^{-2} , bar	Druck	$0,4 \cdot 10^6 \text{ Nm}^{-2}$ 4 bar
r		m^{-2}	Spezifischer Widerstand (z.B. Filterkuchen)	
X				

Zeichen	alternativ	Einheit	Bedeutung	Beispiel
Re		-	Reynoldszahl dimensionslose Kennzahl für Strömungen, Einfluss durch Trägheit oder Reibung	
$Re_{n,T}$		-	Reynoldszahl auf Porenweite d_T oder auf nominelle Porenweite d_n bezogen	
Re_P		-	Reynoldszahl auf Partikel bezogen	
R_{ges}		m^{-1}	Filterwiderstand für Kuchen und Filtermittel	
R_K	$r_K \cdot h_K$	m^{-1}	Kuchenwiderstand (absolut)	$13,4 \cdot 10^{12} m^{-1}$
r_K	$\alpha_H, 1/K_D$	m^{-2}	Auf Kuchenhöhe bezogener Filterkuchenwiderstand	$2,5 \cdot 10^{12} m^{-2}$
R_M	β_H $R_M = r_M \cdot h_M$	m^{-1}	Filtermittelwiderstand	$2,5 \cdot 10^9 m^{-1}$
r_M		m^{-2}	Auf Filtermitteldicke bezogener Filtermittelwiderstand	
R_{M0}	β_0	m^{-1}	Filtermittelwiderstand, Leerwiderstand	
$R_{M,155}, R_{M0,155}$		m^{-1}	Filtermittelwiderstand für Gewebe mit Porenweite 155 μm	
$R_{M0,L}$	$\beta_{0,L}$	m^{-1}	Filtermittelleerwiderstand berechnet aus der Luftdurchlässigkeitsmessung	
$R_{M0,W}$	$\beta_{0,W}$	m^{-1}	Filtermittelleerwiderstand berechnet aus der Durchflussmessung mit Wasser	
R_{MI}		m^{-1}	Interferenzwiderstand	
S		-	Sättigung des Kuchens mit Fluid	0,35, 1,0

Formelzeichen

Zeichen	alternativ	Einheit	Bedeutung	Beispiel
S_V		m^2	Auf Partikelvolumen bezogene, spezifische Oberfläche	Messwert Partikelgrößenverteilung
TS		g/l	Feststoffgehalt (Trockensubstanz)	25 g/l
t		s	Zeit	
$t_{F,E}$		s	Filtrationsdauer = Ende der Filtration	
u		$m\ s^{-1}$	Geschwindigkeit	
\bar{u}		$m\ s^{-1}$	Mittlere Geschwindigkeit	
u_F		$m\ s^{-1}$	Durchströmungsgeschwindigkeit des Filterkuchens	
$u_F(t)$		$m\ s^{-1}$	Momentane Durchströmungsgeschwindigkeit des Filterkuchens	
$V_{F,E}$		ml (m^3 , l)	Filtratvolumen am Ende der Filtration	384,3 ml
V_F		ml (m^3 , l)	Filtratvolumen	100 ml
\dot{V}_F	$\frac{dV_F}{dt}$	m^3/h	Filtratstrom	
V_K		ml, m^3	Kuchenvolumen	
V_S	$A \cdot h_K \cdot \varepsilon$	ml	Fluidvolumen in einem Filterkuchen mit der Sättigung 1,0	
\dot{V}		m^3/h (l/s)	Volumenstrom	
\bar{w}	$\frac{\dot{V}}{A}$	m/s	Mittlere Geschwindigkeit	

Zeichen	alternativ	Einheit	Bedeutung	Beispiel
x_{50}		$\mu\text{m}, (\text{mm})$	Durchschnittliche Partikelgröße, 50 % sind kleiner bzw. größer als der Wert	20 μm
Griechische Formelgrößen				
Δ		-	Differenz-.. im Zusammenhang mit anderen Größen	
ε		-	Porosität	0,38
η, η_F		Pas = Ns/m ²	Dynamische Viskosität Viskosität des Filtrats	1,003 mPas Wasser, 20 °C
κ	$V_E / A \cdot h_E$	m ³ /m ³	Konzentrationskonstante = Filtratvolumen/Kuchenvolumen jeweils am Ende der Filtration . . . ist meist >> 1	
λ		-	Dimensionslose Rohrreibungszahl	
μ		-	Korrekturfaktor zur Carman-Kozeny- Gleichung, Korrekturfaktor von Porenlänge und Haufwerkstruktur	
ρ		kg/m ³	Dichte	998,234 kg/m ³ 998,234 Ns/m ⁴
ρ_K		kg/m ³ , g/l	Kuchendichte	380 g/l

Übersicht

Die industrielle Fest-Flüssig-Trennung wird in der chemischen, pharmazeutischen und Aufbereitungs-Industrie zu einem großen Teil auf kontinuierlich betriebenen Filtern durchgeführt, bei denen die Flüssigkeit vom Feststoff durch Kuchenfiltration sehr vollständig getrennt werden kann. Diese Filter sind durch Filtrationszykluszeiten zwischen 10 und 100 Sekunden charakterisierbar.

Bei der Auslegung, Simulation oder Optimierung dieser Filter ist der Prozessingenieur auf genaue Daten zur Filtrierbarkeit der Suspensionen angewiesen. Die Theorie des durchströmten Filterkuchens ist sehr perfektioniert. Weniger Beachtung hatte dagegen der Einfluss des Filtermittels auf den Gesamtwiderstand bei der Filtration gefunden. Dies lag in der Vergangenheit teilweise daran, dass die genaue Bestimmung des Filtermittelwiderstandes R_M – die zusammen mit der Bestimmung des Filterkuchenwiderstandes r_K erfolgt – schwierig war. In den letzten Jahren wurden Filter für sehr hohe spezifische Durchsätze gebaut, bei denen dieser Wert von erheblichem Einfluss ist.

Ziel der Arbeit war es, mehr Wissen und genaue Daten zum Filtermittelwiderstand zu erarbeiten. Es wurden umfangreiche Messungen des Filtermittelwiderstandes mit unterschiedlichen Filtermitteln und verschiedenen Produkten in wässrigen Suspensionen durchgeführt. Zur genauen Bestimmung des Filtermittelwiderstandes wurde ein gegenüber dem Stand der Technik verbesserter Versuchsaufbau mit rechnergestützter Datenerfassung entwickelt. Filtratanfall und Druckverlauf wurden bei den Versuchen festgehalten. Bei der Auswertung der Filterkurven wurden eindeutige Kriterien zur Bestimmung von Anfang und Ende der Filtration eingeführt. Dies erfolgte durch die Kombination von zwei bekannten und erprobten Auswerteverfahren zur Bestimmung der Filtrationseigenschaften. Diese Kombination ergab mit der verbesserten Versuchstechnik neben der Eindeutigkeit auch den Vorteil der exakten Erfassung des Filtratanfalls bei beginnender Sättigung, die ebenfalls zur erhöhten Genauigkeit bei der Bestimmung der Filterwiderstände beitrug.

Der Filtermittelwiderstand kann bei kontinuierlich betriebenen Filtern am Ende des Filtrationszyklus 25 % des Gesamtwiderstandes und mehr erreichen. Bei leicht filtrierbaren Feststoffen werden trotz offener Filtergewebe auch höhere Anteile am Ge-

samtwiderstand gefunden. Der Filtermittelwiderstand ist bei kontinuierlichen Filtern ein wesentlicher Faktor bei der Filterauslegung.

Durch Variation der Parameter der Filtergleichung wie Feststoffgehalt, Druck usf. wurden die Einflüsse wichtiger Betriebsparameter auf tendenzielle Änderungen der Widerstände untersucht. Bei diesen Messungen wurde festgestellt, dass der Durchflusswiderstand des Filtermittels bei höheren Durchflussgeschwindigkeiten nicht konstant ist.

Die Einführung einer Reynoldszahl, die auf den nominellen Porendurchmesser bezogen ist, erlaubt es Strömungszustände zu definieren, ab denen der Durchflusswiderstand nicht mehr konstant ist. Mit den bekannten Gesetzen der Durchströmung poröser Haufwerke lassen sich Widerstandszahlen, analog zur Rohrreibungszahl, und daraus Druckverluste errechnen. Letztere sind mit den gemessenen Druckverlusten aus der Bestimmung der Filtermittelleerwiderstände gut korreliert.

Mechanische Vorgänge bei der Partikelabscheidung an Filtermitteln werden anhand eines Kugel-Loch-Modells diskutiert. Experimentelle Ergebnisse stützen Schlussfolgerungen, die aufgrund dieses Modells gezogen wurden. Dazu wurden Überlegungen möglich, welche einige Tendenzen bei der Variation der Porengrößen bei unterschiedlichen Filtermedien erklären können.

Abstract

Solid liquid separation in the chemical, pharmaceutical and processing industries is mainly done on continuously operating filters. On these filters the cake building filtration results in almost perfect solid-liquid separation. Typically these filters show filtration times from 10 to 100 seconds.

For sizing, simulating and optimisation of such filters exact data characterizing the filterability of the suspension are essential for the process engineer. The theory of cake filtration is well established. The influence of the filter media on the entire filtration resistance however has widely been neglected. The neglecting is up to now mainly caused by the difficulty to determine the exact value of the filtration resistance R_M , as it is not independently measurable of the filter cake resistance r_K .

The aim of the work was acquire more knowledge of filter media resistance and to obtain exact data about it. Extensive measurements of filter media resistance with different filter media and various solids in aqueous suspensions have been done. For the exact determination of the filter media resistance, a new data collection system was developed that was able to measure the weight of the filtrate every 0.1 second. In addition the corresponding pressure curves were recorded. The evaluation of the data was realized by using a combination of two well-known and proven evaluation methods. It was possible to determine new, unique criteria for the start and the end of the filtration process. The very precise and frequent data collection enabled the exact determination of the filtrate's weight at the time when saturation commenced. This led to very improved accuracies in the determination of filter media resistances and filter cake resistances.

The filter media resistance R_M on continuous filters is typically around 25 % of the total resistance. The ratio of filter media resistance of very open weaves for very easily filterable solids can even be much higher. Filter media resistance has a great influence on continuous filter dimensioning.

The influences of various parameters as solid content, pressure difference etc. on the filter media resistances have been investigated. It was detected that the filter media resistance at high flow velocities are not constant when clear fluids were filtered at a high velocity.

A Reynolds' number - based on the nominal pore diameter – permits the determination of the transition from constant filter media resistance to increasing filter media resistance with a rising flow velocity. This Reynolds' number was used as the calculation base of the head losses of flows through porous filter cakes. Measured and calculated head losses correlated very well.



1 Einleitung

1.1 Definitionen

Filter ist ein fachlich und umgangssprachlich genutztes Wort, mit dem ein Trenngerät für partikuläre oder nicht-partikuläre Ströme bezeichnet wird. Etymologisch geht das Wort *Filter* zurück auf das mittellateinische Wort *filtrum* „Seihgerät aus Filz“, das auf das germanische *felti* „Gestampftes“ bezogen wird [33-S749]. Bekannt ist das Wort Filter seit dem 16. Jahrhundert aus dem Sprachgebrauch der Alchemisten und Apotheker [10].

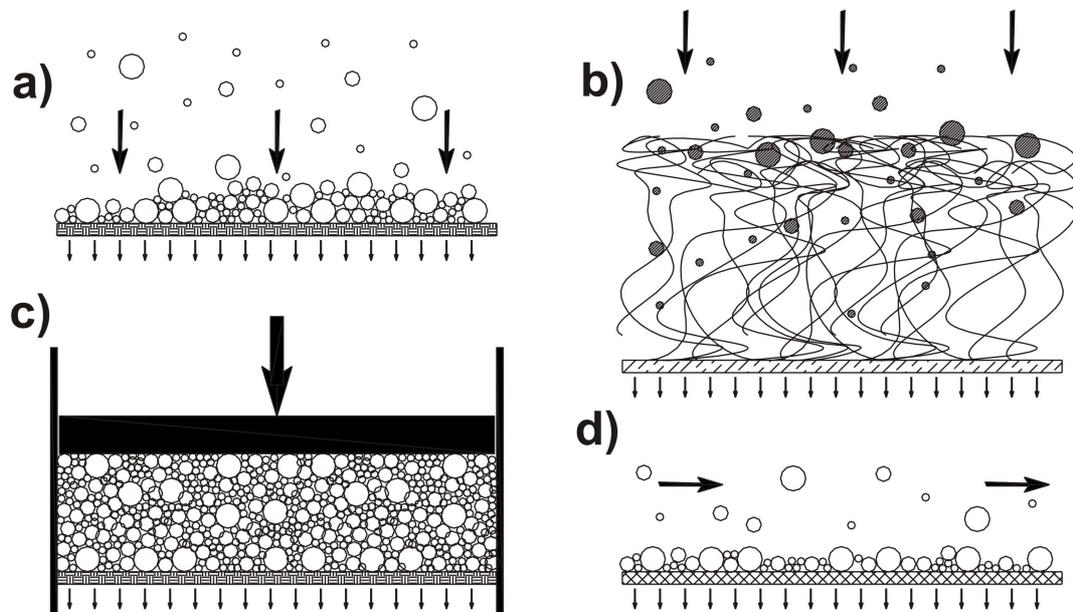


Bild 1-1 Wirkprinzipien der Filtration

- | | |
|--|------------------------|
| a) Oberflächen-, auch Kuchenfiltration | b) Tiefenfiltration |
| c) Pressfiltration (mit Pressstempel) | d) Querstromfiltration |

Das Fluid ist durchsichtig und unter dem Filtermittel durch dünne Pfeile dargestellt, die Suspension ist durch dicke Pfeile angedeutet [84-S803]

Als Filter wird in dieser Arbeit eine Vorrichtung bezeichnet zum Trennen von Suspensionen. Zur Auftrennung in Feststoff und Flüssigkeit wird die Suspension in ein Filter geleitet. Die flüssige Phase der Suspension strömt durch das Filter. Der Feststoff wird in diesem Strom durch das Filtermittel zurückgehalten und lagert sich auf

1.1 Definitionen

der Oberfläche ab. Das Filtermittel und der abgelagerte Feststoff setzen dem Strom der Flüssigkeit einen Widerstand entgegen. Somit ist eine geeignete treibende Kraft aufzuwenden, um diesen Strom über eine technisch sinnvolle Zeit aufrechtzuerhalten. Diese Kraft wird als hydraulische Druckdifferenz aufgebracht, als Überdruck auf der Suspensionsseite oder als Unterdruck auf der Filtratseite. Im Unterschied dazu ist es möglich, auf die zu trennende Suspension sonstige Kraftfelder – Schwerkraftfeld, Zentrifugalkraftfeld, elektrisches Feld o. ä. – einwirken zu lassen [84-S748].

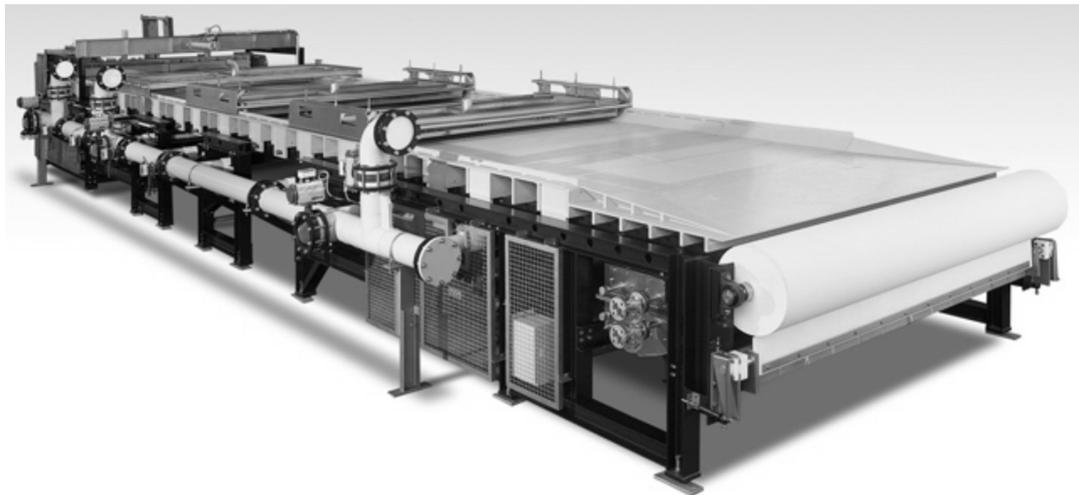


Bild 1-2 Bandfilter (Indexfilter)

Der Bandvorschub erfolgt taktweise, daher arbeitet das Filter quasikontinuierlich (Quelle BHS, F00702-315)

Filter werden in unterschiedlichen Weisen betrieben [84-S802] (Bild 1-1). Bei Oberflächenfiltern wird der Feststoff auf einem Filtermittel geringer Dicke abgetrennt, es entstehen ein feuchter Feststoff, der Filterkuchen und eine weitgehend feststofffreie Flüssigkeit, das Filtrat. Bei Tiefenfiltern wird der Feststoff innerhalb des relativ dicken Filtermittels abgelagert. Wiederum entsteht klares Filtrat. Der im Filtermittel abgelagerte Feststoff führt darin zu einer üblicherweise irreversiblen Verschmutzung. Andere Filtrationsverfahren sind die Querstromfiltration, die als so genannte kuchenlose Filtration beispielsweise mit Membranen angewendet wird. Bei der Pressfiltration wird das Fluid aus einer kompressiblen Feststoffschüttung durch Auspressen entfernt.

Filtermittel, Filtermedium, Filtergewebe und Filtertuch sind ähnliche Begriffe für das trennende Medium. Die Filtermittel sind nach unterschiedlichen Herstellungs-

technologien oder mit unterschiedlichem Aufbau gefertigt. Industriell eingesetzt sind Gewebe, Gewirke, Filze, Membranen, poröse Keramiken, mehrschichtige Aufbauten aus Geweben, Sinterwerkstoffen, gelochte Flachmaterialien und als Grundmaterialien unterschiedliche Naturwerkstoffe, Kunststoffe, Metalle und Keramik. Die gängigsten Filtermittel der industriellen Kuchenfiltration sind Gewebe [39, 96].

Die Kuchenfiltration ist ein verbreiteter Prozessschritt in der Verfahrenstechnik. Kuchenbildende Filter für die Fest-Flüssig-Trennung, bei der sich der Feststoff vorwiegend auf der Oberfläche des Filtermittels ablagert, haben eine große Bedeutung z.B. in der herstellenden Industrie erlangt, weil damit in Suspensionen erzeugte Produkte aufgetrennt und beide Teilströme, Feststoff und Flüssigkeit, meist ohne zusätzliche Beimengungen weiterverarbeitet werden können, siehe schematische Darstellung (Bild 1-4).

Der Widerstand, den die akkumulierten Feststoffablagerungen dem strömenden Fluid entgegensetzen, wird Filterkuchenwiderstand R_K genannt. Der Widerstand R_M , den das Filtermittel bei der Filtration dem strömenden Fluid entgegensetzt, heißt Filtermittelwiderstand. Beide Widerstände zusammen werden als Gesamtwiderstand R_{ges} bezeichnet.

Beim Filtermittelwiderstand R_M sind zwei Werte von Bedeutung:

- der bei der Kuchenfiltration auftretende Filtermittelwiderstand R_M und
- der Filtermittelleerwiderstand R_{M0} , der beim Durchströmen mit feststofffreiem Fluid auftritt.

Der Widerstand R_M tritt schon bei sehr geringen Filterkuchendicken auf, er wird deshalb auch als Anfangswiderstand bezeichnet. Da R_M stets größer als R_{M0} ist, wird in dieser Arbeit ein zusätzlicher Widerstand eingeführt, der Interferenzwiderstand R_{MI} genannt wird. Damit ist angedeutet, dass dieser Widerstandsanteil die Wechselwirkungen zwischen Filtermittel, Fluid und Feststoffen betrifft. Es gilt:

$$R_M = R_{M0} + R_{MI} \quad (1.1-1)$$

mit dem Interferenzquotienten

$$K_I = \frac{R_M}{R_{M0}} \quad (1.1-2)$$

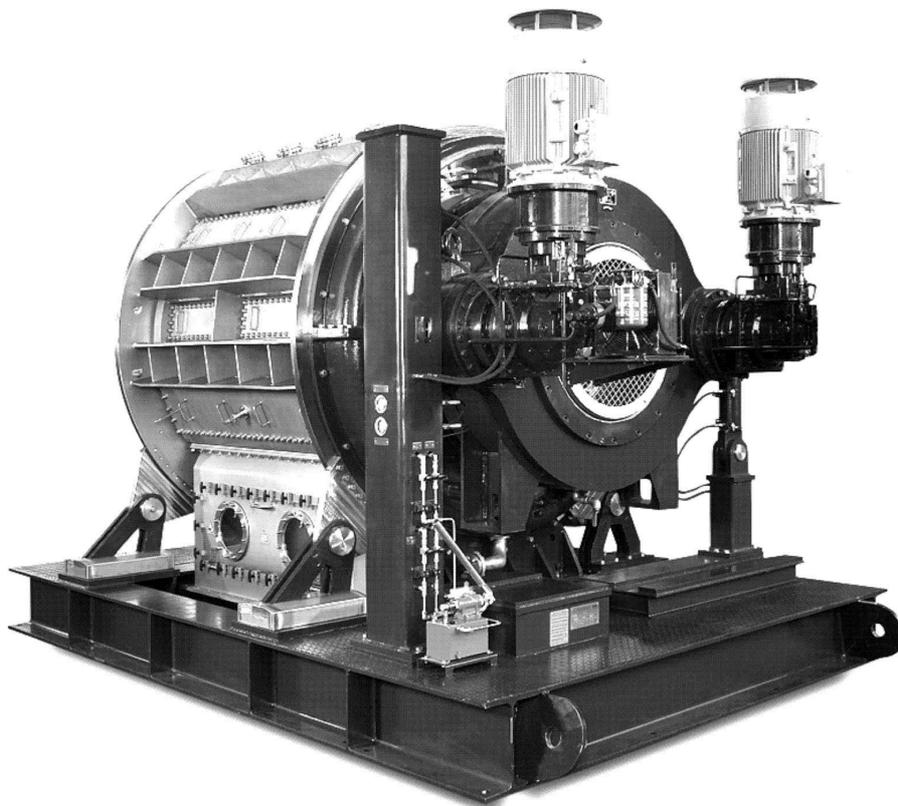


Bild 1-3 Druckdrehfilter (System FEST)
Hochleistungsausführung von BHS-Sonthofen
Bauart Twin (Quelle BHS, F00813-300)

Die Kuchenfiltration wird auf unterschiedlichen Filtern in teilweise konkurrierenden Ausführungen durchgeführt. Kontinuierliche Filter dieser Art werden als Band- oder Trommelfilter, die überwiegend als Vakuumfilter betrieben werden, in Größen bis etwa 100 m² Filterfläche (Bild 1-2), als Scheibenfilter bis etwa 200 m² Filterfläche und als Druckdrehfilter (Bild 1-3) bis über 7 m² Filterfläche gebaut [88]. Das Verarbeitungspotenzial der Apparate ist hoch: ein kontinuierliches Druckdrehfilter kann in einer Hochleistungsausführung stündlich rund 200 Tonnen einer wässrigen Suspension von 140 °C in Flüssigkeit und etwa 100 to Feststoff auftrennen [104]. Bei 40 Tonnen Maschinengewicht wird stündlich das Fünffache des Eigengewichtes an Suspension verarbeitet. Das Filtermittel spielt bei dieser Trennarbeit eine wichtige Rolle bei Apparateleistung und den Ersatzteilkosten. Das Filtermittel durchläuft teilweise mehr als 100 Zyklen je Stunde und unterliegt hohen mechanischen und thermischen Belastungen. Daher ist es von erheblicher Wichtigkeit, das Filtermittel sorgfältig an den Prozess anzupassen und seine verfahrenstechnischen Eigenschaften zu optimieren.

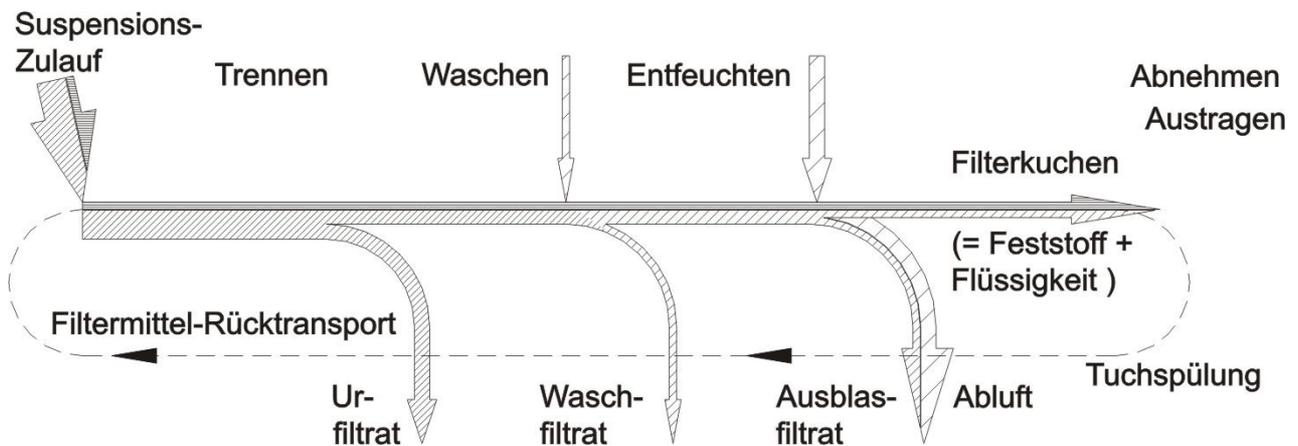


Bild 1-4 Schema: Der vollständige, kontinuierliche Filtrationszyklus mit Nachbehandlung des Filterkuchens im Filter [88-S211]

Die vorliegende Arbeit zeigt, dass die Trennarbeit zum Auftrennen der Suspension in Feststoff und Filtrat auf den kontinuierlichen Filtern zu einem bedeutenden Anteil durch den Widerstand des Filtermittels beeinflusst werden kann. Daher soll diese Arbeit eine breitere Kenntnis über den Filtermittelwiderstand ergeben, über seine absolute Größe, über die Hintergründe seiner Entstehung sowie eine gewisse Systematik seiner Entstehung. Später sollte auf diesen Grundlagen eine Reduzierung des Filtermittelwiderstandes möglich werden. Gelingt es diesen Widerstandsanteil zu reduzieren, so ist eine Energieeinsparung die Folge sowie eine Verbesserung der Wirtschaftlichkeit des Trennprozesses oder eine Durchsatzerhöhung. Damit wäre eine bessere Ausnutzung der aufwändigen Investitionen und von begrenzten Ressourcen möglich. Auch die Weiterentwicklung und Optimierung der Gewebe hängt eng zusammen mit dem Verständnis der Abscheide- und Reinigungsmechanismen.

1.2 Problemstellung

Auswahl oder Auslegung – insgesamt die Beurteilung – von Filterapparaten ist an die Bestimmung von produktspezifischen Kenndaten, insbes. Filterkuchen- und Filtermittelwiderstand, gebunden mit der die zu filtrierende Suspension auf dem betrachteten Filter bzw. Filtermittel aufgetrennt werden kann [11, 84, 88-S478+S512]. In der Regel werden Filter bei der Planung 20 – 50 % zu groß ausgelegt [78, 111].

1.3 Aufgabenstellung

Der Einfluss des Filtermittelwiderstandes auf die Filterdimensionierung wird gerade bei kontinuierlichen Filtern unterschätzt. Die Problemstellung war deutlich geworden bei der Anpassung eines großen Druckdrehfilters relativ hoher Leistung an eine Erhöhung des Feststoffdurchsatzes. Konform mit den fachspezifischen Informationen wurde die Erhöhung der Drehzahl bei reduzierter Kuchenhöhe für die erforderliche Durchsatzsteigerung bestimmt. Die geänderte Auslegung konnte durch die vor Ort gefahrenen Filterversuche im Labormaßstab (Bild 6-3) nicht verifiziert werden. Als Begründung war der hohe Widerstandsanteil des Filtermittels auszumachen, der rund 30 % des Gesamtwiderstandes aus Filterkuchen und Filtermittel am Ende des Filtrationszyklus betrug. Diese Feststellung war unerwartet. Als Filtermittel war ein offenes Gewebe mit 80 µm Maschenweite eingesetzt, das bei der Filterauslegung aus mehreren Geweben als Optimum ausgesucht worden war. Hier lag ein deutlicher Hinweis darauf, dass die gängigen Aussagen zu Filtermitteln und ihren Widerstandsanteilen in manchen Fällen korrigiert werden müssen. Bisher werden für den Filtermittelwiderstand Anteile von 5 %, maximal 10 % – bezogen auf den Gesamtwiderstand R_{ges} am Ende des Filtrationszyklus – genannt [51, 62, 67]. Realistische Werte sind für Filterbetreiber, Filtermittelkonstrukteure und Planungsingenieure bei Auswahl von Filtermitteln und Auslegung von Filtern wichtig. Dies ist bei kontinuierlichen Filtern insbesondere deswegen von Bedeutung, weil bei diesen Apparaten die Filtration nur auf etwa einem Drittel der aktiven Fläche erfolgt. Die restliche aktive Fläche wird für zusätzliche Vorgänge wie Kuchenwaschung, Entfeuchtung und Filtermittelreinigung benötigt (Bild 1-4).

1.3 Aufgabenstellung

Die Arbeit soll die tatsächlich auftretenden Widerstandswerte von Filtermitteln bei der Fest-Flüssig-Trennung, insbesondere bei der technisch und wirtschaftlich bedeutenden kontinuierlichen Kuchenfiltration, erfassen und aufzeigen. Sie entspricht damit der Anregung zur genaueren Verfolgung von Teilvorgängen der Filtration durch messtechnische Maßnahmen [34]. Die Entstehung des Filtermittelwiderstandes ist zu beschreiben und wesentliche Einflussgrößen sind vorzustellen. Absolute Werte zu den Filtermittelwiderständen sind anzugeben. Ergebnisse realer Filtrationen sind zu bevorzugen. Die übliche Annahme eines konstanten Filtermittelwiderstandes während der Kuchenfiltration ist zu kontrollieren. Von besonderem Interesse ist der hohe Widerstandsanteil der Filtermittel, insbesondere bei kontinuierlichen Filtern.

Weiterhin wird eine Möglichkeit gesucht, mit bestehenden Daten über die Gewebe eine Abschätzung der Filtermittelwiderstände R_{M0} und R_M bereitzustellen. Grundlage soll der bereits verfügbare Datenbestand für Gewebe sein. Sollten weitere Charakterisierungsmerkmale der Gewebe wünschenswert erscheinen, so sollte dies dargestellt und begründet werden. Diese Möglichkeit ist von besonderem Interesse, wenn verfahrenstechnische Prozesse im Planungsstadium durch Simulationen skizziert oder in einem gewissen Abstraktionsgrad ausgelegt werden sollen und die Produkte nur durch sehr wenige konkrete und vertrauenswürdige Daten beschrieben werden können [86, 102]. Diese Abschätzung soll kein Ersatz dafür sein, durch Auswertung der technischen Beschreibung der Gewebe die Durchlässigkeit zu errechnen. Rechnungen dieser Art sind für einfache Gewebe bekannt [28-S279, 58-S148, 88-S188, 99].

Die Abläufe beim Abscheiden der Feststoffe auf dem Filtermittel in den ersten Sekundenbruchteilen der Filtration werden nur mit einigen idealisierten Modellen beschrieben. Zur Verbesserung der Modelle sind experimentelle Voraussetzungen zu schaffen, um diese schnell ablaufenden Vorgänge zu erfassen. Auf dieser Basis sollte es später möglich werden, die wichtigsten Wechselwirkungen der Teilsysteme Partikel, Suspension und Filtermittel zu beschreiben.

Tabelle 1-1 Typische Suspensionsströme bei unterschiedlichen Filterwiderständen

R_M	[m^{-1}]	$1 \cdot 10^{10}$		$1 \cdot 10^{11}$		$1 \cdot 10^{10}$		$1 \cdot 10^{12}$	
r_K	[m^{-2}]	$1 \cdot 10^{11}$		$1 \cdot 10^{13}$		$1 \cdot 10^{12}$		$1 \cdot 10^{15}$	
Filtrationsdruck	[bar]	2		4		0,4		6	
Kuchenbildungszeit	[sec]	10		50		100		100	
Feststoffgehalt K_S	[-]	0,05	0,2	0,05	0,2	0,05	0,2	0,05	0,2
Filterkuchen h_K	[mm]	9,5	34,2	7,3	20	3,4	10,5	1,7	4
Suspensionsstrom	[m^3/m^2h]	22,9	20,5	3,5	2,4	0,82	0,63	0,4	0,24

Hauptaugenmerk soll auf Feststoffsuspensionen gerichtet sein mit Filtrationseigenschaften, die für kontinuierliche Filter typisch sind. Dort sind Kuchenbildungszeiten zwischen 10 und 100 Sekunden typisch. Die Partikelgrößen liegen dabei etwa im Bereich $10^{-1} < x \leq 10^2 \mu m$ mit Mittelwerten x_{50} über $5 \mu m$; sie werden als feindispers bezeichnet [78]. Die zu messenden Filterkuchenwiderstände sollten zwischen $1 \cdot 10^{11} m^{-2}$ und $1 \cdot 10^{15} m^{-2}$ liegen – wässrige Flüssigkeitsphase vorausgesetzt.

1.3 Aufgabenstellung

Es sind etwa die in Tabelle 1-1 genannten Filtrationsparameter betroffen. Dort sind für verschiedene Suspensionskennziffern, bzw. Feststoffgehalte K_S die zugehörigen Suspensionsleistungen gezeigt. Diese Leistungen wurden so berechnet, dass $\frac{1}{3}$ der betrachteten aktiven Fläche für die Filtration genutzt wurde und die restlichen beiden Drittel für die sonstigen Teilschritte wie Waschen, Entfeuchten, Abnehmen und Spülen des Filtermittels. Kuchenhöhen unter 5 mm sind an der Grenze der Betriebssicherheit. Die Werte für Suspensionsströme bei 0,4 bar gelten für Vakuumtrommel- oder -bandfilter. Sie sind für Taktbandfilter nach Größe der Taktpause abzumindern.

Die in Tabelle 1-1 genannten spezifischen Suspensionsströme sind Anhaltswerte. Sie sind zu Beginn der Filtration z. T. noch deutlich höher [104]. Bei verschwindendem Filtermittelwiderstand übersteigt theoretisch der Filtratdurchsatz zu Filtrationsbeginn alle Grenzen. Der stets vorhandene Filtermittelwiderstand und die Ablaufwiderstände der Filtratableitung im Filter begrenzen den Maximaldurchfluss [104] und führen dazu, dass bei sehr hohen Suspensionsleistungen sich die Spitzenwerte für Suspension- und Filtratdurchfluss den Durchschnittswerten annähern. Ein typisches Berechnungsblatt wird im Anhang B vorgelegt.

Die Messung der Kuchenwiderstände folgte bekannten Verfahren. Es war schnell zu sehen, dass die Bestimmung des Filtermittelwiderstandes schwierig ist, weil mit den bekannten und empfohlenen Meßmethoden [62] Filtermittel- und Filterkuchenwiderstand gemeinsam bestimmt und erst durch die theoretisch basierte Auswertung getrennt werden. Der Filtermittelwiderstand ist deshalb nur dann genau, wenn der supplementäre Filterkuchenwiderstand exakt bestimmt wurde. Eine Verbesserung der Auswertung und der Messverfahren war daher notwendig.

Die Arbeit beruht vorwiegend auf Experimenten. Es wurde bei dieser Arbeit gesehen, dass für die angestrebten Erkenntnisse eine moderne Versuchstechnik den Blick auf Details ermöglicht, die kaum bekannt oder noch wenig untersucht sind. Die komplexen Vorgänge beim Wechselspiel der beiden Stoffsysteme Suspension und Filtermittel sind in einigen Fällen einer Modellierung zugänglich; auf die entsprechenden Arbeiten wird hingewiesen.

1.4 Abgrenzung

Betrachtet wird der industriell bedeutende Anwendungsbereich der Filtration bei konstantem Druck, der auch theoretisch bevorzugt behandelt und sehr umfangreich ausgearbeitet ist [62]. Die vorgestellten Beobachtungen umfassen die industriell bedeutenden Drücke im Bereich zwischen 0,4 bar und 6 bar, siehe Tabelle 1-1. Der niedrige Druck steht für den Bereich der Vakuumfiltration, der höhere Druck ist als oberer Wert bei Druckfiltrationen verbreitet. Diese Filter sind durch ihre Wirkungsweise als kontinuierliche oder quasikontinuierliche Apparate definiert. Störeinflüsse wie klebende und verformbare Partikel, Kristallisation etc. wurden in dieser Arbeit nach Möglichkeit vermieden.

Bei den theoretischen Ableitungen und Betrachtungen, sowie für das erste, grundlegende Verständnis der Vorgänge beim nahezu sprunghaften Übergang vom Filtermittelwiderstand R_{M0} zum Filtermittelwiderstand R_M , sind Idealisierungen hilfreich. Das erworbene Wissen wird später Verallgemeinerungen ermöglichen.

Filter mit Kuchenbildungszeiten über dem in Tabelle 1-1 genannten Richtwert von 100 Sekunden sind meist diskontinuierliche Apparate. Wegen der langen Filtrationszeit ist der prozentuale Anteil des Filtermittelwiderstandes am Ende des Filtrationszyklus gering. Die lang dauernden Trennprozesse fallen vermutlich unter die verbreitete 5%-Widerstandsvermutung für den Filtermittelwiderstand. Diese langsam filtrierenden Apparate wie Filterpressen, Kerzenfilter oder ähnliche diskontinuierliche Trennapparate werden hier nicht betrachtet. Bei Kuchenbildungszeiten unterhalb des genannten Richtwertes von 10 Sekunden werden im Allgemeinen andere Trennapparate, beispielsweise Zentrifugen, eingesetzt.

Der hier behandelte Filtermittelwiderstand R_M betrifft jenen Widerstand der bei neuwertigen Filtermitteln im Zusammenhang mit einem laufenden Filtrationsvorgang gemessen werden kann. Er betrifft nicht den Filtermittelwiderstand, der durch eine reversible oder irreversible Verschmutzung des Filtermittels entsteht, dieser ist bereits ausführlich untersucht worden [74].

Diskutiert und getestet werden Stoffsysteme mit newtonschen Flüssigkeiten und Feststoffen, die keine ausgeprägte Kompressibilität zeigen und einen homogenen und isotropen Kuchen bilden (siehe 5.2). Die bei den Versuchen verwendeten Suspensionen werden über die Messdauer als ideal durchmischt angesehen. Als Fluid

1.4 Abgrenzung

werden bevorzugt Wasser bzw. wässrige Lösungen untersucht. Dabei sollte die geringe Zahl unterschiedlicher Stoffsysteme nach bekanntem und publiziertem Wissen, sowie nach gängiger Erfahrung, keine Beschränkung der Allgemeinheit darstellen.

2 Stand des Wissens und der Technik

Die Theorie der Kuchenfiltration wurde in der Vergangenheit vielfach bearbeitet [11, 28, 38, 51, 52, 62, 67, 70, 83 u. v. m.]. Die verbliebenen Wissenslücken sind gering. Die Kritik [25, 27-S386] aus den Jahren 1973 und 1974 an zu geringer Aufmerksamkeit gegenüber der Theorie der Fest-Flüssig-Trenntechnik wurde aufgenommen und die beanstandeten Punkte weitgehend abgearbeitet. Der Aufbau des Filterkuchens und seine verschiedenen Eigenschaften sind ausführlich beleuchtet worden. Die aktuelle Theorie zur Kuchenfiltration ist vorzugsweise die Theorie über die Durchströmung des Filterkuchens unter Berücksichtigung verschiedener typischer Eigenschaften der beteiligten Partikelsysteme. Ausführlich wurde die Theorie der Filtration mit konstantem Druck behandelt. Experimente zur Bestätigung der Theorie wurden überwiegend in wässriger Phase durchgeführt.

Filtermitteln wurde bei den theoretischen Arbeiten eine untergeordnete Bedeutung zugemessen. Dies ist nahe liegend. Es hat ja den Anschein, dass das Filtermittel nur im ersten Augenblick der Filtration von Wichtigkeit ist, später filtriert die bereits abgelagerte Partikelschicht [84-S804, 88-S184, 96-S4]. In die abgelagerte Partikelschicht eingespülte Feinstoffe aus Suspension oder darüber liegenden Schichten werden als Stör- bzw. Sonderfall angesehen [62, 74-S5]. Es wird darüber berichtet, dass im Vergleich zur Durchströmung mit partikelfreiem Fluid dann ein deutlich größerer Durchströmungswiderstand des Filtermittels messbar wird, wenn suspendierte Partikel abgeschieden werden [28-S288]. Dieser Anstieg des Durchflusswiderstandes wird beispielsweise einer Brückenbildung [36-S43] oder einem Verstopfungseffekt zugeschrieben [88-S158]. Eine theoretische Untermauerung zum Auftreten des in dieser Arbeit eingeführten zusätzlichen Widerstandes, dem Interferenzwiderstand R_{MI} , beim Vorhandensein von dispergierten Feststoffen konnte nicht gefunden werden. Unterschiede zwischen dem bei der Kuchenfiltration auftretende Filtermittelwiderstand R_M und dem Filtermittelleerwiderstand R_{M0} , der beim Durchströmen mit feststofffreiem Fluid auftritt, wurden behandelt [21, 74, 96, 106]. Die Teilvorgänge, die zu diesem Unterschied führen, sind kaum erforscht. Konkrete Werte über diesen Unterschied sind kaum bekannt.

2.1 Theorie der Kuchenfiltration

Die Durchströmung einer homogenen Sandschüttung mit Wasser wurde von Darcy experimentell untersucht [1]. Auf dieser Grundlage wurde von ihm der Durchfluss \dot{V} durch die Querschnittsfläche A mit dem Darcy-Beiwert K_D und der Höhe h bei einem Druck Δp hergeleitet. Der Einfluss der Viskosität η wurde später von anderen Autoren hinzugefügt [84].

$$\dot{V} = \frac{A \cdot K_D \cdot \Delta p}{\eta \cdot h} \quad (2.1-1)$$

Beschreibt man die Schüttung mit einem System aus parallelen, kreiszylindrischen Poren mit dem Durchmesser d_p und der Packungshöhe h , setzt man so enge Poren voraus, dass von einer laminaren Strömung ausgegangen werden kann, so gilt mit der Gleichung von Hagen-Poiseuille (2.3.4-9) für n Poren des Haufwerks:

$$\dot{V} = n \cdot \frac{d_p^4 \cdot \pi}{128 \cdot \eta \cdot h} \cdot \Delta p \quad (2.1-2)$$

Die Porenanzahl n ist mit der Porosität ε verknüpft, sodass mit (2.1-2) folgt:

$$\dot{V} = \frac{\varepsilon \cdot d_p^2}{32} \cdot \frac{A}{\eta} \cdot \frac{\Delta p}{h} \quad (2.1-3)$$

Ein Vergleich von (2.1-3) mit (2.1-1) liefert:

$$K_D = \frac{\varepsilon \cdot d_p^2}{32} \quad (2.1-4)$$

Die Gleichungen (2.1-3) und (2.1-4) können benutzt werden, um einer porösen Struktur auf Basis von gemessenen Durchflusswerten und Druckabfällen einen äquivalenten Porendurchmesser d_p zuzuordnen, siehe Tabelle 6-1.

Bei der Kuchenfiltration ist es üblich, die Permeabilität, also den Darcy-Beiwert K_D mit dem spezifischen Filterkuchenwiderstand r_K auszudrücken:

$$K_D = \frac{1}{r} \quad (2.1-5)$$

Der Gesamtwiderstand der Schüttung ist

$$R = r \cdot h \quad (2.1-6)$$

Bei der Kuchenfiltration mit konstanter Druckdifferenz fällt die Durchströmungsgeschwindigkeit u_F infolge des stetig anwachsenden Filterkuchens mit der Zeit. Zusätzlich muss der Filtermittelwiderstand R_M eingeführt werden. Es gilt der allgemein als Darcy-Gleichung bekannte Zusammenhang für die Filtration (allgemeine Filtergleichung):

$$u_F(t) = \frac{dV_F}{dt \cdot A} = \frac{\Delta p}{\eta \cdot (R_K(t) + R_M)} \quad (2.1-7)$$

mit dem Filterkuchenwiderstand $R_K(t)$, der Filterfläche A und dem zeitlich veränderlichen Filtratfluss $V_F(t)$ [84]. Es wird im Weiteren mit dem auf die Kuchenhöhe bezogenen, spezifischen Filterkuchenwiderstand r_K gerechnet.

$$R_K(t) = r_K \cdot h_K(t) \quad (2.1-8)$$

Bei inkompressiblen Filterkuchen und gleichmäßigem Kuchenaufbau ist r_K konstant. Bei kompressiblen Filterkuchen verändert sich der Kuchenwiderstand r_K über die Höhe, weil der Gerüstdruck innerhalb des Kuchens mit Annäherung an das Filtermittel in dem Maß steigt, in dem der lokale Fluiddruck abnimmt [74-S5] (Bild 2-1). Erfahrungen mit abnehmender Porosität bei zunehmendem Gerüstdruck belegen dies [36-S36ff, 74-S5]. Bei einer Filtration mit konstanter Druckdifferenz und kompressiblem Filterkuchen kann r_K als Mittelwert aufgefasst werden [62-S2, 84].

Feinstkorn kann aus oberen Kuchenschichten in untere Schichten gespült werden, wodurch eine anders begründete Änderung der Porosität und des Filterkuchenwiderstandes eintritt [62].

Mit dem Verhältnis X_V des Feststoffvolumens V_S zum Flüssigkeitsvolumen V_l in der Suspension

$$X_V = \frac{V_S}{V_l} \quad (2.1-9)$$

erhält man die Volumenbilanz der Feststoffe mit der Gesamtmenge Filtrat $V_{F,E}$ am Ende der Filtration und der im Filterkuchen verbleibenden Filtratmenge $A \cdot h_{K,E} \cdot \varepsilon$

$$A \cdot h_{K,E} \cdot (1 - \varepsilon) = (V_F + A \cdot h_{K,E} \cdot \varepsilon) \cdot X_V \quad (2.1-10)$$

Für die Höhe des Filterkuchens gilt unter der Annahme, dass der Feststoff vollstän-

2.1 Theorie der Kuchenfiltration

dig als Kuchen abgeschieden wird aus (2.1-10):

$$h_K = K_S \cdot \frac{V_F}{A} \quad \text{mit} \quad K_S = \frac{X_V}{1 - \varepsilon - \varepsilon \cdot X_V} \quad (2.1-11)$$

K_S ist eine suspensionsspezifische Kennzahl.

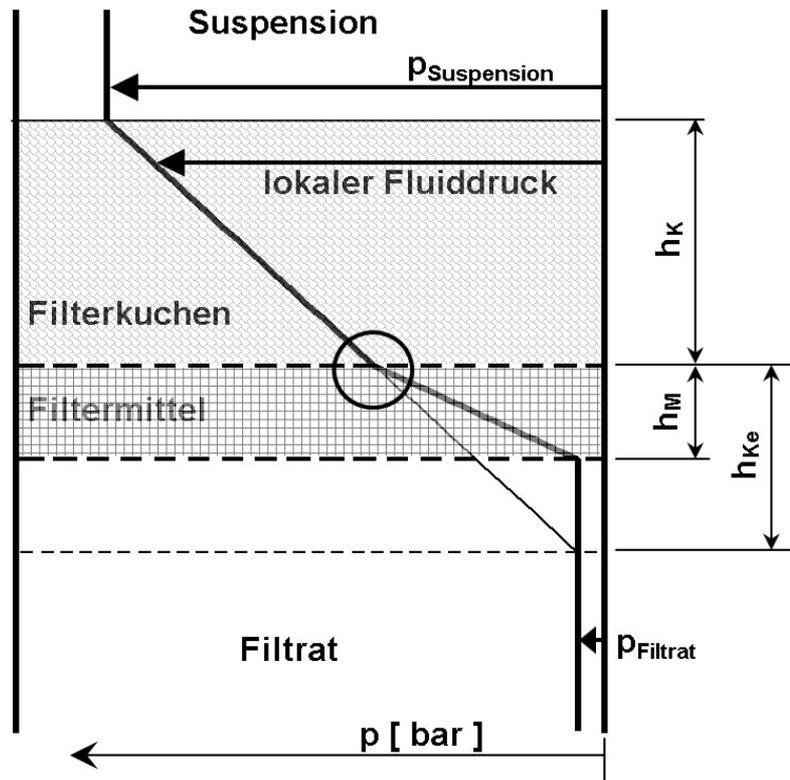


Bild 2-1 Druckverlauf bei der Filtration
Schematische Darstellung.

Beachte: $\Delta p = p_{\text{Suspension}} - p_{\text{Filtrat}}$

Die allgemeine Filtergleichung zur Kuchenfiltration [84] als Filtratstrom in Abhängigkeit von der Filtrierzeit folgt schließlich aus (2.1-7), (2.1-8) und (2.1-11)

$$u_F(t) = \frac{dV_F}{dt \cdot A} = \frac{\Delta p}{\eta \cdot \left(\frac{r_K \cdot K_S \cdot V_F}{A} + R_M \right)} \quad (2.1-12)$$

Wird die Gleichung unter der Voraussetzung einer konstanten Druckdifferenz während der Filtration integriert, so gilt für die Zeit bis t und das abgeschiedene Filtratvolumen bis V_F folgender Zusammenhang (Grenzen $t = \{0, t\}$ und $V_F = \{0, V_F\}$):

$$t = \frac{\eta \cdot V_F}{A \cdot \Delta p} \cdot \left(\frac{r_K \cdot K_S}{2A} \cdot V_F + R_M \right) \quad (2.1-13)$$

Üblich ist die Darstellung von (2.1-13) als Geradenform, die den Quotient aus dem aktuellen Gesamtzeitbedarf für die aktuell gesamte Filtratmenge über dieser aktuell gesamten Filtratmenge darstellt (Bild 2-3)

$$\frac{t}{V_F} = \frac{\eta}{A \cdot \Delta p} \cdot \left(\frac{r_K \cdot K_S}{2 A} \cdot V_F + R_M \right) \quad (2.1-14)$$

mit den Größen a und b

$$a = \frac{\eta}{\Delta p \cdot A} \cdot R_M \quad (2.1-15)$$

$$b = \frac{\eta}{\Delta p \cdot A} \cdot \frac{r_K \cdot K_S}{A} \quad (2.1-16)$$

$$\frac{t}{V_F} = \frac{b}{2} \cdot V_F + a \quad (2.1-17)$$

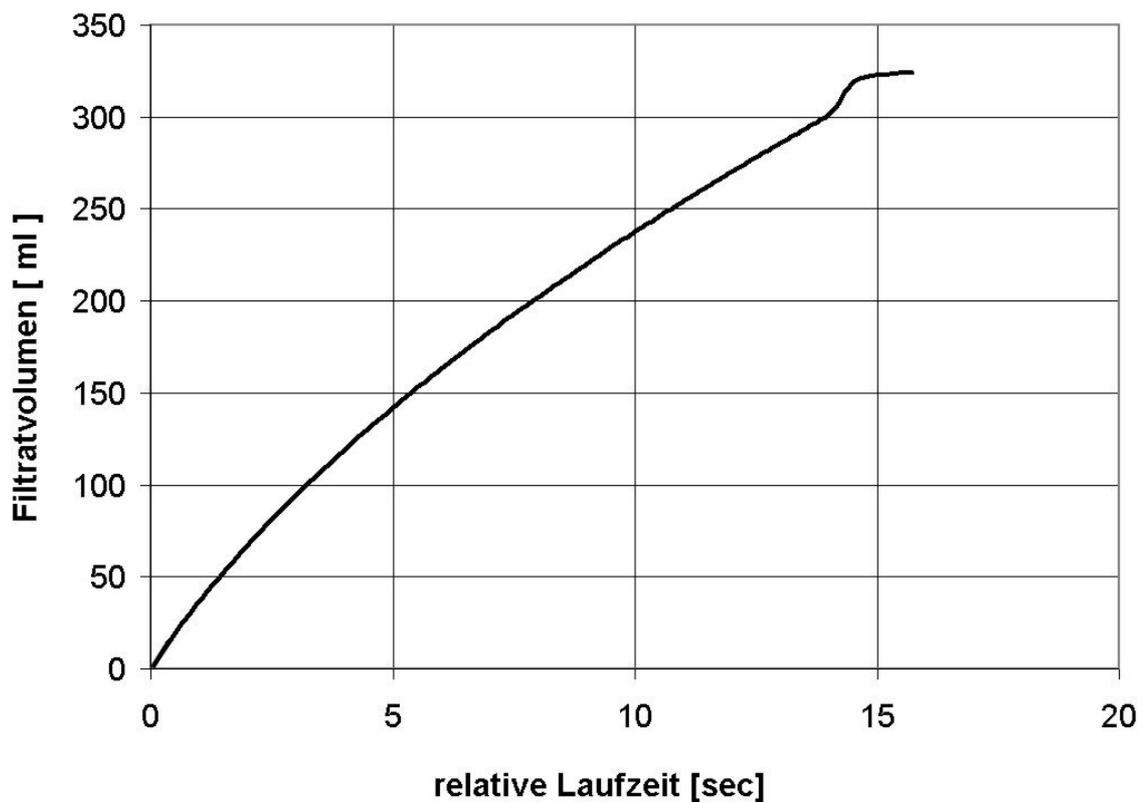


Bild 2-2 Filterkurve
Feststoff P4 (Tabelle 5-2), wässrig, Filtermittel M6 (Tabelle 5-3)

2.1 Theorie der Kuchenfiltration

Die differentielle Darstellung als Geradenform folgt nach einer Umstellung von (2.1-12)

$$\frac{dt}{dV_F} = \frac{\eta}{A \cdot \Delta p} \cdot \left(\frac{r_K \cdot K_S}{A} \cdot V_F + R_M \right) \quad (2.1-18)$$

Die differentielle Form unterscheidet sich von (2.1-14) durch die doppelte Steigung der Geraden

$$\frac{dt}{dV_F} = b \cdot V_F + a \quad (2.1-19)$$

Die suspensionsspezifische Kennzahl K_S lässt sich nach einem Experiment aus der Filterkuchenhöhe $h_{K,E}$ und dem Filtratvolumen $V_{F,E}$ am Ende der Filtration bei noch vollständig mit Filtrat gesättigtem Filterkuchen aus (2.1-11) errechnen:

$$K_S = h_{K,E} \cdot \frac{A}{V_{F,E}} \quad (2.1-20)$$

Die gemessenen Filterkurven (Bild 2-2) lassen sich nach den Gleichungen (2.1-14) oder (2.1-18) auswerten. Dazu werden die Messwerte entsprechend den Gleichungen aufgetragen (siehe Bild 2-3 und Anhang D). Durch lineare Regression wird eine Ausgleichsgerade für die Messwerte mit Steigung und Achsabschnitt bestimmt.

Die Beschreibung des Filtrationsvorganges in einer Geradengleichung hat den bewährten Vorteil, dass zwei wesentliche Kenngrößen der Filtration, der Filterkuchen- und der Filtermittelwiderstand bestimmt werden können. Die Steigung der Geraden als Maß für den Filterkuchenwiderstand, Gleichung (2.1-16), bietet die Möglichkeit den Filtrationsvorgang schnell qualitativ und quantitativ zu beurteilen. Die Bestimmung des Filtermittelwiderstandes erfolgt aus dem Achsabschnitt nach (2.1-15). Auch der Anteil des Filtermittelwiderstandes am Gesamtwiderstand sowie sein Verhältnis zum Filterkuchenwiderstand sind durch diese Auswertungen bestimmbar [62]. Der reziproke Wert der integralen Darstellung tA/V , also der Wert V/At , ist die Filtrations- bzw. Filtratgeschwindigkeit u_F , die in m/s oder in der üblichen Dimension m^3/m^2h die Leerrohrgeschwindigkeit des Filtrats wiedergibt. Ein anschaulicher Wert für den Filtermittelwiderstand ist darstellbar durch die Ersatzkuchenhöhe h_{Ke} (Bild 2-1), die aus dem Filtermittelwiderstand R_M und dem spezifischen Filterkuchenwiderstand r_K errechnet wird:

$$h_{Ke} = \frac{R_M}{r_K} \quad (2.1-21)$$

Die Theorie zur Auswertung von Filterversuchen ist dargelegt in [51, 62]. Allgemeine theoretische Betrachtungen sind veröffentlicht in [11, 84, 88, 109]. Apparative Ausgestaltungen der Filter sind vorgelegt in [18, 71, 78].

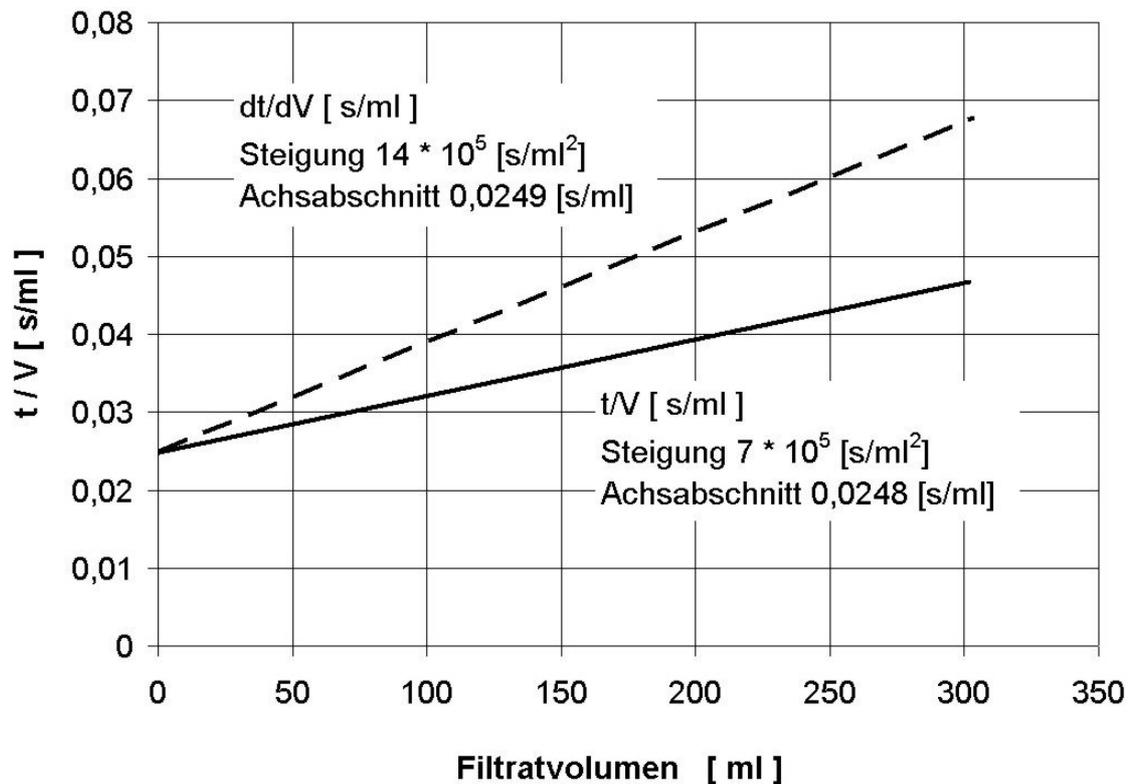


Bild 2-3 t/V - und dt/dV -V-Diagramm zur Auswertung der Filterkurve aus Bild 2-2

Werden die Ergebnisse mit Messgeräten unterschiedlicher Filterflächen anhand des t/V -Diagramms verglichen, muss darauf geachtet werden, dass ein Bezug auf die Fläche des Messgerätes durchgeführt wird, indem ein Diagramm mit der Achse tA/V erstellt wird. Diese auf die Fläche bezogene Darstellung ist in der Literatur kaum zu beobachten, was damit gerechtfertigt ist, dass vorwiegend Untersuchungen mit dem richtlinienkonformen Filtergerät nach Bild 2-4 durchgeführt werden [62].

2.2 Versuchsgeräte zur Kuchenfiltration und Versuchsdurchführung

In Bild 2-4 ist das so genannte Taschenmessgerät der Firma BHS dargestellt, das in dieser Art seit über 40 Jahren gebaut wird. Diese Labordrucknutsche ist in VDI-Richtlinie 2762 [62] ausführlich beschrieben. Das Gerät besteht aus einem Suspensionsbehälter mit Doppelmantel zur Beheizung, einem beheizbaren Ablaufboden als Auflage für das Filtermittel, einem Kuchenaufnahmering und einem Deckel. Schnellverschlüsse am Deckel und am Bodenteil ermöglichen ein schnelles Schließen und Öffnen des Behälters. Das schnelle Schließen ist besonders dann notwendig, wenn Suspensionen in den Behälter eingefüllt werden und Absetzvorgänge vermieden werden sollen.

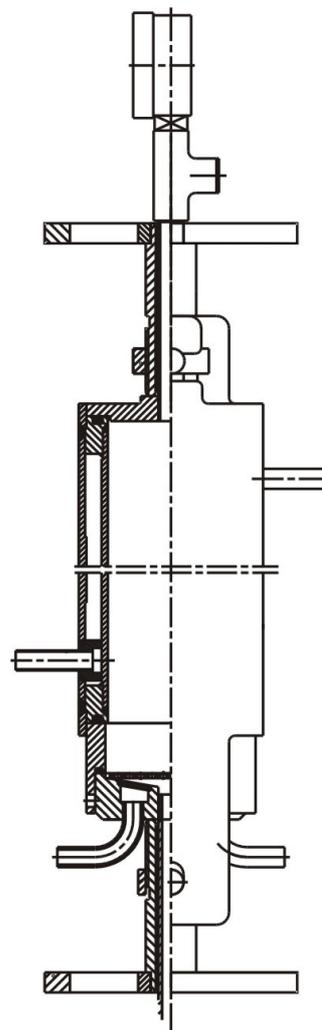


Bild 2-4 Labordrucknutsche
nach VDI-Richtlinie 2762
Filterfläche 19,63 cm²
Füllvolumen max. 400 ml
Druck max. 6 bar
Temperatur max. 160 °C

Die seit Jahrzehnte verbreitete Handfilterplatte, meist mit 100 cm² Filterfläche (Bild 2-5), wird ausschließlich für Vakuumfilterversuche verwendet [19]. Sie erlaubt eine Filtration entgegen der Schwerkraftrichtung, was dem Ablauf bei Vakuumtrommel- filtern entspricht. Sie wurde hier nicht verwendet, weil die Versuche dieser Arbeit vorwiegend bei Drücken von 1 bar und darüber durchgeführt wurden. Nachteilig bei der Handfilterplatte sind erhebliche Randeinflüsse (Filtration am Plattenrand), die eine Berechnung der Filtrationsparameter erschweren.

Messtechnische Probleme bei der Bestimmung der Filtrierbarkeit sind bekannt [62]. Es wird beispielsweise der Beginn der Filtration durch Auftreffen des ersten Filtrats in der Vorlage definiert [62-S4]. Dabei ist aber bereits das genau definierbare Ablaufvolumen des Filtermessgerätes (Totvolumen) gefüllt worden. Diese Zeitspanne zum Füllen des Totvolumens wird nicht genau erfasst. Bei der Messung des Filtrat-

anfalls mit einem Behälter tritt eine weitere Verzögerung durch Ausbildung des Flüssigkeitsstrahls zu dieser Vorlage auf.

Abhilfen gegen die Messfehler sind bekannt durch Einrechnen einer Totzeit oder eines Totvolumens bei der Auswertung der Messungen [62-S5, 67], wobei das Korrekturvolumen im dort vorgestellten Fall nicht dem tatsächlichen Totvolumen entspricht [67-S45]. Die Korrekturen beeinflussen die Bestimmung des Filtermittelwiderstandes so stark, sodass nur die Größenordnung bzw. eine Obergrenze desselben abgeschätzt werden kann [67-S57].

Das Ende des Filtrationsvorgangs wird durch den Experimentator erfasst. Das durch die Theorie begründete Kriterium ist der Beginn des Trockenfallens der obersten Kuchenschicht. Meist wird der mit kurzer Verzögerung eintretende Luftdurchschlag gewählt, der sehr gut erkennbar ist [62]. Tritt Luftdurchschlag auf, so sind bereits ein Teil der Porenflüssigkeit aus dem Filterkuchen und der größte Teil des Filtratvolumens aus dem Ablauf abgelaufen. Es ist also zuviel Filtrat und eine zu lange Zeitspanne erfasst worden.

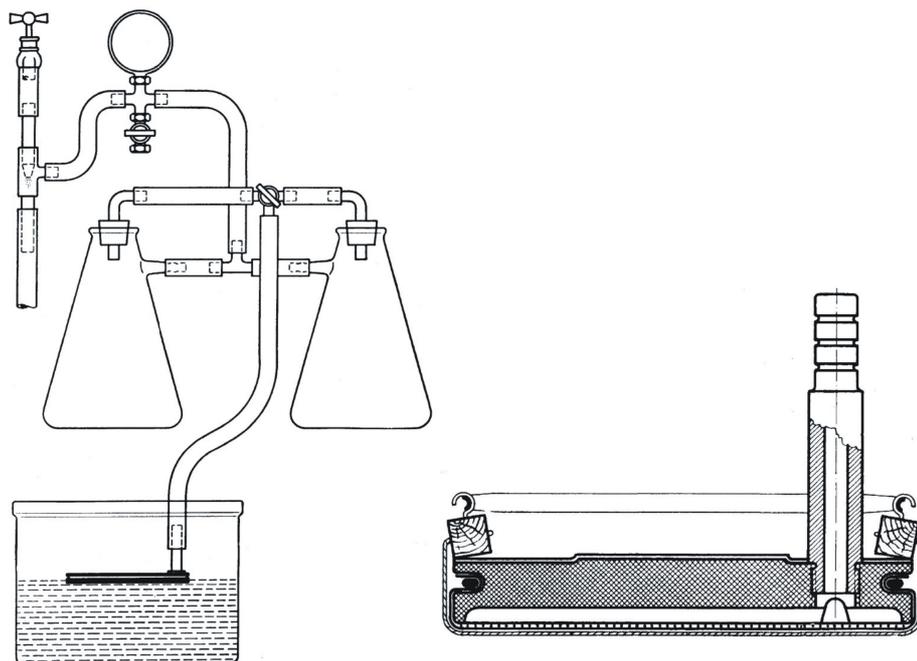


Bild 2-5 Laboraufbau mit Handfilterplatte, 100 cm² [19]

Links: Versuchsaufbau mit Wasserstrahlpumpe und Saugflaschen für Mutter- und Waschnatron.

Rechts: Versuchfilterplatte, Ausführung mit Schnürenabnahme.

2.2 *Versuchsgeräte zur Kuchenfiltration und Versuchsdurchführung*

Das Erkennen des wegtauchenden Flüssigkeitsspiegels im Kuchen ist an eine gewisse Reaktionszeit gebunden. Hier werden 0,4 bis 0,8 Sekunden selbst für geübte Experimentatoren und eine gute Messausrüstung sehr gute Werte sein, so dass die Genauigkeit der gesamten Messung mit diesen Toleranzen behaftet ist. In [67-S57] wird eine Verzögerung bei der Datenerfassung mit der daraus folgenden Fehlmesung dargestellt und erläutert. Für die Auswertung werden Korrekturzeiten vom zeitlich erfassten zum ausgewerteten Filtrationsbeginn von teilweise mehreren Sekunden eingerechnet. Die Messwerte werden typischerweise einmal je Sekunde oder langsamer erfasst.

Verbessern lässt sich die Messgenauigkeit bei der Bestimmung des Endes der Filtration durch Ausnutzung der optischen Reflexion zwischen Suspension und Filterkuchen. Geht die Probenoberfläche von der Suspensionsoberfläche über zur Kuchenoberfläche durch die beginnende Entfeuchtung, so verändert sich die eher flüssigkeitsähnliche und daher glänzende oder spiegelnde Suspensionsoberfläche zur matten Kuchenoberfläche. Der Übergang der spiegelnden Oberfläche zur matten kann photometrisch erfasst und protokolliert werden [36-S6]. Das zuletzt beschriebene Verfahren ist an elektro-optische Aufnehmer im druckbeaufschlagten Suspensionsraum gebunden und ist daher bei korrosiven oder brennbaren Suspensionen und Substanzen kaum anwendbar. Derartige Suspensionen sind in der chemisch-pharmazeutischen Industrieumgebung häufig. Diese Variante zur Bestimmung des Endes der eigentlichen Filtration ist wenig verbreitet.

Nachteilig ist bei der standardisierten Auswertemethode, dass bereits sehr geringe Fehler in der Bestimmung des Filterkuchenwiderstandes sich deutlich auf den Filtermittelwiderstand vor allem bei kurzen Filtrationszeiten auswirken [83-S1211]. Derartig kurze Filtrationszeiten sind auf den weit verbreiteten, kontinuierlichen kuchenbildenden Fest-Flüssig-Filtern realisiert.

Abweichungen des Filtratanfalles vom idealen Filtrationsverhalten sind anhand der Filtratkurve, also anhand der Filtratmenge über der Zeit nach Bild 2-2 in den meisten Fällen nicht erkennbar. Auch in der Auswertung nach Gleichung (2.1-14) sind Abweichungen vom Regelverhalten nicht immer deutlich erkennbar (Bild 2-3). Derartige Abweichungen können besser erkannt werden, wenn man statt des fortlaufenden Filtratanfalles die im jeweiligen Zeitintervall gemessene Filtratmenge betrachtet [51-S70]. Diese differentielle Darstellung (Bild 2-3) nach Gleichung (2.1-18) erlaubt es verschiedene, typische Eigenschaften des Filterkuchens zu identifizieren [62-S6].

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

2.3.1 Anforderung und Erfahrung

Filtermittel sind von zentraler Bedeutung für die Filtration. Die Abstammung des Wortes Filter vom Wort Filz ist ein Hinweis darauf, dass der Filterapparat vorwiegend den Zweck hat das Filtermittel als das eigentlich filternde Organ zu stützen, es zu tragen, festzuhalten und zu transportieren. Elementar betrachtet sind neben der Suspension nur noch zwei Dinge zur Filtration notwendig: ein Filtermittel und eine treibende Kraft, um die Flüssigkeit durch das Filtermittel und durch den anfiltrierten Feststoff zu treiben. Die apparative Ausgestaltung des Filters ist eine Anpassung an spezielle Gegebenheiten, die beim Betrieb des Apparates als sinnvoll oder erforderlich betrachtet werden. Diese Ausgestaltung erlaubt die Verwirklichung von Prozessbedingungen während der Filtration, die an die spezielle Aufgabe angepasst sind oder werden. Die Ausgestaltung des Trennapparates muss meist auch zusätzliche Operationen berücksichtigen, die oft auf Filtern durchgeführt werden wie: Waschen, Entfeuchten und Abnehmen des Filterkuchens sowie Reinigen des Filtermittels. Außerdem muss die sichere Funktion des Filtermittels als Trennung zwischen Suspensionsraum und Filtratraum gewährleistet sein. Das Filtermittel wird als entscheidendes Bindeglied zwischen Apparat und Suspension angesehen [96].

Beurteilungskriterien von Filtermitteln nach verfahrenstechnischen Gesichtspunkten auf ihre Eignung für konkret definierte Filterprobleme sind überwiegend qualitativer Natur. Filtermittel selbst werden ausführlich beschrieben in [6, 76] und in den verschiedensten Firmenschriften. Die verfahrenstheoretische Behandlung des Filtermittels bzw. seines Einflusses auf die Filtrationsergebnisse ist in einigen Veröffentlichungen dargestellt [6, 39, 67, 74, 96]. Filtermedien werden in der Monografie [76] und in allgemeinen Abhandlungen [11, 39, 61 u. a.] beschrieben. Dort werden vorzugsweise technische Daten und grobe Einsatzrichtlinien vorgestellt. Filtermittel zur Kuchenfiltration sind von sehr unterschiedlichem Aufbau, sodass sie den stark variierenden Anforderungen in den verschiedenen Filterapparaten gerecht werden [39].

Filtermittel sind von äußerster Wichtigkeit als Grundlage des Filterkuchens im ersten Moment der Filtration. Ist bereits eine gewisse Feststoffschicht auf das Filtermittel aufgetragen, dann übernimmt diese die Aufgabe der Trennung in Feststoff und

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

Flüssigkeit. Dann sind auch der Flüssigkeitsdurchsatz und die Feinststoffabscheidung sehr vom Kuchenaufbau abhängig.

Bei der zyklischen Arbeitsweise der Apparate mit Feststoffabwurf gegen Ende eines jeden Zyklus muss darauf geachtet werden, dass der anfiltrierte Filterkuchen möglichst vollständig vom Filtermittel entfernt wird. Andernfalls bleibt eine Grundschicht auf dem Filtermittel. Diese Schicht neigt zum Verdichten und Verstopfen und kann so die Filterleistung deutlich mindern [74]. Eine Leistungsabminderung durch Grundschichteinflüsse und Tuchverstopfung ist bekannt. Sie kann schon im Laborversuch innerhalb von rund 50 Filterzyklen festgestellt werden. Nach etwa 20 – 30 Filterzyklen wurde eine Stabilisierung der Verhältnisse festgestellt [74-S103].

Von den Herstellern werden Durchflusswerte für die Filtermittel als spezifische Luftdurchlässigkeit bei 2 mbar Druckdifferenz bereitgestellt [53]. Die Durchflusswerte reichen bei den hier betrachteten Industriegeweben von etwa $3 \text{ ls}^{-1}\text{m}^{-2}$ bei sehr dicht gewebten Filtermitteln bis $2000 \text{ ls}^{-1}\text{m}^{-2}$ bei grobmaschigen Filtermitteln. Diese spezifische Luftdurchlässigkeit wird als Anhaltswert für die Feinheit bzw. Abscheideleistung der Filtermittel verwendet.

Der Filtermittelwiderstand ist u. a. abhängig von der Art der Filtration [96] bzw. von der Art der Druckerzeugung: Hoher Druck bzw. schnelle Druckaufbringung oder sanfter Druckanstieg bei konstantem Durchfluss führen zu unterschiedlichen Filtermittelwiderständen [70]. In den meisten Fällen spielt die Kuchenbildungsdruckdifferenz eine wichtige Rolle. Bei steigendem Druck Δp wird eine Zunahme des R_M -Wertes beobachtet [67-S52].

Der Filtermittelwiderstand R_M wird gelegentlich als ein gewisser Prozentsatz des Gesamtwiderstandes am Ende eines technisch sinnvollen Filterzyklus angegeben. Der prozentuale Anteil am Gesamtwiderstand wird mit 5 %, höchstens 10 % angegeben, gemessen als Ordinatenabschnitt der dt/dV -V- bzw. t/V -V- Darstellung, andernfalls sollte ein anderes Gewebe gewählt werden [62-S7]. Ein anderer Richtwert für eine gute Tuchauswahl wird mit den Grenzen $0,02 < Lequ < 0,15$ genannt; Anm.: $Lequ$ ist die Ersatzkuchenhöhe h_{Ke} (Bild 2-1) in Zentimetern [21-S81].

Absolute Werte der Filtermittelwiderstände R_M sind in wenigen Fällen publiziert [36, 42]. Legt man den eben genannten Prozentwert und die publizierten Richtwerte für

Filterkuchenwiderstände [88-S181] zugrunde, so kann man schließen, dass sich der Bereich der Filtermittelwiderstände ebenso wie der von Filterkuchenwiderständen über mehrere Zehnerpotenzen erstreckt.

Filtermittel werden auf industriellen Filtern ebenso wie bei der Drucknutsche (Bild 2-4) auf einen flüssigkeitsdurchlässigen Stützboden aufgelegt um Druckkräfte aufzufangen und das Filtrat widerstandsarm abzuführen. Dieser Stützboden ist eine Gitterkonstruktion oder ein Lochblech, auf jeden Fall ein Konstruktionsteil das ebenfalls einen Durchflusswiderstand hat. Strömt Flüssigkeit durch einen Filtermittelabschnitt der frei über einem Loch angeordnet ist, dann kann bei üblichen Drücken das Fluid frei und ungestört durchströmen. Flüssigkeit die durch den aufliegenden Bereich des Filtermittels strömt, muss zwischen Filtermittel und Auflage zum nächsten Loch strömen – es tritt ein zusätzlicher Widerstand auf [44]. Neben dem Durchströmungswiderstand der Filtermittelaufgabe werden weitere Ableitungswiderstände in der Filtratableitung auftreten, die insbesondere bei Auslegungsfragen zu berücksichtigen sind [104]. Sie werden prinzipiell nicht zum Filtermittelwiderstand R_{M0} gezählt. Zum Beginn der Durchströmung tritt eine Beschleunigung auf, um das Fluid aus dem Ruhezustand in Bewegung zu versetzen. Daraus ergibt sich ein kurzzeitig auftretender Widerstand infolge der Trägheit der Fluidmasse. Er ist jedoch vernachlässigbar gering. Außerdem werden bei großen inneren Oberflächen von Filtermitteln Wechselwirkungen mit dem Fluid und seinen Inhaltsstoffen (feinste Partikel, Makromoleküle, gelöste Stoffe) aufgrund von Grenzflächenkräften auftreten, die ebenfalls Widerstände hervorrufen können [5].

Der Feststoff in Kontakt mit dem Filtermittel ruft weitere Widerstände hervor durch Eindringen von Feststoffpartikeln in die Poren. Daneben treten Verstopfungen der oberflächlichen Poren des Filtermittels durch aufliegende Partikel ein. Hauptsächlich die zuletzt beschriebenen Vorgänge verursachen den Widerstand, der hier als Interferenzwiderstand R_{MI} vorgestellt wird.

Der Gesamtwiderstand wird überwiegend durch Wechselwirkungen zwischen Filtermittel, Fluid und Feststoffen hervorgerufen, ohne dass es möglich ist, diese Einzelwiderstände exakt zu isolieren und den Gesamtwiderstand als Summe der Einzelwiderstände zu bestimmen.

2.3.2 Gewebe

Filtermittel für die industrielle Kuchenfiltration sind heute überwiegend Gewebe aus Kunststoffen [39, 96-S50]. In manchen Fällen werden auch Metallgewebe zur Filtration eingesetzt.

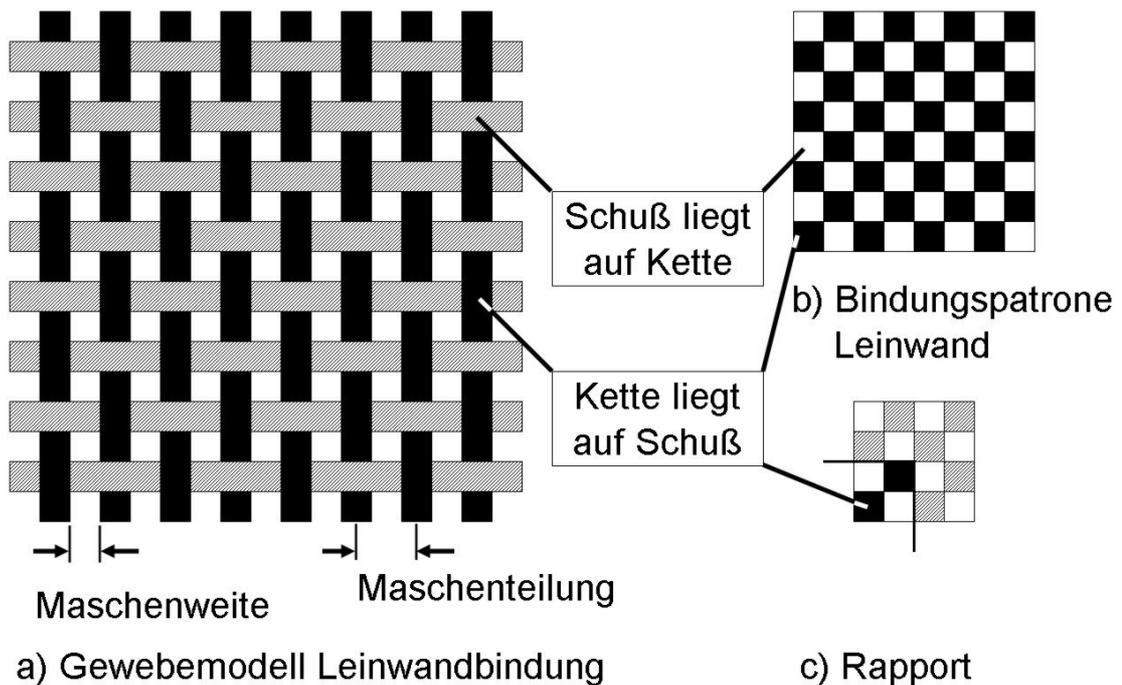


Bild 2-6 Leinengewebe
Die Darstellungsarten von Geweben am Beispiel
der einfachsten Bindungsart Leinen [107]

Gewebe bestehen aus zwei oder mehreren, senkrecht miteinander verkreuzten Fadensystemen, den Kett- und den Schussfäden. Die Kettfäden verlaufen in Produktionsrichtung und sind in der gewünschten Anzahl und Fadendichte – Anzahl Kett- und Schussfäden pro Längeneinheit – auf dem Kettbaum aufgewickelt. Die Kettfäden werden beim Weben unterschiedlich angehoben bzw. gesenkt. Dadurch entsteht das so genannte Fach aus oben- und untenliegenden Kettfäden. Die Schussfäden werden am Webstuhl durch diese Kettfäden mit hoher Geschwindigkeit durchgeschossen. Danach wird ein neues Fach gebildet. Die entstehende Fadenverkreuzung mit abwechselnd oben oder unten liegenden Kett- bzw. Schussfäden heißt Gewebekonstruktion oder Bindung. Die Anzahl der Kett- und Schussfäden, nach denen sich eine Bindung wiederholt, bezeichnet man als Rapport. In der Bindungspatrone wird

die Bindung zeichnerisch dargestellt (Bilder 2-6 und 2-7) [107]. In der Praxis sind Kett- und Schussfäden oft von unterschiedlicher Dicke. Auch die Fadendichte von Kett- und Schussfäden ist üblicherweise nicht gleich.

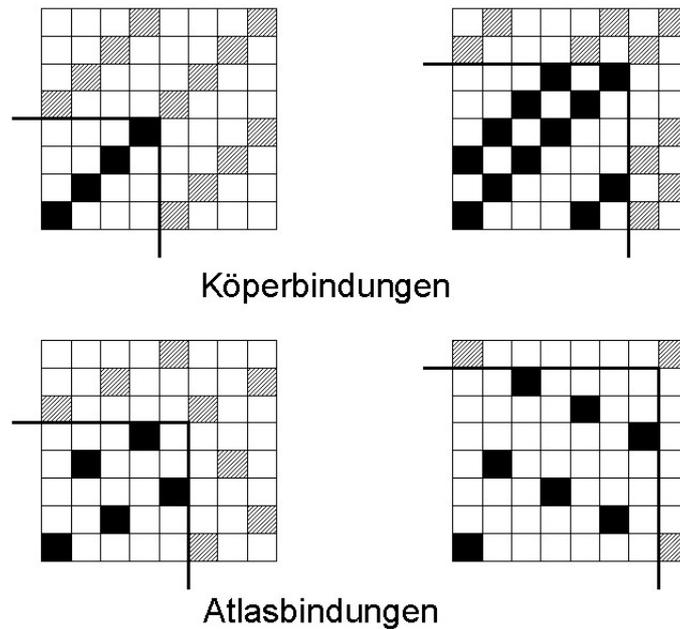


Bild 2-7 Köpergewebe und Atlasgewebe
Bindung und Rapport [107]

Die Leinenbindung ist die einfachste Bindung. Bei dieser Bindungsart sind regelmäßige Quadratmaschen möglich mit Fadenstärken in der Größenordnung der Maschenweite selbst. Solche Gewebe werden für Siebaufgaben bevorzugt. Sie werden in Fadenstärken bis herunter zu etwa 30 μm hergestellt. Die Fäden sind für die feinen Maschenweiten im Bereich von unter 20 μm verhältnismäßig dick. Bei diesen geringen Fadenstärken bzw. bei Maschenweiten unter 30 μm wären die Gewebe von geringer Stabilität, sodass Filtermittel solcher und geringerer Feinheit in anderen Bindungsarten hergestellt werden. Varianten zur Leinenbindung sind die Panamabindung mit je zwei parallelen Kett- und Schussfäden und die Ripsbindung mit je zwei Kett- oder Schussfäden.

Für Anwendungen bei der Kuchenfiltration überwiegen stabile, teilweise komplexe Körper- und Atlasgewebe wegen ihrer hohen Festigkeit. Zum Erzielen klarer Filtrate werden in diesem Bereich üblicherweise Kette oder Schuss oder beides als Multifilament verwebt, Bild 2-12. Diese Gewebe, beispielsweise das Gewebe M8 in Tabelle 5-3 (Bezeichnung 05 8000 K020), besteht in Kette und Schuss aus monofilen

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

Fäden mit einem multifilen Faden in der oberen Gewebelage. Die Porenweiten der Gewebe für die industrielle Fest-Flüssig-Trennung unterscheiden sich um zwei Zehnerpotenzen, die entsprechenden Durchflüsse unterscheiden sich in ähnlicher Weise, siehe Angaben zu Suspensionsströmen in Tabelle 1-1.

Gewebe haben eine Ober- und eine Unterseite, die als rechte und linke Wareseite bezeichnet werden. Die Atlasbindung zeichnet sich durch eine besonders glatte rechte Wareseite aus.

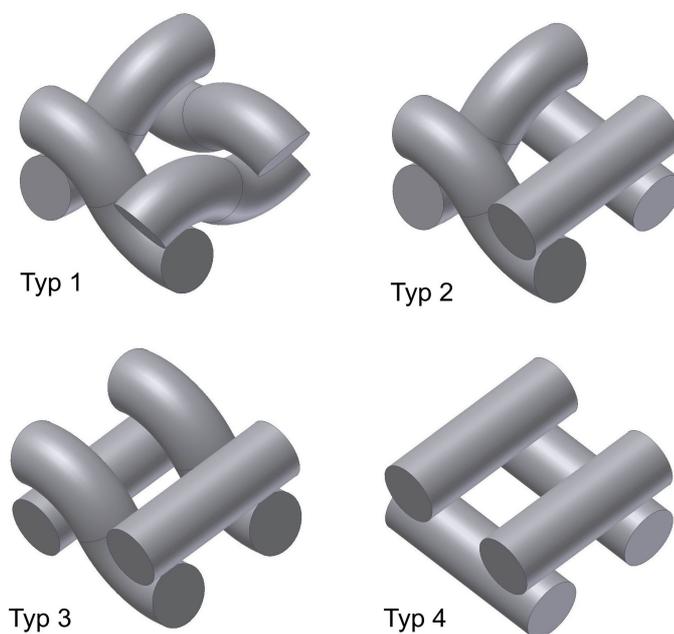


Bild 2-8 Elementarmaschen monofiler Gewebe

Alle Gewebe bestehen theoretisch aus vier unterschiedlichen Elementarmaschen mit spiegelsymmetrischen Äquivalenten.

Grundlage der Gewebestruktur sind Elementarmaschen (Bild 2-8). Auf diese Elemente können die verschiedenen Gewebe zurückgeführt werden. Die Elementarmaschen beschreiben die Lage je zwei benachbarter Kett- und Schussfäden in einem Gewebestück. Diese Elementarmaschen wurden im Zusammenhang mit Strömungsuntersuchungen vorgestellt [108]. Für eine vollständige Beschreibung realer Gewebe ist es erforderlich, dass die im Bild 2-8 gezeigten vier Typen auch in gespiegelter Form angewendet werden dürfen.

Die Fäden der Gewebe unterscheiden sich in Dicke, Form und Aufbau. Monofile Gewebe bestehen aus einzelnen, drahtartigen Fäden. Multifile Garne (Multifilamen-

te) bestehen aus mehreren Einzelfasern über ihre gesamte Länge oder aus Einzelfasern von geringerer Länge, den so genannten Stapelfasern. Verschiedentlich sind mehrere Fadenarten in einem Gewebe verarbeitet, sodass man beispielsweise von einem monofil-multifilen Gewebe spricht. Multifile Garne können verzwirrt sein, also aus gleichsinnig verdrehten Einzelfäden bestehen.

Die monofilen Fäden sind ebenso wie die Filamente für multifile Fäden vorwiegend rund hergestellt. Kein Herstellverfahren kann absolute Konstanz nach Rundheit und Dicke des Fadens gewährleisten. Die Dicke von Fäden wird in tex gemessen, einem längenbezogenen Gewichtsmaß. Es bedeutet 1 tex ein Gewicht von 1 Gramm pro 1000 m Faden. Dünnere Fäden werden in dtex (dezitex) bemessen; dies entspricht 1 Gramm je 10 000 m Faden.

Die Maschenweite wird aus Fadenabstand und Fadendurchmesser von Kett- und Schussfäden bestimmt (Bild 2-6). Sie stellt normalerweise eine Pore im Gewebe dar. Durch besonders festen Anschlag beim Weben können die Schussfäden eng aneinandergespreßt und Gewebe mit Maschenweite 0 hergestellt werden. Zusammen mit multifilen Garnen sind auf diese Art Gewebe mit feinsten Poren möglich, deren Poren vorzugsweise durch die engen Zwischenräume der einzelnen Filamente im multifilen Faden erzeugt werden. Maschenweite und Porenweite sind daher nicht gleichbedeutend. Die Maschenteilung als Abstand der maschenbegrenzenden Fäden ist in Kett- und Schussrichtung unterschiedlich. Gewebe zum Abtrennen feiner Partikel ($< 20 \mu\text{m}$) sind teilweise oder völlig aus multifilen Garnen hergestellt. Der freie Durchgang einer Masche hängt von Maschenform und Maschenweite ab. Bei Geweben mit multifilen Fäden sind diese Fäden durchlässig. Dabei ist der Durchgang durch die Filamente schwierig zu modellieren.

Gewebe mit sehr engen Durchgängen werden durch Kalandern hergestellt. Dazu wird das Rohgewebe zwischen Walzen teilweise unter Temperatureinfluss gepresst. Die Fäden werden dabei meistens an der rechten Wareseite über große Teile breitgedrückt. Die runde Fadenform geht verloren (Bild 2-12) zugunsten der Abscheidefeinheit und meistens zugunsten einer größeren Unempfindlichkeit gegen anhaftende Stoffe. Es wird die Filterkuchenablösung begünstigt [74].

Gewebe sind schwer in ihrer Form exakt zu beschreiben, weil die Fasern nur selten regelmäßige Querschnitte haben so dass die Formenvielfalt der textilen Faser- und Filamentquerschnitte fast unzählbar ist [54]. Darüber hinaus ist bei der unterschied-

lichen räumlichen Verteilung der Fasern sowie bei der großen Zahl der Einzelfasern eine exakte Definition des umströmten Einzelfaserkörpers mit erträglichem Aufwand nicht erreichbar. In einem Kilo Textilgut, das sind wenige Quadratmeter Gewebe, sind mehrere Millionen Einzelfasern vorhanden [22]. Damit ist es auch den CFD-Rechnungen nur möglich, mit gewissen idealisierenden Annahmen über die Fadengeometrie und Fadenlage Strömungsrechnungen durchzuführen.

2.3.3 Sonstige Filtermittel

Neben Geweben werden auch andere Medien für die Kuchenfiltration verwendet. Filze sind bei der diskontinuierlichen Kuchenfiltration verbreitet. Sie werden auf Bandfiltern wegen der geringen Querstabilität wenig verwendet. Auf kontinuierlichen Druckfiltern wirkt sich ihre relativ dicke Bauart negativ aus. Gewirke sind für Flüssigkeitsfilter kaum bekannt. Metallische Loch- oder Schlitzbleche kommen nur in Ausnahmefällen zur Anwendung. Membranen sind bei der Kuchenfiltration selten im Einsatz, ihr bevorzugtes Anwendungsgebiet sind Filterkerzen und die Membranmodule zur Querstromfiltration.

2.3.4 Theorie der Strömung durch Filtermittel

Die Darcy-Gleichung (2.1-7) gibt für eine Schüttung aus feinen Partikeln den Zusammenhang zwischen dem Druckverlust und anderen relevanten physikalischen Größen an. Sie wird häufig auch zur Berechnung der Strömung durch Filtermittel angewendet.

Mit Gleichung (2.1-4) wurde gezeigt, dass für einfache Strömungsgeometrien der meist unbekannte Darcy-Beiwert durch die Porosität und eine relevanten Porengröße ausgedrückt werden kann. Zur Herleitung wurde von einer ausgebildeten, laminaren Strömung ausgegangen. Insbesondere diese Bedingung ist experimentell zu prüfen. Für Aufbau und Auswertung der Experimente hat sich die Verwendung von dimensionslosen Kennzahlen bewährt, die mit Hilfe der Dimensionsanalyse gebildet werden. Die Anzahl der zu untersuchenden Parameter wird so verringert und die Darstellung der Versuchsergebnisse vereinfacht.

So wird der als Darcy-Gleichung bekannte Zusammenhang (2.1-1) in Verbindung mit Gleichung (2.1-4) und der Flüssigkeitsdichte ρ

$$f(\Delta p, u_F, d_p, h, \rho, \eta, \varepsilon) = 0 \quad (2.3.4-1)$$

mit:

$$u_F = \frac{\dot{V}}{A} \quad (2.3.4-2)$$

zurückgeführt auf einen Zusammenhang von vier dimensionslosen Kennzahlen, der Reynoldszahl Re , der Eulerzahl Eu , h_k/d_p und ε .

$$f\left(Re, Eu, \frac{h_k}{d_p}, \varepsilon\right) = 0 \quad (2.3.4-3)$$

Herleitung siehe Anhang A.

Die Dimensionsanalyse führt nicht zu funktionellen Zusammenhängen zwischen den charakteristischen Größen des untersuchten Vorganges, erlaubt aber, die Zahl der zu untersuchenden Parameter deutlich zu reduzieren. Ergebnisse können damit auch auf unterschiedliche Größen übertragen werden, wenn die Bedingung geometrischer Ähnlichkeit gegeben ist [109]. Bei Erfüllung dieser Voraussetzung ist nur ein geometrischer Parameter zur Angabe der absoluten Größe notwendig. Für poröse Systeme ist in der Regel ein Porendurchmesser d_p bestimmbar, der sich als porencharakteristische Länge für die Errechnung der dimensionslosen Kennzahlen anbietet. Die damit gebildete Reynoldszahl ist von besonderem Interesse, weil mit ihr Strömungszustände charakterisiert und nach verschiedenen Bereichen wie zäher und zäh-turbulenter Durchströmung [109] eingeteilt werden können. Die Reynoldszahl beschreibt das Verhältnis von Trägheits- zu Reibungskräften.

Ein reales Fluid hat innere Reibung, die Schubspannungen zwischen den Fluidpartikeln erzeugt. Erfolgt die Bewegung der Fluidpartikel auf parallelen Bahnen in Fließrichtung, so wird die Strömung laminar genannt, sie liegt im Bereich zäher Durchströmung. Treten Wirbel auf, mit denen die Strömung überlagert wird, spricht man von turbulenter Strömung im zäh-turbulenten oder turbulenten Bereich. Der Übergang von laminarer zu turbulenter Strömung tritt ein, wenn das Verhältnis von kinetischer Energie zur Reibungsenergie eine bestimmte Größe überschreitet. Die Reynoldszahl Re erreicht dann einen Wert, der als kritische Reynoldszahl Re_{krit} bezeichnet

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

net wird. Für eine ausgebildete Rohrströmung beträgt $Re_{krit} = 2320$.

Die Reynoldszahl wird für den Fall der Strömung durch kreisrunde Rohre oder Poren wie folgt berechnet [109] :

$$Re = \frac{d_p \cdot \bar{w} \cdot \rho}{\eta} \quad (2.3.4-4)$$

Darin ist \bar{w} die mittlere Strömungsgeschwindigkeit

$$\bar{w} = \frac{\dot{V}}{A} \quad (2.3.4-6)$$

Laminare Rohrströmung wird also bei kleinen Rohrdurchmessern, geringen Geschwindigkeiten und/oder großen Zähigkeiten der Fluide vorliegen. Der oben genannte Wert $Re_{krit} = 2320$ für den Strömungsumschlag im Rohr von laminar zu turbulent gilt für eine stationäre, isotherme und ausgebildete Strömung eines inkompressiblen, newton'schen Fluids. Ausgebildet heißt, dass das Strömungsprofil seine endgültige Form erreicht hat und sich nicht mehr ändert. Nach [32] gilt für die Länge der Einlaufstrecke L_E bei Rohren für laminare Rohrströmung mit $Re < 2320$

$$\frac{L_E}{D} = 0,06 Re \quad (2.3.4-7)$$

und für turbulente Rohrströmung mit $Re > 2320$

$$\frac{L_E}{D} = 0,6 Re^{0,25} \quad (2.3.4-8)$$

Für die Schichtenströmung in Kreiszyklindern lässt sich ein parabolisches Geschwindigkeitsprofil herleiten mit der größten Geschwindigkeit in der Rohrmitte. Durch Integration über den Strömungsquerschnitt erhält man den Volumenstrom, der eine starke Abhängigkeit vom Rohr- bzw. Porendurchmesser zeigt. Diese Gleichung wurde von Hagen und Poiseuille hergeleitet.

$$\dot{V} = \frac{\Delta p \cdot \pi}{128 \cdot L \cdot \eta} \cdot d_p^4 \quad (2.3.4-9)$$

Bemerkenswert ist die starke Abhängigkeit des Volumenstroms vom Porendurchmesser; für die mittlere Geschwindigkeit erhält man:

$$\bar{u} = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\Delta p \cdot d_p^2}{32 \cdot L \cdot \eta} \quad (2.3.4-10)$$

Aufgrund der Überlegung, dass bei turbulenter Strömung die kinetische Energie in innere Reibung umgewandelt wird und dass diese Energie mit dem Quadrat der Geschwindigkeit ansteigt, wird gefolgert, dass der Druckabfall mit dem Quadrat der Geschwindigkeit ansteigt.

Für die Rohrströmung wird der Druckabfall berechnet mit Hilfe der Rohrreibungszahl λ , die von der Reynoldszahl abhängt:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L}{d_p} \cdot \frac{\rho}{2} \cdot \bar{u}^2 \quad (2.3.4-11)$$

Der Ansatz soll auch den laminaren Bereich abdecken. Aus (2.3.4-10) und (2.3.4-11) folgt dann für die voll ausgebildete laminare Porenströmung

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \quad (2.3.4-12)$$

Für poröse Medien (Schüttungen aus gebrochenem Mahlgut) mit enger Korngrößenverteilung entwickelte Ergun für den Reynoldszahlbereich $3 \leq \text{Re}_p \leq 10^4$ die Gleichung

$$\lambda = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{\text{Re}} + 1,75 \quad (2.3.4-13)$$

Zur Charakterisierung von undefinierten Poren in einer Schüttung wurde beim Aufstellen der Relevanzliste eine Porenweite d_p genannt, siehe dazu auch die Gleichungen (2.1-3) und (2.1-4). Betrachtet man die Durchströmung der Pore, so bietet sich der hydraulische Durchmesser d_h an, der in der Strömungstheorie für Gerinne, Kanäle und Poren eingeführt ist, wenn deren Querschnitte von der Kreisform abweichen.

$$d_h = \frac{4 \cdot \text{durchströmte Querschnittsfläche}}{\text{benetzter Umfang}} = \frac{4A}{U} \quad (2.3.4-14)$$

Unter Berücksichtigung der Schütthöhe werden aus Querschnittsfläche der Poren und benetztem Umfang Porenvolumen und Partikeloberfläche der Schüttung S_V

$$d_h = \frac{4 \cdot \text{Porenvolumen}}{\text{Partikeloberfläche der Schüttung}} = 4 \cdot \frac{V_H}{S_V} \quad (2.3.4-15)$$

sowie mit der Porosität ε

$$d_h = 4 \cdot \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \cdot S_V \quad (2.3.4-16)$$

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

Das stark idealisierte Modellsystem aus parallelen, kreiszylindrischen Poren zur Herleitung der Gleichung (2.1-2) kann der Realität angepasst werden durch Berücksichtigung der tatsächlichen Strömungslänge, die größer ist als die Haufwerkshöhe L . Es wird ein Faktor $\mu > 1$ angenommen der neben der tatsächlichen Strömungslänge auch die Partikelform und die Struktur des Haufwerks berücksichtigt. Berücksichtigt man in (2.1-4) den hydraulischen Durchmesser (2.3.4-16) und den Faktor μ , so erhält man die als Carman-Kozeny-Gleichung bekannte Beziehung

$$K_D = \frac{\varepsilon^3}{K_f \cdot (1-\varepsilon)^2 \cdot S_V^2} \quad (2.3.4-17)$$

die entsprechend den genannten Überlegungen nur für zähe Durchströmung des Porensystems gilt, bei welcher der Durchströmungswiderstand praktisch nur auf Reibungskräften beruht.

Die Strömung in Filtermitteln und Filterkuchen ist wegen der unscharfen Kenntnis von Porengrößen, Porengrößenverteilung und Porenform nur unvollkommen beschreibbar. Verschiedene Modelle sind bekannt, wobei zur Modellierung Vereinfachungen unverzichtbar sind. Weit über den in Tabelle 1-1 beschriebenen Bereich an Flüssigkeitsdurchsatz gilt die Aussage, dass die Strömung durch die Kanäle zähigkeitsdominiert ist. Die Modellierung erfolgt anhand der Carman-Kozeny-Gleichung (2.3.4-17) [84-S144].

Die unvollkommene Kenntnis der Strömung durch die Poren findet ihren Niederschlag in zahlreichen Arbeiten zur Bestimmung der Verteilung der Strömungsgeschwindigkeit durch diese Poren, wobei in neuerer Zeit CFD-Rechnungen hier erhebliche Hilfe bieten [99].

Die Strömung durch Filtergewebe ist ein grundlegender Teil der Charakterisierung von Filtermitteln. Widerstände (Anmerkung: discharge coefficient) wurden gemessen und über der Reynoldszahl aufgetragen. Auf Basis dieser Ergebnisse kann ein Durchflusswiderstand für Gewebe berechnet werden als Funktion der Reynoldszahl im Gewebe [28-S282, 58-S140, 96]. Die Reynoldszahl wird definiert mit dem Porendurchmesser der für genauere Ergebnisse je nach Gewebeart korrigiert wird und der Durchflussgeschwindigkeit durch die Pore. Neuere Arbeiten [99] stellen Rechnungen ebenfalls zu Monofilamenten in Leinenbindung vor zusammen mit CFD-Berechnungen der Durchströmung. Im letzteren Fall und bei vergleichbaren Arbei-

ten wird die Durchströmung von monofil begrenzten Elementarmaschen (Bild 2-8) untersucht.

Die Reynoldszahl dieser Elementarmaschen wird berechnet aus dem hydraulischen Durchmesser der Maschen und der linear errechneten Durchflussgeschwindigkeit durch die Maschen. Es wird in den genannten Strömungsberechnungen auf Anlaufvorgänge insbesondere in den trichterförmigen Maschengeometrien nicht eingegangen. Die CFD-Rechnung zeigt aber bei den Elementarmaschen die zu erwartende weiträumige Strömungsbeeinflussung stromaufwärts [99], die bei mehreren hintereinander liegenden Poren, wie sie in Filtergeweben vorliegen, sicher deutlich gestört wird. Ein hydraulischer Durchmesser wird für die Poren bei derartigen Elementarmaschen (Bild 2-8) mit einigen vereinfachenden Annahmen errechnet [28, 99]. Das Konzept des hydraulischen Durchmessers d_h ist aus den Gesetzmäßigkeiten der Kanalströmung abgeleitet, die Voraussetzungen dazu wurden vorgestellt. Diese Voraussetzungen dürften bei den Elementarmaschen näherungsweise gelten, sie sind bei Durchströmung eines Porenraumes auch nicht näherungsweise erfüllbar [22-S305, 84-S141]. Filtermittel stellen solche Porenräume dar. Die Poren gehorchen einer bestimmbaren Porengrößenverteilung (PoGV), für die als repräsentativer Durchmesser ein nomineller oder mittlerer Durchmesser d_n eingeführt ist, siehe 2.3.6. Die Porengrößenverteilung wird zu einer vergleichbaren Verteilung der Strömungsgeschwindigkeiten führen. Eine zusätzliche Variation der Strömungsgeschwindigkeiten innerhalb der Filtergewebe kommt in realen Fällen daher, dass das Fluid nicht nur in Richtung der Strömungsrichtung durch das Gewebe fließt, sondern auch entlang von quer zur Hauptströmungsrichtung orientierter Poren fließt [110].

2.3.5 Filtermittelwiderstand als reiner Durchströmungswiderstand

Die Durchströmung von flächigem Textilgut mittels Luft wurde theoretisch erfasst [22] und dargestellt. Die dort vorgestellten Ergebnisse zeigen eine nichtlineare Abhängigkeit des Durchströmungswiderstandes von der Durchströmungsgeschwindigkeit. Diese Nichtlinearitäten werden dargestellt im Bereich von Reynoldszahlen wie sie bei der Durchströmungsmessung von Geweben typischerweise gemessen werden [22-S365]. Diese Reynoldszahlen werden mit der effektiven Durchströmungsgeschwindigkeit in den Haufwerksquerschnitten und mit dem Faserdurchmesser errechnet [22-S364].

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

Von den Herstellern der Filtermittel werden Messungen der Luftdurchlässigkeit vorgelegt, die nach DIN-ISO 9237 durchgeführt werden sollen. Die von der Norm empfohlenen Prüfbedingungen für Messungen an textilen Flächengebilden sind: eine Prüffläche von mindestens 20 cm² und für technische Flächengebilde ein Differenzdruck von 200 Pa. Die Norm schreibt vor, die Prüfung an unterschiedlichen Stellen der Messprobe mindestens 10-mal unter den gleichen Bedingungen zu wiederholen. Die ursprüngliche Forderung der DIN 53 887 nach 5 Messungen an verschiedenen Stellen wurde offensichtlich mit Rücksicht auf statistische Analysen der Ergebnisse [13] korrigiert. Diese Analysen berücksichtigen neben der Schwankungsbreite der Messtechnik die Variationen aufgrund der textiltechnischen Gründe, z.B. der Inhomogenität textiler Grundstoffe. Es ist bei der Verwebung nicht bekannt ob z. B. in der Kette bzw. im Schuss des Gewebes systematische Abweichungen vorliegen. Die daraus entstehenden Inhomogenitäten sollten erfasst werden, um die charakteristischen Daten des Gewebes gewährleisten zu können [13].

Die Brauchbarkeit dieser Messwerte der Gewebehersteller für die Luftdurchlässigkeit für eine Abschätzung der Filterfeinheit ist anerkannt, weil ein Gewebe hoher Luftdurchlässigkeit normalerweise größere Maschen hat, als eines mit einer niedrigen Luftdurchlässigkeit. Der Messwert für die Luftdurchlässigkeit dient daher im Alltag einem relativen Vergleich verschiedener Gewebe. Die Brauchbarkeit dieses Wertes für die Flüssigkeitsfiltration wird verneint [88-S188]. Bekannt ist aber, dass der Filtermittelleerwiderstand R_{M0} aus dieser Messung errechenbar ist [88-S188].

Messungen der Permeabilität oder des Durchflusswiderstandes werden für Gewebe aus Metall- oder Kunststoffdrähten, sowie für Sintermaterialien häufig vorgelegt in Standardwerken [61-S229] oder Filtermittel-Datentabellen der Filtermittelhersteller.

Die offene Fläche der Filtermittel wird fast nur für Siebgewebe, Metallgewebe und Schlitzsiebe genannt. Sie variiert zwischen einem Prozent für feine Siebgewebe und zwischen etwa 30 % und 50 % für andere Gewebe. Werte für die Porosität sind kaum genannt, sie variieren zwischen 30 % und 50 % für industrielle Filtergewebe aus Kunststoff. Wenn nichts anderes bekannt ist, könnte als durchschnittlicher Wert 40 % angenommen werden, vgl. Tabelle 6-1. Die Strömungsgeschwindigkeit in den Fadenzwischenräumen ist hoch.

Die Durchströmung des Filtermittels mit partikelfreiem Fluid ist prinzipiell vergleichbar mit der Durchströmung eines Blenden- oder Lochblechgitters. Grundle-

gende Strömungsuntersuchungen zu ebenen Gittern liegen vor [47], wobei die dort realisierte Porosität unter 10 % lag und damit die Filtermittel mit ihrer Porosität von etwa 35 bis 40 %, siehe 2.4.4., nur entfernt vergleichbar sind.

2.3.6 Porometrie im Filtermittel

Die Poren im Filtermittel sind, ebenso wie im Filterkuchen, nach ihrer Funktion von einem Fluid durchströmte, gewundene Kanäle [84-S140], vgl. auch (2.3.4-17). Die Poren sind üblicherweise durchlässig, aber meist von sehr unterschiedlicher Art. Durchgangsporen – Poren die etwa in Durchströmungsrichtung verlaufen – und quer zur Durchgangsrichtung verlaufende Poren sind miteinander verbunden. Der Querschnitt dieser Poren variiert stark [22-S305]. Die Porengrößenverteilung ist im Filtermittel nicht gleichmäßig. Ober- und Unterseite eines Gewebes haben bevorzugt große Poren, besser gesagt: Verschneidungstrichter durch die Verschränkung der Kett- und der Schussfäden miteinander. Im Mittelbereich der Gewebefolie sind die Poren eher eng verteilt. Mehrlagengewebe (DLW=double layer weave) bestehen aus mehreren Schichten unterschiedlicher Struktur und unterschiedlicher Porengrößenverteilung (Bild 2-12). Gewebe sind auch innerhalb ihres Rappports unregelmäßig.

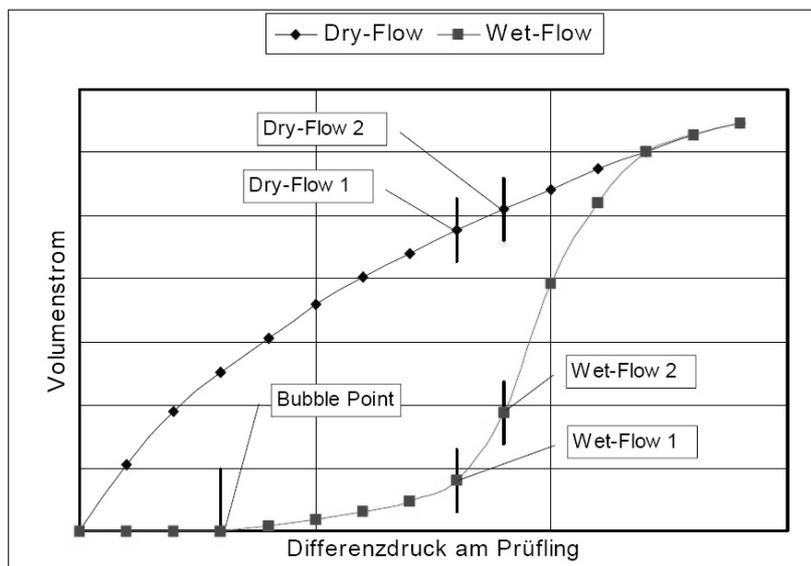


Bild 2-9 Druckverläufe bei der Porometrie [73]. Dargestellt ist der Verlauf beim Durchströmen einer trockenen Probe und wenn die Probe vorher benetzt wurde. Die Prüflüssigkeit muss eine geringe Oberflächenspannung und guten Benetzungseigenschaften haben.

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

Die Messung der Porengrößen und der Porengrößenverteilung (PoGV) in Filtermitteln ist seit Jahrzehnten bekannt (Bild 2-11). Die auf den Gasdurchfluss gestützte Porometrie geht bis 1908 zurück [2, 3]. Vorwiegend wird heute die druckabhängige Gasdurchströmung eines Mediums im trockenen und feuchten Zustand mittels Porometern durchgeführt [73]. Alternative Messverfahren beruhen auf dem Einleiten von Quecksilber in das Haufwerk (Porosimetrie), auf bildgebenden Verfahren durch Ausmessen von Querschnittsproben oder auf der Magnetresonanz-Spektroskopie (NMR), sowie auf Siebstests mit Partikeln wie z.B. Glaskugeln mit kontinuierlicher Durchmesser-Verteilung [30]. Die NMR ergibt nach derzeitigem Stand der Technik eine Auflösung bis in die Gegend von Voxel mit 40 μm Kantenlänge und ist deshalb für die Untersuchung feiner Gewebe etwa zwei Größenordnungen zu grob.

Bild 2-10
Messaufbau für
Bubble point Messung

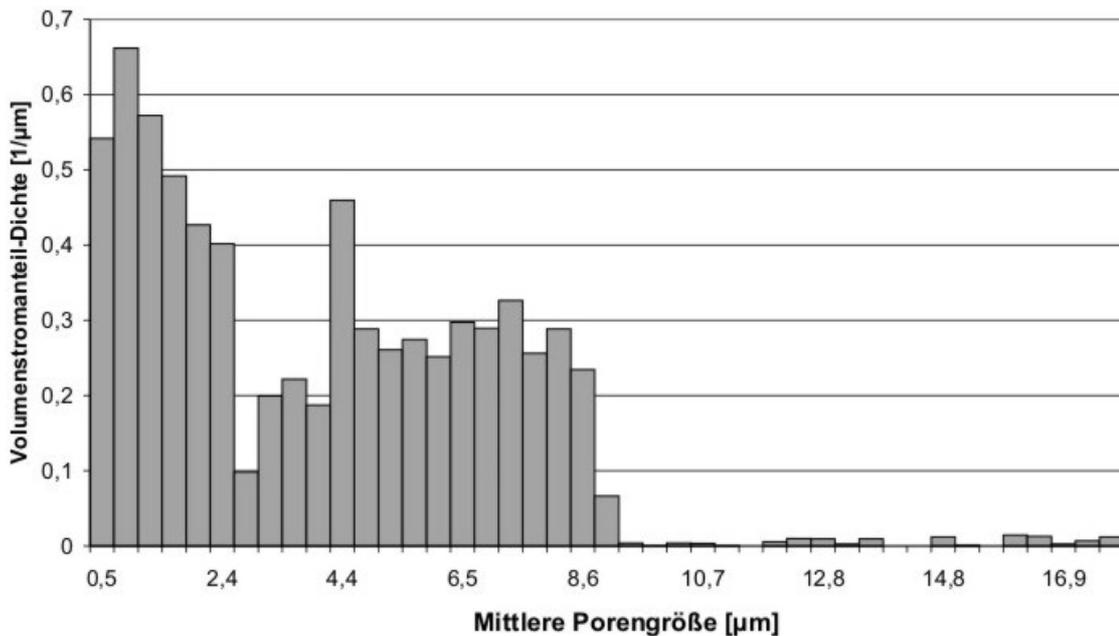
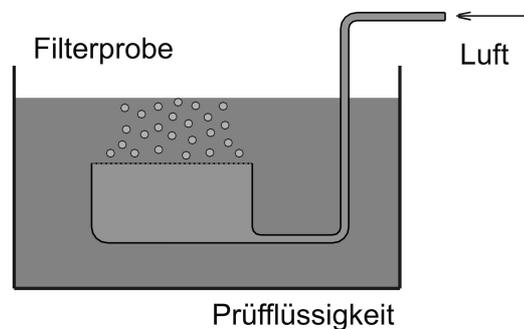


Bild 2-11 Porometrie
Porenverteilung eines dichten technischen Gewebes

Messergebnis der Porometrie mit Luft ist die permeabilitätsgewichtete Porengrößenverteilung, berechnet aus dem Wet-Flow, der Druck-Volumenstrom-Abhängigkeit der flüssigkeitsbenetzten Probe und dem Dry-Flow, entsprechend an der trockenen Probe gemessen (Bild 2-9) [73]. Weitere Ergebnisse sind der bubble point, also der Druckwert, bei dem die größte Pore der flüssigkeitsbenetzten Probe die erste Gasblase durchlässt. Daraus kann die maximale Porengröße bestimmt werden (Bild 2-10). Der Test gilt genau genommen nur bei kreisrunden, geraden Poren [30]. Die größte Pore in Filtermitteln ist auch aus dem kapillaren Eintrittsdruck bestimmbar [57]. Ausgewertet wird oft auch der Druck, bei dem der Wet-Flow die Hälfte des Dry-Flow's beträgt. Daraus wird eine nominelle bzw. mittlere Porengröße d_n errechnet [88-S190].

Theoretische Grundlage der Auswertung ist bei den meisten Verfahren die Durchströmung von kreiszylindrischen Poren, wobei die Abweichung der realen Poren vom Ausgangsmodell durch Anpassungsparameter erfasst wird [61-S56]. Die Bestimmung der Anpassungsparameter ist an die Vermessung von Proben mit bekannten Eigenschaften gebunden. Porometrische Messverfahren haben Schwächen [8-S123, 93-S5]. Angaben über die Toleranzen innerhalb eines Gewebeballs wurden publiziert als Hinweis auf die erforderliche Anzahl der Messungen [13].

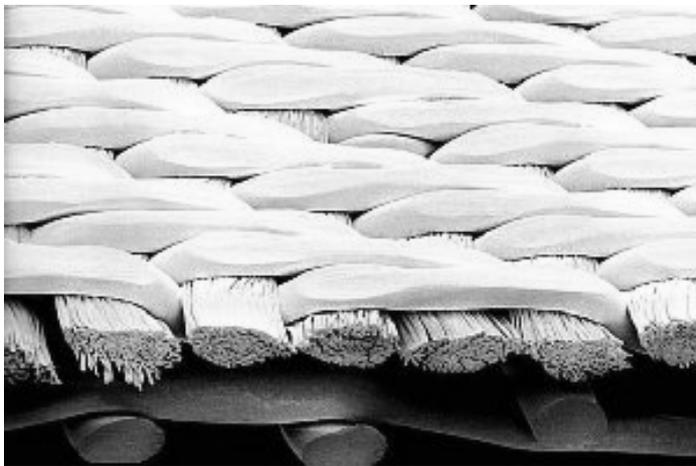


Bild 2-12 Industriegewebe zur Filtration, Gewebe M8 (Tabelle 5-3)
Maschenweite 20 μm . Robustes Gewebe mit doppellagigem Aufbau
Die grobe Unterlage bringt Stabilität und lässt Feinststoffe gut durch.

Die Durchströmungsporometrie zeigt gute und reproduzierbare Ergebnisse [93]. Der Vergleich verschiedener Messmethoden zeigt Unterschiede in den Ergebnissen [93].

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

Zur Korrektur der Theorie der geraden Poren auf die real verschlungenen Poren wird der bubble point mit einem Korrekturfaktor angepasst [93-S4].

Innerhalb eines Gewebetyps sind Abweichungen der Durchlässigkeit über die gesamte Gewebbahn üblich, weil textile Filtermittel teilweise deutliche Unterschiede in der Gewebedichte haben, sodass eine Mittelung über fünf Proben als nicht ausreichend angesehen wird [13]. Dazu kommt die Randwinkelproblematik der Benetzungsflüssigkeit.

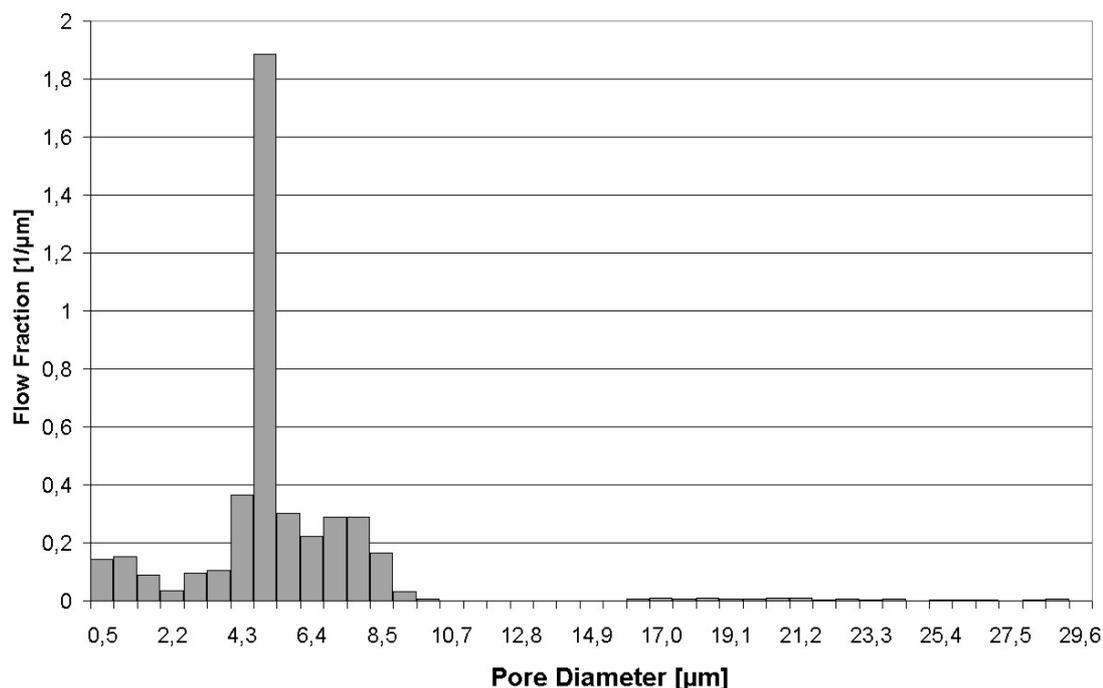


Bild 2-13 Sehr feines Industriegewebe

Die Porenverteilung zeigt neben dem deutlichen Maximum bei 5 μm noch einen Bereich bei 20 μm der für den Durchfluss und die Durchlässigkeit für Partikel von erheblichem Einfluss ist [105]

Die Breite der PoGV wird üblicherweise nicht angegeben. Aus dem bubble point wird die größte Pore errechnet. Der nominelle Porendurchmesser d_n ist davon ein bestimmtes, vom Gewebe abhängiges Maß entfernt. Die Verteilungsbreite lässt sich aber aus diesem Abstand zwischen bubble point und der mittleren Porengröße schlecht abschätzen. Eine regelmäßige Verteilung der Poren kann nicht vorausgesetzt werden. Dies ist aus Bild 2-13 [105] ersichtlich, bei dem neben dem deutlichen Maximum bei 5 μm noch eine Porenverteilung geringer Mächtigkeit um 20 μm gefunden wurde.

Auch die in dieser Arbeit vorgestellten Filtermittel (Tabelle 5-3) wurden mit der Porometrie untersucht. Der Abstand zwischen dem nominelle Porendurchmesser und der größten Pore wurde bestimmt. Für die Filtermittel in der Tabelle 5-3 sind dies 320 – 340 % für die Gewebe M6, M8 und M11, für das eng tolerierte Siebgewebe M5 sind es 17 %, für das Produkt P4 sind es partikelbezogen 274 %. In neuesten Messungen wurden 95 % des Luftdurchflusses beim Ende des Wet-Flow (Wet-Flow erreicht Dry-Flow-Durchsatz, Bild 2-9) zur Charakterisierung der Verteilungsbreite herangezogen. Dieser Wert wurde durch Messung der Partikelgängigkeit auch bestätigt [105]. Es scheint also angeraten, bei Filtergeweben aus dem Anteil von 95 % des Gesamtdurchflusses zur Gewebecharakterisierung einen d_{95} zu nennen; er liegt aus der Porometrie vor. Dann wäre der Abstand von d_{95} zu d_n ein aussagefähiger Richtwert als Anhaltswert für die Verteilungsbreite.

Absolute Werte für die Porosität der Filtermittel sind kaum publiziert, sie werden von Fall zu Fall bestimmt. Bei einzelnen Filtermitteltypen wie z.B. Schlitzblechen wird, ähnlich wie bei Siebgeweben, vom Hersteller die offene Fläche als Prozentwert genannt.

2.3.7 Interferenzschicht und Interferenzwiderstand

Einige Phänomene der Filtermittel-Filterkuchen-Wechselwirkungen sind aufgelistet [21, 36-S20, 96]. Gezeigt werden z. B. auch die Verschmutzungsneigung verschiedener Filtermittel im zyklischen Gebrauch und die Neigung des Filterkuchens zum Haften auf dem Filtermittel [74]. Eine Optimierung des Filtermittels an den Filtrationsprozess ist in den in [67] beschriebenen Filterversuchen erwähnt; dort wird auf diese Optimierung nicht näher eingegangen. Wechselwirkungen von Feststoff und Filtermittel, vorzugsweise die bleibende Verstopfung des Filtermittels im Gebrauch, sind in [11, 74, 76] vorgestellt. Dabei wird auf unterschiedliche Widerstände aufgrund unterschiedlicher Verstopfungsneigung [24] hingewiesen. Die Auswirkungen der Wechselwirkung Feststoff-Filtermittel in den ersten Partikelschichten werden von Rushton für einfache monofile Gewebe beschrieben [28-S273ff].

Die Prinzipien der Wechselwirkungen an den Grenzflächen von Partikeln in wässriger Lösung sind ausführlich untersucht und bekannt. Sie werden mit der allgemein akzeptierten DLVO-Theorie beschrieben [56]. Von den Autoren der Theorie werden

2.3 Filtermittel für die Kuchenfiltration

die Kräfte zwischen den suspendierten Partikeln als Wechselspiel zwischen Van-der-Waals'scher-Anziehung und elektrostatischer Abstoßung berechnet. Es liegen umfangreiche Untersuchungen vor zum Einfluss der Grenzflächenkräfte auf die Filtrierbarkeit von Suspensionen. Die Aussagen dieser Untersuchungen sind widersprüchlich [65]. Die Wechselwirkung an den Grenzflächen von Partikeln und Filtermitteln (Bild 2-14) sollten ähnlichen Prinzipien gehorchen. Auch diese Wechselwirkungen sind durch Untersuchungen beleuchtet worden. Dabei wurden Filtermittel durch CO₂-Plasmabehandlung und anschließender Pfropfung durch Polyethylenimin modifiziert. Diese Behandlung veränderte die Oberflächenladung in einer wässrigen Lösung. Mit dieser Modifikation konnte die unterschiedliche Filtrierbarkeit einer Suspension auf geometrisch gleichen Filtermitteln deutlich gemacht werden [72].

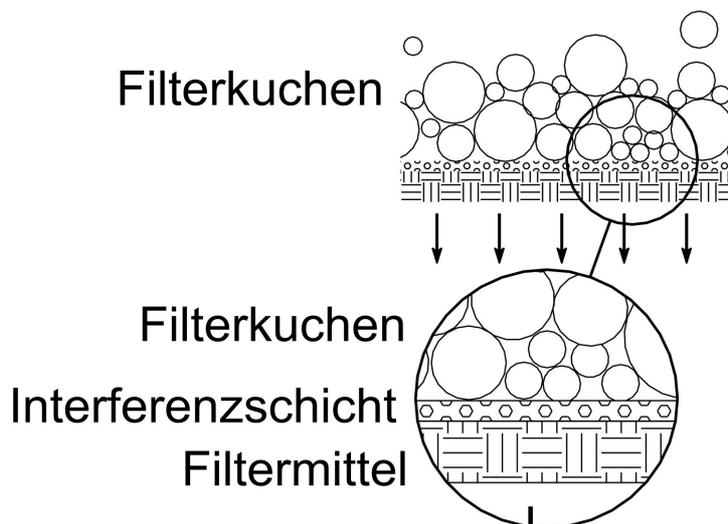


Bild 2-14 Die vergrößerte Darstellung der Kuchenfiltration von Bild 1-1a zeigt, dass zwischen Filterkuchenschicht und Filtermittelschicht die Interferenzschicht liegt

In der allgemeinen Filtergleichung (2.1-7) ist für den Durchflusswiderstand die Summe aus dem zeitlich veränderlichen Filterkuchenwiderstand $R_K(t)$ und dem als konstant angesehenen Filtermittelwiderstand R_M genannt.

Der Filtermittelwiderstand R_M wird in der Regel als konstant angesehen. Er variiert aber bei jedem Filtermittel in Abhängigkeit von den Filtermitteleigenschaften und vom Feststoff, der auf diesem Filtermittel abgeschieden wird [62-S6, 67-S52]. Kon-

stant im Rahmen der Gleichmäßigkeit der Filtermittel ist der Filtermittelleerwiderstand R_{M0} . In dieser Arbeit wird der Widerstand R_M in der Gleichung (2.1-7) erweitert und aus mehreren Teilwiderständen zusammengesetzt. Diese Teilwiderstände werden zusammengefasst hier als Interferenzwiderstand R_{MI} nach (1.1-1) vorgestellt.

Folgende Teilwiderstände sind in R_M enthalten oder prinzipiell möglich (siehe auch 2.3.1).

- 1) Durchflusswiderstand R_{M0} des reinen Fluids [1]
- 2) Verstopfung der Oberflächenporen die von den Filtermittelfäden gebildet werden [36]
- 3) Verstopfung der Filtermittelinnenstruktur [74, 11]
- 4) Ablaufwiderstand zwischen den Auflageflächen des Filtermittels auf der Unterlage [36-S20]
- 5) Ablaufwiderstände der Filtratableitung [24, 39, 104]
- 6) Grenzflächeneffekte zwischen Fluid und Filtermittel [5, 6]
- 7) Luft die in der Flüssigkeit gelöst ist und die beim Druckabfall des Fluids im Kuchen ausgast [36]
- 8) Grenzflächeneffekte zwischen Filtermittel und Feststoff: Zetapotential, Reibung zwischen Partikel und Filtermittel [88-S180, 72].
- 9) Beschleunigung zu Beginn der Filtration

3 Überlegungen zum Interferenzwiderstand

3.1 Kugel-Loch-Modell

An einer einfachen Modellsuspension werden die Vorgänge bei der Partikelbeladung der obersten Filtermittelschicht betrachtet. Diese Suspension besteht aus exakt monodispersen kugelförmigen Partikeln mit dem Durchmesser d_x und einem Filtermittel in Form einer Lochplatte. Die Poren werden durch eine Rundlochung im 60° -Muster realisiert. Alle Löcher haben denselben Durchmesser d_p . Die Mittelpunkte dreier benachbarter Löcher bilden ein gleichseitiges Dreieck (Bild 3-1). Die Teilung, gemessen als Dreiecksseite, beträgt t .

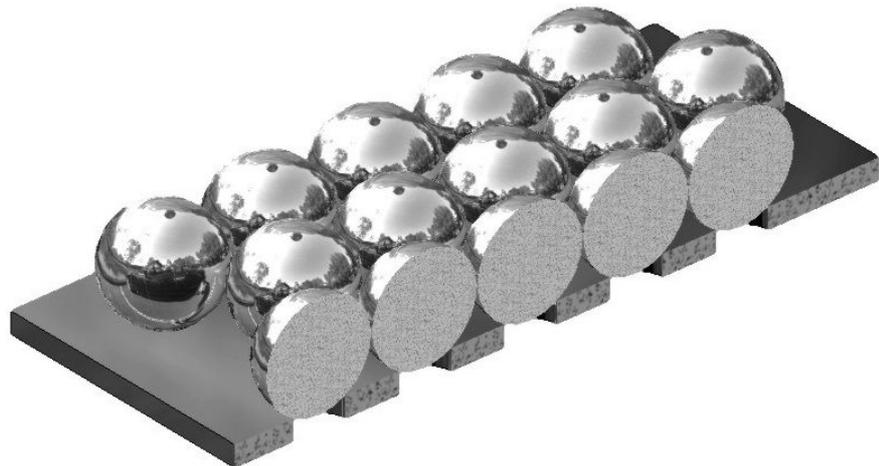


Bild 3-1 Das Kugel-Loch-Modell KLM

$$t = \text{const} \quad (3.1-1)$$

Die Teilung wird für die hier vorgestellten Betrachtungen vorerst als konstant angesehen. Für eine ausreichende Stabilität der Lochplatte müssen zwischen diesen Poren genügend breite Stege stehen bleiben:

$$d_p < t \quad (3.1-2)$$

Bei diesem Kugel-Loch-Modell (KLM) werden anziehende und abstoßende Kräfte sowie Verformungen nicht berücksichtigt. Auch eine Brückenbildung geht nicht in

das Modell ein. Die Beispiele sind den tatsächlichen Bedingungen angenähert. So sind bei industriellen Filtermitteln im Allgemeinen die Porenabstände deutlich größer, als die durchschnittlichen Partikelgrößen. Diese Tatsache sollte bei den kommenden Betrachtungen bedacht werden.

3.1.1 KLM mit monomodalen Partikeln

Fall A

Es gilt im Fall A immer (3.1.1-1):

$$d_x \leq t \quad (3.1.1-1)$$

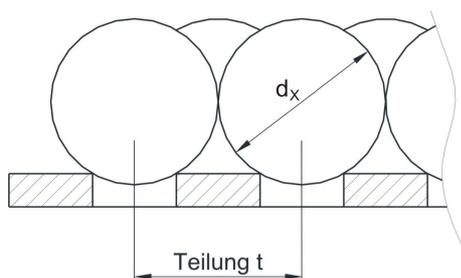


Bild 3-2 Lochplatte als Filtermittel mit Kugelpartikeln d_x

$$d_x = t$$

$$d_p = \frac{t}{2}$$

Im Bild 3-2 hat das Filtermittel rund 23 % offene Fläche und einen mäßigen Durchflusswiderstand R_{M0} gegen reines Fluid. Das Filtermittel wird beim Aufbringen einer Suspension durch den Feststoffeinfluss sofort undurchlässig, weil die Partikel mit dem Durchmesser $d_x = t$ jede Pore verschließen. Der Filtermittelwiderstand R_M geht gegen Unendlich (Bild 3-1), der Durchfluss geht für diesen Fall $d_x = t$ auf Null (Bild 3-5).

Weitere Betrachtungen. Es gelte:

$$0 < \frac{d_p}{d_x} \leq 1 \quad (3.1.1-2)$$

Es tritt überwiegend das bereits beschriebene Absperren ein (Bilder 3-2 und 3-3). Dabei ist es möglich, dass die Kugeln mit einem gewissen Zwischenraum in die Poren eingespült werden (Bild 3-3).

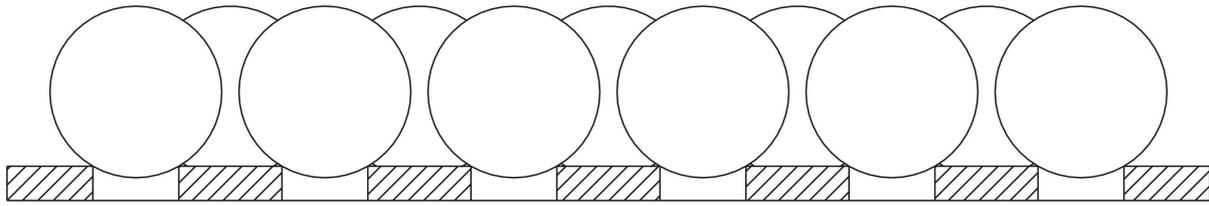


Bild 3-3 Lochplatte mit Kugelpartikeln $d_x < t$ und $d_p < d_x$

Eine gewisse Sonderstellung nimmt der Fall ein:

$$\frac{d_p}{d_x} \ll 1 \quad (3.1.1-3)$$

bei dem die Poren sehr viel kleiner als die Partikel sind. Hier ist die Fixierung der Partikel in den Poren gering. Bei diesen relativ kleinen Porendurchmessern ist die reguläre Anordnung der Kugeln über den Poren wegen des zufälligen Zuströmens der Kugeln unwahrscheinlich, sodass die vollständige Verstopfung kaum eintritt. Die Partikel stören sich gegenseitig beim Einlagern durch die geringe Auflage in den Poren. Für den Fall, dass d_x deutlich kleiner als t ist, aber größer als d_p ,

$$d_p < d_x \ll t \quad (3.1.1-4)$$

stören einmal in die Poren eingelagerte Partikel das Einlagern in benachbarte Poren und das Auftreten von Verstopfungen ist ebenfalls wenig wahrscheinlich.

Schließlich erfolgt für Partikel kleiner als Poren,

$$\frac{d_x}{d_p} < 1 \quad (3.1.1-5)$$

nur Trüblauf und kein Absperren, da Brückenbildung ausgeschlossen wird.

Fall B

Es gilt im Fall B immer (3.1.1-6):

$$d_x > t \quad (3.1.1-6)$$

Wird der Partikeldurchmesser auch nur geringfügig vergrößert, bzw. die Lochteilung etwas verringert, so wird der Fluss drastisch ansteigen. Eine Verstopfung tritt nicht auf. In diesem Fall verhindert die erste in einem Loch abgelagerte Kugel, dass die benachbarten Löcher vollständig verschlossen werden (Bild 3-4). Hier ist an der linken Unterseite der Kugeln ein Spalt zu sehen, der von links – völlig schließende Kugel – nach rechts zunimmt. Dieser Effekt ist rein geometrisch und unabhängig von Haft- oder Reibungskräften der Kugeln aneinander.

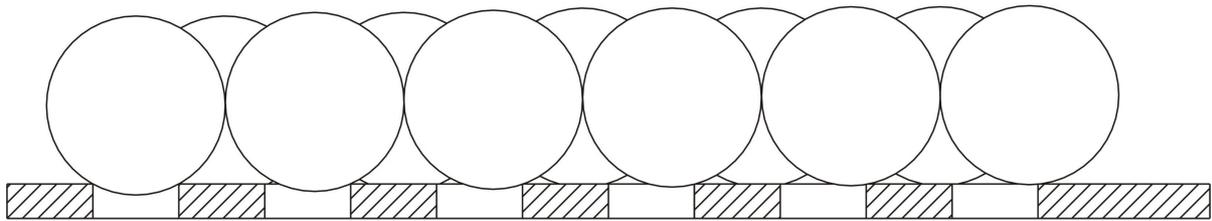


Bild 3-4 Lochplatte mit Kugelpartikeln $d_x > t$

Für die Fälle A und B wird der Durchfluss in Abhängigkeit von Partikeldurchmesser d_x und Teilung t für eine bestimmte Porengröße in den Bildern 3-5 und 3-6 beispielhaft und qualitativ dargestellt.

Für eine Porengröße ungefähr $d_p = 0,5 \cdot d_x$ gilt bei konstantem Partikeldurchmesser d_x für den Durchfluss in Abhängigkeit von der Lochteilung Bild 3-5.

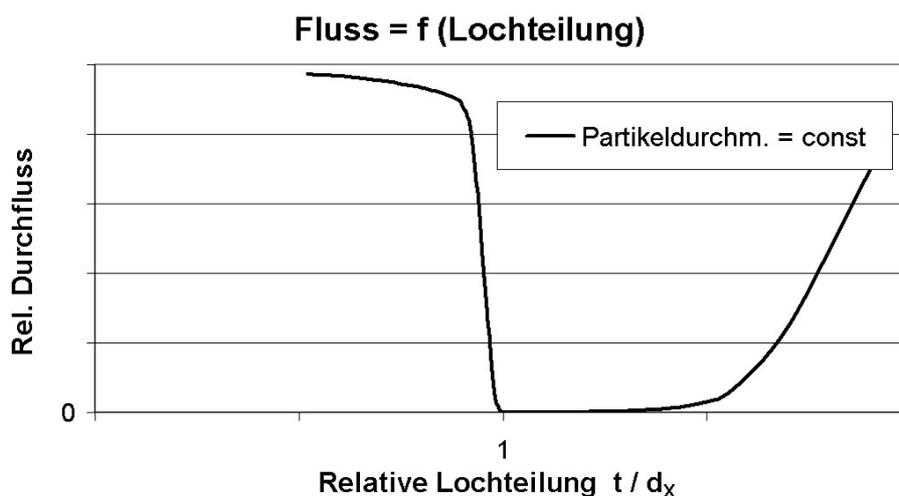


Bild 3-5 Qualitativer Verlauf des Durchflusses im KLM bei konstantem Partikeldurchmesser und variabler Teilung

3.1 Kugel-Loch-Modell

Für eine Porengröße ungefähr $d_p = 0,5 \cdot t$ gilt bei konstanter Lochteilung t für den Verlauf des Durchflusses in Abhängigkeit vom Partikeldurchmesser Bild 3-6.

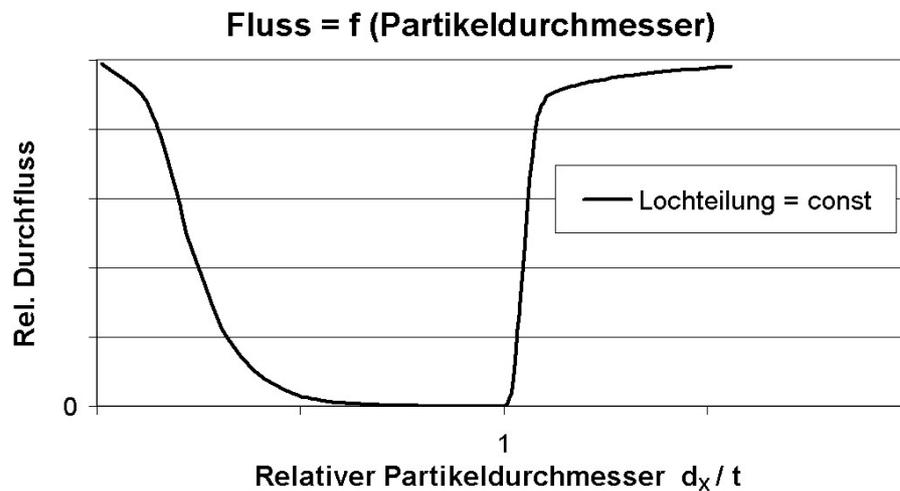


Bild 3-6 Qualitativer Verlauf des Durchflusses im KLM bei konstanter Teilung und variablem Partikeldurchmesser

In beiden Fällen ist bei diesem einfachen, sehr idealisierten KLM der stark nichtlineare Durchflussverlauf deutlich zu sehen, der dann eintritt, wenn der Partikeldurchmesser d_x oder die Teilung t im Verhältnis zueinander variieren. Diese Nichtlinearität zeigt deutlich die Schwierigkeit, den Interferenzwiderstand theoretisch zu bestimmen.

Fall C

Es gelten weiter die Voraussetzungen (3.1.1-1) und (3.1.1-2). Ein deutlicher Durchfluss wird auftreten, wenn sowohl der Partikeldurchmesser d_x als auch die Lochteilung t mit Toleranzen um den Nennwert streut (Bild 3-7). Diese Erscheinung ist erstmal erstaunlich. Bei Schwankungen des Partikeldurchmessers um den Wert d_x sollte eine sinnvolle und mögliche Annahme sein, dass die Schwankungen insgesamt zu Null aufsummiert werden. Da aber eine passende komplementäre Toleranz bei benachbarten Körpern nur als seltener Zufall zu erwarten ist, werden die ansteigenden Flüsse sowohl bei positiven als auch bei negativen Abweichungen überwiegen. Es tritt ein Durchflussminimum auf bei $d_x = t$.

Anhand des Diagramms in Bild 3-6 muss man zusätzlich im Fall C vermuten, dass der Fluss höher ist bei Partikeln die überwiegend größer als der Lochabstand sind, als wenn die Partikel kleiner als der Lochabstand sind (Bild 3-8).

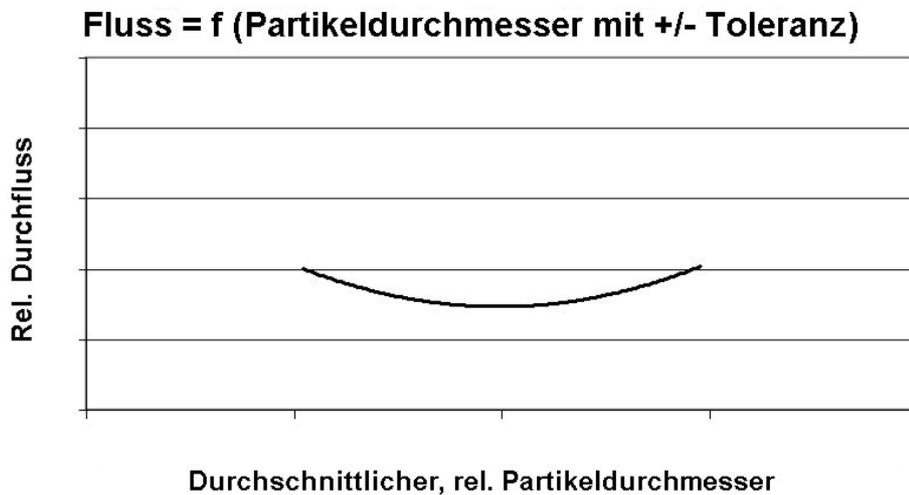
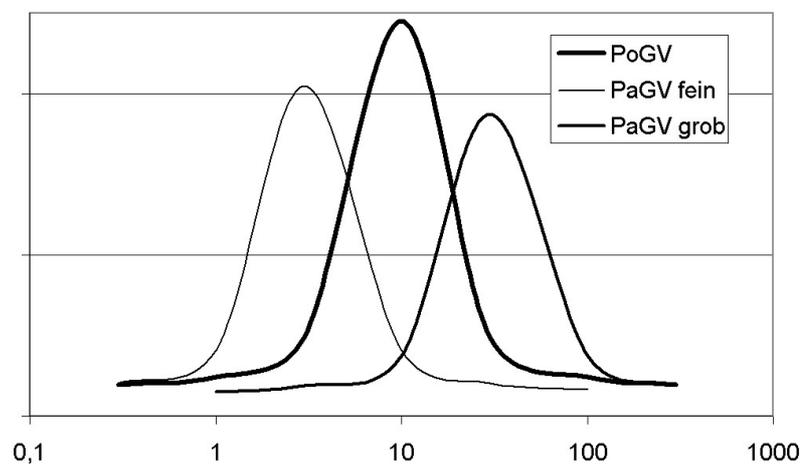


Bild 3-7 Qualitativer Verlauf des Durchflusses im KLM
Durchflusscharakteristik, wenn Partikelgröße und Lochabstand mit gewissen Toleranzen um den ursprünglichen Nennwert streuen.

Bild 3-8

Unterschiedliche Abweichungen der Partikelgrößenverteilung von der Porengrößenverteilung werden zu unterschiedlichen Durchflüssen führen (Qualitative Darstellung)



Es ist klar, dass die Elastizitätsmodi von Lochplatten- und Kugelmateriale sowie die oben ebenfalls erwähnten elektrostatischen Interaktionen einen gewissen Einfluss auf das Ergebnis haben.

3.1.2 KLM mit bi- und multimodalen Partikeln

Das vorgelegte Modell ist geeignet um eine gewisse Vorstellung darüber zu erhalten, dass ein Filtermittel (eine Lochplatte) mit sehr kleinen Poren, $d_P \ll d_X$, und ausreichendem Anteil an offener Fläche, d. h. bei recht dichter Lochung, $t \ll d_X$, bei Suspensionen mit Partikeln vom Durchmesser d_X einen guten, dauerhaften Durchsatz ergibt. Dies gilt zumindest, solange keine Verstopfungsgefahr auftritt. Sind dagegen kleine Partikel in der Größenordnung der Löcher vorhanden, so besteht wiederum die Verstopfungsgefahr, wie bei den anfangs genannten Beispielen. Für diese Verstopfung ist die Partikelfraktion knapp oberhalb der Porengröße verantwortlich.

Es gilt also zu überlegen was passiert, wenn in einem weiteren Experiment eine bimodale Partikelgrößenverteilung (PaGV), beispielsweise d_X und $0,1 \cdot d_X$, vorliegt mit $0,1 \cdot d_X < d_P \ll d_X$.

Betrachtet man dieses Beispiel mit $0,1 \cdot d_X < d_P \ll d_X$, so wird Verstopfung bei wenigen kleinen Kugeln nicht oder nur unmerklich stattfinden. Verstopfungen treten erst auf, wenn ein deutlicher Anteil an kleinen Partikeln vorliegt. Je größer dieser Anteil an kleinen Partikeln ist, umso deutlicher und schneller wird die Durchflussminderung feststellbar sein, weil mit steigendem Angebot an kleinen Partikeln die Löcher so schnell zugesetzt werden, dass die größeren Partikel ihren Störungseinfluss auf die Einlagerung der kleinen Partikel nicht zur Wirkung bringen können.

Liegt die Suspension dann mit drei oder mehr unterschiedlichen Durchmessern bzw. Durchmesserklassen vor, so zeigen diese Gedankenexperimente, dass Verstopfung umso schneller eintritt, je mehr Partikel mit einer Abmessung vorliegen, die wenigstens etwas, aber eindeutig größer ist als die der Poren. Aus letzterer Folgerung kann weiter geschlossen werden, dass bei näherungsweise Übereinstimmung von PoGV und PaGV eine schlechte Filtratleistung zu erwarten ist immer dann, wenn einer zahlen- bzw. flächenmäßig dominierenden Porengröße eine entsprechend zahlreiche, geometrisch etwas größere Partikelfraktion gegenübersteht. Abweichungen der PaGV davon nach oben oder nach unten werden zu besseren Flüssen führen.

Es kann damit gefolgert werden, dass die Durchflussleistung schlecht wird, wenn die Partikel überwiegend etwas kleiner sind als der Lochabstand des Filtermittels. Dies stimmt mit den Überlegungen zu den Verhältnissen mit monomodalen Elementen mit Maßtoleranzen überein.

3.1.3 KLM für eine stetige Partikelgrößenverteilung

In Weiterführung des KLM kann geschlossen werden, dass die Verstopfung bei statistischer Betrachtung umso weniger deutlich auftritt, je breiter die Porengrößenverteilung relativ zur Partikelgrößenverteilung ist, siehe oben.

Denkbar wäre es, zur Abschätzung der Verstopfungsgefahr durch eine Verhältnisrechnung aus Mittelwerten und Standardabweichungen von PoGV und PaGV eine Interferenzverhältniszahl IFv zu errechnen. Die Verschleifung wird dann umso deutlicher, d.h. das Minimum in Bild 3-7 wird immer flacher, je breiter die Standardabweichung von Partikel- oder Porenverteilung wird. Statt der Standardabweichung verwenden andere Autoren [105] für ähnliche Beurteilungen 95% des Durchflusses. Also könnte die IFv auch durch diese Größe gebildet werden. Berücksichtigt werden müssten hier auch die Mittelwerte x_{50} und d_{50} und vermutlich noch werkstofftechnische Parameter wie E-Modi und andere.

3.1.4 Abweichungen vom KLM

Nehmen Löcher oder Partikel oder beide komplexe Formen an (Langlöcher, fasrige Partikel und sonstige Formen), dann wird die einfache geometrische Betrachtung durch statistische Erscheinungen ersetzt. Solche statistischen Überlegungen wurden bereits angedeutet.

Die Porenform hängt zu einem großen Teil von dem verwendeten Gewebe ab. So wird ein Gewebe, das vorwiegend aus Maschen des Typs 4 besteht, nach den Vorstellungen des KLM einen dauerhaften Durchfluss gewährleisten. Von Geweben dieser Art, also von Körper- oder noch betonter von Atlasgeweben, ist bekannt, dass sie typischerweise hohe Durchflussleistungen ergeben. Auch multifile Garne haben durch die Filamente der Einzelgarne eine ähnliche Oberfläche wie Maschen des Typs 4 und bieten auch dann noch freie Durchlässe an, wenn viele feine Partikel sich auf der Oberfläche ablagern.

3.1.5 Praktische Erfahrungen

Das einfache Kugel-Loch-Modell ist also geeignet die Auswirkungen geometrischer Variationen auf den Filtermittelwiderstand abzuschätzen. Einerseits kann damit gut dargestellt werden, dass bei Gleichheit von Partikeldurchmesser und Lochabstand der geringste Durchfluss erfolgen wird. Andererseits zeigt dieses Modell, dass längliche Poren einen besseren Durchfluss beibehalten werden als Rundporen. Längliche Poren sind bei vielen Geweben zu finden. Spaltsiebe haben ausschließlich längliche Poren.

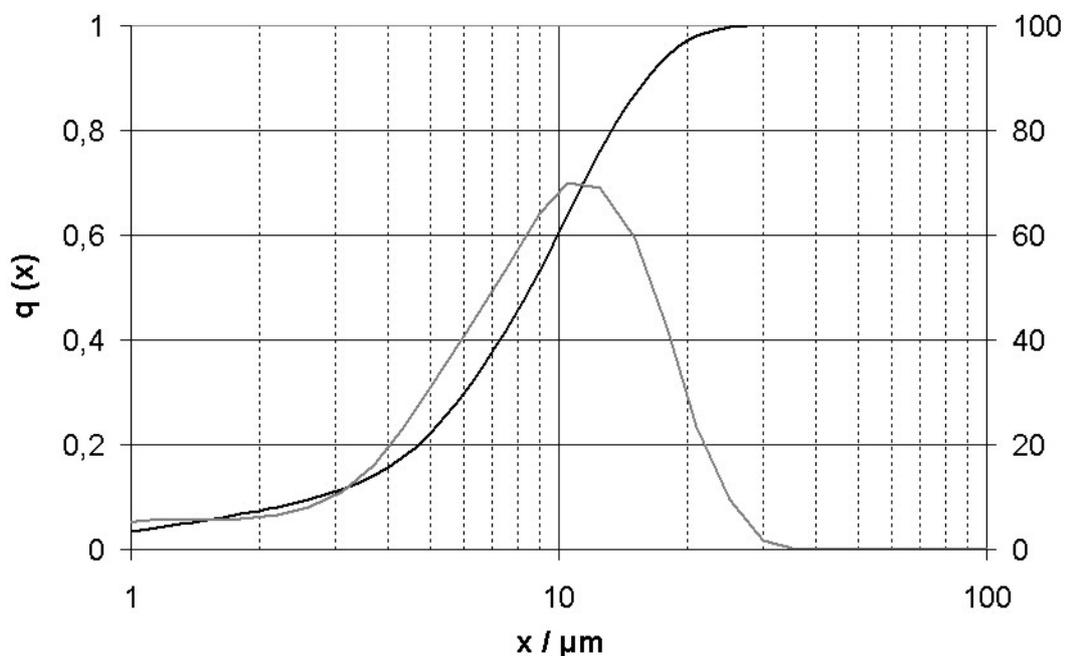


Bild 3-9 PaGV für Produkt P1, Potters Spherichel, x_{50} (lt. Hersteller) $10 \mu\text{m}$

Praktische Erfahrungen beim Vergleich zweier Gewebe werden im Folgenden anhand des KLM diskutiert. Dazu wurden Versuchen mit Glaskugeln, Produkt P1, x_{50} $10 \mu\text{m}$ (Bild 3-9) durchgeführt. Die Filtration erfolgte auf dem Siebgewebe M5 (Tabelle 5-3) und im Vergleich dazu auf dem Filtergewebe M6, das auf kontinuierlichen Bandfiltern eingesetzt ist. Das Gewebe M5 ist ein dünnes, monofiles Gewebe in Körperbindung, das speziell für Siebaufgaben geeignet ist. Das Gewebe M6 ist ein erheblich dickeres Doppellagengewebe. Dessen Abscheidefeinheit wird durch die multifile Garnlage in der oberen, filteraktiven Schicht bestimmt. Beide Gewebe haben nominell die gleiche Porenweite $7 \mu\text{m}$, die Luftdurchlässigkeit ist beim Siebgewebe M5 höher als beim Bandfiltergewebe M6.

Die Experimente ergaben bei gleichem Produkt und gleicher nomineller Porenweite stark unterschiedliche Filtermittelwiderstände, (Tabelle 3-1 und Bild 3-10). Dies wird zurückgeführt auf die sehr unterschiedliche Anpassung von Partikel- und Porengrößenverteilung (Bild 3-11 und Bild 3-12.)

Tabelle 3-1 Vergleich von zwei Geweben mit unterschiedlicher Anpassung der PaGV an die PoGV

Gewebe	M5 PETEX 07-5/1	M6 PP 05 8000 SK 007
Partikel, x_{50}	Spherichel, 10 μm	Spherichel, 10 μm
Poren d_n [μm]	7	7
Dicke [μm]	80	760
$RM_{0,L}$ [m^{-1}]	$1,39 \cdot 10^8$ niedrig	$3,70 \cdot 10^8$ höher, etwa 3 · PETEX
R_M [m^{-1}]	$4,35 \cdot 10^9$ sehr niedrig	$4,59 \cdot 10^{10}$ hoch, etwa 10 · PETEX
$R_M / RM_{0,L}$ [-]	47	85
h_K [mm]	6,3	7,3
h_{Ke} [mm]	0,40 sehr niedrig	3,16 hoch, etwa 8 · PETEX

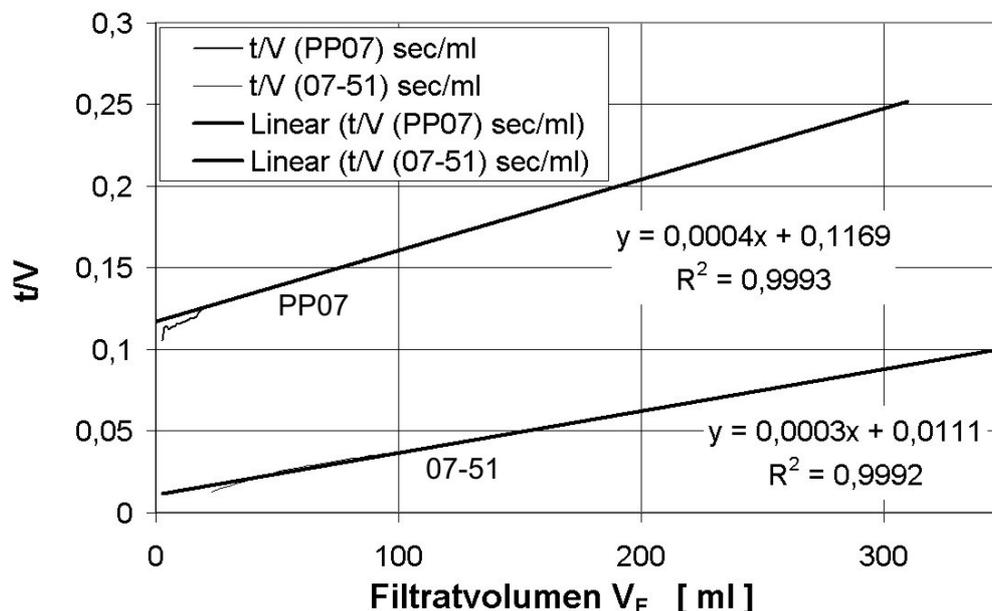


Bild 3-10 Vergleich von zwei Geweben mit unterschiedlicher Anpassung der PaGV an die PoGV

Die Porengrößenverteilungen der beiden Gewebe wurden gemessen. Sie sind in den folgenden Bildern 3-11 und 3-12 dargestellt. Es ist deutlich zu erkennen, dass das

3.1 Kugel-Loch-Modell

Siebgewebe M5 eine enge Porenverteilung um 8,3 μm hat. Das Filtergewebe M6 hat im Unterschied dazu einen engen Peak in der Porenverteilung bei 7 μm . Dieser ragt aus einer breiten Verteilung heraus, die von 7 μm bis über 20 μm reicht.

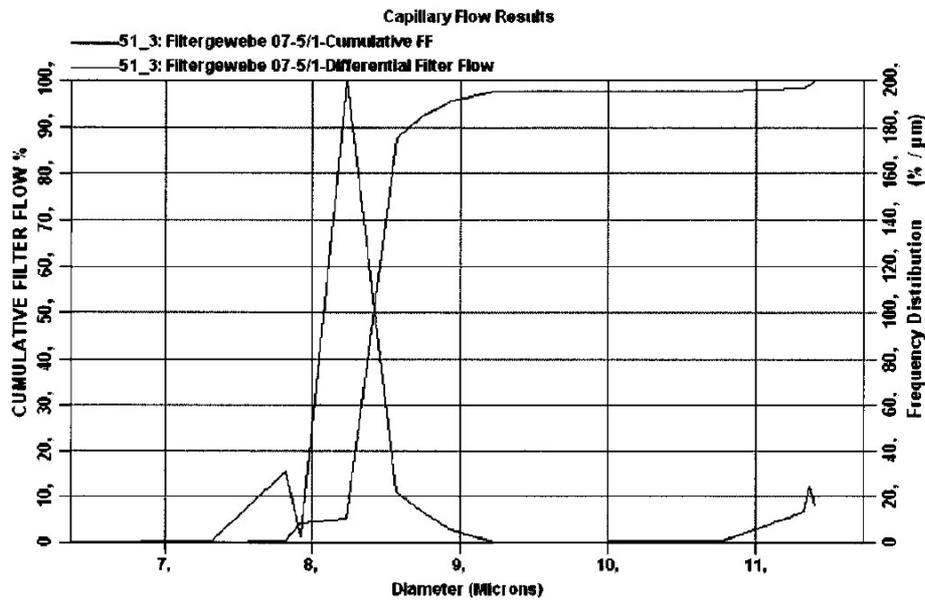


Bild 3-11 PoGV für Siebgewebe M5, PETEX 07-5/1

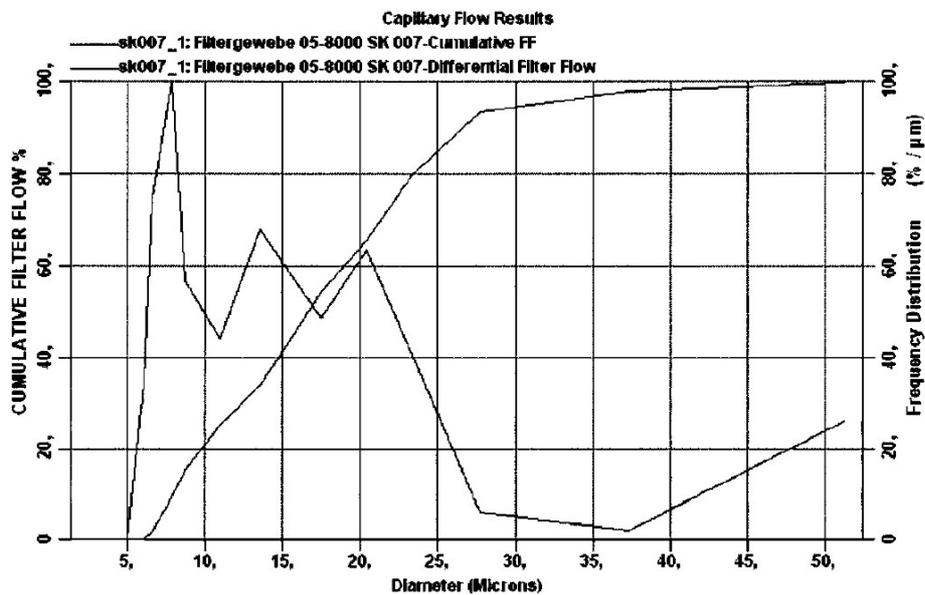


Bild 3-12 PoGV für Gewebe M6, 05 8000 SK 007

Ähnliche Ergebnisse wurden bereits früher dargestellt. Dabei wurde für monofile Gewebe und für Partikeldurchmesser größer als die Maschenteilung ein geringer

Widerstandszuwachs genannt. Die Partikel stören (interferes) das Anlegen weiterer Partikel an benachbarten Poren [28-S288]. Nähert sich der Partikeldurchmesser d_p der Maschenteilung, so steigt der Widerstand an, bis er ein Maximum erreicht bei Gleichheit von Partikeldurchmesser und Maschenteilung. Werden die Partikeldurchmesser kleiner als die Maschenweite, dann wird bleeding beobachtet. Ein maximaler Anstieg des Filtermittelwiderstandes mit Feststoffkontakt bis zur Größe des sechsfachen Wasserwertes wird berichtet [28-S288].

Bei feinen Partikeln – x_{50} deutlich unter $20\ \mu\text{m}$ durchschnittlicher Partikelgröße – sind die nominellen Maschenteilungen (Fadendurchmesser plus nomineller Maschenweite) größer als die mittlere Partikelfeinheit x_{50} . Allenfalls die eng beisammen liegenden Filamente der multifilen Einzelfäden in den bevorzugt verwendeten Geweben könnten engere Maschenteilungen simulieren. Hier könnte eine Realisierung des KLM mit ähnlicher Größe von Maschenteilung und Partikel auftreten. Dies gilt bevorzugt dann, wenn eine stabilisierte Suspension aus Einzelpartikeln vorliegt.

Festzustellen bleibt noch, dass die Vorstellungen des KLM insbesondere dann zum Tragen kommen, wenn stabilisierte Suspensionen vorliegen. Dies gilt im Hinblick auf die Verstopfung der offenen Poren nicht nur für Filtermittel, sondern auch für Filterkuchen. Dagegen ist sicher, dass das KLM bei einer Flockung der Partikel praktisch nicht zu realisieren ist, auch wenn die geometrischen Bedingungen erfüllt sind. Daher sollten runde Poren, wie sie bei manchen Filtermembranen eingeführt sind, insbesondere bei Partikeln wie beispielsweise Hefe, besser nicht verwendet werden. Hier dürfte eine mit dem KLM beschreibbare Verstopfungsneigung auftreten. Derartige Problemfälle sind aus der betrieblichen Praxis bekannt. So hatte beispielsweise bei einer Druckfiltration eine Suspension aus nahezu monodispersen, kugeligen Metallpartikeln mit sehr schwachem Agglomerationsverhalten zu passablen Filterleistungen im Laborversuch geführt. Dagegen war schon bei der Pilotierung die Filterleistung praktisch null. Als Ursache wurde das Aufbrechen der Agglomerate nachgewiesen, das als Folge von Turbulenzen in der Suspensionspumpe und in der Suspensionszuleitung entstand. Dagegen hatte die kurze Beruhigung der Suspension in der Laborfilternutsche zwischen Füllen und Filtrationsstart zur Agglomeration der Partikel geführt, die eine Verstopfung des Filtermittels verhinderte und einen positiven Filtrationstest ergab.

3.2 *Brückenbildung*

Im KLM wird die Vorstellung der Brückenbildung weitgehend außer Acht gelassen, lediglich Hinweise auf Reibungs- und Hafteffekte sind genannt. Es ist sicher, dass Brückenbildung eintreten kann – die Erfahrung und Ergebnisse der später beschriebenen Messungen mit Gewebe M11 (Tabelle 5-3) und Produkt P4 (Tabelle 5-2) zeigen, dass bei einer nominellen Maschenweite von 155 μm und Partikel mit einem x_{50} -Wert von 22 μm eine Kuchenbildung möglich ist, jedoch bei deutlichem Trüblauf zu Beginn der Filtration (Bild 6-16). Außerdem tritt ein Ausspüleffekt von kleineren Partikeln auf.

Es wurde bereits erwähnt, siehe 2., dass der Anstieg des Durchflusswiderstandes beim Vorhandensein von Feststoffen einer Brückenbildung [36-S43] zugeschrieben wird. Wenn sich Brücken bilden, dann entstehen diese über den Poren die der Filtratabfuhr dienen. Dadurch sollten die Poren hinter diesen Brücken frei sein und das Filtrat widerstandsarm abfließen können, vergleichbar mit einem Abflussgitter, das die Verstopfung des Abflusses ja gerade verhindern soll. Ein drastischer Anstieg des Filtermittelwiderstands kann mit dieser Überlegung nicht nachvollzogen werden.

Nun kann behauptet werden, dass die Brückenbögen durch feine Partikel verstopft werden. Dann aber ist der Aufbau der Partikelschicht vergleichbar mit dem Rest des Filterkuchens. Es ist wieder nicht nachzuvollziehen, warum jetzt der Filtermittelwiderstand einen drastisch ansteigenden Wert haben sollte [36].

Ein Vergleich von zwei deutlich unterschiedlichen Geweben verdeutlicht die Argumentation. Im Bild 3-13 sind zwei Messreihen dargestellt. Vermessen wurde das Gewebe M9 mit 20 μm nomineller Porenweite, das mit einer Suspension beaufschlagt wurde deren Partikel (Produkt P4) eine mittlere Korngröße von 22 μm hatten (Bild 6-9). Im linken Diagramm sind die Ergebnisse vorgestellt. Vermessen wurde auch das Gewebe M11 mit 155 μm nomineller Porenweite, das mit der gleichen Suspension beaufschlagt wurde. Diese Ergebnisse sind im rechten Diagramm dargestellt.

Ergänzend zu den Diagrammen ist festzustellen, dass mit dem 20 μm -Gewebe praktisch feststofffreies Filtrat erzielt wurde, während bei Filtrationen mit dem 155- μm -Gewebe im ersten Abschnitt der Filtrationszeit ein längerer, deutlicher Trüblauf fest-

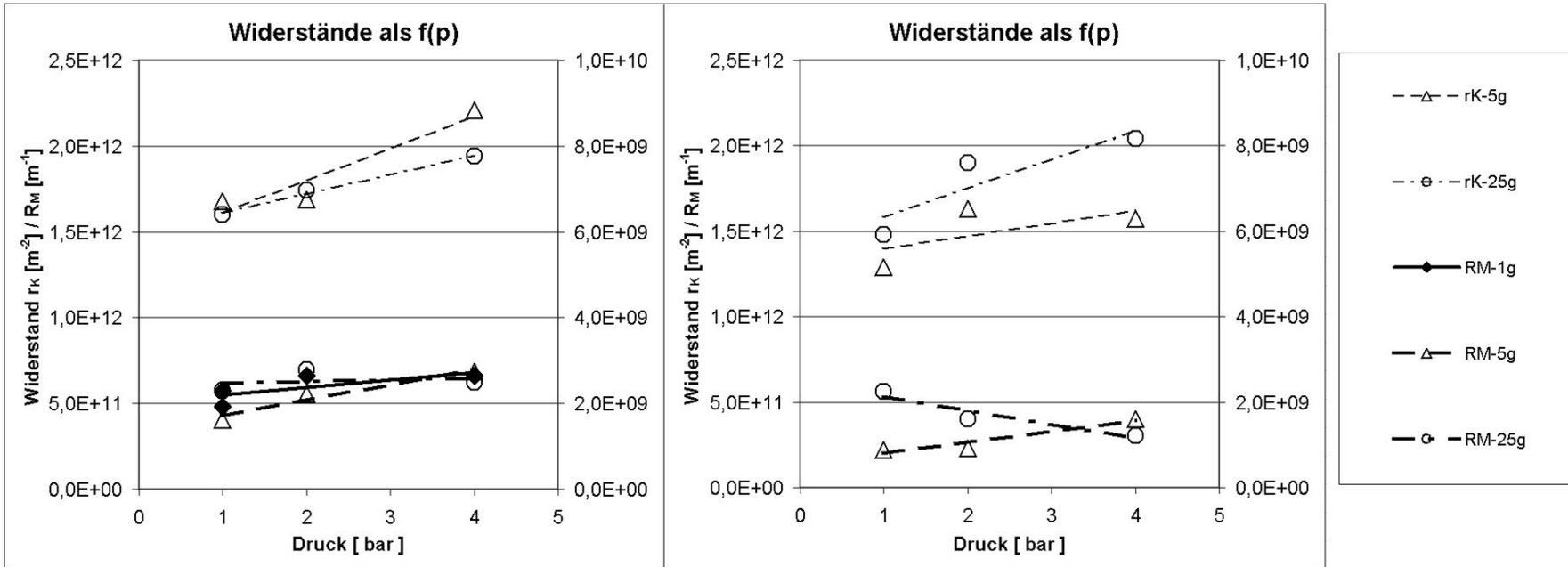


Bild 3-13 Vergleich Filtermittel angepasst und sehr offen
 Feststoff ist in beiden Fällen Produkt P4 (FW12) mit $x_{50} = 22,7 \mu m$
 Linkes Diagramm: Filtermittel M9 mit $20 \mu m$ nomineller Porenweite,
 rechtes Diagramm: Filtermittel M11 mit $155 \mu m$ nomineller Porenweite.

3.2 *Brückenbildung*

gestellt wurde. Dies zeigt, dass das 20- μm -Gewebe für die entsprechende Filteraufgabe nach üblichen Ansprüchen optimal geeignet ist hinsichtlich Durchsatz und Reinigbarkeit. Bei Verwendung des sehr offenen Gewebes sind allerdings der Filterkuchen- und auch der Filtermittelwiderstand geringer als bei dem 20- μm -Gewebe. Insbesondere zeigt der Vergleich der Messreihen mit einer TS-Konzentration von 25 g/l, dass bei dem offeneren Gewebe zwar ein vergleichbarer Filterkuchenwiderstand feststellbar ist, wobei aber der Filtermittelwiderstand mit zunehmendem Druck deutlich abfällt. Dies ist erklärbar durch Ausspüleffekte feiner Partikel in der Kuchen-
grundsicht, durch Brückenbildung und die oben vorgestellte Argumentation.

3.3 Verlauf des Filtrationsdruckes im Interferenzbereich

Bekannt ist, dass in vielen Fällen der Verlauf des Druckgradienten über die Filterkuchenhöhe nicht linear ist [36]. Häufig nimmt man vereinfachend einen linearen Druckgradienten im Filterkuchen an [62-S2]. Es ergibt sich das Bild 2-1.

Die Suspension läuft mit einem Druck $p_{\text{Suspension}}$ zum Filter, der erheblich höher ist als der Filtratdruck p_{Filtrat} unmittelbar unter dem Filtergewebe. Der Fluiddruck wird innerhalb des Filterkuchens um einen gewissen Betrag abgebaut und geht als Strukturdruck auf das Feststoffgerüst des Filterkuchens über. Die Differenz Suspensionsdruck – Filtratdruck steht als Strukturdruck auf dem Filtermittel – eine Tatsache die bei der Herstellung der Filterapparate von erheblicher Bedeutung ist. Zum Aufnehmen dieser Kräfte ist das Filtermittel nicht stabil genug. Es muss deshalb auf Stützgewebe, Spaltsiebe, Gitterkonstruktionen oder ähnliche Strukturen aufgelegt werden. Letztere Konstruktionen dienen neben der Lastaufnahme auch der Filtratabfuhr.

Beim Übergang Kuchen-Filtermittel wird ein erheblicher Druckabfall stattfinden. Dieser Druckabfall wird vom Interferenzwiderstand R_{MI} hervorgerufen. Der Druckabfall innerhalb des Filtermittels wird dann wieder deutlich geringer sein, er sollte annähernd dem Filtermittelleerwiderstand R_{M0} entsprechen. Auch hier geht der Fluiddruck auf die vorhandene Struktur über.

Nach den Messungen und Überlegungen in dieser Arbeit ist die Darstellung des Druckverlaufes im Bild 2-1 innerhalb des Filtermittels und in seiner unmittelbaren Umgebung nicht realistisch. Der Druckverlauf von knapp oberhalb der Oberfläche des Filtermittels, im Filtermittel selbst bis in die ungestörte Abströmung konnte nicht vermessen werden, weil die dazu erforderlichen Druckaufnehmer mit Abmessungen im Zehntelmillimeterbereich nicht verfügbar sind. Die Darstellung dieses Druckverlaufes bleibt späteren Arbeiten vorbehalten. CFD-Rechnungen liefern bereits Geschwindigkeits- und Druckverteilungen für einfache Gewebe [99].

4 Versuchsausrüstung und Messtechnik

Diese Arbeit soll Erkenntnisse bringen über den Filtermittelwiderstand, über seine Größe und über die Gewebe-Partikel-Wechselwirkungen der Filterkuchen-Grundschicht mit dem Kuchenträgermaterial, dem Filtermittel.

Der Vorgang der Partikeleinbringung in die Trägerporen ist dynamisch und findet oft durch erheblichen Druck statt. Einflussgrößen sind vornehmlich Druck, Feststoffkonzentration, Partikel-, Fluid- und Gewebeeigenschaften. Die Messung und direkte Beobachtung dieser Einflüsse und ihrer Auswirkungen ist schwierig. Zum einen ist das Beobachtungsgebiet von geringer geometrischer Größe; die Vorgänge finden innerhalb ein oder zwei Partikelschichten, also innerhalb weniger Mikrometer Schichtdicke statt. Zum anderen ist die Struktur der Partikel und des Filtermittels komplex. Schließlich laufen die interessierenden Vorgänge innerhalb weniger Zehntelsekunden ab.

Die Messausrüstung wurde aus der zeitgemäßen Technik zusammengestellt und im Rahmen der Möglichkeiten auf hohe Genauigkeit abgestimmt [100]. Es wurden verschiedene Messungen ausgewählt, aus denen auf das eigentliche Untersuchungsziel geschlossen werden konnte. Die Messtechnik wurde im Laufe der ersten Messungen angepasst und teilweise verfeinert. So wurden erste Messungen mit der Filternutsche und frei auslaufendem Filtratrohr (Bild 2-4), durchgeführt. Der Filtratstrahl erzeugte einen deutlichen Impuls beim Auftreffen im Filtratbehälter. Dadurch wird die Messung erheblich beeinflusst. Weiterführenden Messungen wurden deshalb mit einem modifizierten Filtratauslauf mit T-Rohr durchgeführt (Bild 4-9). Eine erhebliche Verbesserung von Genauigkeit und Reproduzierbarkeit brachte die Auswertung nach den im Kapitel 5 vorgestellten, neu erarbeiteten Kriterien zum Bestimmen von Anfang und Ende des Filtrationsvorganges.

Bei Bestimmung der Porosität, der Viskosität u. ä. wurde Laborgenauigkeit angewendet es sei denn, dass abschnittsweise eine besonders hohe Genauigkeit zur zweifelsfreien Bestimmung von Details erforderlich war. In allgemein anerkannten Richtlinien [62] wird ähnlich verfahren. So wird dort z.B. ausdrücklich die Höhenabhängigkeit des Filterkuchenwiderstandes nicht gemessen, sondern durch den über die gesamte Höhe gemittelten Wert ersetzt. Änderungen des Widerstandes sind nicht nur bei kompressiblen Kuchen zu erwarten. Auch Änderungen der Porosität durch

Einspülen von feinsten Partikeln in untere Kuchenschichten und ähnliche Effekte verändern den Widerstand. Daneben haben selbst Partikel aus starren Feststoffen nur eine endliche Festigkeit und können unter Druck messbar kompaktieren. Weitere Wechselwirkungen insbesondere bei feinen Partikeln sind bekannt.

4.1 Filter als Messgerät

Die Filtrationsmessungen wurden fast durchwegs auf einer Labordrucknutsche durchgeführt, dem so genannten Taschenmessgerät von BHS-Sonthofen GmbH, siehe Abschnitt 2.2 und Bild 2-4. Das Filter entspricht der VDI-Richtlinie [62] und hat $19,63 \text{ cm}^2$ [87] Filterfläche. Verschiedene vergleichbare Messgeräte haben geringfügig abweichende Flächen, siehe Tabelle 4-1. Das Filter war in einer Messapparatur gemäß Bild 4-1 eingebunden mit den wesentlichen Bestandteilen Filter, Druckminderer mit Manometer, 3/2-Wegeventil für Pressgaszufuhr und einer Ableitung zum schnellen Druckabbau bei Ende der Messung, einem Drucktransmitter mit eigener Druckentnahmebohrung zur Druckerfassung während der Messung, Absperrhahn in der Filtratableitung, Filtratauffangbehälter, Waage und einer Datenerfassung mit den Datenleitungen von Drucktransmitter und Waage.

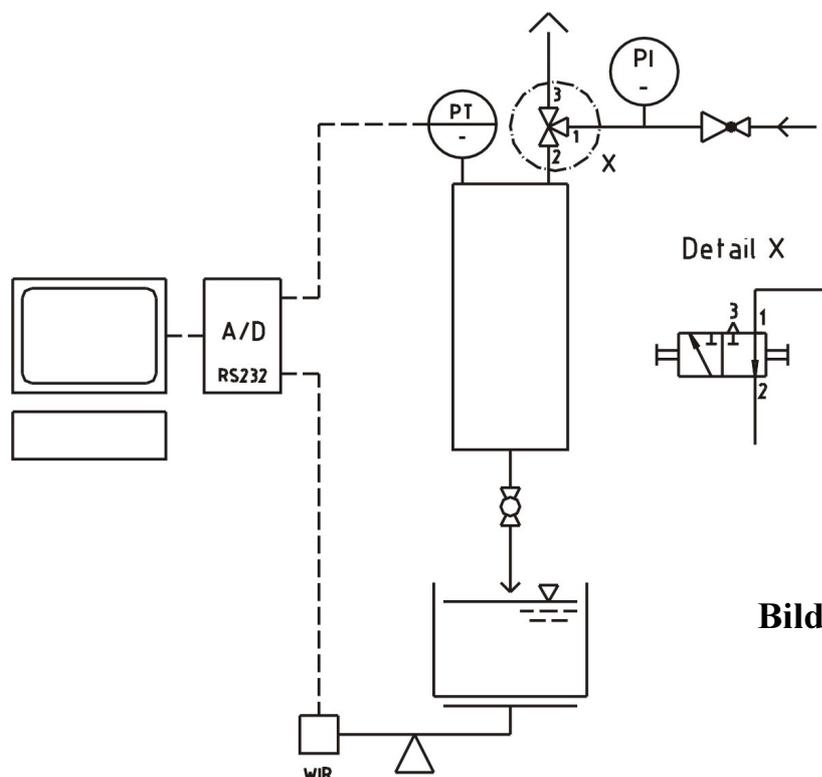


Bild 4-1 Messaufbau (schematisch)
Kernstück ist das Filter in Bild 2-4

4.1 Filter als Messgerät

Die in der Tabelle 4-1 vorgestellten Flächenabweichungen dürften bei verschiedenen Messungen immer wieder auftreten. Es wurden mehrere unterschiedliche Labor-drucknutschen vermessen. Dabei wurde mit Schiebelehrengenaugigkeit fast ausschließlich 50,0 mm Durchmesser festgestellt. Die Filterfläche wurde fast ausschließlich mit 20 cm² genannt. Bei manchen Versuchen kann daher der theoretische Fehler durch den Flächeneinfluss bis zu 1,8 % betragen.

Tabelle 4-1 Durchmesser und Flächen von Labordrucknutschen

Ist Ø	mm	50,46	50,00	50,0
Ist Fläche	cm ²	19,9979	19,6349	19,6349
Sollfläche	cm ²	20,0000	20,0000	19,63
Fehler %	--	0,0105	1,82523	0,025

Das hier verwendete Filter [85] hat in der Standardausführung ein Füllvolumen für Suspension von 400 ml. Das eigentliche Filterteil ist eine kreisrunde, druckfeste Nutsche, deren Seitenwand den so genannten Kuchenaufnahmering bildet. Der Kuchenaufnahmering ist mit dem Boden durch einen Bajonettverschluss verbunden und mit einem O-Ring abgedichtet. Der Boden ist als Stützkonstruktion für das Filtergewebe ausgebildet, er wird durch eine perforierte Platte oder ein Drainagegewebe in einem Ablauftrichter gebildet. Filtergewebe und Kuchenaufnahmering sind so aufgebaut, dass der bei den Messungen erzeugte Filterkuchen einen Kreiszyylinder bildet, was die genaue Messung der filtrationsspezifischen Parameter erleichtert. Der Kuchenaufnahmering kann Filterkuchen bis 20 mm Höhe aufnehmen. Dickere Filterkuchen sind möglich, wurden aber bei den hier durchgeführten Messungen nicht erzeugt.

Der Filtratablauf mit 8-mm-Bohrung ist normalerweise ein freies Rohrstück (Bilder 2-4 und 4-10). Für genaue Messungen bzw. offene Gewebe wird eine Ausführung mit Absperrhahn in der Ablaufleitung verwendet, hier vorzugsweise mit einem Auslauf in Form eines T-Stücks (Bild 4-9); vgl. hierzu auch 4.2.7.3. Bevorzugt war das Gerät für 400 ml im Einsatz. Für Suspensionen mit besonders niedrigem Feststoffgehalt und einige Durchflussmessungen wurde ein Gerät mit 1000 ml Füllvolumen verwendet. Die VDI-Richtlinie [62] definiert den Einsatzbereich des Gerätes für Suspensionen über 0,5 Vol.-%, Teilchengrößen unter 0,2 mm und für Systeme mit nicht zu hohen Sinkgeschwindigkeiten. Vor der Neigung besonders der feinen Partikel zur Agglomeration wird gewarnt.

Bei fast allen Messungen wurde ein Deckel mit gesondertem Messstutzen zur Druckmessung verwendet (Bild 4-3). Damit wurde der innerhalb des Gerätes anstehende Druck erfasst. Auf eine Druckmessung in der Zuleitung des Pressfluids wurde mit Blick auf die geforderte hohe Genauigkeit der Messungen verzichtet.

Das Totvolumen im Standard-Filtratablauf wurde mit 7 ml bestimmt. Gravimetrisch wurden 7,2 g bei Raumtemperatur festgestellt. Dieser Wert gilt für das vollständige Volumen von unterhalb des Filtermittels, durch die Lochblechauflage für das Filtermittel mit den daran anhängenden Volumina – Ablaufboden und Ablaufrohr – bis zum Verschlussstopfen (Bild 4-10). Bei den meisten Messungen wurde ein größeres Volumen – Ablaufrohr mit Hahn und anschließendem T-Stück-Auslauf – verwendet (Bild 4-9). Durch das Messverfahren wurden bei diesem Filtratablauf jegliches Totvolumen und jegliche Totzeit vermieden.

4.2 Messtechnik, Genauigkeit

Ziel der Messungen war die möglichst genaue Erfassung des Filtermittelwiderstandes R_M . Die Messgeräte stammten aus Betrieben mit Qualitätszertifikat nach ISO 9001 und unterlagen den dort festgeschriebenen Überwachungen. Darüber hinaus wurde bei den hier beschriebenen Messungen wiederholt Kontrollen der Messtechnik durchgeführt. Auftretende Messunsauberkeiten wurden geprüft und teilweise durch neue Messungen ersetzt. Fehlermöglichkeiten wurden durch homogene Protokollierung soweit wie möglich ausgeschlossen. Wurden systematisch abweichende Messwerte gefunden, so wurden üblicherweise zusätzliche Messungen bei identischen Bedingungen durchgeführt, um die Abweichung zu bestätigen oder Fehler durch geeignete Anpassungen zu beseitigen. Generell wurde die Messtechnik daraufhin ausgesucht, dass den Vorgängen in den ersten Sekundenbruchteilen des Filtrationsvorganges besondere Aufmerksamkeit gewidmet werden musste. Messgeräte sowie Mess- und Auswerteverfahren wurden entsprechend den aktuellen technischen und wirtschaftlichen Möglichkeiten auf dieser Vorgabe abgestimmt.

Die Messgeräte für Länge, Gewicht und Druck wurden kalibriert bzw. wiederholt auf ihre Genauigkeit geprüft. Es wurde darauf geachtet, dass Genauigkeit und Präzision nicht verwechselt werden. Genauigkeit ist die Abweichung vom tatsächlichen, genauen Wert, Präzision ist die Abweichung der Messungen untereinander [79] die

sich in der Streubreite der Messwerte gleicher Messungen darstellen lässt.

Eine kritische Abschätzung der gemessenen und vermuteten Messfehler in den dieser Arbeit zugrunde liegenden Messungen zeigt, dass die vorgestellten Messungen geringe Messfehler aufweisen. Dies gilt insbesondere für die Vorstellung der Werte zum Filtermittelwiderstand R_M . Es wird in 5.1 begründet, dass die gewählte Auswertemethode auch für den Filterkuchenwiderstand ähnlich hohe Genauigkeiten liefert.

4.2.1 Volumen

Volumenmessgeräte waren meist Messzylinder einfacher Laborgenauigkeit, etwa 1 - 2 % auf ex gerechnet. Es wurde stets darauf geachtet, möglichst schlanke Zylinder zu verwenden und den Füllgrad hoch zu halten - über 50 % - damit der Einfluss von Ablesefehlern gering wird. Die Füllmengen der Messzylinder wurden wiederholt gravimetrisch überprüft durch Füllen mit Wasser, Auswiegen, Entleeren und Kontrollwiegen. Diese Prüfungen bestätigten den genannten Genauigkeitsgrad.

4.2.2 Gewicht

Die gravimetrische Filtraterfassung erfolgte auf einer Sartorius Laborwaage, Typ LA8200S mit einer Auflösung 10 mg und einer Datenschnittstelle RS232. Die Waage wurde mit einem Referenzgewicht von 1000,000 g in mehrtägigen Abständen kontrolliert. Die Waage hat eine hohe Auflösung von 0,01g, eine Maximallast von 8200 g und eine schnelle Messwerterfassung bis 50 Hz. Die Messungen wurden mit einer Messfrequenz von 10 Hz gefahren. Darüber sind Schleppfehler der Waage unvermeidlich, so dass die höhere Auflösung keinen Gewinn an Genauigkeit bringt.

Wägungen im Grammbereich wurden mit einer Mettler PL1200 durchgeführt, Maximallast 1200 g, Auflösung 0,01 g. Diese Waage wird jährlich durch Herstellerservice überwacht.

Einwaagen im Milligrammbereich wurden mit einer Mettler Feinwaage H6T dig. durchgeführt. Max. 160 g, Auflösung 0,1 mg. Diese Waage wird jährlich durch Herstellerservice überwacht.

Die Genauigkeit der Waagen bei den manuellen Bestimmungen entspricht im Allgemeinen dem doppelten Auflösenswert.

Die genaueste Methode des Wägens – bis zum sauberen Stehen des Anzeigewertes – wurde für alle Einwaagen und Kontrollwägungen gewählt.

Bei den Filtratmengenmessungen mit rechnergestützter Datenerfassung wurden die Gewichtswerte der Waagen ohne Prüfung der Gewichtskonstanz „im Vorbeigehen“ erfasst. Dies ist die schnellste Wägetechnologie. So konnte die hohe Wägefrequenz verwirklicht werden, wobei allerdings eine absolute Gewissheit darüber nicht vorlag, dass der Messwert konstant steht. Für vergleichbare Messungen werden ähnliche Messverfahren angewendet. Die Datenausgabe im Nur-Sende-Betrieb ohne Kontrolle des Waagenstillstandes erfolgte mit maximal 10 Hz. Die Gewichtswerte der Waage stehen intern schneller als 50 Hz an und könnten so ausgelesen werden, wobei deutliche Schleppfehler der Waage zu befürchten sind. Daher wurde die Messung bei 10 Hz durchgeführt. Die Gewichtsdaten wurden an die serielle Schnittstelle übergeben und vom Eingang des Rechners durch das Datenerfassungsmodul abgeholt. Der Abholzeitpunkt der Messdaten an der Schnittstelle wurde als Zeitmarke der Messung erfasst. Entsprechend der Geschwindigkeit der Schnittstelle kann also der Messwert um etwa 1/100 Sekunde verzögert dokumentiert werden. Entsprechend dem aktuellen Gradienten der Gewichtsänderung sind dadurch geringe, variable Verfälschungen möglich. Sie blieben unberücksichtigt. Eine Genauigkeit dieser gravimetrischen Filtraterfassung konnte nur zu Beginn und Ende der Messung geprüft werden.

Die verwendete Waage Sartorius LA8200S besitzt eine Signalerfassung auf elektromagnetischer Basis. Dabei wird die Auslenkung der Waage durch einen Elektromagneten kompensiert. Waagen dieses Typs sind mit hohen Auflösungen bei guter Tragfähigkeit erhältlich. Parallel wurde eine Waage Kern 4200 NRM getestet. Diese Biegebalkenwaage erfasst ihr Signal mit einer Dehnmessbrücke. Waagen dieses Typs sind besonders anzeigeschnell bieten aber eine geringere Genauigkeit durch die geringere Auflösung des Messprinzips.

Beide Waagen wurden miteinander verglichen. Dazu wurde die 4200 auf die Plattform der 8200 gestellt und ein auf der Waage stehender Messbecher mit Wasser gefüllt. Die Signale beider Waagen wurden simultan mit dem gleichen Messwerterfassungssystem aufgezeichnet. Es wurde dabei festgestellt, dass das Signal der 8200

4.2 Messtechnik, Genauigkeit

240 ms hinter dem der 4200 herhinkt, wobei ein geringer Einschwingvorgang zu Messbeginn feststellbar war. Dieser Vorgang war über 0,2 Sekunden erkennbar. Obwohl dieser Zeitraum für das eigentliche Messziel – Erfassen des kurzzeitigen Anfahrvorgangs bei der Filtration – von Wichtigkeit ist, wurden die Messungen im weiteren Verlauf mit der Sartoriuswaage durchgeführt. Als Vorteil dieser Waage

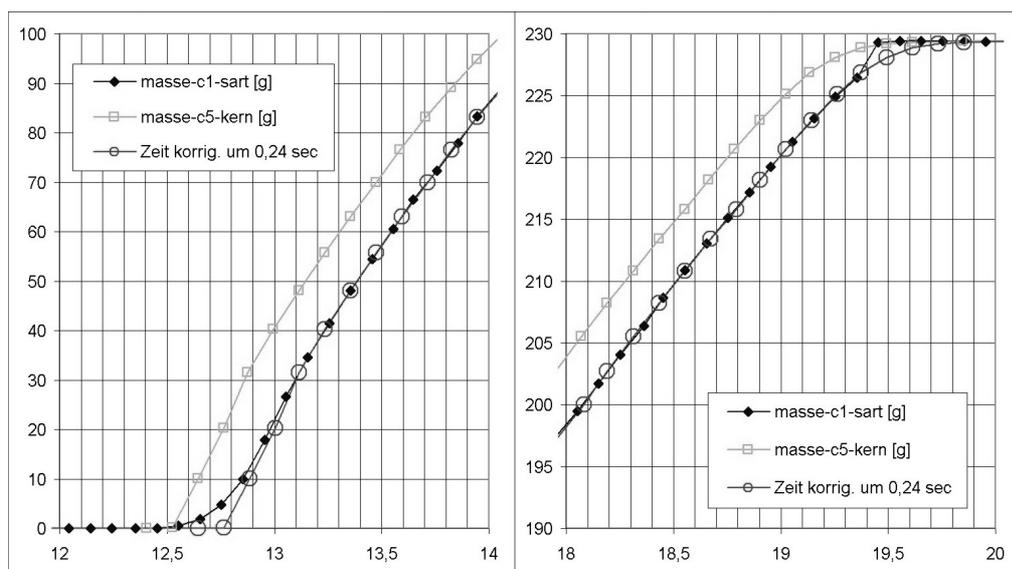


Bild 4-2 Gewichtskurven (m-t-Diagramm)

Vergleich der Gewichtskurven der beiden Waagen Sartorius und Kern
Links: Beginn einer Zulaufkurve, Rechts: Ende einer Zulaufkurve

Im Detail von Beginn und Ende ist die Konstanz des Versatzes zu sehen

wurde die breite Parameterisierbarkeit der Datenübertragung, die deutlich feinere zeitliche Auflösung im Vergleich zur Waage von Kern und die höhere Übertragungsrate der digitalen Schnittstelle gesehen. Im Bild 4-2 ist eine Vergleichsmessung der beiden Waagen dargestellt, die bei gleicher Schnittstellenfrequenz an beiden Waagen – 9600 Baud – durchgeführt wurde (Anm.: Die Filtrationsmessungen erfolgten mit höherer Übertragungsrate, siehe 4.2.6). Sie zeigt dass der Schleppfehler der schnellen Waage über die gesamte dargestellte Messung konstant ist. Andere Messungen mit langsameren Gewichtsanstiegen und mit höherem Endgewicht zeigten gleiche Ergebnisse. Auch nach einem Tausch der Signaleingänge war stets der gleiche Zeitversatz zu messen, siehe auch 4.2.6. Ein Test mit einer schnelleren Schnittstelle konnte an der Biegebalkenwaage nicht durchgeführt werden – sie hat nur einen 9600-Baud-Ausgang.

4.2.3 Druck

Messungen des Pressgasdrucks wurden durchgeführt mit Manometern mit einer Genauigkeit von etwa 2,5 % vom Endwert. Dies gilt beispielsweise für eine Voreinstellung des Pressgasdrucks vor der Filtrationsmessung.

Bei Bestimmung der Luftdurchlässigkeit wurde ein Schrägrohrmanometer eingesetzt. Hier sind Genauigkeiten von etwa einem Prozent zu erwarten. Bessere Genauigkeiten sind bei diesem geringen Energiepegel kaum erreichbar. Zur Vermeidung von Meniskusfehlern wurde im Bereich des Prüfdruckes der Druck so langsam variiert dass die Meniskuswanderung bei Druckzu- oder Druckabnahme unter 1 mm/s lag.



Bild 4-3 Druckmessstutzen am Deckel des Laborfilters
Die gesonderte Druckabnahmestelle garantiert genaue Messwerte

Für alle ausgewerteten Filtrations-Messungen wurde der Pressgasdruck mit Drucksensoren erfasst. Verwendet wurden ein Sensor von EO Parker, Ser.-Nr. E 1072 L, -1 bis 10 bar oder ein Sensor von Keller, Ser.-Nr. 59 150, -1 bis 10 bar. Der Sensor von Keller wurde als Druckreferenz benutzt, er besitzt eine keramische Druckmesszelle und eine interne Fehlerkorrektur durch ein Kennfeld, das bei der Kalibrierung programmiert wurde. Er war vom Lieferanten kalibriert worden auf eine Genauigkeit $-1/+1,5$ mbar bei 25 °C bzw. $-2/+1$ mbar bei 50 °C für Drücke von 0 bis 10 bar bei digitalem Ausgang. Die Genauigkeit lag bei den digitalen Druckschrieben besser

als 5 mbar im Bereich aller verwendeten Drücke und Temperaturen. Als zulässige Messfrequenz sind für diese Sensoren 400 Hz spezifiziert. Die Frequenz ist damit erheblich höher als für die hier beobachtete Druckanstiegsgeschwindigkeit bei den Filtrationsmessungen erforderlich ist. Die gemessenen Druckverläufe gehen nicht in die Berechnung der Filterwiderstände ein, sie dienen zum korrekten Einstellen des vorgegebenen Filtrationsdruckes und zum Nachweis der Gleichmäßigkeit und Genauigkeit, mit der die Filtrationsmessungen durchgeführt wurden.

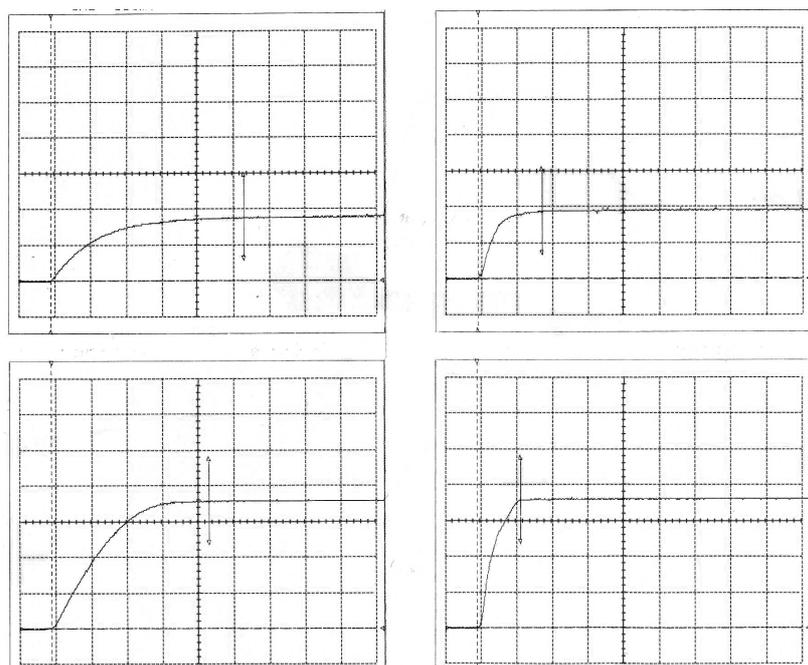


Bild 4-4 Druckanstiegszeiten bei unterschiedlich gefüllter Labornutsche
Messungen mit Gould 1602 und Drucksensor „Keller“

- | | | | |
|----|----------------------|----|--------------------------------|
| a) | links oben, 1 bar | b) | rechts oben, 1 bar, |
| | Gerät leer, 0,35 sec | | Gerät 350 ml gefüllt, 0,09 sec |
| c) | links unten, 4 bar, | d) | rechts unten, 4 bar, |
| | Gerät leer, 0,45 sec | | Gerät 350 ml gefüllt, 0,12 sec |

Die Abtastrate bei der digitalen Druckerfassung war bei den ersten Messungen 7 Hz und wurde später auf 10 Hz erhöht. Für diese Abtastrate wurde die Samplezeit des A/D-Wandlers auf 40 ms gesetzt. Eine niedrigere Samplezeit war mit einem deutlichen Messrauschen verbunden.

Die Filtration wurde bis auf wenige Ausnahmen als Druckfiltration mit Druckaufgabe durch Pressgaspolster durchgeführt. Der anstehende Druck innerhalb des Filters wurde durch einen gesonderten Messstutzen im Filterdeckel erfasst (Bild 4-3). Damit sind Fehlmessungen durch Strömungseinflüsse ausgeschlossen wie sie bei Messungen des Druckes innerhalb der Zulaufleitung entstehen können.

Zur Einstellung des Filtrationsdruckes waren Druckminderer im Einsatz, die das Pressgas aus dem Labornetz von rund 6,5 bar bis 7 bar auf den gewünschten Druck reduzierten. Diese Druckminderer haben eine gewisse Trägheit im Regelverhalten. Die Sprungantwort beim Umschalten des Druckes auf ein leeres und ein fast vollständig gefülltes Messfilter wurde gemessen, sie ist in Bild 4-4 dokumentiert. Vermessen wurden zwei Zustände: 400 ml Leer- bzw. 400 ml Gasvolumen – also Drucknutsche ohne Flüssigkeitsfüllung, sowie Drucknutsche gefüllt mit 350 ml Flüssigkeit bzw. ca. 50 ml Gasvolumen. Im Bild 4-4 sind Messungen zu sehen, die mit einem Gould DSO 1602 Digitalspeicheroszilloskop mit internem Drucker dokumentiert wurde. Dessen zeitliche Auflösung von 20 MHz bietet eine Dynamik, die weit über der zeitlichen Auflösung des Drucksensors liegt. Damit ist der Signalausgang beim Druckanstieg mit einem zeitlichen Fehler unter 1 ppm behaftet. Die Druckanstiegszeiten zusammen mit der bevorzugten Versuchstechnik mit weitgehend gefülltem Laborfilter belegen, dass die typische Druckanstiegszeit bei den Filtrationsmessungen etwa 0,1 Sekunden betrug. Die Filtrationsmessungen wurden überwiegend mit Füllständen im Bereich von 350 ml durchgeführt.

Die Dynamik des aufgebrauchten Druckes und der daraus entstehende Messfehler ist auch im Rahmen der Messgenauigkeit dokumentiert worden. Dazu wurden Filterkurven nach zwei verschiedenen Methoden gemessen:

- 1) Der Filtratablauf wurde geschlossen und der gewünschte Filtrationsdruck wurde als Gasdruck stabil im Filter eingestellt. Danach wurde der Filtratablauf geöffnet und die Filterkurve aufgenommen. Ungenauigkeiten im Druckverlauf lagen dabei allenfalls in der Regelcharakteristik des eingesetzten Druckminderers. Ein Fehlereinfluss durch Gaspolster unter dem Filtergewebe wurde vermieden durch vollständige Füllung des Ablaufsystems
- 2) Der Filtratablauf wurde unmittelbar vor Umschalten des Druckes – also unmittelbar vor Öffnen des Pressluftventils – geöffnet. Danach wurde die Filterkurve aufgenommen. Auch hier lagen die Ungenauigkeiten im Druckver-

lauf in der Regelcharakteristik des eingesetzten Druckminderers – allerdings startete die Filtration mit dem oben beschriebenen, geringen Zeitverzug beim Druckanstieg. Zwischen beiden Messungen wurden keine Abweichungen außerhalb der üblichen Schwankungen festgestellt.

Alle Messungen wurden nach dem zweiten Verfahren durchgeführt, weil auf diese Weise Fehler vermieden werden konnten. Im ersten Fall können im Filtratraum eingeschlossene Luftpölster durch den aufgebrachtten Druck komprimiert und so ein verfrühten Beginn der Filtration und damit eine Verfälschung des Anlaufvorganges der Filtration herbeigeführt werden. Der zweite Fall bietet Handhabungsvorteile, ist schneller und vermeidet so weitgehend Sedimentationseinflüsse vor der Messung.

4.2.4 Zeit

Zeitliche Verläufe des Filtratanfalls, des Filterinnendrucks o. ä. wurden fast ausschließlich rechnergestützt erfasst. Als Zeitmesser dienten vom Datenerfassungssystem aus dem Computer-Systemtakt abgeleitete Zeitmarkierungen mit einer Auflösung von 0,001 sec. Das Raster für die Gewichtserfassung betrug 10 Hz. Unter 4.2.2 ist ausgeführt, dass hierdurch systembedingt Abweichungen möglich waren, die auch bei kritischer Würdigung nicht zu merklichen Fehlern führen konnten. Für das Drucksignal war ein Raster 10 Hz eingestellt. Dieser Signalverlauf geht nicht in die Auswertung der Messwerte ein, siehe 4.2.3. Für die Zeiterfassung von Hand wurden übliche Stoppuhren benutzt.

4.2.5 Länge

Kuchenhöhen, Gewebedicken, Durchmesser des Kuchenbildungsringes u. ä. wurden mit einer Handschiebelehre erfasst. Die Genauigkeit beträgt $\pm 0,05$ mm. Kuchenhöhen wurden gelegentlich auch mit einem einfachen Stahlmaßstab mit Millimeter-Einteilung bestimmt. Bei der Bestimmung des Porenanteils der Gewebe war eine genaue Messung der Gewebedicke erforderlich. Sie wurde mit einer Mikrometerschraube festgestellt. Die Genauigkeit beträgt $\pm 0,005$ mm.

4.2.6 Elektronische Datenerfassung

Für die zeitlich korrekte, mehrkanalige Datenerfassung war die Software DASyLab 8.0 von National Instruments Ireland Resources Ltd. Version 8.00.00 vom Feb. 2004 eingesetzt. Analoge Werte wie beispielsweise Drucksignale – die als Spannungswert anstanden – wurden mit einem AD-Wandler DAQ55 des gleichen Herstellers erfasst. Die Auflösung des DAQ55 beträgt 22 Bit. Damit wird der Wandlungsfehler bei der Druckmessung (max. 10 V für 10 bar) unter 10 ppm liegen. Schnittstelle zwischen DAQ und Rechner war eine USB 2.0, die Waagensignale wurden über eine RS 232 mit mindestens 19200 Baud erfasst.

Die zeitliche Verzögerung durch die relativ begrenzte Übertragungsgeschwindigkeit der Waagen ist gering. Als Messwert wurden 16 Byte breite Datensätze übertragen, zusammen mit Stop- und Paritätsbits sind das 19 Bits. Bei 19200 Baud werden also rund 10 Millisekunden für die Datenübertragung benötigt. Das Waagensignal wird also mit einer entsprechenden Verzögerung eingelesen und diesem Zeitwert zugeordnet. Der Zeitfehler von einer hundertstel Sekunde wird als vernachlässigbar angesehen.

Die Aufbereitung des Sensorsignals des Drucksensors von EO Parker erfolgte mit dem speziellen Handauswertegerät des Herstellers mit analogem Ausgang, Ansprechgeschwindigkeit etwa 50 Hz. Die Aufbereitung des analogen Sensorsignals des Drucksensors von Keller erfolgte mittels des sensorinternen Wandlers, Ansprechgeschwindigkeit etwa 400 Hz. Hier dürfte also die zeitliche Verzögerung deutlich geringer als beim Waagensignal sein, zumal entsprechend schnelle Drucksignale gar nicht anstanden.

Die hohen Abtastraten der Gewichtskurve wurden mit einer zeitgemäßen Waage erreicht – hier sind bis zu 50 Hz möglich bei Verzicht auf die lokale Displayanzeige. Die Erfassung der Daten von der Waage und den Drucksensoren ist sowohl von der Datenfrequenz als auch von der Menge der Werte her für zeitgemäße Rechner einfacher Leistungsklasse problemlos möglich.

4.2.7 Durchfluss

Durchflussmessungen wurden für Luft (Luftdurchlässigkeit von Filtergeweben) oder Wasser (Wasserwert von Filtergeweben, Durchfluss von Filterkuchen) durchgeführt. Durchflussmessungen sind eine Grundlage für die Messung von Filtrationseigenschaften.

Für Gasmessungen waren Schwebekörper-Durchflussmesser eingesetzt; diese Messgeräte wurden mit ähnlichen Geräten verglichen und bei merkbaren Abweichungen ausgesondert.

Die überwiegend durchgeführten Durchflussmessungen dienten zur Aufnahme des zeitabhängigen Filtratanfalls bei der Filtration. Diese Messungen wurden gravimetrisch durchgeführt, wobei Gewicht und Zeit rechnergestützt erfasst wurden – siehe 4.2.2 und 4.2.4.

4.2.7.1 Luftdurchlässigkeit der Filtermittel

Die Luftdurchlässigkeit der Filtermittel wird üblicherweise vom Hersteller bestimmt und in den Datenblättern genannt. Die Herstellerangaben wurden in dieser Arbeit fallweise nachgefahren.

Das dabei angewendete Messverfahren stimmt weitgehend mit den Vorschriften der entsprechenden Norm DIN EN ISO 9237 überein. Ein klimatisierter Raum stand nicht zur Verfügung – die Messungen konnten daher abweichend von der Norm nicht im Normklima durchgeführt werden. Wegen teilweise geringer Probengröße der Filtergewebe wurde von der Vorschrift einer Messung an zehn unterschiedlichen Stellen abgewichen. Als Druckmessgerät stand ein Schrägrohrmanometer zur Verfügung.

Die Labornutsche, siehe Abschnitt 2.2, ist für diese Messung bestens geeignet. Sie hat die in der Norm DIN EN ISO 9237 geforderte Filterfläche [53]. Zur Bestimmung der Luftdurchlässigkeit von Filtermitteln wird sie mit einem speziellen Ablaufboden und einem Deckel mit einer speziellen Drucknahmebohrung ausgerüstet. Dieser Ablaufboden besitzt sechs Ablaufbohrungen 10 mm Durchmesser sowie eine 7 mm

Durchmesser (Bild 4-5). Nachteilig ist, dass der Ablauf nicht geschlossen werden kann. Damit ist er für übliche Filtrationsmessungen nicht geeignet. Der Ablaufwiderstand dieses Filtratbodens ist durch diese Bohrungen nicht mehr messbar und wurde daher vernachlässigt. Vorteil dieser Messung ist die Möglichkeit sehr offene bis sehr dichte Medien unter Aufschalten eines Gasdrucks oder mit Flüssigkeit zu messen. Eine Verbesserung der Genauigkeit wurde durch mehrere Messungen in geringen zeitlichen Abständen und Mittelwertbildung erzielt, entsprechend den Vorgaben der Norm DIN EN ISO 9237 [53] zur Bestimmung der Luftdurchlässigkeit. Die Genauigkeit der Luftdurchlässigkeiten wurde durch Vergleich mit genau vermessenen Teststücken aus dem Labor eines Herstellers überprüft. Die Abweichungen lagen bei allen Messungen teilweise deutlich unter 10 %.

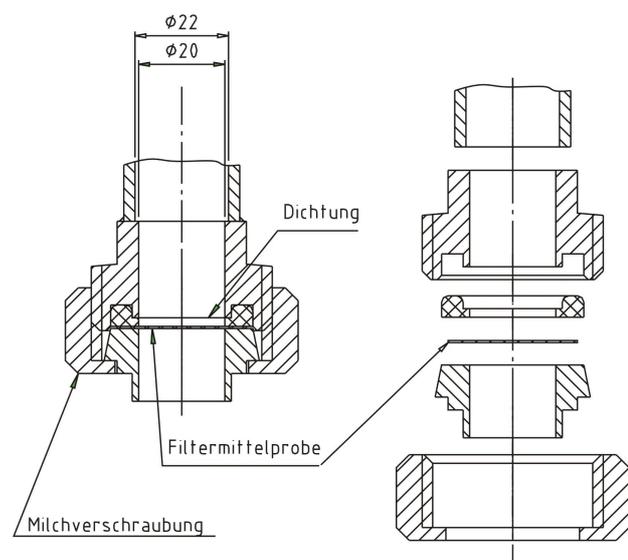


Bild 4-5 Ablaufboden mit vernachlässigbar geringem Ablaufwiderstand für Durchflussmessungen

4.2.7.2 Wasserwert der Filtermittel

Wasserwerte wurden entweder mittels eines hydrostatischen Durchflussrohres gemessen oder mit der Labordrucknutzsche.

Bild 4-6 Standrohr 22/20 mm für hydrostatische Durchflussmessung



Der Widerstand beim Durchfluss der reinen Flüssigkeit durch Filtermittel wurde vorzugsweise mit einem Standrohr bestimmt. Dieser Widerstand ist nur unter idealisierenden Bedingungen darstellbar. Daher wurde diese spezielle Messeinrichtung eingesetzt.

Für einen Durchfluss des Fluids durch das Filtermittel muss auf der Aufgabeseite eine treibende Kraft aufgebracht werden. Diese Kraft wirkt auf das Filtermittel. Dabei sind Verformungen des Filtermittels zu vermeiden und ein ungestörter Abfluss zu gewährleisten. Störungsfrei – ohne Unterstützungskonstruktion – ist dies nur für kleine Probengrößen bis etwa 25 Millimeter Durchmesser machbar und auf Drücke unter 0,5 bar beschränkt. Größere Durchmesser und höhere Drücke bewirken Verformungen der Probe, wobei das Filtermittel gedehnt und seine Durchlässigkeit verändert wird.

Das Standrohr wird zu Messbeginn unten verschlossen. Die benetzte Probe ist eingespannt. In das Standrohr wird eine gewisse Menge Flüssigkeit bekannter Temperatur und Viskosität eingefüllt. Zum Start der Messung wird der Ablauf geöffnet und der auslaufende Fluidstrom gravimetrisch erfasst.

Das hydrostatische Standrohr zur Messung des Durchflusswiderstandes ist an eine bekannte Messeinrichtung [103] angelehnt und ähnelt einer Vorrichtung, die von Herstellern industrieller Filtergewebe eingesetzt wird [59-S879]. Es besteht aus einem oben offenen Rohr mit gleich bleibendem Durchmesser, der gleich oder größer als die zu vermessende Probe ist. Am unteren Ende ist eine Vorrichtung zum Einspannen der Materialprobe. Der Zulauf zu dieser Probe ist vorzugsweise rund und genau gefertigt, sodass das Fluid nur in einem genau definierten Bereich in die zu untersuchende Probe einströmt. Der Auslaufquerschnitt ist genau so groß wie der Zulaufquerschnitt. Zu- und Ablauf müssen genau fluchten, um Querströmungen im Messstück zu vermeiden. Der Ablauf ist so kurz wie möglich, damit bei starken Durchflüssen ein ausgebildeter Sogstrang im Auslaufstutzen vermieden wird.

Das Messverfahren ist für Messungen bei unterschiedlichen Drücken besonders geeignet. Der auf das Filtermittel wirkende Druck sinkt während der Messung durch den absinkenden Fluidpegel ab. Die aktuelle Höhe des Pegels ist durch Rückrechnen der ausgeflossenen Menge bestimmbar. In Messabschnitten von je 0,10 Sekunden Länge wurde die durchgelaufene Menge bestimmt. Bei der Auswertung wurde eine Schrittweitenanpassung anhand der durchgesetzten Menge vorgenommen um das

auf tretende Rauschen zu minimieren. Das Ergebnis sind Durchflüsse in Abhängigkeit des anstehenden Druckes. Aus diesen Messungen wurde der Durchflusswiderstand als Funktion des anstehenden Druckes bestimmt.

Der Einfluss der Änderung des Durchflusses wurde in einigen Fällen anhand unterschiedlicher Zulaufquerschnitte bestimmt. Eine Messvorrichtung mit deutlich größerem Querschnitt des Standrohres bei gleichem Querschnitt der Probe erlaubt es, die Durchflusswerte bei relativ geringen hydraulischen Drücken – unter 200 mm WS – zu messen und dabei mit wesentlich langsameren Druckänderungen zu arbeiten. Das Bild 4-7 zeigt die Messvorrichtung. Der Durchmesser des Zulaufrohres war 108 mm, die Probehalterung war mit 20 mm die gleiche wie in Bild 4-6. Der Zulauf zur Probe war sauber gerundet mit einem Radius 8 mm, um einen möglichst turbulenzarmen Zufluss des Messfluids zu gewährleisten. Der Abstand Probe – Bodenoberkante beträgt 17 mm, sodass bis zu einer hydraulischen Mindesthöhe von ca. 30 mm WS, je nach Durchflussgeschwindigkeit, vertrauenswürdige Messungen möglich waren.



Bild 4-7 Standrohr 108/20 mm für hydrostatische Durchflussmessung

Die Labornutsche wurde für die Bestimmung der Wasserwerte mit einem speziellen Ablaufboden ausgerüstet (Bild 4-5). Der Ablaufwiderstand der Labornutsche wurde auch mit dem standardmäßigen Ablaufboden gemessen. Damit war der Widerstand von Lochblechauflage für Filtermittel, Ablaufboden und Filtratablaufrohr so gering, dass bei einem Druck von 1 bar und klarem Wasser von 20 °C eine Durchsatzleistung von über 360 m³/m²h gemessen wurde.

Ablaufwiderstand der Labornutsche, Standardablauf, vgl. Messung dfm-K20-5-test

$$t/V \quad (1 \text{ bar}) \quad = \quad 0,0049 \text{ s/ml} \quad \text{bzw. flächenspezifisch:}$$

$$tA/V \quad (1 \text{ bar}) \quad = \quad 9,8 \text{ s/m}$$

$$\text{bzw. } 367 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$$

$$\text{entsprechend einem Widerstand von } 9 \cdot 10^8 \text{ m}^{-1}$$

$$\text{bei } 62 \text{ m/h, } 177 \text{ mm WS und T-Rohrablauf : } 9,9 \cdot 10^7 \text{ m}^{-1}$$

Spezifische Durchsätze, die bei Filterversuchen mit der Labordrucknutsche gefahren wurden, sind allerdings erheblich geringer als 360 m/h. Die spezifische Durchflussleistung bei einem Filterkuchenwiderstand von $2 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-2}$ liegt maximal bei 40 m/h. Bei diesen Durchflusswerten ist auch der Widerstand der Labornutsche gering. Für den spezifischen Durchfluss von 62 m/h wurde der Gerätewiderstand der Labordrucknutsche mit T-Rohrablauf mit $9,9 \cdot 10^7 \text{ [m}^{-1}\text{]}$ gemessen. Dieser Wert liegt eine bis drei Zehnerpotenzen unter den gemessenen Filtermittelwiderständen R_M für offene Filtermittel. Daher wird der Fehlereinfluss als vernachlässigbar angesehen und es wird keine Kennfeldkorrektur der gemessenen Widerstände durchgeführt. Ein deutlicher Teil des Widerstandes wird von dem Ablaufrohr mit T-Auslauf und dem Absperrhahn hervorgerufen. Die Vorteile durch diese Vorrichtung, nämlich Absperrbarkeit, d.h. kein vorzeitiger Filtratfluss und Verhindern des Aufprallimpulses, wiegen den Nachteil auf. Ein Ablaufrohr größeren Querschnittes ($\varnothing 16 \text{ mm}$) mit dem deutlich größeren Füllvolumen und deutlichen Handhabungsnachteilen wurde deshalb nicht eingesetzt.

Ein Messprotokoll für die Durchströmungsmessung ist als Anhang E beigelegt.

4.2.7.3 Filtratdurchfluss

Der zeitliche Verlauf des Filtratanfalls bei der Filtration einer Suspension wird in Durchflussmessungen festgehalten. Er dient zur Bestimmung des Filtermittelwiderstandes R_M und des Filterkuchenwiderstandes r_K . Der Filtermittelwiderstand R_M ist in dieser Arbeit von zentraler Bedeutung. Daher wird dem hier geübten Messverfahren besondere Aufmerksamkeit gewidmet.

Die Durchflussmessungen für Filtrat wurden gravimetrisch durchgeführt. Mit einer rechnergestützter Datenerfassung wurden die Gewichtswerte von der Waage LA8200S ohne Prüfung der Gewichtskonstanz erfasst, siehe 4.2.2.

Zur besseren Analyse der Messabläufe und mit Blick auf eine gute Reproduzierbarkeit bzw. Ursachenforschung von Vorgängen wurde neben dem Filtratanfall auch der Druck in der Labornutsche gemessen, siehe 4.2.3 (Bild 4-8).

Die Filtratmenge wurde vorzugsweise mit einem T-förmig ausgebildeten Filtratablauf gemessen (Bild 4-9), um den Aufprallimpuls der Flüssigkeit in den Filtratauffangbehälter zu vermeiden. Dieser Impuls ist insbesondere bei hohen Flüssigkeitsbelastungen deutlich messbar; er wurde durch den T-förmigen Filtratablauf vermieden. Bei den Filtratmessungen wurde üblicherweise die Filtratableitung vor Versuchsbeginn vollständig mit Flüssigkeit gefüllt. Sie enthielt daher vor der Messung keine Lufteinschlüsse. Ein Absperrhahn in der Ablaufleitung verhinderte den vorzeitigen Filtratabfluss. Das Filtratrohr wurde entsprechend Bild 4-9 abgetaucht, der Auslass lag unter dem Flüssigkeitspegel des teilgefüllten Filtratauffangbehälters. Das Filtermittel wurde bei dieser Messmethode stets und vollständig benetzt.

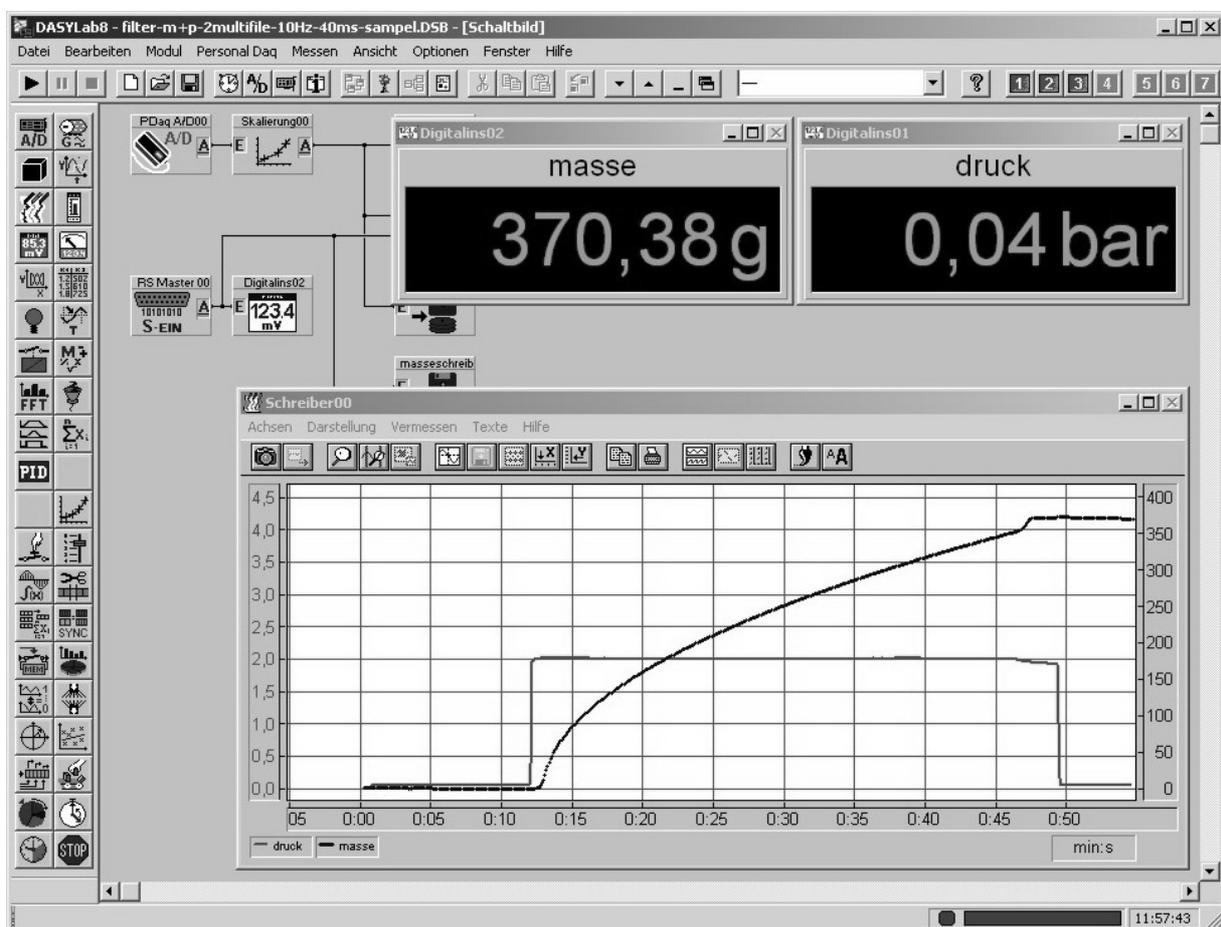


Bild 4-8 Oberfläche der Datenerfassungssoftware
Filtratmenge und Druck wurde bei den Versuchen simultan gemessen

Unmittelbar vor Umschalten des Druckes wurde der Ablaufhahn geöffnet. Die Methode verhindert jegliche zeitliche Verzögerung bei der Registrierung des Filtrat-

falls, weil der Filtratablauf kein Totvolumen, keine Elastizitäten und keine unkontrollierbaren Filtratvolumina besitzt. Die durchgehende hydraulische Ankopplung der Suspension mit der Flüssigkeit im Filtratauffangbehälter machte das Filtratgewicht auf der Waage ohne jeden Zeitverzug verfügbar, lediglich die Ansprechgeschwindigkeit der Waage stellte eine denkbare Verzögerung dar. Mit dieser Versuchstechnik wurde der zeitliche Filtratanfall mit der bestmöglichen Genauigkeit erfasst. Nachteilig sind bei dem beschriebenen Messverfahren die aufwendige Messvorbereitung und die Tatsache, dass bei Luftdurchbruch nach Filtrationsende die ausströmende Abluft zum Verspritzen von Filtrat führen kann. Das Verfahren ist wegen der aufwendigen Vorbereitung und dem Hantieren mit Filtrat in industrieller Umgebung eher für Sonderfälle geeignet.

Eine Erhöhung des Durchflusswiderstandes durch partiell trocken fallende Ablaufflächen an der Filtermittelablaufseite und dadurch hervorgerufene Kapillaritätseinflüsse – Filtrat wird in das Filtermittel zurückgesaugt – wird durch das vorgestellte Verfahren ebenfalls vermieden. Letzterer Effekt tritt bei geringen Durchsätzen auf, die hier typischerweise nicht vermessen wurden.

Die in der vorgelegten Arbeit geübte hohe Abtastrate bringt zusammen mit dem hier entwickelte Auswerteverfahren, siehe 5.1, eine erhebliche Steigerung der Genauigkeit bei der Bestimmung der Filtrationswiderstände. Sie zeigt auch Details der Filtrationsdynamik, die bei früheren Messungen unentdeckt bleiben mussten.

Die Filtraterfassung mit abgetauchtem Filtratrohr ergibt zu hohe Werte durch das bei steigendem Filtratpegel vom Tauchrohr $\varnothing 10 \times 1$ verdrängte Flüssigkeitsvolumen. Der Fehler beträgt 0,18 Prozent bei einem Filtratbehälter $\varnothing 140$, er wird hier vernachlässigt.

Der Ablaufwiderstand des Laborfilters ist gering, $9 \cdot 10^8 \text{ [m}^{-1} \text{]}$. Geringere Ablaufwiderstände des Laborfilters sind realisierbar. Sie gehen auf Kosten einer definierten Filtratabführung. Geringe Filtermittelwiderstände R_M sind deutlich höher, sie liegen stets über $1,3 \cdot 10^9 \text{ [m}^{-1} \text{]}$, meist über $2 \cdot 10^9 \text{ [m}^{-1} \text{]}$ bis $5 \cdot 10^{10} \text{ [m}^{-1} \text{]}$ und damit Größenordnungen höher. Dies bedeutet bei allen Messungen einen geringen konstanten Fehler, der bei höheren Filtermittelwiderständen R_M vernachlässigbar wird. Im Vergleich mit dem Wasserwert R_{M0} , $1,539 \cdot 10^8 \text{ [m}^{-1} \text{]}$ des Filtermittels M8 mit einer Porenweite $20 \mu\text{m}$ liegt der Ablaufwiderstand des Laborfilters hoch. Wasserwerte wur-

den auf dem Laborfilter aber mit einem modifizierten Ablaufboden gemessen, siehe 4.2.7.2.

Bild 4-9 T-Ablauf für Laborfilter 400 ml für hohe Messgenauigkeit und hohe Durchsätze

Der abgetauchte T-Ablauf, Bild 4-9, bietet höchste Genauigkeit bei der Aufnahme der Filtratkurve. Messungen mit sehr kurzer Filtrationsdauer zeigen den Vorteil des Messverfahrens. Bei einem Standardablauf wurden naturgemäß deutlich längere Filtrationszeiten gemessen als beim abgetauchten T-Rohr, weil das erste Signal erst nach der Füllung des Ablaufvolumens auftrat. Diese Füllung erfolgte mit hoher momentaner Filtrateleistung. Dagegen erhält man das Endesignal, gleich nach welcher Vorgehensweise, bei einer erheblich geringeren momentanen Filtrateleistung was zu einer entsprechend höheren Totzeit führt. Die Differenzen gleichen sich nicht aus. Die Vergleichsversuche machten auch deutlich, dass Messungenauigkeiten wesentlich deutlicher den Filtermittelwiderstand beeinflussen, als den Filterkuchenwiderstand, siehe Tabelle 4-2. Dies ist schon an Kurvensteigung und Achsabschnitt bei der t/V - V -Darstellung zu sehen. Es aus den Versuchen zu entnehmen, dass das Volumen des Flüssigkeitsstrahls vom Laborfilter bis in den Filtratauffangbehälter in 1/10 bis 1/100 Sekunden aufgebaut wird.



Bild 4-10 Laborfilter 400 ml mit Standardablauf und Stopfen. Der Stopfen verhindert Ablauf von Filtrat vor Filtrationsbeginn.



Tabelle 4-2

Vergleichsmessung Standardablauf – abgetauchtes T-Rohr

	Standardablauf (mr 171-53-120)	Messung mit T-Tauchrohr (mr 171-54-120)	Abweichung geg. Standardablauf
Filtrationsdauer	7,5 sec	5,8 sec	-29 %
Filtermittelwiderstand	$7,52 \cdot 10^9 \text{ m}^{-1}$	$5,06 \cdot 10^9 \text{ m}^{-1}$	-48 %
Filterkuchenwiderstand	$1,38 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-2}$	$1,48 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-2}$	+ 7 %

Vergleichende Messungen mit den beiden Verfahren zeigen den deutlichen Unterschied (Tabelle 4-2). Über ähnliche Messungenauigkeiten und erforderlichen Korrekturzeiten von teilweise mehreren Sekunden wurde bereits berichtet [67-S57]. Bei üblichen Ablaufsystemen muss also mit Messabweichungen gerechnet werden, deren Betrag von der Größe des zu berücksichtigten Totvolumens abhängt.

Ein Protokoll für die Auswertung der Filterversuche ist als Anhang D beigelegt.

4.2.8 Dichtemessungen und Porosität der Gewebe

Die Bestimmung der Dichte von Flüssigkeiten und Suspensionen erfolgte in einfachen Fällen durch Auswiegen eines abgemessenen Volumens in einem Messzylinder. Der verwendete Zylinder wurde mit dem entsprechenden Volumen üblicherweise gravimetrisch überprüft, siehe 4.2.1.

Die Dichtebestimmung von Flüssigkeiten, von Filtermittel-Werkstoffen und von den eingesetzten Feststoffen erfolgte mittels eines Pyknometers, wenn besondere Genauigkeit gefordert war.

Bei Verwendung des Pyknometers zur Dichtebestimmung von Feststoffen wurde auf korrekte Benetzung sowie Abwesenheit von Lufteinschlüssen geachtet. Für eine vollständige Benetzung und Durchdringung mit Flüssigkeit wurden Filtermittel zuerst in Alkohol getaucht und das Gemisch danach evakuiert. Es folgte eine Auslaugung des Filtermittels mit Wasser, ebenfalls unter Vakuum. Schließlich erfolgte die eigentliche Dichtemessung.

Dichtebestimmungen von Filterkuchen erfolgten durch geometrisches Vermessen der Kuchenpille und Auswiegen des feuchten oder trockenen Kuchens.

Die Porosität der Gewebe wurde ebenfalls mit dem Pyknometer vermessen. Ein genau bemessenes, rechteckiges Probestück eines Gewebes mit etwa 50 mm Seitenlänge wurde ausgewogen. Das gut benetzte, temperierte und flüssigkeitsdurchtränkte Gewebe wurde in das temperierte Pyknometer eingebracht. Das Pyknometer wurde mit temperiertem Wasser gefüllt und ausgewogen. Prüftemperatur war stets 20 °C. Ein entsprechendes Messprotokoll ist als Anhang F beigefügt.

4.3 Richtlinien

Messverfahren zur Bestimmung der Filtrierbarkeit von Suspensionen und des Filterkuchenwiderstandes sind ausführlich beschrieben beispielsweise in [19, 51, 62]. Sie zeigen die unterschiedliche Mess- und Experimentiertechnik und -praxis. Eine Darstellung der absoluten Genauigkeit und der Streubreite verschiedener Messwerte ist in publizierten Dokumentationen vereinzelt zu finden [36].

Als anerkannte Regel der Technik informiert die VDI-Richtlinie [62] ausführlich über ein Messverfahren zur Bestimmung des Filterkuchenwiderstandes. Damit sind eine Standardisierung des Messapparates und Standardisierungsempfehlungen der Auswertung festgeschrieben. Diese fachliche Grundlage für die Bestimmung des Filterkuchenwiderstandes stammt in der aktuellen Form von Februar 1997 [62]. Die Richtlinie wurde vom Ausschuss mechanische Flüssigkeitsabtrennung im VDI, Gesellschaft für Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen erarbeitet. In dieser Richtlinie sind Festlegungen getroffen worden über Art und Aufbau des zu verwendenden Messfilters, sowie über eine standardisierte Auswertung der Tests. Eine Beschreibung der Durchführung der Messungen sowie ein Vorschlag über Aufbau der Messprotokolle vervollständigt das Arbeitspapier. Einige Änderungen der überarbeiteten Richtlinie sind hier ebenfalls eingeflossen. Daneben gelten die anerkannten Veröffentlichungen zu diesem Thema, sowie der übliche Wissensstand.

Die VDI-Richtlinie 2762 wird bei der theoretischen und experimentellen Betrachtung der Filtermitteldurchströmung herangezogen. Außerdem wird am a. O. eine theoretisch fundierte und praktisch erprobte Mess- und Auswertemethode zur Be-

stimmung des Filterkuchenwiderstandes vorgestellt.

Zur Messungen der Luftdurchlässigkeit gilt die DIN-ISO 9237 [53]. Diese Norm legt die Messbedingungen zum Bestimmen der Luftdurchlässigkeit von textilen Flächengebilden fest. Sie ersetzt die alte DIN 53887 mit letztem Stand von Aug. 1986. Für technische Gewebe wird in diesen Normen ein Luftdruck von 200 Pa empfohlen. Für die Durchlässigkeit von Geweben existieren weitere Standards, die aus der Konsumartikelindustrie bzw. Sportartikel- und Bekleidungsindustrie stammen. Sie treffen auf die hier verwendeten Gewebe nicht zu.

Beachtet bzw. eingehalten wurden auch die folgenden Regeln:

- Norm DIN 1343 [40], Referenzzustand, Normzustand, Normvolumen
- Norm DIN 7051 die allerdings schon lange zurückgezogen ist.
- PTB-Anforderung PTB-A 13.2, Dichte- und Gehaltsmessgeräte, Pyknometer, wurde beachtet.

Beachtung fanden noch die Normen DIN 1952 und die Nachfolgeschrift DIN EN ISO 5167-1 bei der Betrachtung der Strömungszustände in den filtrationsrelevanten porösen Gebilden.

4.4 FMEA

Fehler und Fehlereinflüsse sind im Rahmen des vorhandenen Wissens und mit der geübten Sorgfalt soweit wie möglich ausgeschlossen worden.

Im Wesentlichen ungeklärt blieb eine Erscheinung, die bei den hydrostatischen Durchflussmessungen, siehe 4.2.7.2, aufgetreten war und die mit Sicherheit auf die Benetzung des Prüfstücks mit Ethanol zurückzuführen ist. Auch ein Fehlereinfluss bei der hydrostatischen Durchflussmessung durch an der Messrohrwandung haftendes Fluid wurde festgestellt. Beide Fehler konnten durch kritische Sichtung der Messungen und der Messergebnisse entdeckt und ausgesondert werden.

Bei der Vermessung des Durchflusswiderstandes eines 5 μ m Metallsintergewebes mit Wasser war die Probe vor Messbeginn mit Ethanol benetzt und anschließend mit membranfiltriertem Trinkwasser (30 kD-Membran) durchströmt worden (Messung

116-2-HB-5 μ -963). Dabei hatte offensichtlich die Benetzung Fehler hervorgerufen. Es war in den ersten 150 ml Messvolumen ein deutlicher Anstieg des Durchflusswiderstandes zu sehen. Abhilfe wurde geschaffen durch mehrmalige Aufgabe von jeweils frischer Messflüssigkeit (Messung 116-4-HB-5 μ -964). Das Bild 4-11 dokumentiert zwei Messungen am gleichen Messaufbau mit derselben Gewebeaufspannung und gleichen Messparametern. Die erste Messung links im Bild erfolgte sofort nach der Benetzung des Filtermittels mit Äthanol. Die zweite Messung rechts im Bild wurde beim dritten Durchlauf von klarem Fluid durch das Messgerät aufgenommen. Dabei war offensichtlich das Netzmittel vollständig ausgespült. Dieses gemessene Phänomen wird offenbar hervorgerufen bei der Auswaschung eines Fluids mit einem anderen [97].

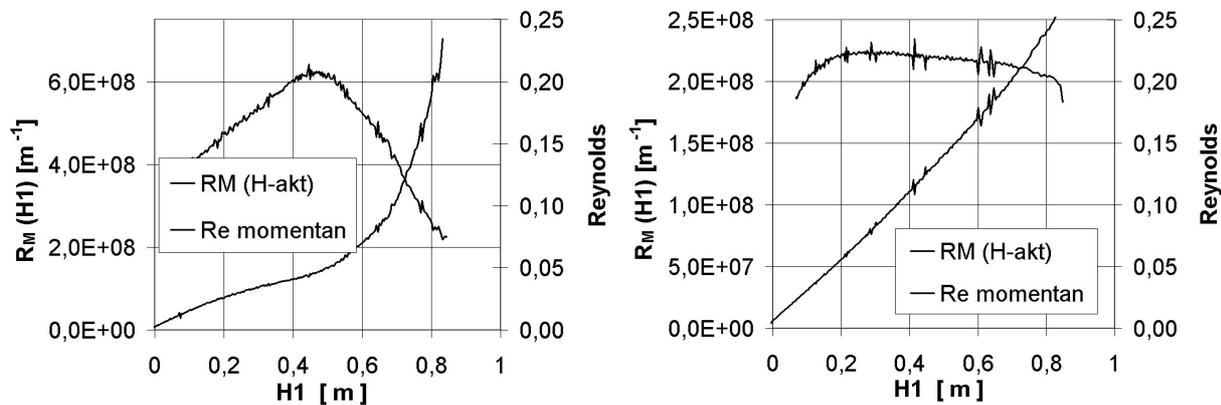


Bild 4-11 Messung mit und ohne Netzmiteleinfluss. Die Messung 116-2 (links) zeigt deutlichen Einfluss durch irregulären Widerstandsverlauf, die Messung 116-4 (rechts) mit gleichem Fluid zeigt den üblichen Verlauf

Ein weiterer Fehler wurde festgestellt durch Nachströmen von Flüssigkeit, die an der Wand des Messrohres haftet. Bei schnellen Durchflüssen sinkt der Flüssigkeitsspiegel offensichtlich schneller als die an der Wand haftende Flüssigkeit ablaufen kann. Verlangsamt sich der Durchfluss, und damit die Absinkgeschwindigkeit des Spiegels bei geringerem hydrostatischem Druck, dann hat die an der Wand haftende Flüssigkeit genug Zeit um nachzufließen. Die vorher in der Bilanz fehlende Menge wird nun aufgefüllt. Damit stimmt der aus der Ausflussmenge zurückgerechnete zeitliche Verlauf der Wassersäule nicht mehr. Die Folge sind fehlerhafte Werte für den Durchflusswiderstand. Abhilfe gegen Messfehler durch zu langsames Nachfließen wurde mit dem weiteren Messrohr geschaffen, bei dem die Sinkgeschwindigkeit des Messfluids rund 4 % beträgt von der des dünneren Messrohres.

Eine wesentliche Fehlermöglichkeit ist – mittelbar – der Temperatureinfluss. Die Viskosität des Wassers schwankt im Bereich um 20 °C in Abhängigkeit von der Temperatur so stark, dass die Temperatur genau gemessen werden muss, siehe auch 5.4.2 (Bild 5-10). Die Viskosität geht linear in das Ergebnis ein, siehe Gleichung (2.1-14) und schlägt damit sehr markant auf die Ergebnisse durch.

Bild 4-12 Fehlmessung bei mr 171,25
 Rohdaten:
 zeitlicher Masseanfall
 und Druckverlauf
 Der verspätete Einsatz bei der Messung des Filtrationsdruckes ist deutlich zu erkennen.

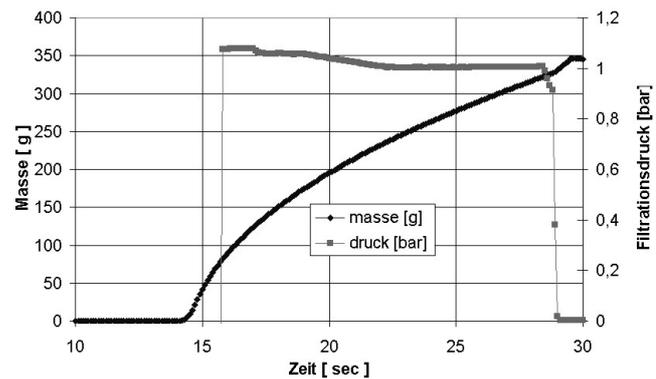
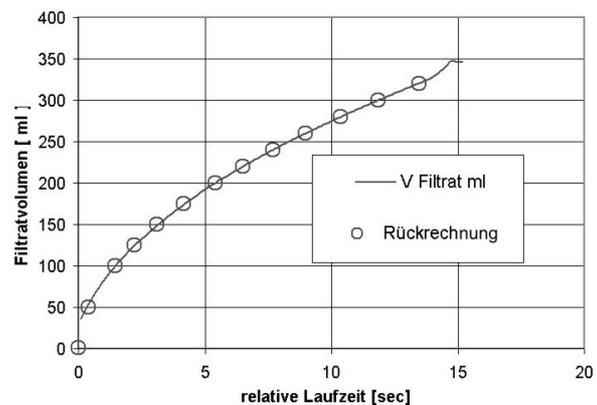


Bild 4-13 Ergebnis der Fehlmessung von Bild 4-12
 Filterkurve: Die Kontrollrechnung zeigt minimale Abweichungen im ersten Drittel der Kurve



Zur Unterstützung der Fehlersuche hatte sich die simultane Erfassung von Filtrat anfall und Filtrationsdruck bewährt, siehe 4.2.7.3 und 4.2.7.8. So wurde bei einer Messreihe (mr 170-20ff) zur Untersuchung der Gleichmäßigkeit der Messwerte in einer Reihe von Messungen unter gleichen Bedingungen eine Messung gefunden, bei der ein deutlich abweichender Filtermittelwiderstand R_{M0} ausgewertet wurde (mr 171,25). Die Analyse der Messung zeigte, dass der Druck erst etwa ab 1 Sekunde nach Filtrationsbeginn aufgezeichnet wurde. Zu dieser Zeit war nach einem Filtrat anfall von etwa 80 ml der Filtrationsdruck etwa 10 % zu hoch und wurde nachgere-

gelt. Dieser kurzzeitig zu hohe Druck hatte in der Messung einen Filtermittelwiderstand ergeben, der etwa 35 % des Durchschnittswertes aus den restlichen Messungen mit gleich bleibenden Bedingungen betrug. Eine weitere Analyse der Werte zeigte einen geringfügig progressiven Verlauf der dt/dV -V-Kurve, der allerdings ohne spezielle Aufmerksamkeit des Experimentators nicht als auffällig beurteilt wurde. Siehe hierzu 4-12 und 4-13. Wie bei allen anderen Messungen war der Filtrationsdruck vor dem Experiment auf den gewünschten Wert eingestellt worden. Zur Kontrolle des Druckes war stets ein Rohrfederanometer in der Druckgasleitung eingebaut. Bei der Messung war das Überschwingen des Zeigers zu gering und zu kurz und daher nicht erkannt worden.

5 Versuchsauswertung und Versuchsprogramm

Bei der Auswertung der Filtratkurven aus Vorversuchen wurde Genauigkeit und Reproduzierbarkeit der Messungen geprüft. Es wurde festgestellt, dass die bekannten Auswerteverfahren für das angestrebte Arbeitsziel in Genauigkeit und Reproduzierbarkeit nicht ausreichend waren. Daher musste vor Aufstellung des Versuchsprogramms ein präzises Auswerteverfahren erarbeitet werden.

5.1 Auswertung der Filtratdurchflusskurven

Die Messung des Filtermittelwiderstandes R_M für unterschiedliche Filtermittel-Feststoffpaarungen sowie Erklärungen zu den Filtermittelwiderständen R_M und R_{MI} ist wesentlicher Teil dieser Arbeit. Daher musste besonders auf die genaue Bestimmung von R_M geachtet werden. Dies wurde erreicht durch besondere Sorgfalt bei Durchführung der Filterversuche, mit einer präzisen und schnellen Erfassung des Filtratanfalls bei den Messläufen und durch eine für diese Arbeit neu entwickelte, eindeutige Auswertemethode der Filtratkurve [100].

Die Auswertung des Filtermittelwiderstandes aus der Durchflusskurve in der t/V - V -Darstellung ist anerkannt und weit verbreitet [51, 62], siehe 2.1. Es wird allerdings auch berichtet, dass die Auswertung der Filtratkurve wegen erforderlicher Korrekturen des Filtratablaufvolumens und einer notwendigen zeitlichen Verschiebung der Messdaten stark auf den Filtermittelwiderstand durchschlägt, sodass nur die Größenordnung bzw. eine Obergrenze abgeschätzt werden kann [67-S57]. Eine Verbesserung der Auswertung durch die dt/dV - V -Darstellung wird empfohlen [88].

Die genannten Quellen sowie die Fest-Flüssig-Trenntechnik beschäftigen sich vorwiegend mit der Theorie des Filterkuchenwiderstands. Dazu wird meist empfohlen den Filtermittelwiderstand durch geeignete Tuchauswahl bei den Filterversuchen vernachlässigbar gering zu halten [62]. Eine Optimierung in dieser Richtung ist in [67] genannt, aber nicht dargestellt. Eigene Messungen [101] zeigen, dass bei kontinuierlichen Filtern der Filtermittelwiderstand kaum in vernachlässigbare Grenzen, etwa unter 5 %, gebracht werden kann, siehe 1.2. Daher sind die Richtwerte für den Filtermittelwiderstand kritisch zu hinterfragen.

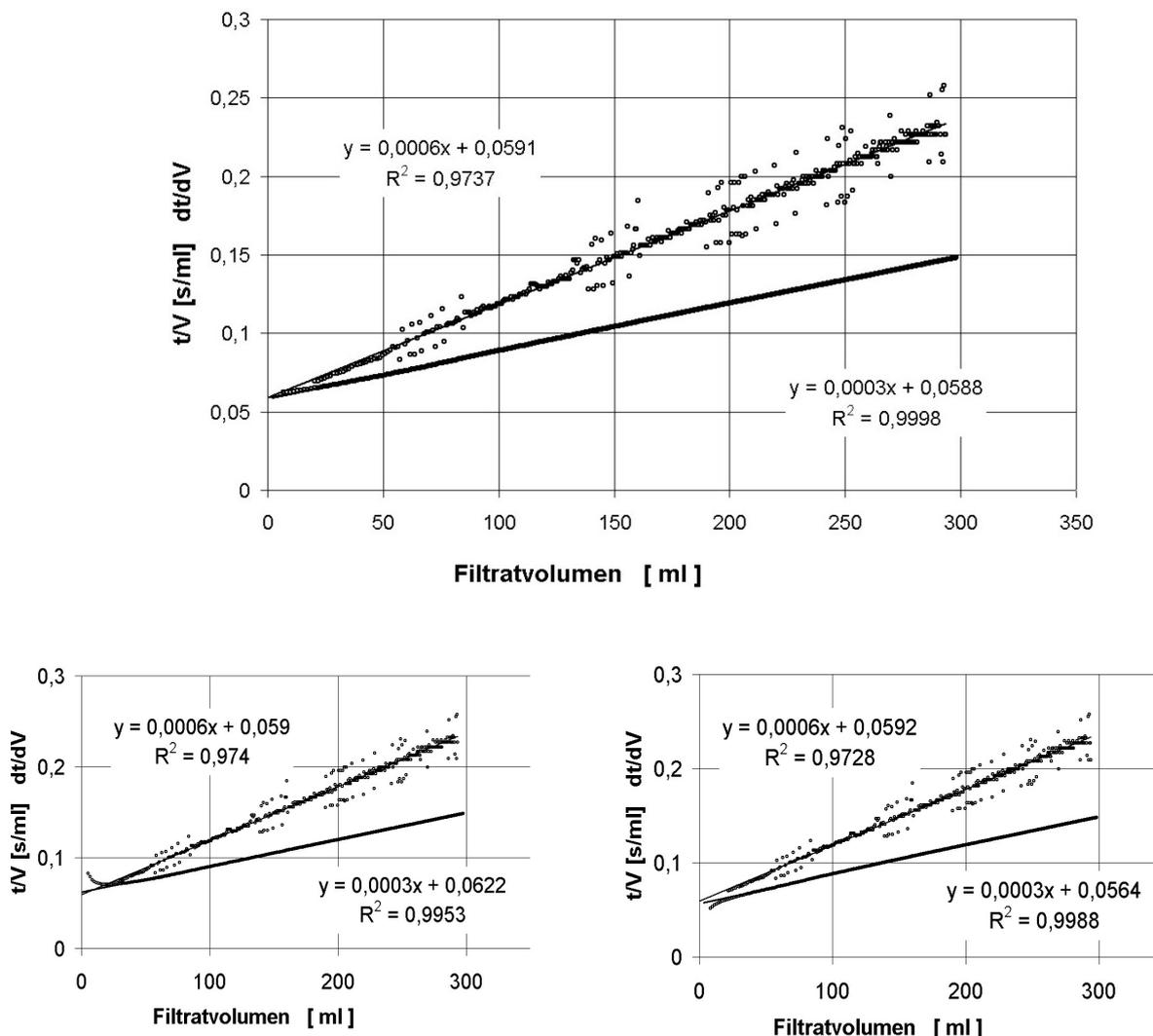


Bild 5-1 Auswertung der Filtratmengenmessung mit verschiedenen Startzeitpunkten

Filtration von Produkt P3, Zellulosefaser Vitacel L10

25g/l in wässriger Suspension, 7 μ m-Gewebe M6, 1 bar Filtrationsdruck

a: aktueller Start der Auswertung

b: -0,1 sec, d. h. 0,1 sec vor dem akt. Start, Abweichung des FMW: +5,3 %

c: +0,1 sec, d. h. 0,1 sec nach dem akt. Start, Abweichung des FMW: -3,9 %

a, b, c von oben nach rechts unten

Sonstige Angaben: $r_K = 2,66 \cdot 10^{12}$, $R_M = 1,15 \cdot 10^{10}$, $K_I = 9,1$

$h_{Ke} = 4,3$ mm, $h_K = 13,2$ mm, $t_E = 44$ s

Anm.: Streuung Messwerte in dt/dV -Darstellung d. Rundungsfehler, s. 5.1.4

5.1 Auswertung der Filtratdurchflusskurven

Eine unmittelbare, exakte Triggerung auf den Beginn der Filtration, also auf den Beginn des Filtratflusses unmittelbar unter dem Filtermittel, ist auf direktem Weg nicht möglich. Bekannt ist, dass bei der Auswertung der Filtratanfallkurve der Zeitpunkt des gewerteten Filtrationsbeginnes so abgeschätzt wird, dass ein vertrauenswürdiger Kurvenverlauf entsteht. Geringe Abweichungen des Startzeitpunktes ergeben aber deutliche Unterschiede der t/V - V -Kurve (Bilder 5-1-abc und 5-2). Dies ist auch in [51-S124, 67-S59] dargelegt. In den Diagrammen ist deutlich zu sehen, dass bereits bei einer Änderung des Startbeginns um $\pm 0,1$ Sekunden deutliche Abweichungen des Ordinatenabschnittes bei $V_F = 0$ (proportional dem Filtermittelwiderstandes R_M) auftreten, während der Filterkuchenwiderstand nur wenig variiert (etwa um die Hälfte der Prozentpunkte). Die Abweichungen des Filtermittelwiderstandes betragen bei der in Bild 5-1 dargestellten Messung $+5,3\%$ bei $0,1$ sec früherem und $-3,9\%$ bei $0,1$ sec späterem Start der Auswertung. Im Unterschied dazu ist an den Daten der Regressionsgeraden der dt/dV - V -Auswertung (jeweils Datengruppe oben links im Diagramm: $0,0591$, $0,059$ und $0,0592$) in den Bildern 5-1-abc klar zu sehen, dass der dem Filtermittelwiderstand R_M proportionale Achsenabschnitt bei dieser Auswertemethode bei unterschiedlichen Auswertestartzeiten kaum variiert.

Die Empfindlichkeit des Filtermittelwiderstandes auf Fehlmessungen ist erklärbar durch die Tatsache, dass beide Widerstände zusammen erfasst werden und erst bei der Auswertung durch den theoretischen Ansatz voneinander getrennt werden. Es ist also der vorwiegend kleinere Durchflusswiderstand des Filtermittels komplementär zum Filterkuchenwiderstand. Fehler bei der Auswertung wirken sich entsprechend beim kleineren Anteil stärker aus als beim größeren. Dabei sind natürlich bei zu kleinem Filterkuchenwiderstand die Werte für den Filtermittelwiderstand zu groß und umgekehrt.

Sowohl an der t/V - V -Darstellung als auch an der dt/dV - V -Darstellung wurde nachgewiesen, dass bei kleinen Abweichungen des angenommenen Startzeitpunktes die Steigung der Kurve als Äquivalent des Filterkuchenwiderstandes geringen Schwankungen unterliegt, während der Ordinatenabschnitt, der das Äquivalent des Filtermittelwiderstandes darstellt, deutlicher schwankt. Die Schwankungen sind bei der differentiellen Auswertemethode erheblich geringer als bei der verbreiteten t/V - V -Darstellung. Es war also für eine genaue und reproduzierbare Erfassung des Filtermittelwiderstandes R_M ein verbessertes Auswerteverfahren unabdingbar, mit dem die Genauigkeit bei der Ermittlung des Filterkuchenwiderstandes und die Reproduzierbarkeit durch stabile Kriterien deutlich verbessert werden musste.

5.1.1 Neues, eindeutiges Anfangskriterium der Filtration

Zur genauen Bestimmung des Filtrationsbeginns wurde das neue Verfahren erarbeitet, das Schätzarbeit vermeidet. Die Auswertung geschieht auf Basis der bewährten t/V - V -Darstellung (Standardmethode) und der dt/dV - V -Darstellung (differentielle Methode). Die Kombination beider Kurven zur Festlegung eines eindeutigen Anfangskriteriums für den Startzeitpunkt ist neu. Sie bietet einen eindeutigen Trigger für den Start der Filtration. In beiden Auswertungen wird aus der linearen Regression der Messdaten der jeweilige Achsabschnitt der Ordinate bestimmt. Bei $V_F = 0$ entsprechen die Ordinatenabschnitte nach den Gleichungen (2.1-14) und (2.1-18) dem gleichen Wert a , (2.1-17) und (2.1-19). In der t/V - V -Darstellung ist dieser Wert, wie zuvor dargestellt, empfindlich gegen eine Verschiebung des Beginns der Auswertung. Bereits bei geringen Unterschieden im Startzeitpunkt werden stärkere Unterschiede im Ordinatenabschnitt – der dem Filtermittelwiderstand proportional ist, siehe (2.1-15) – und in der Steigung – die dem Filterkuchenwiderstand proportional ist, siehe (2.1-16) – gemessen. Dagegen ist die dt/dV - V -Darstellung weniger empfindlich gegen Verschiebungen des Anfangszeitpunktes der Messauswertung. Daher wird der Startzeitpunkt so bestimmt, dass beide Kurvendarstellungen in der linearen Regression gleiche Achsabschnitte zeigen (Bild 5-3).

Die Wahl des Startzeitpunktes bei der Auswertung der Messung erfolgt auf einem konkreten Abtastzeitpunkt, der bei den vorgestellten Messungen im 1/10-Sekundenraster vorliegt. Die hohe Abtastrate ist in 5.1.4 beschrieben. Orientierung für diese Korrektur war die Abstimmung der aus beiden Kurven gewonnenen Achsabstände der Regressionsgeraden, welche die Berechnungsgrundlage für den Filtermittelwiderstand R_M ist. Ein Beispiel ist in Bild 5-1 dargestellt. Eine Anpassung der Startzeit auf 1/100 sek. wurde bei einigen Messungen durchgeführt. Die Verbesserung war so gering, dass bei den Auswertungen darauf verzichtet wurde.

In Bild 5-1a liegt der zeitliche Start der Auswertung auf der Zeitmarke unmittelbar bei dem tatsächlichen Start der Filtration. In Bild 5-1b ist der Start der Auswertung auf der Zeitmarke eine Zehntel Sekunde vor dem in Bild 5-1a gewählten Zeitpunkt. An der Krümmung zu Beginn der jeweiligen Kurven ist deutlich zu erkennen, dass die beim Bild 5-1a gewählte Zeitmarke näher am tatsächlichen Filtrationsbeginn ist. Auswertestart im Bild 5-1c ist eine zehntel Sekunde später als zum Zeitpunkt in Bild 5-1a. Er zeigt dass die Auswertung nunmehr zu spät erfolgt. In dieser zehntel Sekunde fließen etwa 3 ml durch das Filter. Dies entspricht einem Durchfluss von ca.

5.1 Auswertung der Filtratdurchflusskurven

$50 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$. Die Übereinstimmung der jeweiligen Achsabschnitte ist in den Bildern zu sehen. Das Bild 5-2 zeigt die Variationen in der t/V -Darstellung, wenn die Auswertung zu unterschiedlichen Zeiten beginnt.

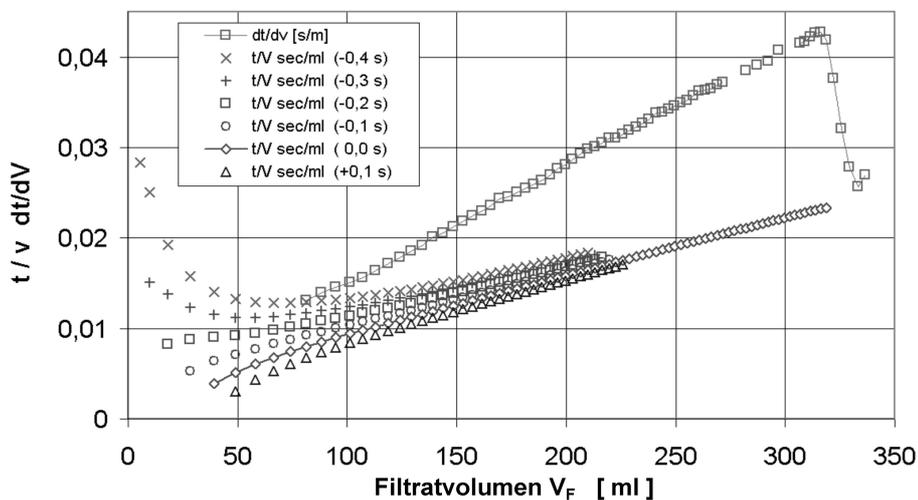


Bild 5-2 t/V -V-Diagramm mit verschiedenen Kurvenläufen die bei einer Auswertung mit unterschiedlichen Startzeiten entstehen.

Im Bild 5-2 werden Kurvenverläufe der t/V -V-Darstellung vorgestellt, die zu Beginn des Filtrationsanfalls stark sinken, beachte t/V für -0,3 bzw. -0,4 Sekunden, und nach kurzer Zeit in den steigenden, meist linearen Ast übergehen. Vergleichbare Kurvenverläufe wurden auch vorgestellt als zeitrichtige Auswertungen der Durchflusskurve [51-S124]. Diese Interpretation widerspricht dem hohen Filtrationsanfall zu Filtrationsbeginn. In 2.1 ist t/V als reziproke Filtratgeschwindigkeit vorgestellt. Zu Beginn der Filtration ist die höchste Filtratgeschwindigkeit feststellbar. Der Filtrationsanfall ist nur durch den Wasserwert R_{M0} beim entsprechenden Druck nach unten begrenzt. Daher wurde im vorgestellten Anfangskriterium der Filtration der Beginn der Filtration so festgelegt, dass die t/V -V-Kurve zweifelsfrei monoton steigt. Siehe dazu im Bild 5-2 die Punktreihe für t/V bei 0 Sekunden (mit Verbindungslinie) und auch 6.1.1 sowie die Bilder 5-1a und 6-7.

Zur Erleichterung der Auswertung erfolgt die Abstimmung der t/V -V-Kurve mit der dt/dV -V-Kurve in einem einzigen Diagramm (Bild 5-3). Beide Kurven werden mit der entsprechenden Regressionsgeraden dargestellt. Die Geradengleichungen werden im Diagramm ebenfalls eingeblendet. Dies ist in den vorgelegten Bildern bereits mehrfach gezeigt. Die Anwahl des Startzeitpunktes in der Tabelle der Messwerte geschieht hier durch einen Schieberegler, der in dem verwendeten, verbreiteten Ta-

bellenkalkulationsprogramm verfügbar ist. Die Abstimmung ist entsprechend den vorgelegten Ausführungen dann gültig, wenn strenge Monotonie bei der t/V - V -Darstellung festgestellt wird.

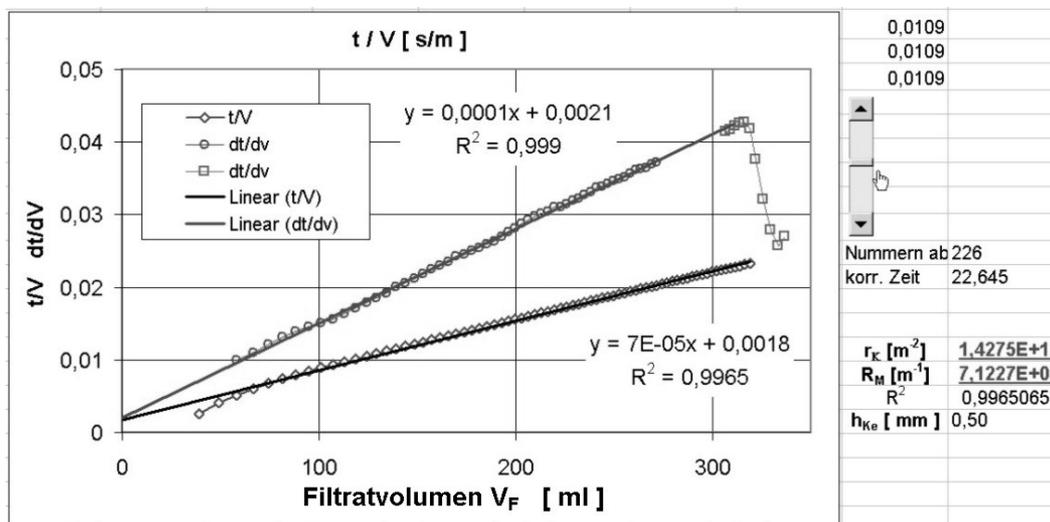


Bild 5-3 Abstimmung der Diagramme

Die Kombination beider Auswertungen ist notwendig, weil bei der differentiellen Auswertemethode alleine wegen der beschriebenen Unempfindlichkeit gegen Verschiebung des Startzeitpunktes die Filtrationsdauer nicht mit ausreichender Genauigkeit festgestellt werden kann. Erst die theoretisch begründbare Abstimmung des Achsabschnittes der Standardmethode auf den der differentiellen Methode ergibt eine Genauigkeit der Zeitbestimmung, die für eine hohe Genauigkeit beider Widerstandswerte erforderlich ist. Durch die Abstimmung beider Auswertungen sind der Filterkuchen- und der Filtermittelwiderstand mit guter Genauigkeit bestimmbar.

5.1.2 Neues, eindeutiges Endekriterium der Filtration

Es lag nahe, dem klar definierten Anfangskriterium der Filtration auch ein definiertes Endekriterium zur Seite zu stellen, um die Auswertung durch zwei eindeutige Kriterien zu begrenzen. Das Ende der Filtration ist für die Bestimmung des Filtermittel- und des Filterkuchenwiderstandes von Bedeutung, weil diejenige Filtratmenge $V_{F,E}$ sicher festgestellt werden muss, die bis zum Erreichen der Filterkuchensättigung 1,0 anfällt.

5.1 Auswertung der Filtratdurchflusskurven

Das bisherige Verfahren ist in 2.1 dargestellt.

In dem hier besonders interessierenden Bereich des Filterkuchenwiderstandes von $1 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-2}$ bis $1 \cdot 10^{14} \text{ m}^{-2}$ wird im Druckbereich von 0,4 bar bis 4 bar der kapillare Eintrittsdruck bei wässrigem Fluid mit üblicher Oberflächenspannung stets überschritten. Wenn der Flüssigkeitsspiegel die Filterkuchenoberfläche erreicht, beginnt die Untersättigung des Filterkuchens, weil das Pressgas die im Kuchen eingeschlossene Flüssigkeit verdrängt. Es zeigt sich nun, dass diese Verdrängung zu einem deutlichen Anstieg des Filtratflusses führt. Die Filterkurve (Bild 5-4) zeigt diesen Anstieg am Ende der Filtration. Der genaue Zeitpunkt ist in der Filtratkurve nicht sehr deutlich zu erkennen. Meist wird der Anstieg der Filtratkurve erst beim Leerblasen des Filtratablaufes deutlich. Auch die t/V - V -Darstellung des Filtratanfalles lässt das Ende der Filtration nicht sofort und nicht zweifelsfrei erkennen (Bild 5-5 unterer Graph).

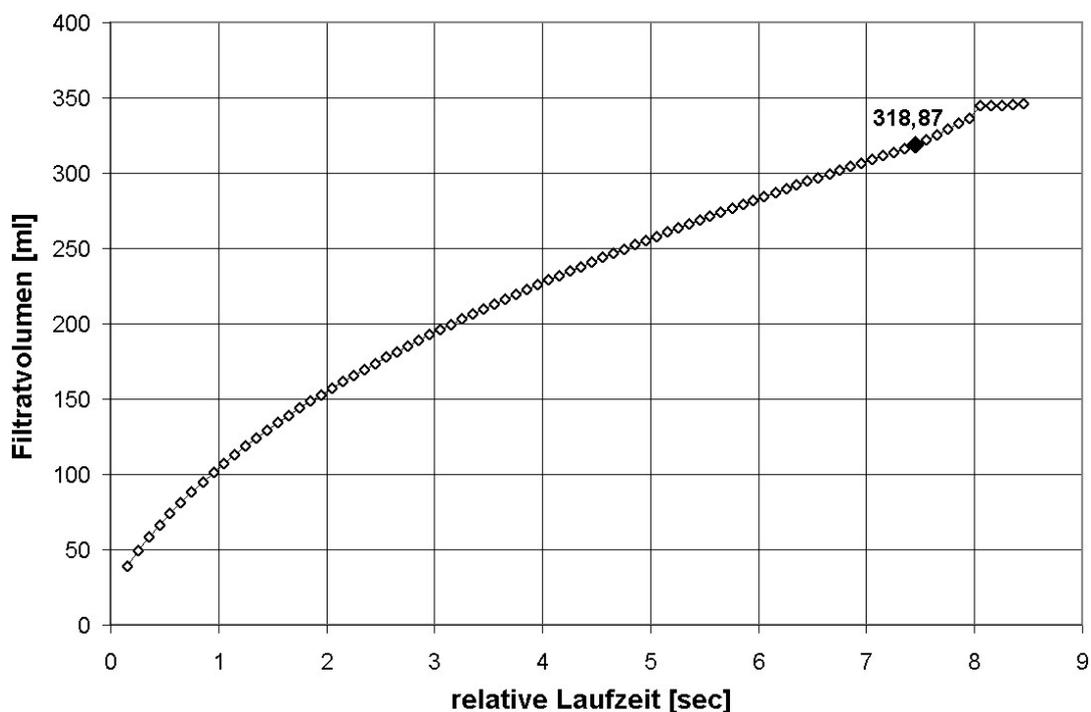


Bild 5-4 Verlauf der Filtratkurve. Gegen Filtrationsende ist der Beginn der Untersättigung markiert (Bild 5-5)

Der Anstieg des Filtratflusses ist dagegen in der differentiellen Darstellung der Filtratkurve eindeutig erkennbar. Der bis dahin meist lineare, vorwiegend monoton steigende Verlauf der Messpunkte zeigt ein deutliches Extremum, die Kurve sackt ab, weil der Filtratfluss deutlich ansteigt (Bild 5-5, oberer Graph). Die Filtratmenge zum

Zeitpunkt beginnender Untersättigung steht dadurch fest. Zusätzlich von Vorteil ist es bei der üblichen Darstellung in einem Tabellenkalkulationsprogramm, dass die zu dieser Filtratmenge gehörige Zeit in der Filtratanfallkurve eindeutig ablesbar ist (Bild 5-4). Somit steht die Filtratmenge zu diesem Zeitpunkt mit der hohen zeitlichen Auflösung fest, was für die Bestimmung des genauen Konzentrationswertes K_S (Feststoffvolumen/Filtratvolumen) zur Berechnung der Widerstandswerte von Bedeutung ist. Wird dagegen der kapillare Eintrittsdruck nicht erreicht, dann versiegt der Filtratstrom und die differentielle Darstellung ergibt ein Signal in einem aufsteigenden Kurvenast mit vergleichbaren Folgerungen. Die Schnelligkeit und Genauigkeit des Kriteriums ist daran zu erkennen, dass der markierte Datenpunkt vom Maximum um eine Zehntelsekunde bzw. 2 ml entfernt ist. Diese 2 ml bedeuten, dass der Flüssigkeitspegel (leerrohrbezogen) um 1 mm abgesunken ist. Die gesamte Filtrationsdauer beträgt im vorgestellten Beispiel 7,5 Sekunden. Bei langsameren Filtrationsvorgängen steigt die relative Genauigkeit.

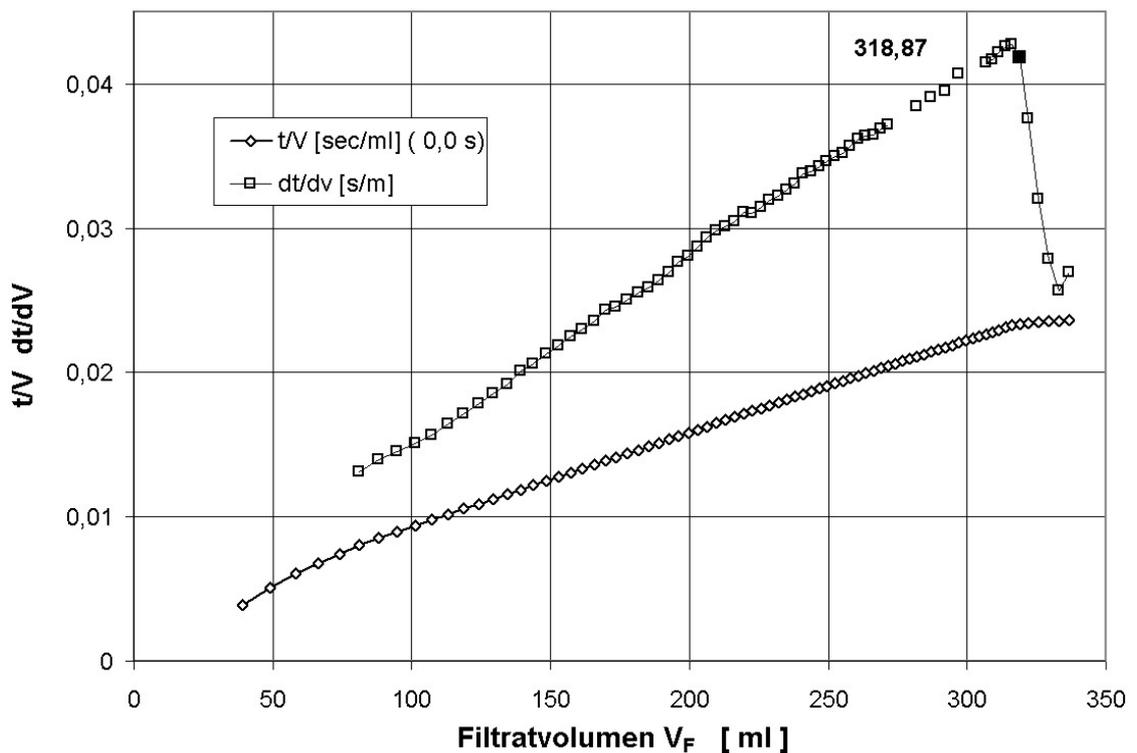


Bild 5-5 Darstellung der t/V - V - und der dt/dV - V -Auswertung mit dem Beginn der Untersättigung bei Filtrationsende

Die Untersättigung des Filterkuchens beginnt bei der Sättigung S 1,0. Nach Gleichung (2.1-10) beträgt genau dann die im Filterkuchen verbleibende Filtratmenge

$$V_S = A \cdot h_K \cdot \varepsilon \quad (5.1.2-1)$$

und das bis zu diesem Zeitpunkt als Filtrat angefallen Volumen ist gleich V_E .

Die Erfassung der Filtratmenge mit der hohen Abtastrate liefert bei der Auswertung der Messwerte ein exaktes Endkriterium durch den Zeitpunkt, zu dem der Filterkuchen mit der Sättigung $S = 1,0$ vorliegt und die Untersättigung beginnt. Gleichzeitig steht das zu diesem Zeitpunkt angefallene Filtratgewicht fest. Mit der Kuchenhöhe $h_{K,E}$ kann K_S genau bestimmt werden (5.1.3-1).

5.1.3 Diskussion der neuen Kriterien

Vergleiche von zufällig ausgewählten Messungen zeigen die gute Genauigkeit des Messverfahrens. So wurden bei einer Messreihe mit kompressiblem, faserigem Material, Arbocel CW 630 PU, die Messungen „von Hand“ und mit automatisierter Datenerfassung durchgeführt. Die Auswertung dieser Messungen zeigt trotz der kurzen Filtrationszeiten eine relativ gute Übereinstimmung der Messwerte für den Filtermittel- aber auch für den Kuchenwiderstand, siehe Tabelle 5-1. Die Differenzen werden darauf zurückgeführt, dass die mit der Stoppuhr aufgenommenen Filtrationszeiten und die entsprechenden Filtratmengen von den in den beiden letzten Abschnitten vorgestellten Nachteilen beeinflusst sind.

Die Übereinstimmung wird als gut bewertet und als Beleg dafür angesehen, dass konventionelle Messungen und die hier vorgestellte Methode zur Auswertung vergleichbare Ergebnisse bringen können. Es wird an anderer Stelle dargelegt, dass die Reproduzierbarkeit der hier vorgestellten automatisierten Messungen sehr hoch ist. Die Auswertung der Messungen mit Stoppuhr „von Hand“ geschieht derart, dass die Einzelwerte in einer linearen Regressionsanalyse verknüpft werden und die daraus resultierenden Geradenparameter zur Berechnung der Widerstände herangezogen werden, wie dies ähnlich bei der Auswertung der rechnergestützten Messung geschieht.

Tabelle 5-1 Filtration von Produkt P2 auf Gewebe M9

Bedingungen für alle hier dargestellten Messungen:

TS-gehalt 25 g/l, Filterfläche 19,63 cm²,

Filtrationsdruck 1,0 bar, Temperatur 16 °C ± 2°

Messung		1	2	3	4 ¹⁾	5	6
Volumen	ml	200	109	217	326	109	200
TS-Menge	atro g	5,00	2,72	5,43	8,15	2,72	5,00
KS	mm	9,2	5,0	10,1	14,9	5,0	9,3
Filtrationszeit	sec	9,6	3,7	11,4	26,0	3,3	10,3

Auswertung:

Alle Messungen $r_K = 2,16 \cdot 10^{12} [m^{-2}]$ $R_M = 1,03 \cdot 10^9 [m^{-1}]$

Messungen „Hand“ $r_K = 1,89 \cdot 10^{12} [m^{-2}]$ $R_M = 1,99 \cdot 10^9 [m^{-1}]$

Messung 4 ¹⁾ $r_K = 2,30 \cdot 10^{12} [m^{-2}]$ $R_M = 1,32 \cdot 10^9 [m^{-1}]$

¹⁾ elektronische Datenerfassung

Die Genauigkeit der Auswertung wurde schließlich durch Berechnung der Filterkurve geprüft. Dazu wurde eine theoretische Filterkurve – Filtratmenge über Zeit – mit den bei der Auswertung ermittelten Widerstandswerten r_K und R_M errechnet und der originalen Messung überlagert. Diese Darstellung zeigt eine hervorragende Übereinstimmung (Bild 5-6).

Bei der Kontrolle dieser Übereinstimmung sind drei markante Punkte von Interesse: Der Beginn der Filtration, der naturgemäß genau stimmt. Geprüft wird danach der Fehler bei der Rückrechnung des Endpunktes der Filtration, siehe 4.2.2. Sind beide Kontrollpunkte gleich im Rahmen der möglichen Genauigkeit von unter 1 % bezogen auf den Momentanwert, so muss eine Kontrolle in der Kurvenmitte – etwa zum halben Filtratvolumen – durchgeführt werden, Bild 5-7. Ein zu hoher Filtermittelwiderstand zusammen mit einem entsprechend geringeren Filterkuchenwiderstand ergibt eine geringere Kurvenkrümmung, weil bei der Kurvenanpassung durch die schnellere Filtration der hohe Anfangswiderstand ausgeglichen werden muss. Im umgekehrten Fall ist die theoretisch gewonnene Kurve stärker gekrümmt als das Original aus der Messung. Beide Abweichungen sind optisch ab 3 bis 5 % Fehler am Kurvenverlauf zu erkennen. Geringere Abweichungen werden durch Vergleich der Zahlenwerte erkannt. Die vorgelegten Ergebnisse wurden fallweise in der beschrie-

5.1 Auswertung der Filtratdurchflusskurven

benen Weise überprüft und für gut befunden. Eine ähnliche Fehlerkontrolle bei herkömmlichen Auswertekriterien ist nicht belegt.

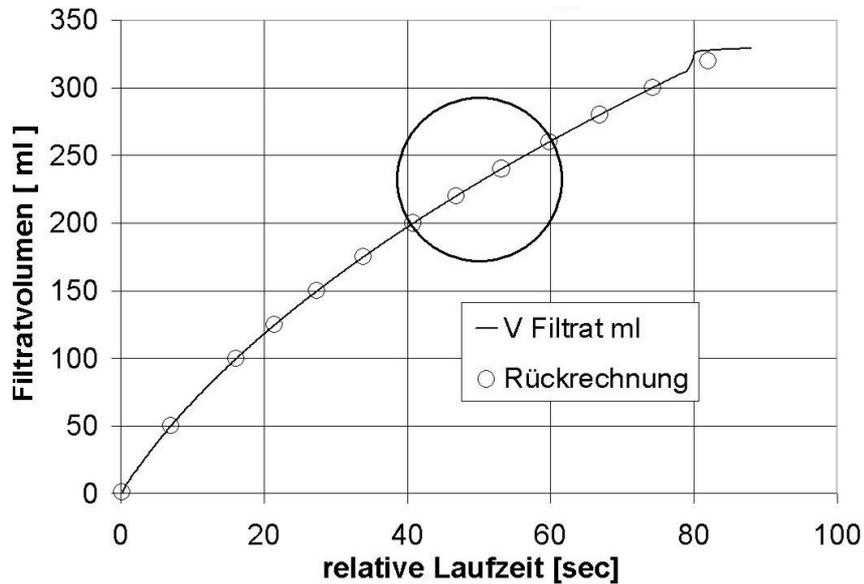


Bild 5-6 Messung und Kontrollrechnung
Die bei der Auswertung der Messung errechneten Widerstandswerte r_K und R_M dienen zur Berechnung einer theoretischen Filtratanfallkurve. Diese wird mit der aktuellen Messung verglichen.

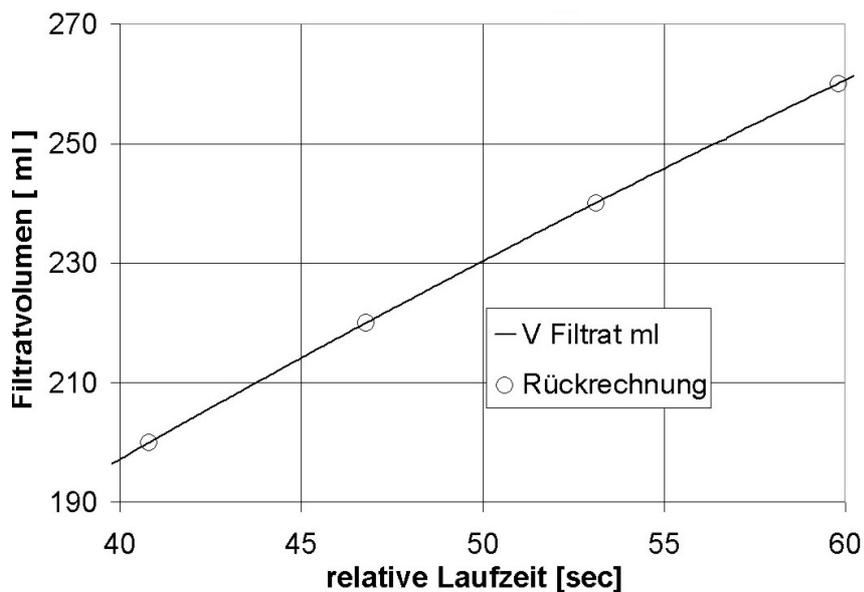


Bild 5-7 Vergrößerter Ausschnitt von Bild 5-6

Wird nur ein Widerstandswert verändert, sind die Auswirkungen anders. Höherer Filtermittel- oder Filterkuchenwiderstand ergibt insgesamt eine langsamere Filtration, geringere Widerstände dementsprechend eine schnellere. Steigt der Filterkuchenwiderstand, so verlängert sich die Filtrationsdauer um etwa die Hälfte des Prozentwertes. Der Einfluss eines fehlerhaft ermittelten Filtermittelwiderstandes auf die theoretisch errechnete Filtrationsdauer ist geringer. Diese Angaben sind Richtwerte.

Die Genauigkeit der Messung hängt auch von der genauen Bestimmung der Feststoffkonzentration und von dem davon abhängigen Wert K_S ab. Nach der theoretisch basierten Definition (2.1-11) ist dieser Wert gleich dem Kuchenvolumen bezogen auf das Filtratvolumen

$$K_S = \frac{h_{K,E} \cdot A}{V_{F,E}} \quad (5.1.3-1)$$

Die Bestimmung von K_S ist durch das hier vorgestellte Endekriterium der Filtration einfach, siehe 5.1.2 (Bilder 5-4 und 5-5). Dagegen ist das herkömmliche Endekriterium durch Beobachten des Flüssigkeitsspiegels bzw. durch Zeitnahme des Gasdurchbruchs (im Filtrat) von geringerer Genauigkeit insbesondere deswegen, weil der Zeitpunkt bei dem die Sättigung 1,0 erreicht wurde und die zu diesem Zeitpunkt gehörige, angefallene Filtratmenge nicht mit der erforderlichen Genauigkeit festgestellt werden können.

Die im Bild 5-5 dargestellte Auswertung bzw. Messung wurde auf die Genauigkeit des hier beschriebenen Filtratanfalls durch eine Bilanz aller Mengen überprüft. Dazu war die gesamte eingebrachte Suspensionsmenge vor Beginn der Messung gravimetrisch erfasst worden. Nach Ende des Filtrationszyklus, also nach der Untersättigung des Filterkuchens, wurde der Filterkuchen vermessen. Da keine Risse oder sonstige Schrumpfungskennzeichen sichtbar waren, konnte das Volumen durch eine Messung der Kuchendicke festgestellt werden. Die anhaftende Flüssigkeit war reines Wasser, es wurde im Trockenschrank bis zur Gewichtskonstanz des Filterkuchens verdampft. Das Gewicht der verbliebenen Kuchenpille wurde gemessen. Getrennt von dieser Messung wurde die Dichte des Feststoffes bestimmt. Die erste Bestimmung erfolgte mittels eines Pyknometers mit ca. 100 ml Füllvolumen. Sie ergab eine Feststoffdichte von 2,237 kg/l. Die alternative Bestimmung erfolgte mit einem QUANTACHROME ULTRAPYKNOMETER-1000 nach DIN 66 137-2 mit dem

5.1 Auswertung der Filtratdurchflusskurven

Messgas Helium bei 25°C. Sie ergab eine Feststoffdichte von 2,2387 kg/l nach so vielen automatischen Wiederholungsmessungen (insgesamt 70), bis die gewünschte Wiederholgenauigkeit von 0,050 % erreicht war. Aus der Dichte 2,24 kg/l wurde die Porosität der Kuchenpille und damit das bei der Temperatur der Filtrationsmessung in der Pille enthaltene Flüssigkeitsgewicht errechnet. Das Gewicht der Wasserfüllung des errechneten Porenvolumens, das Gewicht der absolut trockenen Kuchenpille und das beim Beginn der Untersättigung ausgewertete Flüssigkeitsgewicht des Filtrats ergab genau die eingebrachte Suspensionsmenge. Somit war für diesen Fall bestätigt, dass das Messsignal „Beginn der Untersättigung“ exakt stimmt. Die Messung liefert demnach die genauen Werte, die durch die Integrationsgrenzen, siehe (2.1-13), gefordert werden.

Bei besonders hohen Anforderungen an Genauigkeit der Ergebnisse und an Reproduzierbarkeit hatte sich bei den durchgeführten Messungen im Rahmen dieser Arbeit als empfehlenswert gezeigt, mindestens fünf Messungen zu einem Messpunkt durchzuführen und Ausreißer auszusondern. Sind die Ergebnisse zu diffus, dann sollte die Messanordnung modifiziert und die Messungen wiederholt oder das Ergebnis mit Vorbehalt betrachtet werden, siehe auch 4.4, FMEA.

5.1.4 Schnelle Messwerterfassung

Die Erfassung des Filtratanfalles in einem Zeitraster von 0,1 Sekunden soll schnell ablaufende Vorgänge möglichst genau wiedergeben. Vorteil ist die genaue Definition des Startzeitpunktes der Filtration und die sehr genaue Zeitnahme des Beginns der Untersättigung als Ende der Filtration. Nachteilig wurde ein Messrauschen gesehen, das in der dt/dV -V-Darstellung sichtbar werden kann (Bild 5-1). Dieses Rauschen wird hervorgerufen durch Rundungsfehler, weil Zeitinkremente und Filtratgewicht-Inkrementen klein sind. Die entstehenden Fehler oszillieren um den tatsächlichen Kurvenverlauf, so dass sich die Abweichungen bei der üblichen großen Anzahl von Messpunkten aufheben.

5.2 Auswahl der Stoffsysteme

Die getesteten Stoffsysteme sollten den folgenden Kriterien gehorchen:

1. Realitätsnähe
2. Problemlose Verfügbarkeit
3. Reproduzierbarkeit
4. Gefahrlose Handhabung

Tabelle 5-2 Untersuchte Feststoffsysteme

	Produktname	mittlere Partikelgröße µm	Material
P1	Spherichel	10	Glas Hohlglaskugeln, $\rho_S = 1,1$
P2	Arbocel	20	Zellulose Arbocel CW 630 PU
P3	Vitacel	15	Zellulose Vitacel L10
P4	FW12	22,7	Kieselgur
P5	Pigment	33	Pigment
P6	Massenprodukt	150	Kunststoffvorprodukt

Abweichungen von den Kriterien 1 bis 4 wurden zugelassen, wenn die Versuchsführung es erforderte. So konnte die unmittelbare Realitätsnähe nicht oft erfüllt werden. Betreiber von Filtern sind selten bereit, ihre Produkte in Veröffentlichungen vielfältig analysiert beschreiben zu lassen. Außerdem sind in solchen Fällen Reproduzierbarkeit, problemlose Verfügbarkeit sowie Unbedenklichkeit kaum zu gewährleisten.

In einigen Fällen wurde Produkt 1, Hohlglaskugeln Spherichel, verwendet, die schlecht verfügbar und mit sehr wenigen realen Produkten vergleichbar sind. Sie kommen in Form und Eigenschaften aber den idealen Partikeln sehr nahe. So ist die Kompressibilität gegenüber anderen realen Stoffen weitgehend vernachlässigbar. Die Glaskugeln sind hohl, sodass das spezifische Gewicht geringfügig über dem von Wasser liegt und die Sedimentation auf ein Minimum beschränkt ist.

Eine gewisse Realitätsnähe bringt die Verwendung einer Zellulose. Wichtig für die Wahl dieses Materials war die relativ gute Kompressibilität des feuchten Filterkuchens schon bei niedrigen Drücken, ohne dass das Material allzu stark zu Rissbildung neigte.

5.3 Auswahl der Filtermittel

Als Fluid wurde überwiegend Wasser verwendet. Die breit untersuchte Filtrationstheorie stützt sich vielfältig auf wässrige Suspensionen. Erst in jüngster Zeit wird im Rahmen von speziellen Forschungsvorhaben der Einfluss von Lösungsmitteln auf filtrationstheoretische Zusammenhänge untersucht [97]. Es erschien durch diese Tatsachen gerechtfertigt, eine Beschränkung auf Wasser bzw. wässrige Lösungen zu praktizieren. Damit wurden sekundäre Effekte ausgeschlossen, wie sie durch den Einfluss organischer Lösungsmittel festgestellt wurden, siehe 4.4 mit Bild 4-11 sowie [97]. Dies wird nicht als Nachteil angesehen, weil die Arbeiten nach [97] deutliche, aber teilweise noch nicht sicher definierte Einflüsse zeigen. Das hier verwendete Wasser war Trinkwasser. Nach einer beispielhaften Analyse der Wasserversorgung liegt die Leitfähigkeit je nach Brunnen bei 331 bzw. 425 μS , im Durchschnitt bei 400 μS . Die Salzfracht beträgt durchschnittlich 140 mg/l.

Vollentsalztes Wasser wurde in den wenigsten Fällen verwendet. Es bestand die Befürchtung, dass der Harzabrieb sowohl mechanische als auch elektrophysikalische Einflüsse hervorrufen könnte. Stattdessen wurde neben normalem Trinkwasser (TrW) auch membranfiltriertes Trinkwasser (TrW-30kD) mit einer geringfügig niedrigeren Leitfähigkeit, etwa 350 μS , verwendet, das mit einem Membranmodul mit einer Trenngrenze von 30 kD gewonnen wurde. Damit sind im eingesetzten Porengrößenbereich der Filtermittel mechanische Verschmutzungen ausgeschlossen.

5.3 Auswahl der Filtermittel

Durch Auswahl geeigneter Filtermittel für Messungen und Versuchen wurde dafür gesorgt, dass der abgeschiedene Feststoff möglichst nicht in das Filtermittel eintritt. Durch einmalige Verwendung der Filtermittel wird gewährleistet, dass solche Verstopfungseffekte minimiert werden [103-S288]. Verschmutzungseffekte durch Einspülen von Feststoff in das Filtermittel während der Filtration sind damit weitgehend ausgeschlossen. Diese Idealisierung ist erforderlich, um die komplexen Vorgänge bei der Oberflächenfiltration nicht durch Verstopfungseffekte zu verwischen.

Hier gelten ähnliche Kriterien wie unter 5.2.

1. Realitätsnähe
2. Problemlose Verfügbarkeit
3. Reproduzierbarkeit

Fest-Flüssig-Trennapparate zur Oberflächenfiltration (Kuchenfiltration) sind häufig mit textilen Filtermitteln ausgerüstet. In neueren Apparaten sind diese Filtermittel überwiegend aus Kunststofffasern oder Metallen. Es wurden Filtermittelwiderstände gemessen an Geweben unterschiedlicher und teilweise sehr komplexer Webart (Bild 2-12). Die vermessenen Gewebe deckten einen Porenweitenbereich zwischen etwa 5 und fast 200 μm nomineller Porenweite ab. Für die hier hauptsächlich behandelten Filteraufgaben, siehe 1.3 und 1.4, sind Gewebe mit Porenweiten von durchschnittlich 5 bis 50 μm (Extrema 2 bis 200 μm) im Einsatz, ihre Porenweite erstreckt sich also über zwei Größenordnungen. Die untersuchten Gewebe sind für die Filteraufgaben repräsentativ.

Bild 5-8 Entwicklung der mittleren Porenweite in den letzten 20 Jahren bei robusten Filtergeweben lt. Herstellerbericht [59-figure 2]

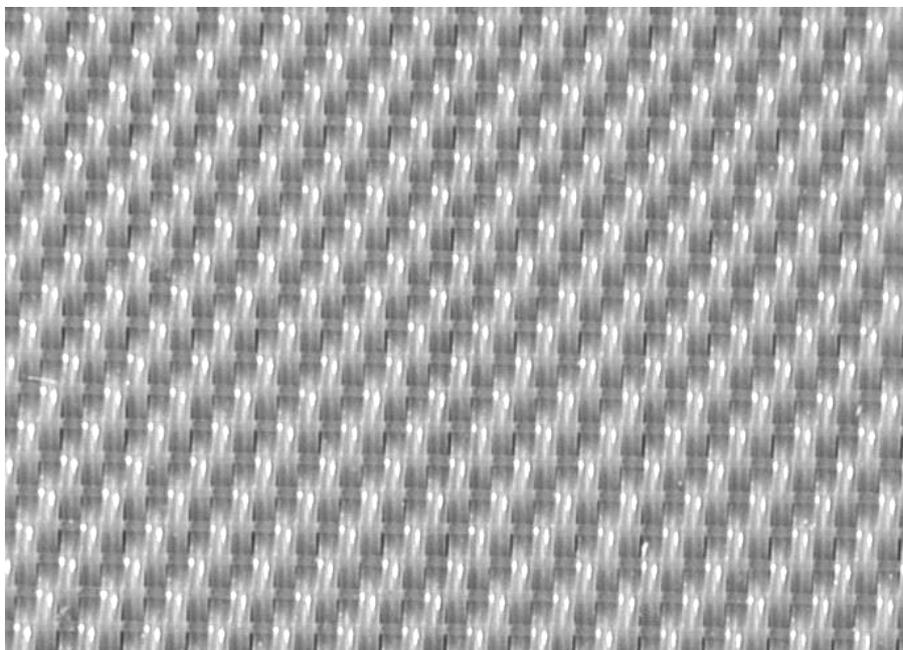
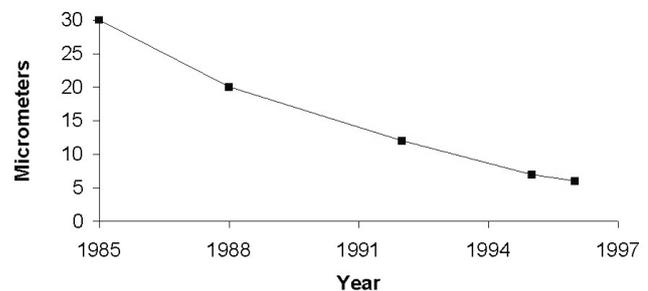


Bild 5-9 Gewebe M11, Industriegewebe mit sehr großer Maschenweite Körper, Bindungskurzzeichen 20-0201-02, Ausschnitt $17 \cdot 13 \text{ mm}^2$ Bezeichnung PEEK 17 2032 W155, nom. Porenweite 155 μm

5.3 Auswahl der Filtermittel

Gewebe mit einfachem Aufbau wie beispielsweise Leinenbindung (Bild 2-8-Typ 1), werden für Maschenweiten in diesem Bereich in Fadenstärken bis herunter zu etwa 30 µm hergestellt. Mit feinen, monofilen Fäden und einfachen Bindungen sind Gewebe von ausreichender Festigkeit für die hier vorwiegend behandelten industriell genutzten Filter nicht mehr herstellbar. Diese monofilen Gewebe aus Kunststoffen oder Metall besitzen nicht die notwendige mechanische Festigkeit für die beschriebenen Trennprozesse und Filterapparate. Die monofilen Fäden müssen bei feinen Maschenweiten im Bereich von unter 20 µm aus Festigkeitsgründen verhältnismäßig dick sein. Im Sinne einer guten Filtratklarheit werden in diesem Bereich üblicherweise Kette, Schuss oder beides als multifiles Garn verwebt (Bild 2-12). Dieses Gewebe M8, Typ 05 8000 K020, besteht in Kette und Schuss aus monofilen Fäden mit einem multifilen Faden in der oberen Gewebelage, siehe Tabelle 6-1.

Die Realitätsnähe wurde durch bevorzugte Verwendung stabiler Gewebe im Bereich 10 bis 20 µm und darüber beachtet. Diese Gewebe sind bevorzugt auf kontinuierlichen Bandfiltern eingesetzt und von sehr komplexem Aufbau; häufig werden in diesen Anwendungen in jüngerer Zeit Doppelgewebe eingesetzt. In diesem Gewebesegment sind in den letzten Jahren deutliche Fortschritte in Richtung feiner Maschenweiten bei robustem Aufbau gemacht worden, wodurch Verfügbarkeit und Einsetzbarkeit der Bandfilter verbessert wurde (Bild 5-8) [59].

Tabelle 5-3 Untersuchte Filtermittel

	Gewebebezeichnung	PorenØ nominell µm	Material	Sonstiges
M1	Pacoplate	2	1.4404	Sintermetall, mehrlagig
M2	Poros (BMT12)	2	1.4404	Sintermetall, mehrlagig
M3	PP 9727 (14K)	3	PP	mu / mu ¹⁾
M4	PP 2703	5	PP	mu / mu
M5	PETEX 07-5/1	7	PET	Siebgewebe mo /mo ²⁾
M6	05 8000 SK 007	7	PP	Doppellagengewebe ³⁾
M7	GKD KT 10	10	1.4404	Köpertresse
M8	05 8000 K 020	20	PP	Doppellagengewebe ³⁾
M9	17 8000 SK 020	20	PEEK	Doppellagengewebe ³⁾
M10	PZ 80	80	1.4404	Panzergewebe
M11	17 2032 W155	155	PEEK	mo / mo
M12	Conidur	300 · 1000	1.4404	Schlitzsieb

1) mu = multifil

2) mo = monofil

3) mo/mo - mo/mu

Gewebe mit vergleichbaren Porenweiten, aber mit einfacherem Gewebeaufbau, sind auf Druckfiltern üblich. Die Porenweiten gehen bis in den Bereich von 1-2 μm – die Obergrenze dürfte bei einzelnen Anwendungen [104] bei knapp 200 μm liegen. Untersucht wurden unterschiedliche Materialien wie Polypropylen, PEEK und PET, um deren Einfluss zu bestimmen. Das Gewebe M11 mit 155 μm Maschenweite (Bild 5-9) repräsentierte die sehr offenen Filtermittel. Als Repräsentant von Filtermitteln für Druckfilter mit hoher Abscheideleistung bzw. geringer Porenweite war ein 2 μm -Gewebe im Einsatz. Dazwischen wurden auch 7 μm -Gewebe vermessen. Hier wurden mehrere unterschiedliche Materialien getestet. Ein Gewebe aus Polypropylen als komplexes Doppelgewebe stand für industrielle Filterprozesse. Ein Gewebe aus PET, eigentlich ein Siebgewebe mit Porenweite 7 μm , sollte mögliche Unterschiede zeigen, die bei sehr einfacher Bindungsart und einfachem Gewebeaufbau entstehen können. Dazu wurden Metallgewebe mit einfachem sowie mehrlagigem, gesintertem Aufbau getestet mit relativ geringen Maschenweiten.

Wichtige Gewebeparameter liegen bereits vom Hersteller vor. Die Porosität musste bestimmt werden. Sie ist naturgemäß erst einmal nur integral zu erfassen, wobei ein Fehler auf beiden Oberflächen des Gewebes dadurch entsteht, dass die Dichte im Gewebeinneren höher ist, als an der Auflagestelle, die durch ihre Fadenschlaufen und Bindungs-Trichter aufgelockert ist. Das Volumen von Probestücken wurde mit Schieblehrengenaugigkeit gemessen bei Stücken von typisch 5 cm Seitenlänge. Die Stücke wurden anschließend in ein Pycnometer verbracht und so die durchschnittliche Dichte des Materials und die Porosität gemessen. Messprotokoll dazu siehe Anhang F.

Die Herstellerbezeichnungen der Filtermittel sind häufig mit der entsprechenden Werkstoff-Kennziffer oder mit dem Werkstoffkurzzeichen versehen. Polypropylen ist mit 05 bzw. PP bezeichnet, Polyetheretherketon mit 17 bzw. PEEK, Polyethylenterephthalat ist mit PET abgekürzt.

Auch bei der Auswahl der Filtermittel waren Abweichungen von den Kriterien zugelassen. So wurde beispielsweise das Siebgewebe M5 mit 7 μm Maschenweite getestet, das für industrielle Anwendungen viel zu filigran ist [59-S876], das aber mit seinem einfachen Aufbau ebenso wie die Glaskugeln ideale Zustände wenigstens annähern kann.

5.4 Versuchsbedingungen. Drücke, Flüsse, Temperaturen

Die Versuchsbedingungen werden entsprechend der aktuellen Fragestellung definiert. Die verschiedenen Variationen sind hier gesondert diskutiert – dabei ist klar, dass eine strikte Trennung der von unterschiedlichen Bedingungen ausgelösten Effekte nicht immer möglich ist.

5.4.1 Drücke

Durchflussmessungen mit reinem Fluid wurden hydrostatisch in einem offenen Standrohr durchgeführt. Die Drücke lagen dabei niedrig, üblicherweise unter 100 mbar; ein Messgerät hatte eine theoretische Füllhöhe von 850 mm bei 22 mm Durchmesser, ein anderes von 270 mm bei 108 mm Durchmesser.

Filtrationsmessungen wurden mit Gasdifferenzdruck gefahren. Die Drücke waren vorzugsweise 1, 2 und 4 bar. Gelegentlich wurden Filtrationen bei 0,4 bar durchgeführt – dies vorzugsweise bei Suspensionen mit geringem Feststoffgehalt oder bei feststofffreien Flüssigkeiten.

Der niedrige Druck von 0,4 bar entspricht einem Vakuumfilterbetrieb bei geringem Vakuum. Dieser Druck repräsentiert damit die Verwendung von Bandfiltern für grobe Partikel. Die Drücke von 1 bis 4 bar stehen für Druckfilter. Damit ist die für kontinuierliche Kuchenfilter interessierende Druckspanne abgedeckt.

5.4.2 Temperaturen

Temperaturen wurden im Bereich unterer Raumtemperatur gewählt. Der Temperatureinfluss beschränkt sich auf Dichte und Viskosität. Die Dichte wurde entsprechend den physikalischen Grundlagen auf drei Stellen genau notiert, der absolute Unterschied von 0,2 % sollte nur einen vernachlässigbaren Einfluss auf die Widerstandsmessungen haben. Die deutlich variierende Viskosität des Wassers (Bild 5-10) forderte eine möglichst konstante Wassertemperatur bei den Messungen. Ein Thermostat konnte nicht eingesetzt werden. Die Temperatur wurde bei jeweils der gleichen Versuchskampagne weitgehend konstant bis auf wenige zehntel Grad C gehalten.

ten. Beispiel, siehe Bild 5.11 für μ_r 178 bei 13,4 bis 13,8 °C mit einer Viskositätschwankung unter 1 %. Variationen der Oberflächenspannung haben keinen Einfluss auf die Messergebnisse. Die Schwankungen im verwendeten Temperaturbereich waren sehr gering und die Theorie nennt, abgesehen von Benetzungsfragen bei der ersten Verwendung eines Filtermittels, keine Abhängigkeit der Filterwiderstände. Die eingesetzten Filtermittel wurden für Filterversuche fast ausschließlich in benetztem Zustand verwendet; die Benetzung erfolgte stets mit dem für die Suspension ebenfalls verwendetem Wasser.

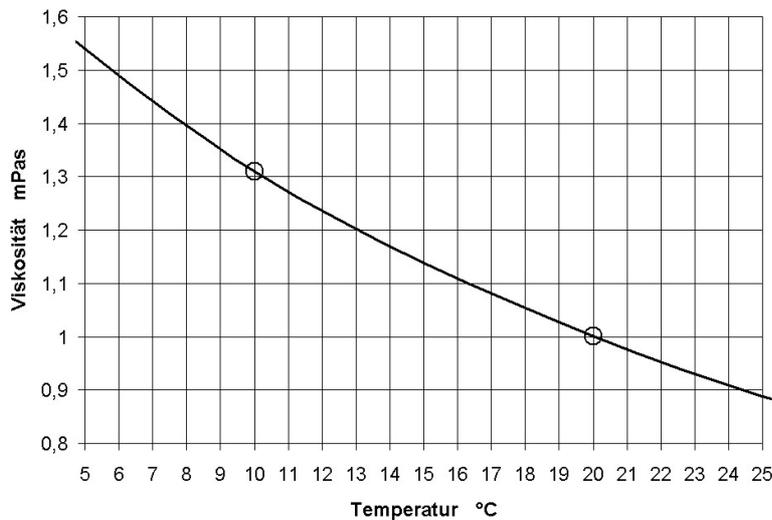


Bild 5-10 Temperaturabhängigkeit der Viskosität von Wasser im Bereich zwischen 5 °C und 25 °C.

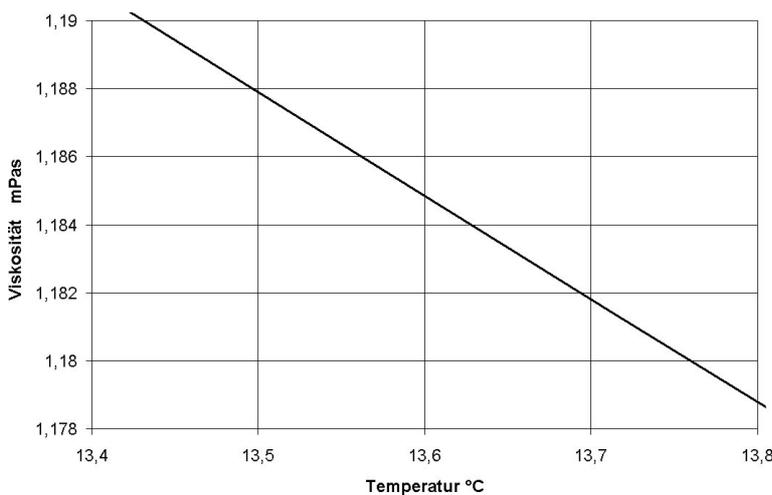


Bild 5-11 Temperaturabhängigkeit der Viskosität von Wasser im Bereich zwischen 13,4 °C und 13,8 °C.

5.4.3 Durchflussleistungen, Filtratflüsse

Die auftretenden Filtratflüsse entsprechen etwa den Bedingungen, die bei industriellen Filtern auftreten. Dies ist aus den veranschlagten Drücken sowie den ausgewählten Stoffsystemen und Filtermitteln abgeleitet. Siehe hierzu Tabelle 1-1.

Die Bedingungen während der Messung stellen häufig die obere Leistungsgrenze der Filter dar, weil der Untersuchungsgegenstand sich auf den größten Filtratdurchfluss zu Beginn eines Filtrationsabschnittes bezieht. Vergleiche mit realen Filtern bestätigen diese Werte. Aus diesen hohen Durchflussleistungen sollten keine Rückschlüsse gezogen werden auf durchschnittliche Suspensions- oder Filtratleistungen von Betriebsfiltern.

6 Messungen des Filtermittelwiderstandes, Experimente, Ergebnisse

Insgesamt wurden über 300 Filterversuche durchgeführt. Davon wurden 200 den vorgelegten Auswertungen zugrunde gelegt, siehe Liste im Anhang C.

In ersten Versuchsreihen wurde die Messtechnik erprobt, siehe 4. Ergänzend wurden Betriebsdaten ausgewertet. Sie zeigen, dass der Filtermittelwiderstand R_M bei Produktionen auf kontinuierlichen Filtern hoher Durchsatzleistung bei Verwendung neuer Gewebe 25 bis 30 %, in einem Fall bei etwa 50 % des Gesamtwiderstandes beträgt (Bild 6-1 und 6-2). Im letzteren Fall entspricht der Widerstand des 0,48 Millimeter dicken Filtermittels M11 dem der 150 mm dicken Kuchenschicht. Das Filtermittel gehört zu den offensten, industriell eingesetzten Geweben. Eine Kontrolle der Betriebsdaten und die Labormessungen [104] bestätigten die genannten Werte.

Bild 6-1

PaGV für das Massenprodukt P6
Das Produkt wird in wässriger
Lösung auf Druckdrehfiltern
sehr hoher Leistung filtriert,
gewaschen und entfeuchtet.

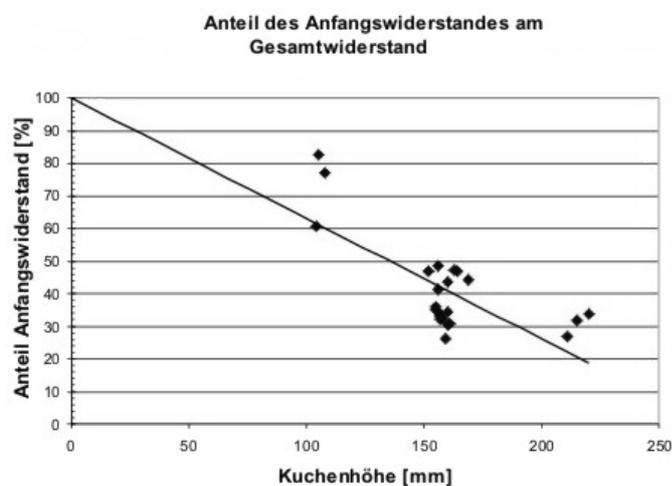
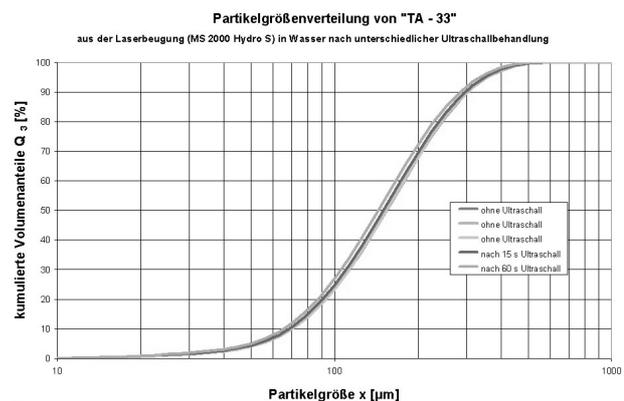


Bild 6-2

Anfangswiderstand für das
Produkt P6 nach Tabelle 5-2.
Bei Kuchenhöhen von 150 mm
liegt der Filtermittelwiderstand
bei 40 bis 50 % des Gesamt-
widerstandes. $K_I = 300$.

Zur Anpassung eines Betriebsfilters an geänderte Betriebsbedingungen wurden Filterversuche durchgeführt als Grundlage einer neuen Auslegung. Die mit einem Laborfilter aufgenommene Filterkurve, Bild 6-3, zeigte bei der Auswertung einen unerwartet hohen Anteil des Filtermittelwiderstandes am Gesamtwiderstand (Bild 6-4). Der Messwert aus dem Labor wurde im späteren Betrieb bestätigt. Hier war ein sehr offenes Metallfiltergewebe einfacher Bindung eingesetzt (Gewebe M10 aus Tabelle 5-3).

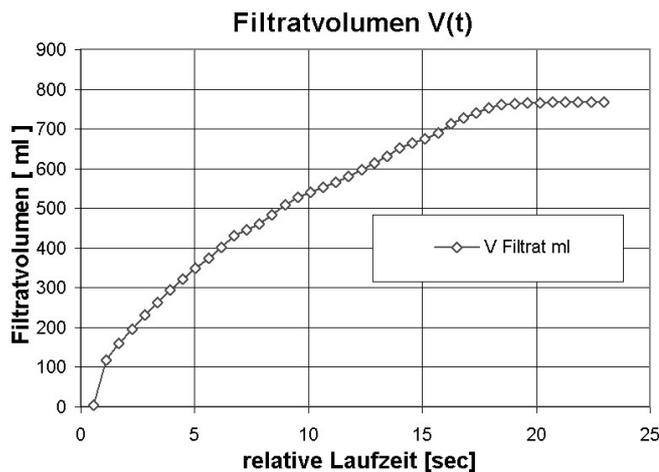


Bild 6-3 Filterkurve eines organischen Produkts
Messung der Filtrierbarkeit zur Leistungsanpassung eines Filters,
Kuchenhöhe 42 mm, Filtrationsdruck 1,6 bar, Filtergewebe PZ 80 μm

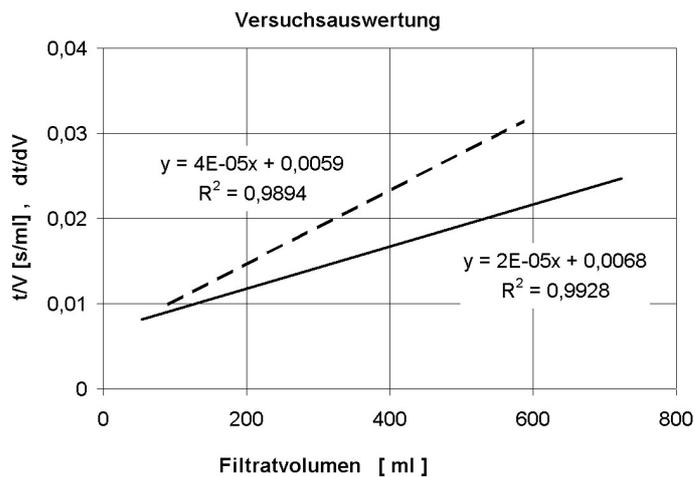


Bild 6-4 Auswertung der Filterkurve von Bild 6-3
 R_M beträgt ca. 20 % des Gesamtwiderstandes bei Filtrationsende
 $K_I = 116$

Der hohe Widerstand des Filtermittels war in beiden Fällen überraschend. Da bei den offenen Geweben eine Verschmutzung innerhalb des Gewebes ausgeschlossen werden konnte, musste der erhebliche Widerstandsanteil des Filtermittels auf anderen Gründen beruhen. Diese Gründe sollen aufgedeckt werden.

Zum Bestimmen der unterschiedlichen Einflussgrößen der Filtration auf den Filtermittelwiderstand wurden Filtrationsmessungen geplant, bei denen filtrationsrelevante Parameter gezielt variiert wurden, um einzelne Erscheinungen zu erfassen und zuzuordnen. Verschiedene Tendenzen bei diesen Variationen sind von industriell betriebenen Filtern bekannt. Sie sollten durch die Messungen überprüft werden.

Die Filtrationsmessungen erfolgten bei konstantem Druck, siehe 2.1. Damit gilt, dass der Druckabfall zwischen dem Suspensionsraum, also unmittelbar oberhalb der aktuellen Filteroberfläche bzw. unmittelbar oberhalb der Suspensionsoberfläche, und dem Filtratraum direkt unterhalb des Filtergewebes, während des gesamten Filtrationsvorganges konstant bleibt (Bild 2-1). In den einzelnen Kuchen-schichten ist der Druck zeitlich nicht konstant. Zu Beginn der Filtration ist der vollständige Druckabfall nur im Filtergewebe. Mit der ersten Kuchenbildung wird der Druckabfall innerhalb des Gewebes drastisch geringer und sinkt mit steigender Filterkuchendicke bzw. mit sinkendem Filtratdurchfluss stets weiter ab. Diese Tatsache musste einer näheren Untersuchung unterworfen werden, um die Konstanz des Filtermittelwiderstandes R_{M0} und R_M über den vollständigen Filtrationszyklus sicherzustellen. Während eines Zyklus treten erhebliche Unterschiede in den Durchströmungsleistungen zwischen Filtrationsbeginn und Filtrationsende auf.

Die Messung des Filtermittelwiderstandes an einigen unterschiedlichen Filtermitteln unter Einfluss verschiedener Produkte sollte unter anderem den Unterschied zwischen Filtermittelleerwiderstand R_{M0} und dem Filtermittelwiderstand R_M quantitativ aufzeigen. Nach der Einführung der verbesserten Messgenauigkeit von Filtermittel- und Filterkuchenwiderständen wurden auch genaue Werte für die Filtermittelleerwiderstände bei verschiedenen, realistischen Durchflussgeschwindigkeiten ermittelt. Dabei wurde eine bisher nicht belegte Strömungsänderung festgestellt bei Durchflussgeschwindigkeiten, die im Bereich der industriellen Filtratdurchflüsse liegen. Es wurden bei niedrigen Durchflüssen weitgehend gleich bleibende Widerstände gemessen, während bei höheren Durchflüssen die Widerstände nicht mehr konstant blieben, siehe 6.3.3.

6.1 *Variation der Parameter der Filtergleichung*

Bei den hier vorgestellten Ergebnissen wurde immer wieder geprüft, ob die Variation und die Ergebnisse im Zusammenhang stehen, oder ob zusätzliche Einflüsse beachtet werden müssen. So ist z.B. aus [36-S38, 70-S43] bekannt, dass die Porosität mit geringer werdendem Abstand vom Filtermittel abnimmt. Der Einfluss dieser Porositätsunterschiede ist aber bei annähernd idealen Filterbedingungen, wie sie in 1.4 vorgestellt sind, gering. Auch andere Parameter haben sekundäre Einflüsse, die von Fall zu Fall untersucht wurden.

Ziel der Messungen war die Bestimmung von Werten für den Filtermittelwiderstand R_{M0} unter verschiedenen Bedingungen. Die Änderung oder Konstanz dieser Werte infolge von geänderten Bedingungen wird diskutiert.

6.1 *Variation der Parameter der Filtergleichung*

Suspensionskennziffer bzw. Feststoffgehalt, Druck und Viskosität sind diejenigen Größen der Filtergleichung (2.1-14), die bei einer Filteranlage veränderbar sind, ohne tiefer in den Betriebsablauf einzugreifen. Daher werden zuerst die Einflüsse dieser Parameter auf den Filtermittelwiderstand untersucht. Es wurden hier vorwiegend idealisierte Bedingungen angestrebt, um nicht durch bekannte, komplexe Produkteigenschaften die Aussage der systematischen Messungen zu beeinträchtigen.

Zur Darstellung der Effekte bei Variationen der Filtrationsparameter werden in den folgenden Abschnitten verschiedene Messreihen (120ff, 170 bis 179), vorzugsweise mit einem beispielhaften Produkt, ausgewertet. Diese Messreihen wurden so aufgestellt, dass ihre filtrationstechnischen Produkteigenschaften typisch sind für Suspensionen, die auf kontinuierlichen Filtern verarbeitet werden.

Eine Variation der Filterfläche ist nicht erfolgt. Es ist allgemein anerkannt, dass die Filterfläche in die erzielbaren Leistungen linear eingeht. Allenfalls ist gelegentlich ein Randeinfluss zu beobachten und bei großen Leistungen sind gelegentlich Einflüsse von schlecht angepassten apparativen Details wie Zu- und Ableitungen feststellbar. Daraus sind z. B. ungleichmäßige Zuläufe möglich, die Leistungsunterschiede hervorrufen können. Diese Widerstände werden nicht durch geänderte Filtrationseigenschaften hervorgerufen und daher auch nicht zu den Filterwiderständen gerechnet. Entsprechende Variationen wurden daher nicht betrachtet.

6.1.1 Variation des Feststoffgehaltes

Der Feststoffgehalt einer Suspension ist üblicherweise prozesstechnisch vorgegeben. Änderungen sind abhängig vom momentanen Betriebsablauf. Allgemein gilt, dass hohe Feststoffgehalte für einen wirtschaftlichen Filterbetrieb wünschenswert sind, weil dabei die Durchsatzleistung der Filter hoch ist im Vergleich mit niedrig konzentrierten Suspensionen: wenn wenig Flüssigkeit vom Feststoff getrennt werden muss, dann läuft der Trennprozess schneller ab.

Variationen des Feststoffgehaltes führen erfahrungsgemäß zu unterschiedlichen spezifischen Widerständen. Dies wird allgemein aus Messungen von Filterkuchenwiderständen berichtet.

Die Messreihe mit Produkt P4 auf Filtermittel M8 zeigt einen geringen Anstieg des Filterkuchenwiderstandes mit steigendem Feststoffgehalt (Bild 6-5, links). Dabei ist zu sehen, dass der Filtermittelwiderstand im Wesentlichen konstant bleibt – die Schwankungen sind im Bereich der Unterschiede verschiedener Messungen. Praktisch deckungsgleiche Ergebnisse zeigen die Messungen mit Produkt P4 auf Filtermittel M9, das in gleicher Webart, aber aus einem anderen Werkstoff und mit unterschiedlicher Kalandrierung hergestellt wird (Bild 6-5-rechts). Die stärkere Kalandrierung war bei dem Gewebe M9 wegen der hohen Festigkeit des Grundstoffes PEEK notwendig, um bei gleicher Ausgangswebart auf die Spezifikationen der vergleichbaren PP-Qualität M8 zu kommen.

Als Vergleich dient eine Messung mit gleichem Feststoffgehalt, ebenfalls Produkt P4, gleichem Druck, aber mit dem deutlich feineren Filtermittel M6. Dieses Filtermittel in Konstruktion eines Doppellagengewebes ist in seiner Webart vergleichbar mit den Geweben M8 und M9 (Bild 6-6). Der Filterkuchenwiderstand erreicht bei dem feineren Filtermittel nahezu gleiche Werte wie bei den eben beschriebenen Versuchen. Der Filtermittelwiderstand R_M ist bei diesem feinen Filtermittel M6 allerdings etwa drei bis fünfmal so hoch wie bei den 20 μm -Geweben und mit steigender Tendenz bei höheren Feststoffgehalten. Die Erhöhung entspricht dem Verhältnis der Wasserwerte R_{M0} der Gewebe M8 bzw. M9 zu M6.

Die verschiedenen Messungen der Filtermittelwiderstände gaben bei der Auswertung keinerlei Hinweise auf den Umschlag des Filtermittelwiderstandes vom Leerwiderstand R_{M0} auf den Wert R_M . Es stellte sich die Frage, wie dieser Übergang

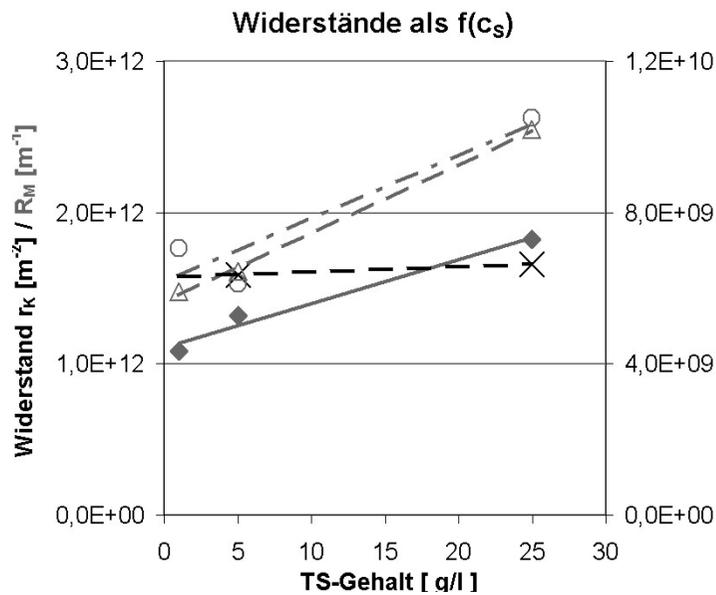
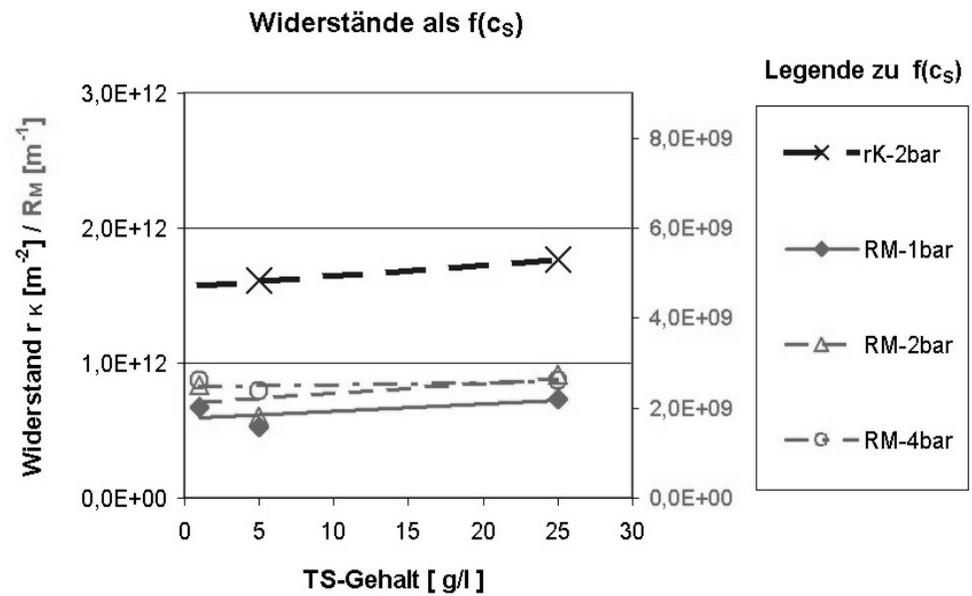
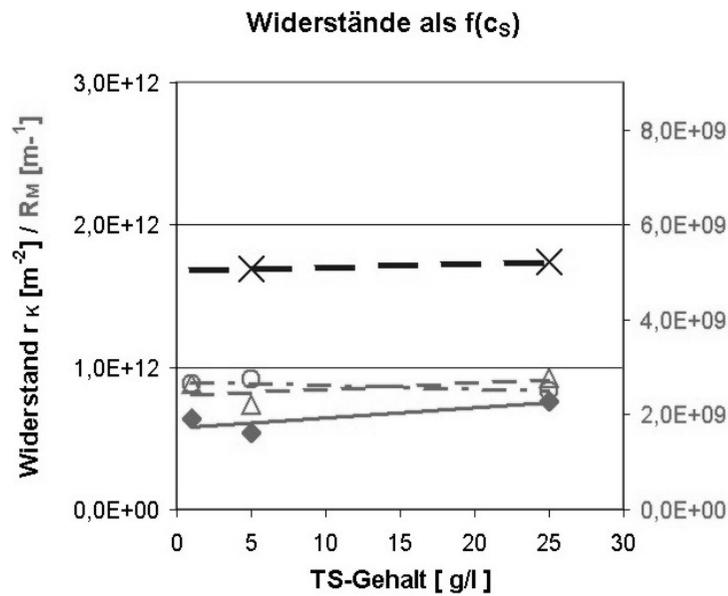


Bild 6-5 Kuchenwiderstand r_K und Filtermittelwiderstand R_M Änderung der Widerstände in Abhängigkeit vom Feststoffgehalt. Produkt P4 (5-2) in wässriger Suspension Filtermittel M8 (5.3-t1) (oben links) und Filtermittel M9 (oben rechts)

Bild 6-6 Widerstand r_K und R_M als $f(c_s)$ (links) Änderung der Widerstände in Abhängigkeit vom Feststoffgehalt. Produkt P4 in wässriger Suspension auf Filtermittel M6

experimentell dargestellt werden könnte. Zur Beantwortung der Frage wurden Messungen mit sehr niedrigen Feststoffgehalten durchgeführt. Verwendet wurde eine Suspension aus Diatomeenerde, Produkt P4 (Tabelle 5-2), PaGV in Bild 6-7. Filtermittel war M8 in Tabelle 5-3. Filtriert wurden stets 1000 ml mit 0,4 bar. In den Durchflusskurven in Bild 6-8 und in der anschließenden Auswertung in der t/V - V -Darstellung in Bild 6-9 konnte der Übergang von R_{M0} auf R_M dargestellt werden. Dabei war klar, dass Ergebnisse von Filterversuchen mit sehr dünnen Suspensionen nur mit Vorbehalt allgemeine Aussagen zur Filtrierbarkeit erlauben.

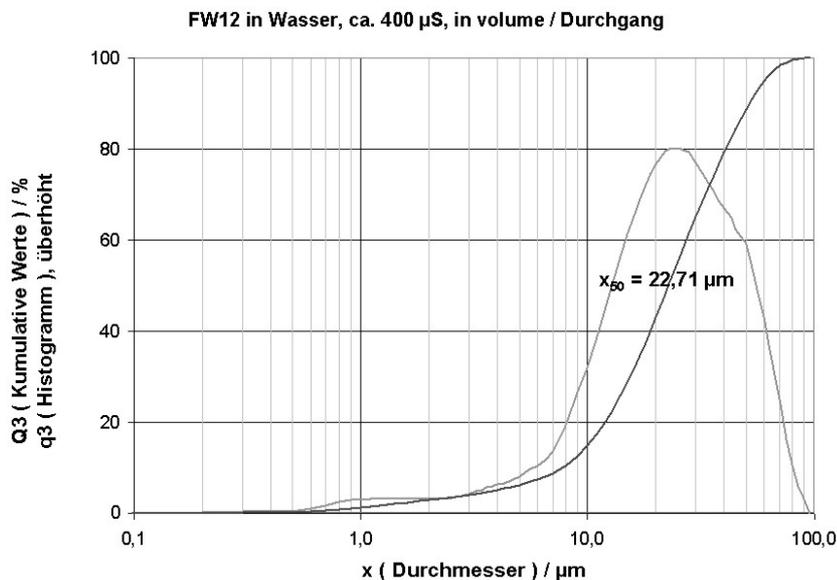


Bild 6-7 Partikelgrößenverteilung, Produkt P4 (FW12)

Das Laborfilter wurde zuerst ohne Feststoff und ohne Filtermittel mit Wasser vermessen. Danach wurden Filterversuche mit steigenden Feststoffgehalten durchgeführt von 5 mg/l bis 1 g/l. Die Graphen der Messwerte sind in den Diagrammen (Bild 6-8 und 6-9) wie folgt gekennzeichnet:

0 g/l oFT	bzw. 00	ohne Feststoff, ohne Filtermittel
0 g/l-1	bzw. 0	ohne Feststoff, nur Filtermittel, Kurve 1
0 mg/l-2	bzw. 0	ohne Feststoff, nur Filtermittel, Kurve 2
5 mg/l	bzw. 5	Suspension mit 5,0 mg TS /l
500 mg/l	bzw. 500	Suspension mit 500 mg TS /l
1000 mg/l	bzw. 1,0	Suspension mit 1000 mg TS /l

Die Wasserwerte (0 g/l-1 und 0 mg/l-2) zeigten die gute Reproduzierbarkeit der Messungen. Die Filtration mit minimalem Feststoffgehalt „5 mg/l“ bzw. „5“ zeigte

6.1 Variation der Parameter der Filtergleichung

bis zum Durchlauf von ca. 450 g Filtrat (ca. 450 ml, siehe Marke „450,9“) einen Verlauf, der mit den Wasserwerten genau übereinstimmte. Erst ab diesem Filtratvolumen war eine deutliche Abweichung von den Wasserwerten zu erkennen. Die Filtrationen mit Feststoffgehalten von 500 mg/l bzw. 1 g/l zeigten jeweils zunehmend langsameren Anfall des Filtrats.

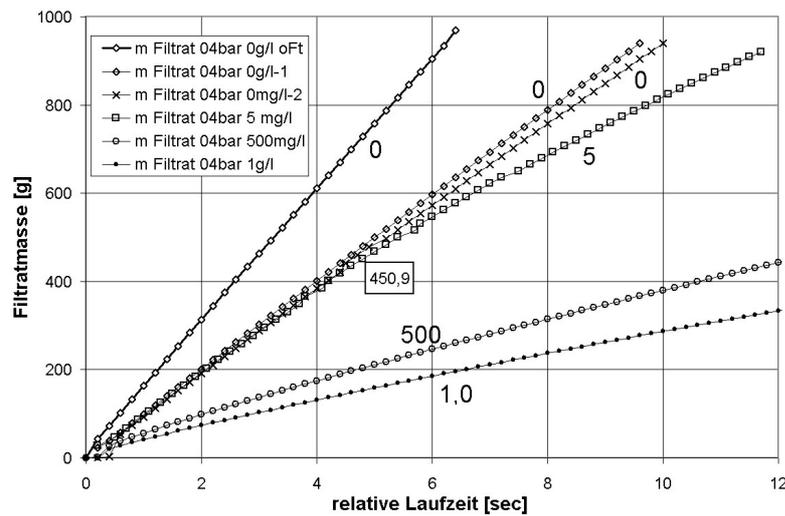


Bild 6-8 Durchflüsse bei verschiedenen Feststoffgehalten von feststofffrei bis 1 g/l (120/dfm-K20-3.xls)

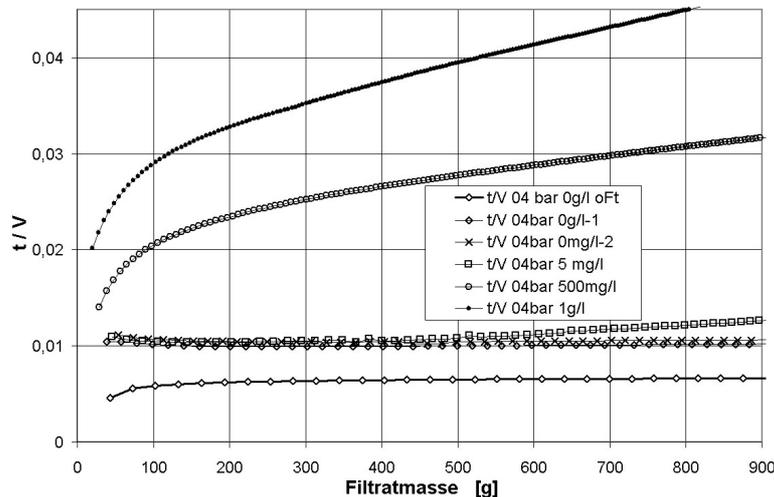


Bild 6-9 t/V-Diagramme für verschiedene Feststoffgehalte von feststofffrei bis 1 g/l (120/dfm-K20-3.xls)

Die Rückrechnung über das Filterkuchenvolumen ergab für den Versuch mit 5 mg/l eine Beladung der Filterfläche zum Umschlagzeitpunkt von 2,25 mg. Das spezifi-

sche Kuchenvolumen des Feststoffes beträgt $0,38 \text{ g/cm}^3$, gemessen aus Suspensionen mit 5 g/l . Dies ergab bei dem Versuch mit 5 mg/l eine theoretische Kuchenhöhe von $2,96 \text{ }\mu\text{m}$ auf dem 20-cm^2 -Filter. Aus der Partikelgrößenverteilung des Feststoffes (Bild 6-7) war die mittlere Partikelgröße x_{50} mit $22,7 \text{ }\mu\text{m}$ zu entnehmen. Beim Filtrieren der Suspension mit 5 mg/l bewirkt also eine Schicht vom Bruchteil einer vollen Partikelschicht, dass sich der Durchflusswert deutlich ändert. Damit war für diese Filtrationsbedingungen ein Nachweis gewonnen, ab welcher Porenbeladung der Wasserwert R_{M0} durch Auftreten des Interferenzwiderstandes in den Filtermittelwiderstand R_M übergeht.

Die t/V - V -Darstellung (Bild 6-9) zeigt für die Suspension mit 5 mg/l die Abweichung vom Wasserwert ebenfalls ab 450 ml Filtratanfall. So wird hier eindeutig gezeigt, dass die Änderung vom Wasserwert R_{M0} zum Filtermittelwiderstand R_M erst nach einer gewissen Durchflussmenge mit dem Wasserwert erfolgt. Der Beginn der t/V - V -Kurve der 500-mg/l -Suspension deutet an, dass hier nach einer vergleichbaren Feststoffmenge der Durchflusswiderstand des reinen Wassers überschritten wird. Bei der 500-mg/l -Suspension ist eine Anlaufmenge von unter 10 ml aufgrund des Kurvenverlaufs wahrscheinlich. Die Menge bei der ein Widerstandssprung spätestens erfolgt, ist bei der 1000-mg -Suspension offensichtlich wiederum geringer. Eine messtechnische Bestätigung der Werte, bei denen der Widerstand vom Wasserwert R_{M0} zum Filtermittelwiderstand R_M umschlägt, war bei diesen höheren Feststoffgehalten nicht möglich. Ein geeignetes Messverfahren für die anfallenden Mengen war mit der dann erforderlichen hohen zeitlichen und gravimetrischen Auflösung nicht realisierbar. Insgesamt zeigen die Messergebnisse jedoch deutlich, dass bei höheren Feststoffgehalten dieser Anlaufvorgang nicht mehr erkennbar sein wird. Höhere Feststoffgehalte als die hier untersuchten sind aber die Regel, wenn kontinuierliche Kuchenfilter in einer Industrieumgebung eingesetzt werden.

Die Kurven der t/V - V -Darstellung zeigen durch die mit steigenden Feststoffgehalten der Suspensionen höher liegenden Ordinatenabschnitte, dass bei gleichem Filtermittel und steigenden Feststoffgehalten der Filtermittelwiderstand R_M zunimmt. Daneben zeigt die t/V - V -Darstellung, dass bei gleichem Filtermittel und steigenden Feststoffgehalten der Filterkuchenwiderstand r_K steigt.

Systematisch ähnliche Filterversuche wurden auch mit anderen Produkten durchgeführt. Hier zeigten die Versuche mit Glaskugeln, Produkt P1 in Tabelle 5-2, dass der Interferenzeinfluss erheblich früher eintritt. Dies ist anhand des KLM gut vorstellbar,

6.1 Variation der Parameter der Filtergleichung

weil der Interferenzeinfluss durch die enge Kornverteilung des Produktes sehr schnell sichtbar werden muss.

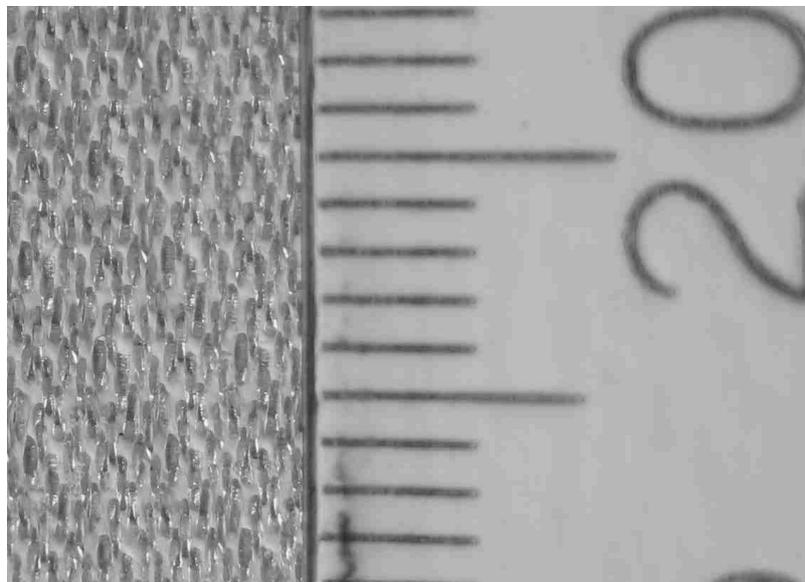


Bild 6-10 Partikelablagerung nach der Filtration „5 mg/l“ in Bild 6-8
Darstellung der Ablagerung an den Kreuzungspunkten
Die Ablagerungen sind etwa die doppelte Menge bei der ein
Widerstandsanstieg nach Bild 6-8, 5 mg/l, feststellbar ist.

Aus anderen Messungen und CFD-Rechnungen [105] ist bekannt, dass sich die Partikel bei der Filtration bevorzugt an den Kreuzungspunkten der Fäden ansammeln. Bei diesen Untersuchungen wurde auch dargestellt, dass die Strömung bevorzugt durch diese Kreuzungspunkte geht. Die betonte Ablagerung von Feststoffen ist auch am Ende der beschriebenen Messung mit der 5mg/l-Suspension zu sehen gewesen (Bild 6-10). Es wird also der tatsächliche Widerstandsumschlag bereits dann erfolgen, wenn weniger als eine Partikelschicht in den bevorzugten Strömungskanälen bzw. in den Kreuzungspunkten der Gewebefäden liegt. Dies stimmt mit Angaben anderer Autoren überein [106].

Der Interferenzquotient K_I nach (1.1-2) steigt mit steigendem Feststoffgehalt. Hier wurden über etwa 100 Versuche (ohne Messungen mit dem sehr offenen Filtermittel M11) Werte von etwa 11 bis über 70 gemessen. Durchschnittswerte sind $K_I = 23$ für Suspensionen mit 1 g/l, 25 für 5 g/l und 35 für 25 g/l. Die Werte über 50 sind auf besondere Bedingungen zurückzuführen. Einerseits wurden sie gemessen in Messreihen mit wiederholt benutztem Filtergewebe, das zwischen den Messungen nur

sehr sparsam abgespült wurde. Andererseits wurden sie nach Versuchen ausgewertet, die bei erhöhtem pH-Wert gefahren wurden, wobei eindeutig Flockenbildung feststellbar war.

Es wurde hier gezeigt, dass bei steigendem Feststoffgehalt in der Suspension ein geringes Ansteigen des Filtermittelwiderstandes gefunden wird. Bei einem sehr dichten Filtergewebe, das für das Filtrationsproblem nach praktischen Erfahrungen als zu dicht angesehen werden muss, wurde bei sonst gleichen Bedingungen ein erhebliches Ansteigen des Filtermittelwiderstandes bei steigendem Feststoffgehalt festgestellt. Bei sehr geringen Feststoffgehalten konnten durch die Experimente deutliche, quantitative Belege dafür gefunden werden, wie der Übergang vom Filtermittelleerwiderstand (Wasserwert) R_{M0} zum Filtermittelwiderstand R_M erfolgt. Es wird bei einer nicht zu engen Partikelgrößenverteilung theoretisch weniger als eine Partikelschicht, bezogen auf mittlere Korngröße, benötigt um diesen Übergang zu erzielen. Berücksichtigt man die Tatsache, dass diese Partikel bevorzugt in den Kreuzungspunkten der Fäden abgelagert werden (Bild 6-10), kann man davon ausgehen, dass eine Partikelschicht mittlerer Korngröße diesen Übergang herbeiführt. Die Vorgänge beim Übergang vom Wasserwert auf den Filtermittelwiderstand werden hier vorwiegend in einer Verstopfung der Durchgänge im Filtermittel durch Partikel gesehen.

6.1.2 Variation des Druckes

Die Variation des Druckes gehört zu den einfachsten und daher weit verbreiteten Maßnahmen, um in den Filtrationsprozess deutlich eingreifen zu können. Daher wurde der Änderung des Filtermittelwiderstandes durch Druckerhöhung bei der Filtration erhebliche Aufmerksamkeit gewidmet.

Eine Erhöhung der Druckdifferenz bei der Kuchenbildung führt in den meisten Fällen zu einer Erhöhung der Filtermittelwiderstände [67-S52]. Hier war der Frage nachzugehen ob, wie stark und warum dieser Effekt auftritt. Ein experimenteller Nachweis für die Aussage ist in Bild 6-11 und 6-12 vorgestellt. Die Messreihe mit dem Gewebe M8 im linken Bildteil zeigt einen deutlichen Anstieg des Filtermittelwiderstandes $R_{M,20PP}$ mit steigendem Filtrationsdruck. Praktisch deckungsgleiche Ergebnisse zeigen die Messungen mit dem Gewebe M9, Bild 6-11 im rechten Bildteil, mit einem Filtermittel gleicher Webart, aber aus dem Werkstoff PEEK und mit

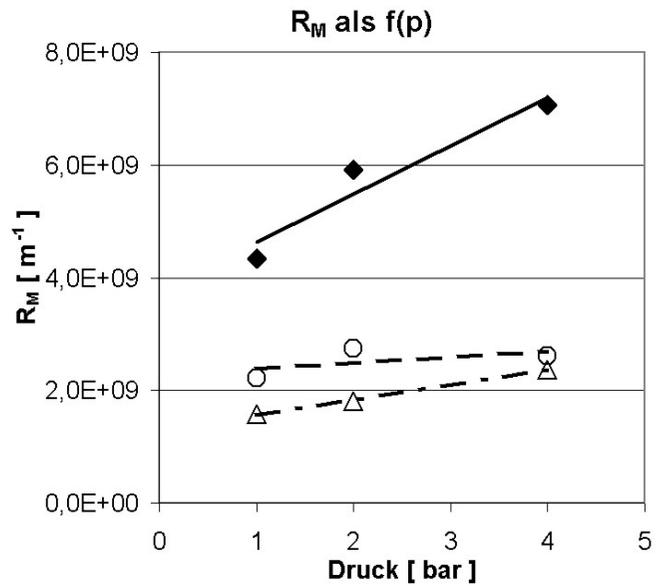
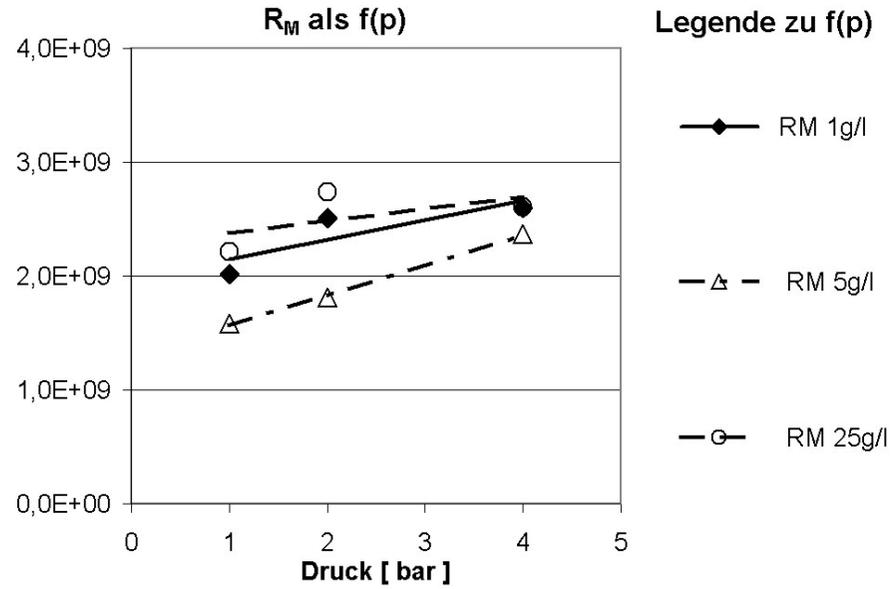
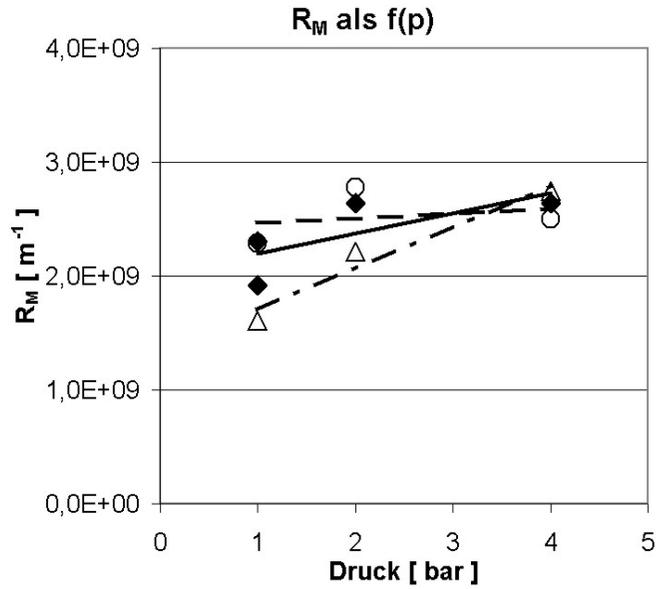


Bild 6-11 Filtermittelwiderstand $R_{M,20PP}$ und $R_{M,20PEEK}$
Änderung der Filtermittelwiderstände in
Abhängigkeit vom Filtrationsdruck
Produkt P4 in wässriger Suspension auf
Filtermittel M8 (oben links)

Bild 6-12 Filtermittelwiderstand $R_{M,07}$ (links)
Änderung der Widerstände in
Abhängigkeit vom Filtrationsdruck
Produkt P4 in wässriger Suspension auf

stärkerer Kalandrierung. Die stärkere Kalandrierung war bei dem Vergleichsgewebe wegen der hohen Festigkeit des Grundstoffes PEEK notwendig, um bei gleicher Ausgangswebart auf die Spezifikationen der typgleichen PP-Qualität zu kommen.

Eine Bestätigung des eben genannten Grundes für den Filtermittelanstieg bei höherem Druck zeigt der Vergleich durch eine Messung mit gleichen Feststoffgehalten, gleichen Drücken, aber mit dem deutlich feineren Filtermittel M6 mit vergleichbarer Webart in Konstruktion eines Doppellagengewebes. Hier ist ein ähnlicher Verlauf des Filtermittelwiderstandes zu sehen (Bild 6-12). Der Filtermittelwiderstand $R_{M,07}$ ist bei diesem feinen Filtermittel bei geringem Feststoffgehalt in der Suspension allerdings etwa zwei bis dreimal so hoch wie bei dem 20 μ m-Gewebe.

Der Grund für den Anstieg des Filtermittelwiderstandes bei höherem Filtrationsdruck ist aus bisher bekannten Tatsachen feststellbar. Die Abnahme der Porosität in der Nähe des Filtermittels wird als eine unmittelbare Folge des hohen Druckabfalls im Filterkuchen in den zuerst gebildeten Filterkuchenschichten angesehen vgl. 2.1 und [74-S5, 36-S36+38]. Der Augenblick der ersten Feststoffabscheidung durch das Gewebe kann als Grenzfall angesehen werden, bei dem der gesamte Druckabfall ausschließlich in den Poren stattfindet, die von den ersten Partikeln bereits teilweise verschlossen wurden (Bild 6-10). Der Einfluss einer Erhöhung der Durchflusgeschwindigkeit ist möglich, er wird in 6.3.2 vorgestellt.

Der Interferenzquotient K_I nach (1.1-2) steigt mit steigendem Filtrationsdruck. Hier wurden über etwa 100 Versuche (ohne Messungen mit dem sehr offenen Filtermittel M11) Werte für K_I gemessen von etwa 11 bis über 70. Durchschnittswerte sind $K_I = 23$ für Filtration bei 1 bar, $K_I = 29$ für 2 bar und $K_I = 41$ für 4 bar. Geringe Werte werden bei den Versuchen mit 0,4 bar gemessen. Für die Werte $K_I > 50$ gelten die Aussagen von 6.1.2.

6.1.3 Variation der Viskosität

Die Änderung der Viskosität sollte theoretisch Änderungen des Filtermittelwiderstandes nur im Rahmen des formelmäßigen Zusammenhanges ergeben, vgl. hierzu die Gleichungen (2.1-1) bis (2.1-8). Es ist eine strenge Proportionalität des Filtermittelwiderstandes zu erwarten.

6.1 Variation der Parameter der Filtergleichung

Im industriellen Filterbetrieb sind Temperaturschwankungen der Suspension häufig. Sie sind mit Änderungen der Viskosität des Fluids verbunden. Die Änderung der Viskosität wird gelegentlich in der industriellen Praxis bei der Durchführung von Filterversuchen genutzt wenn sehr grobe und leicht sedimentierende Feststoffe untersucht werden, wenn gefährliche Flüssigkeiten simuliert werden sollen, oder wenn sonstige Gründe einen Ersatz der originalen Flüssigkeit verlangen. Es wird dann stets der gemessene Filterwiderstand entsprechend der geänderten Viskosität angepasst.

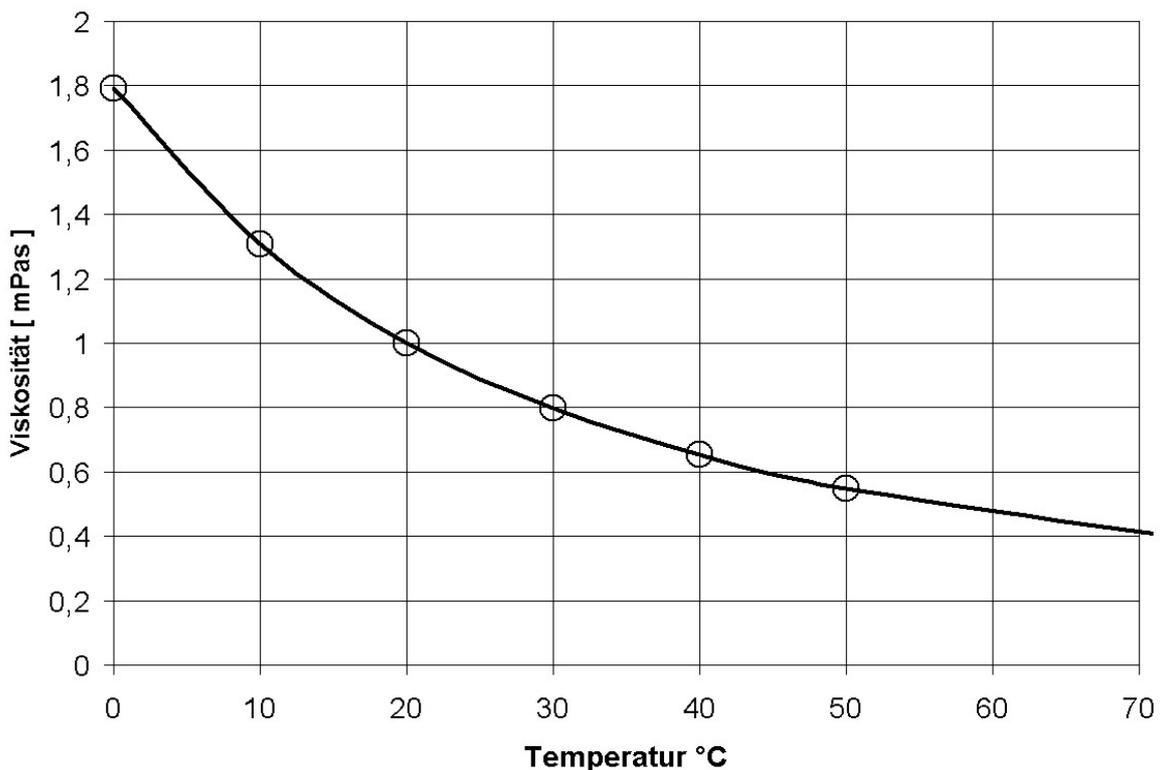


Bild 6-13 Viskosität von Wasser bei 0,981 bar

Zur möglichst genau reproduzierbaren Messung des Viskositätseinflusses wurde statt eines Filterkuchens das Metallgewebe M7 vermessen, es wurde also der Einfluss der Viskosität anhand des Wasserwertes bestimmt. Alle Messungen erfolgten mit demselben Gewebe, so dass eine Variation des Porenaufbaus sicher ausgeschlossen werden konnte und trotzdem ein komplexes Haufwerk vorlag. Die Messungen wurden mit dem Metallgewebe durchgeführt, um die größtmögliche Stabilität des Versuchsobjekts zu gewährleisten. Die Maschenweite des verwendeten Gewebes war 10 μm .

Die Messungen wurden durchgeführt wie in 4.2.7.2 beschrieben (Bilder 4-6 und 4-7). Einzige Variation sollte die Viskosität sein.

Früher war festgestellt worden, dass bei Änderung des Fluids erhebliche Messwertabweichungen feststellbar waren siehe 4.4 (Bild 4-11). Da diese Erscheinung im Rahmen der vorliegenden Arbeit nicht eindeutig begründet werden konnte, wurden die Messungen mit dem gleichen Fluid durchgeführt. Es wurde die Temperaturabhängigkeit der Viskosität von Wasser genutzt. Der entsprechende Verlauf ist in 6-13 dargestellt [9-S1356]. Die Messungen konnten danach in einfacher Weise bei 20 °C und bei 50 °C durchgeführt werden. Damit ist die Vergleichbarkeit der Messungen gegeben und der Viskositätsunterschied im Verhältnis von 1001 zu 558 sollte deutliche Messergebnisse gewährleisten.

Der Filtermittelwiderstand R_{M0} wurde bei 20 °C mit $4,77 \cdot 10^7 \text{ m}^{-1}$ und bei 50 °C mit $5,01 \cdot 10^7 \text{ m}^{-1}$ gemessen – jeweils unter Einrechnung des entsprechenden Viskositätswertes von 1,001 mPas bei 20 °C und von 0,558 mPas bei 50 °C.

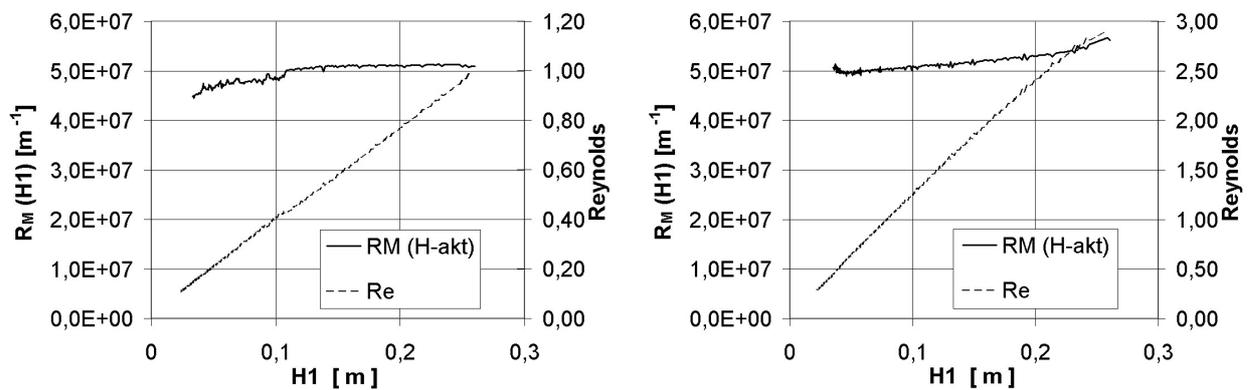


Bild 6-14 Durchflusswiderstand bei 20 °C (links)
Verlauf des Filtermittelwiderstandes bei Variation des spezifischen Durchflusses im Bereich von 1 zu 5

Bild 6-15 Durchflusswiderstand bei 50 °C (oben rechts)
Verlauf des Filtermittelwiderstandes bei Variation des spezifischen Durchflusses im Bereich von 1 zu 5

Die Ergebnisse bestätigten die Vermutung, dass bei Auswertung von Durchflussmessungen mit verschiedenen Viskositäten durch Einrechnung der Viskositätswerte im Rahmen der Messgenauigkeit vergleichbare Filtermittelwiderstände festgestellt

werden. Allerdings zeigten diese Messungen deutlich, dass der Verlauf des Durchflusswiderstandes in Abhängigkeit von der Durchflussgeschwindigkeit variierte (Bild 6-14 und 6-15). Der Verlauf des Durchflusswiderstandes bei unterschiedlichen Durchflussgeschwindigkeiten wird im Punkt 6.3.2 vorgestellt. Dort wird erläutert, dass als Grund dafür ein Übergang des Strömungszustandes möglich ist. Ein Vergleich der Durchflussmessung mit Gas durch Verwendung heißer Luft wurde nicht durchgeführt. Die Viskositätsänderungen zwischen 20 °C und 120 °C sind weniger als 25 %, damit ist ein ähnlich deutlicher Vergleich wie bei Wasser nicht möglich.

6.2 *Variation weiterer Parameter*

Im Kapitel 6.1 wurden die Parameter der Filtergleichung vorzugsweise an einem Produkt variiert. Im Folgenden werden Produktvariationen und verschiedene Filtermittel behandelt.

6.2.1 Variation der Produkte

Die Messungen wurden mit verschiedenen realitätsnahen Produkten durchgeführt. Eine vollständige Übersicht der Stoffsysteme ist in 5.2 beschrieben und in der Tabelle 5-2 aufgelistet. Dort ist auch die Auswahl erläutert.

Der Einfluss der elektrophysikalischer Wechselwirkungen auf die Filtrierbarkeit von Suspensionen ist bereits umfangreich untersucht. Die unterschiedlichen Agglomerationszustände der Partikel können bei den hier durchgeführten Messungen erhebliche Einflüsse haben, die eine Partikel-Filtermittel-Wechselwirkung vortäuschen, siehe 2.4. Flockung wurden bei den untersuchten Suspensionen der ausgewerteten Messungen nicht beobachtet.

Messungen von Suspensionen mit Variation des pH-Wertes und der Leitfähigkeit sind in geringer Zahl durchgeführt worden, sie gingen nicht in die Auswertung ein. Unterschiedliche pH-Werte führten erwartungsgemäß zu Agglomeration bei den verwendeten Feststoffen bis zur deutlich sichtbaren Flockenbildung. Diese Flocken entsprechen dann nicht mehr dem ursprünglichen Feststoff, sodass Vergleiche dieser Suspensionen mit solchen bei Neutralwerten wenig aussagekräftig wären. Eine

Messreihe mit Produkt P4 bei pH 12 zeigte einerseits deutliche Flockenbildung sowie einen deutlichen Anstieg des Filtermittelwiderstandes bei Anstieg der Druckdifferenz bei der Filtration. Ein ähnliches Verhalten war auch bei starker Erhöhung der Leitfähigkeit von durchschnittlich 300 – 400 μS auf 12000 μS durch Zugabe von KCl mit 10 g/l zu sehen. Auch diese Versuche gingen nicht in die Auswertung ein.

Da die Suspensionen bei pH-Werten um den Neutralpunkt vermessen wurden, sind auch die Durchflussmessungen bei pH-Werten um den Neutralpunkt durchgeführt worden. Eine Reihe von Durchflussmessungen mit stark angesäuertem Wasser zeigte keinen markanten Unterschied zu den Werten die im Neutralbereich festgestellt wurden.

6.2.2 Variation der Filtermittel

Die Messungen wurden mit verschiedenen Filtermitteln durchgeführt. Eine vollständige Übersicht der verwendeten Filtermittel ist in 5.3 beschrieben und in der Tabelle 5-3 aufgelistet. Dort ist auch die Auswahl erläutert.

Ein Einfluss des Filtermittelwerkstoffes wurde geprüft durch die Verwendung von zwei Geweben M8 und M9 in gleicher Webart aus den Werkstoffen Polypropylen (PP, 05) und Polyethyletherketon (PEEK, 17) (Bild 6-5). Die Filtrationsergebnisse mit diesen zwei Werkstoffen sind vergleichbar.

Die Variation Porenweite bei webgleichen Filtermitteln ist für ein feines Gewebe ebenfalls bereits in 6.1.1 vorgestellt (Bild 6-5) mit 20 μm Maschenweite und einem PP-Gewebe mit Maschenweite 7 μm (Bild 6-6). Beide Gewebe sind in gleicher Webart als Doppellagengewebe. Der Filterkuchenwiderstand erreicht bei dem feineren Filtermittel nahezu gleiche Werte, mit einem geringen Absinken bei höheren Feststoffgehalten. Der Filtermittelwiderstand bei dem feinen Filtermittel ist allerdings etwa drei bis fünfmal so hoch wie bei dem 20 μm -Gewebe mit sehr deutlich steigender Tendenz bei höheren Feststoffgehalten. Dieser Faktor entspricht etwa dem Verhältnis der Wasserwerte der beiden Gewebe. Hier sei angemerkt, dass die Vergleichbarkeit dieser drei Gewebe sehr gut sein sollte. Diese Gewebe werden in gleicher Bindungsart mit gleichen Fäden hergestellt. Sie werden auf den erforderlichen Porendurchmesser nach dem Weben durch unterschiedlich starkes Kalandern

6.2 Variation weiterer Parameter

gebracht. Bei den unterschiedlichen Werkstoffen PEEK und Polypropylen sind unterschiedlich starke Kalandrdrücke erforderlich.

Als Vergleich wurden Filtrationen auf dem erheblich offeneren Gewebe M11 (Bild 5-9) mit 155 μm Maschenweite (Indizes, z.B. „155“, geben die nominelle Porenweite an) durchgeführt. Die Messungen sind in Bild 6-16 dargestellt.

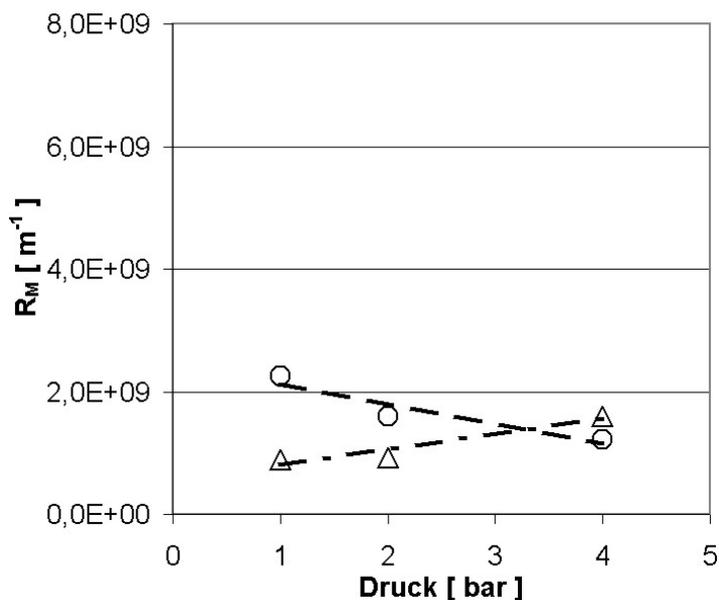


Bild 6-16 Widerstand $R_{M,155}$ als $f(p)$
Änderung des Widerstandes in Abhängigkeit vom Filtrationsdruck
Produkt P4 in wässriger Suspension auf Filtermittel M11
Klares Filtrat erst nach ca. 50 % der Filtratmenge von gesamt 300 ml.

Diese Messungen zeigten einen deutlich geringeren Filtermittelwiderstand $R_{M,155}$ als die eben angeführten Filtrationen, er liegt bei rund 60 % des $R_{M,20}$ der Vergleichsgewebe. Der Wasserwert $R_{M0,155}$ des 155- μm -Gewebes beträgt 10 % des Wertes $R_{M0,20}$ der 20- μm -Gewebe. Der geringe Wasserwert des 155- μm -Gewebes wurde also bei der Verringerung des Filtermittelwiderstandes $R_{M,155}$ nicht erreicht. Brückenbildung muss hier stattgefunden haben, andernfalls könnte bei der nominellen Porenweite von 150 μm keine Kuchenbildung erfolgen – die größten Feststoffpartikel in der Suspension sind etwa 100 μm bei einem x_{50} von 22,7 μm . Klarlauf nach zwei Sekunden Trüblauf ist ein Beleg für den Aufbau von Feststoffbrücken. Innerhalb des sehr offenen, einfachen Gewebes waren Einlagerungen sehr unwahrscheinlich, siehe Bild 5-9. Zusätzlich wurde festgestellt, dass der Filterkuchenwiderstand nahezu

gleich war wie bei den vorher beschriebenen Geweben mit einem geringen Anstieg bei höheren Drücken.

Die Auswirkung unterschiedlicher Gewebe auf den Filtermittelwiderstand ist deutlich. Schlecht angepasste Gewebe – also sehr grobe oder sehr feine Maschen im Vergleich zum mittleren Partikeldurchmesser – ergeben sehr viel geringere oder höhere Filtermittelwiderstände. Die Einflüsse der Partikelform und des Gewebes, Faden- und Webart, sind erheblich.

Der Interferenzquotient K_I nach (1.1-2) ist deutlich abhängig von der Kombination Gewebe und Feststoff. Die bereits früher genannten Werte mit den hier verwendeten Gewebe-Produktkombinationen zeigen eine Bandbreite von etwa 11 bis über 70 mit Durchschnittswerte um etwa 30. Bei sehr groben Geweben, über 150 μm Porenweite, wurden Quotienten bis 400 gemessen. Feine Gewebe mit Porenweiten unter 10 μm ergaben Quotienten aus dem unteren Wertebereich.

6.3 Wasserwert und Strömungszustand

Wichtiges Teilziel der Arbeit sind quantitative Angaben zum Unterschied zwischen Filtermittelleerwiderstand R_{M0} und dem Filtermittelwiderstand R_M für verschiedene Filtermittel und verschiedene Filtrationsparameter. Daher waren möglichst genaue Werte für die Filtermittelleerwiderstände R_{M0} , die so genannten Wasserwerte, zu bestimmen. Zusätzlich war die Konstanz von R_{M0} etwa im Betriebsbereich von kontinuierlichen Filtern zu kontrollieren.

In der Regel stehen für Filtermittel spezifische Luftdurchlässigkeitswerte zur Verfügung, siehe Abschnitt 2.3.5. Sie werden bei genormten Bedingungen gemessen. Außerdem wird von einigen Herstellern der nominelle Porendurchmesser d_n angegeben. Diese Werte werden aus Luftdurchströmungsmessungen mittels Porometrie bestimmt, siehe Abschnitt 2.3.6.

Aus den Werten zur spezifischen Luftdurchlässigkeit wurde der typische Porendurchmesser d_T nach (6.3-3) bestimmt und mit der Porengröße d_n verglichen. Dieser Porendurchmesser d_T ist einfach zu bestimmen, da die spezifische Luftdurchlässigkeit durch eine einfache Durchströmungsmessung feststellbar ist; sie wird oft vom

6.3 Wasserwert und Strömungszustand

Hersteller mit ausreichender Genauigkeit genannt. Der aus der Porometrie bekannte nominelle Porendurchmesser d_n (siehe 2.3.6 bzw. 2.3.4) charakterisiert das Gewebe genauer; seine Bestimmung ist deutlich aufwendiger.

Die Fließgeschwindigkeit beim Durchströmen der Filtermittel ist abhängig von Druckdifferenz, Porenform und Filtermitteldicke. In Anlehnung an die Gleichung (2.1-1) ergibt Gleichung (6.3-1) in Abhängigkeit vom Differenzdruck Δp bei der Messung, Viskosität des Fluids η , der spezifischen Luftdurchlässigkeit \dot{V} und der Prüffläche A den Durchflusswiderstand R_{M0} des sauberen Filtermittels gegen ein reines Fluid [88-S188]. Der aus der Luftdurchlässigkeit errechnete Filtermittelleerwiderstand wird mit dem Index L benannt.

$$R_{M0} = \frac{\Delta p}{\eta} \cdot \frac{A}{\dot{V}} \quad (6.3-1)$$

Die Berechnung des typischen Porendurchmessers ist möglich aus dem Filtermittelleerwiderstand R_{M0} (6.3-1) in Anlehnung an die Gleichungen (2.1-4), (2.1-5) und (2.1-6). Letzteren liegt die Gleichung nach Hagen und Poiseuille (2.3.4-9) für laminare Porenströmung zugrunde. Als Porenlänge wurde vereinfachend die experimentell bestimmte Gewebedicke h_M ohne Längen- und Formkorrektur eingesetzt. Die Porosität ε wurde nach 4.2.8 bestimmt, siehe Anhang F.

$$r_{M0} = \frac{R_{M0}}{h_M} \quad (6.3-2)$$

$$d_T = \sqrt{\frac{32 \cdot h_M}{R_{M0,L} \cdot \varepsilon}} \quad (6.3-3)$$

Tabelle 6-1 Typischer Porendurchmesser d_T

Gewebe	Typ (5.3-t1)	Re _{Luft} DFM	Filtermittel- widerstand R _{M0,L} [m ⁻¹]	Filtermittel- widerst. *) R _{M0,W} [m ⁻¹]	Filtermittel- dicke h _M [µm]	Porosität ε [-]	PorenØ Gl.(6.3.1-2) d _T [µm]	PorenØ Hersteller d _n [µm]
PETEX 07-5/1	M5	0,24	1,39E+08	9,21E+07	78	0,11	12,8	7
05 8000 SK007	M6	0,0424	3,70E+08	5,26E+08	750	0,33	14,0	7
GKD KT 10	M7	0,519	4,32E+07	6,25E+07	145	0,3	18,9	10
05 8000 K 020	M8	0,325	1,111E+08	7,634E+07	850	0,41	24,4	20
17 2032 W 155	M11	41,3	5,556E+06	8,049E+06	450	0,5	72,0	155

*) gemessen bei der Reynoldszahl der Luftmessung

Aus dem Filtermittelerwiderstand $R_{M0,L}$, der Porosität ε und der Filtermitteldicke h_M wurde für die hier verwendeten Gewebe der typischer Porendurchmesser d_T nach der Gleichung (6.3-3) errechnet und mit dem vom Hersteller genannten nominellen Porendurchmesser d_n verglichen, siehe Tabelle 6-1. Die Übereinstimmung ist für einige Gewebe gut. Selbst das sehr offene Gewebe M11 zeigt ausreichende Übereinstimmung, wobei in diesem Fall insbesondere bei der Luftdurchströmung für den Luftdurchlässigkeitswert die Voraussetzungen für laminare Porenströmung vermutlich nicht erfüllt werden. Mit Blick auf die Breite der Porenverteilung der meisten Gewebe rechtfertigt die gefundene Übereinstimmung, den so genannten nominellen Porendurchmesser d_n als strömungstypische Länge zu verwenden.

Der Filtermittelerwiderstand $R_{M0,L}$ wurde mit Wasserdurchströmung kontrolliert gemäß 4.2.7.2. Bei einigen Durchströmungsmessungen zeigte sich, dass der mit Wasser bestimmte Filtermittelerwiderstand R_{M0} bei unterschiedlichen Durchströmungsgeschwindigkeiten variierte. Zum Ausschließen von unterschiedlichen Strömungszuständen wurde der Filtermittelerwiderstand $R_{M0,L}$ aus den Luftdurchsatzmessungen und der Leerwiderstand $R_{M0,W}$ aus Durchströmungsmessungen mit Wasser berechnet, wobei der Wert $R_{M0,W}$ bei der Reynoldszahl der Luftdurchsatzmessungen ermittelt wurde. Diese Werte wurden miteinander in der Tabelle 6-1 verglichen. Die Übereinstimmung ist gut. Sie zeigt also, dass der Filtermittelerwiderstand R_{M0} für Durchströmung mit Flüssigkeit aus der Angabe der spezifischen Luftdurchlässigkeit mit guter Genauigkeit errechnet werden kann.

6.3.1 Reynoldszahl zur Kennzeichnung des Strömungszustandes durch Filtermittel

Die betrachteten Filtermittel sind Haufwerke geringer Schichtdicke, die den weit reichenden Voraussetzungen der Rohrströmung nicht entsprechen [84]. Die für die Durchströmung verfügbaren Durchmesser gehorchen bei der komplexen Porenstruktur einer Durchmesserverteilung, die an die Porengrößenverteilung der Filtermittel angelehnt ist (Bild 6-17).

Die gute Übereinstimmung des nominellen Porendurchmesser d_n mit dem typischen Durchmesser d_T wurde im letzten Abschnitt vorgestellt. Sie rechtfertigt mit Blick auf die Breite der Porenverteilung der meisten Gewebe, den so genannten nominellen

6.3 Wasserwert und Strömungszustand

Porendurchmesser d_n als strömungstypischen Durchmesser für die Berechnung einer Reynoldszahl zu verwenden. Die Reynoldszahl $Re_{n,T}$ wird daher mit dem nominellen Porendurchmesser d_n nach der Gleichung (6.3.1-3) errechnet. Die Berechnung von $Re_{n,T}$ ist auch mit dem typischen Porendurchmesser d_T nach Tichy möglich, z.B. wenn der Hersteller diesen Wert nicht angibt. Die Strömungsgeschwindigkeit in den Poren v_{Pore} wird errechnet nach Gleichung (6.3.1-4).

$$Re_{n,T} = \frac{\rho_{Fluid} \cdot v_{Pore} \cdot d_n}{\eta_{Fluid}} \quad (6.3.1-3)$$

$$v_{Pore} = \frac{v_{Leerrohr}}{\varepsilon} \quad (6.3.1-4)$$

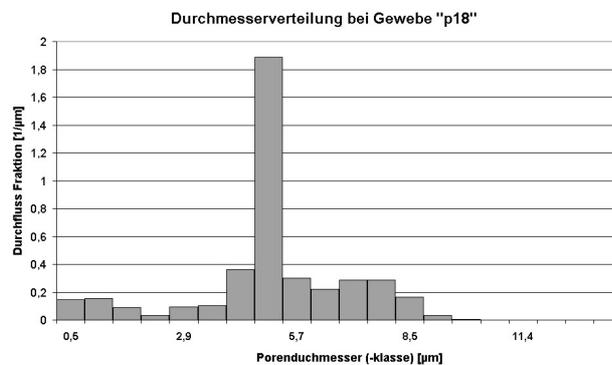


Bild 6-17 Komplexe Porengrößenverteilung eines dichten Gewebes [105]

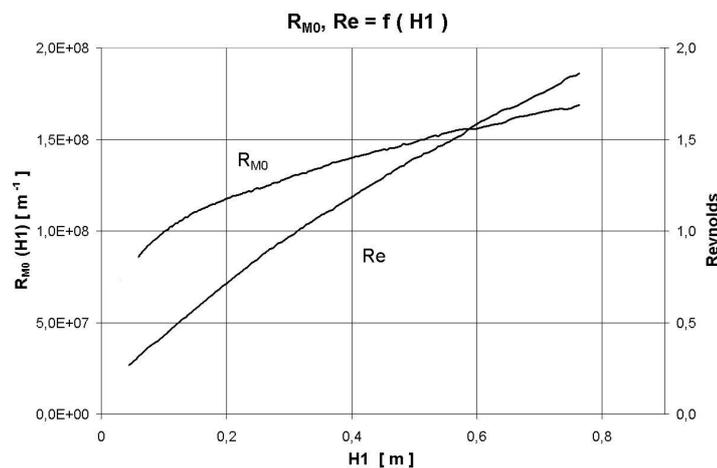


Bild 6-18 Durchflussmessung und Strömungsbeurteilung Gewebe M8, 20 µm nominelle Porenweite Durchflusswiderstand R_{M0} und Reynoldszahl $Re_{n,T}$ aus einer kontinuierlichen Durchflussmessung mit $H1(t)$ als aktuelle Wassersäule bei der Messung

Die Durchströmungsmessungen von Geweben wurden mithilfe dieser Festlegung ausgewertet. Das Messverfahren ist in 4.2.7.2 beschrieben. Bild 6-18 zeigt eine typische Messung mit der momentanen Reynoldszahl $Re_{n,T}$ und dem aktuellen Durchflusswiderstand.

Der nominelle Porendurchmesser d_n oder der typische Porendurchmesser d_T von industriellen Geweben ist als strömungscharakteristisches Maß geeignet. Mit ihm kann eine Reynoldszahl $Re_{n,T}$ für den Durchfluss reiner Flüssigkeit durch ein Filtermittel nach Gleichung (6.3.1-3) errechnet werden.

6.3.2 Übergangsströmung

Die Durchströmungsmessungen nach 4.2.7.2 ergaben, dass die Durchflusswiderstände R_{M0} für einige Gewebe im vermessenen Druckbereich von 200 bis 800 mm Wassersäule nicht konstant waren, siehe 6-18. Sie stiegen teilweise deutlich mit steigender Durchflussgeschwindigkeit an. Ein Vergleich der gemessenen Filtermittelerwiderstände mit der eben eingeführten Reynoldszahl $Re_{n,T}$ zeigte typische Zusammenhänge.

$Re_{n,T} > 1$ R_{M0} steigt mit steigender Durchflussgeschwindigkeit
Bild 6-19

$Re_{n,T} \ll 1$ R_{M0} ist weitgehend konstant, Bild 6-20

Der Effekt ist in den Bildern 6-14, 6-15, 6-18 und 6-19 zu sehen. Der Abfall des Durchflusswiderstandes bei H_1 unter 0,2 m Wassersäule ist durch die Messeinrichtung bedingt (Bild 4-6). Für diese geringen Flüssigkeitshöhen wurde eine Messeinrichtung mit einem Standrohr größeren Durchmessers gebaut, mit dem korrekte Messungen bis unter 100 mm Wassersäule möglich waren (Bild 4-7).

Die verschiedenen Messungen zeigten weiter, dass bei hohen Reynoldszahlen auch steile Anstiege des Filtermittelerwiderstandes R_{M0} gemessen wurden. Als Beispiel ist in Bild 6-19 eine Messung bei einer $Re_{n,T}$ im Bereich von 100 bis 200 gezeigt. Dabei steigt der Widerstand R_{M0} stark mit steigender Durchflussgeschwindigkeit bzw. Reynoldszahl.

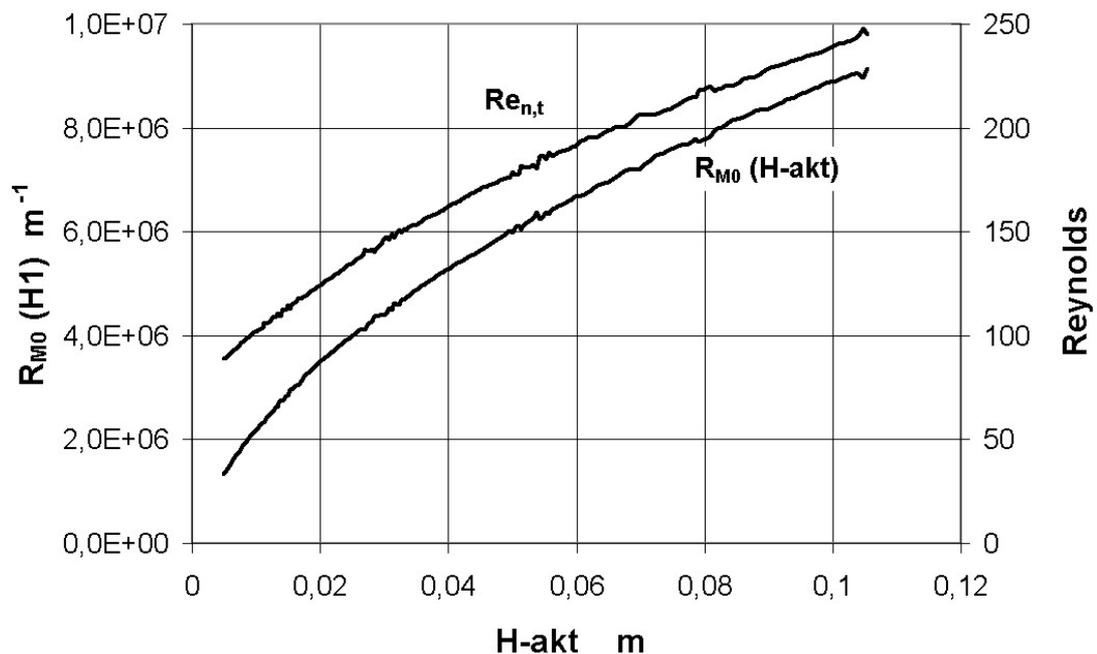


Bild 6-19 Durchflussmessung für Filtermittel M12, metallisches Schlitzsieb, nominelle Porenweite $300 \mu\text{m} \cdot 1000 \mu\text{m}$, Durchflusswiderstand R_{M0} und Reynoldszahl $Re_{n,T}$. H-akt(t) als aktuelle Wassersäule bei der Messung

Der Ansatz der Filtergleichung geht von (2.1-7) aus und basiert auf der Darcygleichung (2.1-1). Demnach ist bei einer laminaren Porenströmung unabhängig vom aktuellen Filtratstrom der Widerstand R_M konstant.

Bei der Rohrströmung wird der Ansatz entsprechend (2.3.4-11) zugrunde gelegt. Der Strömungswiderstand wird hier mit der Reibungszahl λ berücksichtigt.

Im laminaren Fall verändert sich λ umgekehrt proportional zur Strömungsgeschwindigkeit und der Druckabfall Δp steigt entsprechend der Darcygleichung proportional mit u an.

Bei der voll ausgebildeten turbulenten Strömung ist λ konstant. Dann ist der Druckabfall proportional u^2 , vgl. (2.3.4-11). Dieser Fall wird in der Filtrationstechnik in der Regel nicht betrachtet.

Tritt der Fall voll ausgebildeter turbulenter Strömung dennoch auf und wird er nach der Filtergleichung beschrieben, dann kann R_M nicht mehr konstant bleiben. Das

Gleiche gilt auch für Übergangszustände. Bei einer voll ausgebildeten turbulenten Strömung muss mit einem linearen Anstieg des R_M gerechnet werden. Die Darstellung im Bild 6-20 gibt den Verlauf für die unterschiedlichen Strömungszustände schematisch wieder.

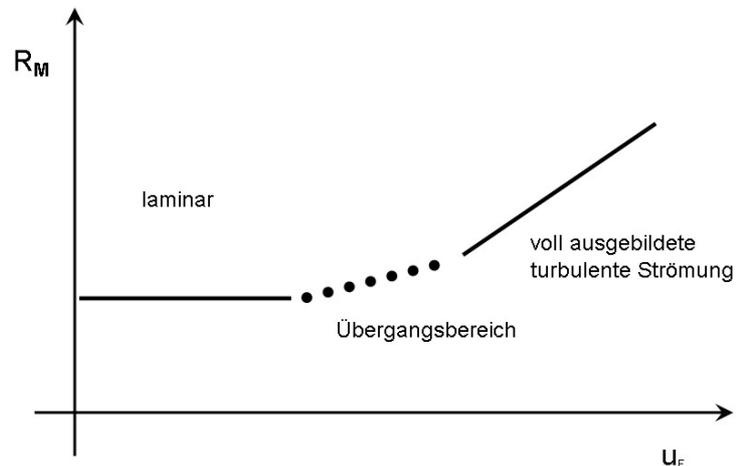


Bild 6-20 Filtermittelerwiderstand R_{M0} als Funktion der Filtratgeschwindigkeit u_F

Es gilt:

$$\Delta p \sim \lambda \cdot u_F$$

Soll dieser Zusammenhang mit dem Ansatz

$$\Delta p \sim R \cdot u_F$$

beschrieben werden, muss gelten

$$R = \text{const} \cdot u_F$$

d. h. bezogen auf die Durchströmung des Filtermittels gilt im laminaren Bereich

$$R_{M0} = \text{const} \cdot u_F$$

und im Übergangsbereich ist mit einem Anstieg von R_M bei steigender Filtratgeschwindigkeit zu rechnen (Bild 6-20). Wegen der unterschiedlichen und mitunter

sehr breiten Porengrößenverteilung der Filtergewebe ist dieser Übergangsbereich meist recht breit.

Die Messergebnisse der Durchströmungsmessung mit unterschiedlichen Durchströmungswiderständen bei verschiedenen Geweben und Reynoldszahlen im Bereich zwischen 0,1 und 10 werden gewertet als Beleg für einen Strömungsübergang im Bereich von Reynoldszahlen $Re_{n,T}$ um 1. Dieser Umschlag geht von der viskositätsbestimmten Strömung zu einer Strömung, die mit steigender Durchflussgeschwindigkeit zunehmend von Trägheitseinflüssen bestimmt ist. Der Verlauf der Erscheinung ist verschliffen, weil die unterschiedlichen Gewebe eine breite Porenverteilung und unterschiedliche Porenanteile der jeweiligen Durchmesserklasse haben.

6.3.3 Berechnung des Filtermittelleerwiderstandes

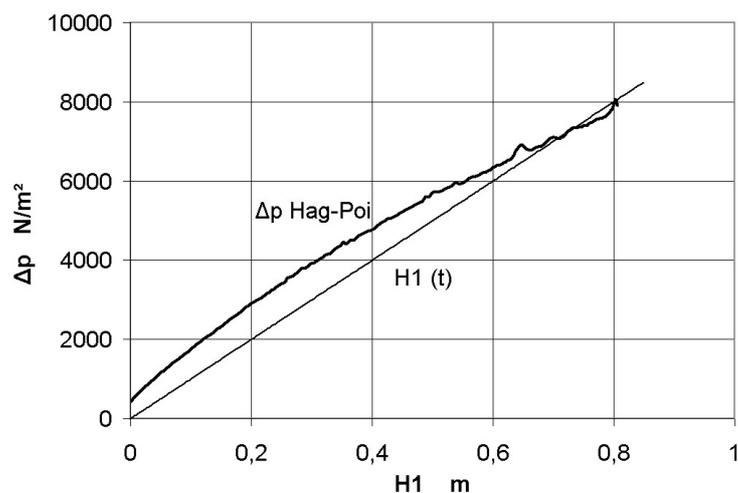


Bild 6-21 Vergleich Modell und Messung, Gewebe M8, 20 μm
Vergleich des berechneten Druckverlustes mit dem
aktuellen Druck bei der Messung.

Aus der jeweils aktuellen Reynoldszahl $Re_{n,T}$ wurde theoretisch zu erwartende Filtermittelleerwiderstand R_{M0} als Druckverlust nach (2.3.4-11) errechnet. Dabei wurde das Rechenmodell nach Hagen-Poiseuille (2.3.4-12) angewendet. Der so errechnete, theoretische Druckabfall wurde mit dem momentanen Flüssigkeitsdruck aus der Messung, der dem tatsächlichen Druckabfall entspricht, verglichen (Bilder 6-21 und

6-22). Die Übereinstimmung mit der Messung ist für mittlere Porengrößen gut, wenn hier eine Zähigkeitsdominierte Strömung vorliegt. Dies ist offensichtlich für Durchflussgeschwindigkeiten bei Reynoldszahlen $Re_{n,T}$ unter 0,5 der Fall. Während der Messung verändert sich die Durchströmungsgeschwindigkeit in Abhängigkeit von der momentanen Höhe (H1) der Wassersäule, siehe Bild 6-18.

Eine Berechnung des Filtermittelerwiderstandes R_{M0} aus dem nominellen Porendurchmesser d_n ist für die hier vorgestellten industriellen Filtergewebe mit teilweise sehr guter Genauigkeit möglich. Sie stimmt nicht für alle Gewebearten über den gesamten interessierenden Durchflussbereich. Abweichungen sind vor allem möglich für Reynoldszahlen $Re_{n,T} > 0,5$.

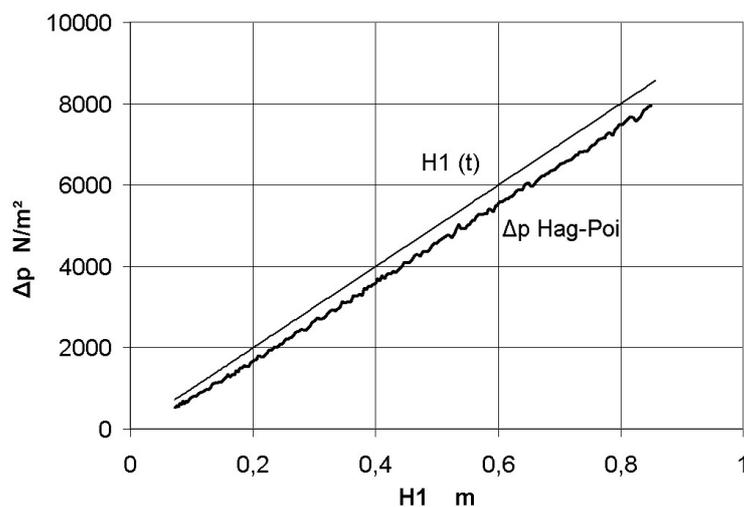


Bild 6-22 Vergleich Modell und Messung, 5 µm
Vergleich des berechneten Druckverlustes mit dem aktuellen Druck bei der Messung bei einem Gewebe mit ca. 5 µm nomineller Porenweite, $Re_{n,T} \ll 1$

6.3.4 Luftdurchlässigkeit und Wasserwert

Es wurde in mehreren Messungen nachgewiesen, dass der Messwert für die Luftdurchlässigkeit, der als Herstellerangabe für fast alle Gewebe vorliegt, mit dem Durchflusswiderstand des reinen Fluids korreliert wenn bei gleicher Reynoldszahl $Re_{n,T}$ gemessen wird, Tabelle 6-2. Diese Ergebnisse wurden für einen Porengrößenbereich zwischen unter 10 µm bis 155 µm bestimmt. Vermessen wurden multifli-

le, gemischte und monofile Gewebe aus Polypropylen und PEEK. Die Abweichungen waren teilweise vernachlässigbar gering.

Der Durchflusswiderstand R_{M0} bei komplexen Geweben ist in guter Näherung mit einem Modell zur Durchströmung von Haufwerken aus den Gewebedaten errechenbar. Dabei darf der Einfluss der Strömungsgeschwindigkeit des Fluids im Gewebe auf den Filtermittelwiderstand bereits bei Porenweiten ab $20\ \mu\text{m}$ und größer nicht vernachlässigt werden, weil die Strömung in einem Übergangsbereich liegt. Dieser Bereich ist anhand der einfachen Reynoldszahl und der bei dem Modell definierten Reynoldszahl Re_k gut bestimmbar.

Tabelle 6-2 Vergleich von 2 Geweben, M4 und M11

	Filtergewebe M11, PEEK 17-2032-W155, monofil/monofil, Porenweite $155\ \mu\text{m}$			
	Luft		Wasser	
$Re_{n,T}$ bei 2 mbar	41,3		bei 8,9 mbar	40,6
R_M [m^{-1}]	$5,6 \cdot 10^6$			$5,7 \cdot 10^6$
	Filtergewebe M4, PP 2703, multifil/multifil, Porenweite $5\ \mu\text{m}$			
	Luft		Wasser	
$Re_{n,T}$ bei 2 mbar	0,0107		bei 11,6 mbar	0,0104
R_M [m^{-1}]	$1,4 \cdot 10^9$			$1,9 \cdot 10^9$

Die Messbedingungen zur Bestimmung der Luftdurchlässigkeit technischer textiler Flächengebilde sind an der oberen Grenze der spezifischen Filtratdurchflüsse zu Filtrationsbeginn bei Fest-Flüssigfilter nach 1.4. Die Messbedingungen sind in der Norm DIN EN ISO 9237 festgelegt. Die Norm zur Charakterisierung der Fest-Flüssig-Filtermittel bezieht sich auf einen sehr hohen Durchflussbereich. Die Porengeschwindigkeit beträgt im Beispiel für W155 $0,26\ \text{m/s}$. Dies ergibt eine Leerrohrgeschwindigkeit $0,13\ \text{m/s}$ also einen Flüssigkeitsdurchsatz von über $300\ \text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ – das ist eine extrem hohe Filtratgeschwindigkeit; auf Hochleistungsdruckdrehfiltern werden in den ersten Zehntelsekunden maximal etwa $100\ \text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$ erreicht. Die spezifische Flüssigkeitsleistung für Gewebe M4 ergibt bei $1,0\ \text{mm/s}$ Porengeschwindigkeit bzw. einer Leerrohrgeschwindigkeit von $0,5\ \text{mm/s}$ eine spezifische Durch-

flussleistung von 1870 l/m²h – für dieses Gewebe eine sehr hohe Filtratgeschwindigkeit, die als Auslegungswert von Filteranlagen zu Beginn des Filterzyklus durchaus üblich ist.

Sowohl Luftdurchlässigkeit als auch Wasserwerte lassen sich zu Durchflusswiderständen umrechnen. Der mit Luft bestimmte Durchflusswiderstand ergibt eine gute Übereinstimmung mit dem Durchflusswiderstand aus einer Wasserdurchströmung, wenn bei der gleichen Reynoldszahl $Re_{n,T}$ gemessen wird. Es ist darstellbar, dass dieser Wasserwert zwar an der oberen Grenze der realisierbaren Durchflüsse liegt, die bei einer technischen Filtration zu Beginn – also bei völlig sauberem Filtergewebe – erreicht werden kann. Zur Bestimmung des Durchflusswiderstandes für Flüssigkeit, dem Filtermittelleerwiderstand R_{M0} , ist der spezifische Luftdurchsatz bei 2,0 mbar, wie er von Herstellern üblicherweise auch angegeben wird, gut geeignet.

6.4 Zahlenwerte für R_M , R_{M0} und K_I

Die in allen vorgestellten Filterversuchen gemessenen Filtermittelwiderstände R_M erstreckten sich über einen weiten Wertebereich. Der niedrigste, gemessene Wert R_M betrug $5,9 \cdot 10^8$ [m⁻¹] für Glaskugeln, Produkt P1 auf 10 µm Metallgewebe M7, bzw. $7,8 \cdot 10^8$ [m⁻¹] für Zellulosefaser P2 auf Gewebe M8.

Die höchsten Werte von R_M , mehrere Werte bis $4,5 \cdot 10^{10}$ [m⁻¹], wurden durchwegs gefahren mit Produkt P1 auf dem Gewebe M6.

Den niedrigsten Wert $R_{M0,L}$ hatte das Gewebe M11 mit $5,6 \cdot 10^6$ [m⁻¹], den höchsten Wert hatte das Gewebe M4 mit $1,3 \cdot 10^9$ [m⁻¹].

Die Filterkuchenwiderstände r_K aller verwendeten Produkte lagen im Bereich zwischen $r_K = 5,1 \cdot 10^{11}$ [m⁻²] und $r_K = 2,1 \cdot 10^{13}$ [m⁻²]. Bei allen Versuchen wurde der Filterkuchen schnell aufgebaut und es wurden gute, überwiegend feststofffreie Filtrate erzielt. Bei sehr offenmaschigen Geweben sind kurzzeitige Trübstöße nicht auszuschließen, die jedoch bei der gestellten Trennaufgabe zulässig waren. Die überproportional ansteigenden K_I -Werte bei großen Maschenweiten können im Zusammenhang mit den Strömungsverhältnissen am Beginn der Filtration erklärt werden. Nach Rushton wird der Filterkuchenaufbau am Beginn der Filtration neben dem

6.4 Zahlenwerte für R_M , R_{M0} und K_I

Verhältnis Partikelgröße zu Maschenweite auch wesentlich von der Anströmgeschwindigkeit beeinflusst.

Der Filtermittelwiderstand R_M ist bis zu zwei Größenordnungen größer als der Filtermittelleerwiderstand R_{M0} – abhängig von Gewebeart und Feststoff, d.h. der Interferenzfaktor K_I kann Werte von 100 überschreiten. Grobe Gewebe mit Maschenweiten bis zu 200 μm haben hohe Interferenzfaktoren, es wurden Spitzenwerte von 300 bis 400 gemessen. Feine Gewebe mit Maschenweiten bis hinunter in den Bereich von wenigen Mikrometern haben niedrige Interferenzfaktoren bis hinunter zu $K_I = 7$ für Zellulosefaser P2 auf Gewebe M8. In erster Näherung kann man für die Größe des Filtermittelwiderstandes R_M bei industriellen Filtrationen den 20-fachen bis 40-fachen Wert des Filtermittelleerwiderstandes R_{M0} ansetzen (K_I ist 20 bis 40). Genaue Werte sind nur aus repräsentativen Filterversuchen erhältlich.

$$K_I = 6 + 1,44 \cdot d_n \quad (6.4-1)$$

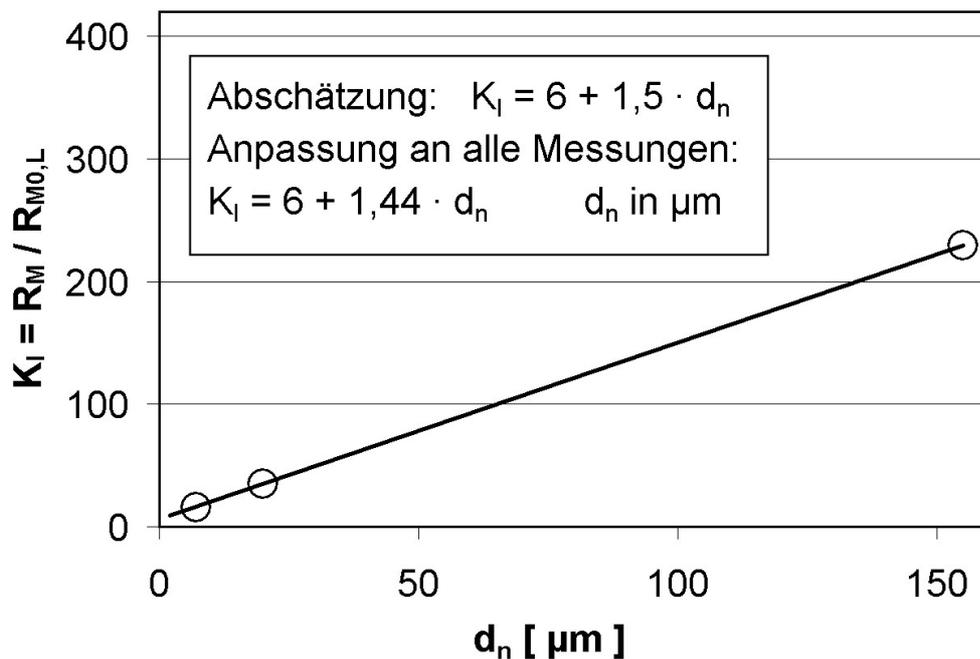


Bild 6-23 K_I als Funktion des Porendurchmessers d_n

Zur Abschätzung des Interferenzfaktors K_I in Abhängigkeit vom nominellen Porendurchmesser d_n wurde unter Berücksichtigung der angegebenen Grenze für direkte Partikelabscheidung die Beziehung (6.4-1) entwickelt. Dazu wurden alle diejenigen Versuche ausgewertet, für die mindestens eine komplette Versuchsreihe über mehre-

re Drücke, mehrere Kuchenhöhen oder sonstigen Parametervariationen gefahren wurde. Aus diesen ausgewerteten Messungen mit den unterschiedlichen Produkten, auf unterschiedlichen Geweben und mit Drücken zwischen 0,4 bar und 4 bar kann die Näherung (6.4-1) angesetzt werden (Bild 6-23), mit d_n als Zahlenwert für den nominellen Porendurchmesser in μm .

Aus allen hier durchgeführten Messungen wurden einige K_I -Werte ausgewählt und in der Tabelle 6-3 beispielhaft aufgelistet. Die Werte betreffen unterschiedliche Filtrationsparameter wie Gewebe, Drücke, usf. Angegeben sind neben der Messung (vgl. Anhang C, Liste der ausgewerteten Filterversuche) und einigen Angaben zum Messparameter die Abweichungen „Abw.“ von der in Gleichung (6.4-1) vorgestellten Abschätzung des K_I -Wertes. Der Wert aus 1.2, K_I 116 bei 80 μm Maschenweite, vgl. Bild 6-4, passt mit 4 % Abweichung gut in diese Regel.

Tabelle 6-3 Verschiedene Interferenzfaktoren für unterschiedliche Filtrationsparameter

directory/Datei	Gewebe	Druck bar	c_{TS} g/l	TS	K_I -	d_n μm	Abw.
178/178-1b5g	PP07	1	5	F12	14,27	7	-0,11
178/178-2b1g	PP07	2	1	F12	15,96	7	-0,01
178/178-2b5g	PP07	2	5	F12	17,38	7	0,08
178/178-4b5g	PP07	4	5	F12	16,49	7	0,03
mr-134../mr13402-1-50	07-51	1	50	PS10	22,22	7	0,38
mr-134../mr13405-4-25	07-51	4	25	PS10	15,15	7	-0,06
176/176-4b5g	17 K20	4	5	F12	25,58	20	-0,26
170/170/170-5g2b	PP20	2	5	F12	24,72	20	-0,29
170/170/170-5g4b	PP20	4	5	F12	24,63	20	-0,29
170/175/175-1-2	PP20	1	25	F12	31,64	20	-0,09
170/174/174-2	PP20	2	25	F12	28,71	20	-0,18
170/174/174-4	PP20	4	25	F12	32,73	20	-0,06
170/174/174-1-2	PP20	1	25	F12	31,51	20	-0,09
171-50	PP20	2	25	F12	40,10	20	0,15
177/177-4b25g	W155	4	25	F12	216,97	155	-0,05

Da die Porendurchmesser der Filtergewebe bei den infrage kommenden Filtern bzw. Filteraufgaben typischerweise über zwei Zehnerpotenzen variieren, ist an (6.4-1) zu erkennen, dass auch K_I über zwei Zehnerpotenzen variiert. Außerdem ist aus der

Gleichung abzuleiten, dass der Filtermittelwiderstand bei offenmaschigen Filtermitteln, die naturgemäß bei groben und daher meist gut filtrierenden Stoffen eingesetzt werden, im Vergleich zum Filterkuchenwiderstand größeren Einfluss hat. Die Aussage aus 2.3.1, dass sich der Bereich der Filtermittelwiderstände ebenso wie der von Filterkuchenwiderständen über mehrere Zehnerpotenzen erstreckt, kann also wie folgt präzisiert werden. Bei den betrachteten Filtern bzw. Filtrieraufgaben reichen die Filterkuchenwiderstände r_K erfahrungsgemäßen über sechs Zehnerpotenzen. Die Filtermittelwiderstände R_M sind dagegen über einen deutlich geringeren Bereich von etwa vier Zehnerpotenzen messbar.

Der Filtermittelwiderstand R_M beträgt bei kontinuierlichen Filtern auch bei gut ausgesuchten und optimierten Filtergeweben meist rund 20 % des Gesamtwiderstandes R_{ges} am Ende des Filterzyklus. Mit zunehmender Filtrationsdauer verringert sich dieser Anteil. Allerdings sind bei sehr hohen Filterleistungen Spitzenwerte möglich bis hinauf zu 50 %! Typischerweise sind diese hohen Prozentsätze bei gut bis sehr gut filtrierenden Stoffen zu finden, die auf sehr offenen Geweben verarbeitet werden.

7 Folgerungen und Ausblick

7.1 Folgerungen

Die Kombination von zwei bekannten und erprobten Auswerteverfahren zur Bestimmung der Filtrationseigenschaften von Suspensionen ist neu. Sie bringt eindeutige Anfangs- und Endkriterien für die Filtration bei der Auswertung der Filterkurve. Zusammen mit einer schnellen Messdatenerfassung und einer verbesserten Messtechnik sind eine wesentliche Steigerung der Genauigkeit und eine deutlich verbesserte Reproduzierbarkeit der Ergebnisse gegeben. Die in dieser Arbeit durchweg geübte hohe Abtastrate zeigt auch Details der Filtrationsdynamik, die bei früheren Messungen unentdeckt bleiben mussten.

Der Filtermittelerwiderstand R_{M0} lässt sich aus den vorhandenen, genauen Herstellerangaben für die Luftdurchlässigkeit errechnen – er gilt dann mit guter Genauigkeit bei der Reynoldszahl $Re_{n,T}$ der Messung. Der nominelle Porendurchmesser d_n ist zur Charakterisierung der Gewebe und zur Berechnung der Reynoldszahl $Re_{n,T}$ gut geeignet. Statt des nominellen Porendurchmessers kann ein typischer Porendurchmesser d_T errechnet werden aus dem spezifischen Luftdurchsatz, der Porosität und der Filtermitteldicke. Er stimmt mit dem nominellen Porendurchmesser näherungsweise überein.

Der Filtermittelerwiderstand R_{M0} ist nicht konstant über industriell interessierende Filterleistungen. Er variiert bei unterschiedlichen Durchflussgeschwindigkeiten im Durchflussbereich von industriellen Filtern teilweise erheblich je nach Gewebeart und Reynoldszahl $Re_{n,T}$. Der Verlauf des Filtermittelerwiderstandes bei variierenden Durchflussgeschwindigkeiten (Leerrohr) lässt sich aus Porosität, nominellem Porendurchmesser und der Gewebedicke anhand der bekannten Modelle für Strömungs-Druckverluste errechnen. Der Grund hierfür ist ein schleichender Umschlag des Strömungszustandes.

Typische Verläufe des Filtermittelwiderstandes R_M bei Variation der Filtrationsbedingungen wurden beschrieben. Ein wesentlicher Grund für den Übergang des Leerwiderstandes R_{M0} zum Filtermittelwiderstand R_M wird in einer oberflächlichen Verstopfung der Poren gesehen, für die weniger als eine Partikelschicht ausreicht.

7.2 Empfehlungen, Ausblick

Dies gilt besonders für schnell filtrierbare Stoffe, bei denen eher grobe Partikel vorherrschen und die Erscheinungen der DLVO-Theorie in den Hintergrund treten.

Der Filtermittelwiderstand R_M ist etwa 10- bis 80-mal so groß wie der Filtermittelleerwiderstand R_{M0} – abhängig von Gewebeat und Feststoff, d.h. der Interferenzfaktor K_I ist entsprechend 10 bis 80. Grobe Gewebe haben hohe Interferenzfaktoren, Spitzenwerte von 300 bis 400 wurden gemessen. Feine Gewebe haben niedrige Interferenzfaktoren. In erster Näherung kann man für die Größe des Filtermittelwiderstandes R_M bei industriellen Filtrationen den 30-fachen bis 40-fachen Wert des Filtermittelleerwiderstandes R_{M0} ansetzen (K_I ist 30 bis 40). Genaue Werte sind nur aus repräsentativen Filterversuchen erhältlich. Der Filtermittelwiderstand R_M beträgt bei kontinuierlichen Filtern auch bei gut ausgesuchten und optimierten Filtergeweben meistens 20 bis 50 % des Gesamtwiderstandes R_{ges} am Ende des Filterzyklus.

7.2 Empfehlungen, Ausblick

Die vorgestellte schnelle Messtechnik bringt eine erhöhte Genauigkeit bei der Bestimmung der Filtrierbarkeit von Suspensionen und kann in vielen Fällen mit vorhandenen Ausrüstungen kombiniert werden. Zusammen mit der neu eingeführten Auswertung durch Abstimmung der beiden, bereits bekannten Auswertemethoden sollten diese Bestimmungen genauer und gut reproduzierbar durchführbar sein.

Die Abschätzung eines erheblichen Filtermittelwiderstandes bei kontinuierlichen Kuchenfiltern ist mit den vorliegenden Messungen abgesichert worden. Hier sollten bei schnell filtrierenden Stoffen die oben genannten Richtwerte berücksichtigt werden, wenn keine genauen Daten vorliegen. Dies gilt besonders für Simulationsrechnungen [86, 102], bei denen experimentelle Daten nicht oder in sehr unvollkommener Weise vorliegen.

Eine Ergänzung der technischen Daten von Filtergeweben um die Porosität ε ist wünschenswert, vgl. 2.3.6. Die Ergänzung um die Porengröße bis zu der 95% des gesamten Durchflusses wäre für eine Abschätzung der Partikelgängigkeit von Nutzen. Der letztere Wert ist der Porometrie zu entnehmen. Mit diesen Daten wäre es sinnvoll, das in 3.2.1.3 skizzierte Interferenzverhältnis analytisch und experimentell weiter zu erfolgen.

Von einem gewissen Interesse ist sicherlich die Verfolgung der Überlegungen, die anhand des Kugel-Loch-Modells aufgestellt wurden. Untersuchungen mit sehr eng tolerierten monomodalen Kugeln müssten durchgeführt werden. Lochbleche mit runden Löchern in einem vorbestimmten Abstand sind herstellbar. Auch hier wären enge Toleranzen erforderlich. Der Vorteil dieser Thematik ist die Möglichkeit parallel Experiment, vorhandene Theorie und rechnergestützte Strömungsanalyse zu nutzen und evtl. ein besseres Bild über die mechanischen Verstopfungsvorgänge bei Partikeln zu schaffen.

Anhang A Dimensionsanalyse

Die äußere Geometrie des Kuchens wird durch die durchströmte Länge h_K , die innere Geometrie durch die Porosität ε und eine für die Poren charakteristische Länge berücksichtigt. Die Wahl der charakteristischen Geschwindigkeit, hier $u_F(t)$ und der porencharakteristischen Länge ist im Prinzip frei. Als porencharakteristische Länge bietet sich eine mittlere Partikelgröße d_X oder der Porendurchmesser d_P an.

Für den vorliegenden Fall enthält die Relevanzliste aller dimensionsbehafteter Einflussgrößen die sieben Größen: Δp , $u_F(t)$, d_P , h_K , ρ , η und ε . Für den Druckabfall besteht zwischen diesen Größen der Zusammenhang [109] :

$$f(\Delta p, u_F(t), d_P, h_K, \rho, \eta, \varepsilon) = 0 \quad (\text{A-1})$$

Zum Aufstellen der erforderlichen Dimensionsmatrix sind die Dimensionen aller relevanten Größen zu ermitteln, Tabelle A-1

Tabelle A-1 Die relevanten physikalischen Größen und ihre Dimensionen

Größe	Physikalische Größe	Einheit	$\dim x_i$
x_1	Δp	$\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-2}$	$L^{-1} T^2 M^1$
x_2	u_F	m s^{-2}	$L^1 T^{-2} M^0$
x_3	d_P	m	$L^1 T^0 M^0$
x_4	h_K	m	$L^1 T^0 M^0$
x_5	ρ	kg m^{-3}	$L^{-3} T^0 M^1$
x_6	η	$\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$	$L^{-1} T^{-1} M^1$
x_7	ε	-	$L^0 T^0 M^0$

Daraus folgt die Dimensionsmatrix, Tabelle A-2, im aktuellen Fall mit dem Rang 4.

Tabelle A-2 Dimensionsmatrix mit den Dimensionsexponenten

	Kernmatrix			Restmatrix			
	d_p	u_F	ρ	η	h_K	Δp	ε
<i>L</i>	1	1	-3	-1	1	-1	0
<i>T</i>	0	-1	0	-1	0	-2	0
<i>M</i>	0	0	1	1	0	1	0

Durch Multiplikation verschiedener Spalten wird die Kernmatrix zur Einheitsmatrix übergeführt.

Tabelle A-3 Einheitsmatrix des Problems

	$\rightarrow i$			$\rightarrow j$			
	d_p	d_p/u_F	ρh_K^3	η	h_K	Δp	ε
<i>L</i>	1	0	0	-1	1	-1	0
<i>T</i>	0	1	0	-1	0	-2	0
<i>M</i>	0	0	1	1	0	1	0

Entsprechend den Regeln der Dimensionsanalyse wird der komplette Satz dimensionsloser Kennzahlen Π_j für das Problem aufgestellt. Für sie gilt, dass ein Produkt aus verschiedenen Π -Größen selbst wieder eine Π -Größe ergibt. Erstellt werden sie nach der allgemeinen Gleichung:

$$\Pi_j = x_j \prod_i x_i^{-p_{ij}} \quad (\text{A-2})$$

x_i physikalische Größe der Kernmatrix
 x_j physikalische Größe der Restmatrix
 p_{ij} Elemente der Restmatrix mit den Zeilennummern i und den Spaltennummern j

also

$$\Pi_1 = \eta \cdot d_p \left(\frac{d_p}{u_F} \right) \cdot (\rho \cdot h_K^3)^{-1} = \frac{\eta \cdot d_p^2}{u_F \cdot \rho \cdot h_K^3} \quad (\text{A-3})$$

$$\Pi_2 = h_K \cdot d_p^{-1} = \frac{h_K}{d_p} \quad (\text{A-4})$$

$$\Pi_3 = \Delta p \cdot d_p \left(\frac{d_p}{u_F} \right)^2 \cdot (\rho \cdot h_K^3)^{-1} = \frac{\Delta p \cdot d_p^3}{u_F^2 \cdot \rho \cdot h_K^3} \quad (\text{A-5})$$

$$\Pi_4 = \varepsilon \quad (\text{A-6})$$

Der ursprünglich mit sieben dimensionsbehafteten Größen (23-1) beschriebene Zusammenhang wurde auf eine Funktion aus vier dimensionslosen Kennzahlen reduziert:

$$f(\Pi_1, \Pi_2, \Pi_3, \Pi_4) = 0 \quad (\text{A-7})$$

Bestimmte, verbreitete Kennzahlen werden durch Multiplikation dieser Größen gefunden. Diese eingebürgerten Kennzahlen sind benannt und werden mit zwei Buchstaben dargestellt. So wird ein neuer Satz von Kenngrößen definiert, zwei davon könnten sein:

$$\frac{1}{\Pi_1 \cdot \Pi_2^3} \equiv \frac{u_F \cdot d_p \cdot \rho}{\eta} = \text{Re} \quad (\text{A-8})$$

$$\Pi_3 \cdot \Pi_2^3 \equiv \frac{\Delta p}{\rho \cdot u_F^2} = \text{Eu} \quad (\text{A-9})$$

Die Reynoldszahl Re (A-8) und die Eulerzahl Eu (A-9) sind neue Kennzahlen. Die dimensionslose Porosität hat zu Beginn als Π -Größe festgestanden und hätte nicht gesondert berücksichtigt werden müssen.

Die Dimensionsanalyse führt nicht zu funktionellen Zusammenhängen zwischen den charakteristischen Größen des untersuchten Vorganges, erlaubt aber die Zahl der zu

untersuchenden Parameter deutlich zu reduzieren und Ergebnisse auf Anlagen unterschiedlicher Größe zu übertragen [109]. Dabei ist hier die Reynoldszahl von besonderem Interesse, weil mit ihr Strömungszustände charakterisiert und nach verschiedenen Bereichen wie zäher Durchströmung und zäh-turbulenter Durchströmung [109] eingeteilt werden können.

Anhang B Berechnung von Suspensionsleistungen

Filtrat- und Kuchenanfall

bei bekannten Filterparametern r_K und R_M

Allgemeine Angaben Anwendung und Einschränkungen siehe unten.

Tichy
D-87527 Sonthofen

Kennung	Daten (ähnlich -,) nur für theoretische Leistungsberechnung		
Versuchs ID	Auslegungsrechnung für Tabelle 1 - 1 sowie für Anhang B		
Susp. [m^3/m^2h]	0,40	Anm.: filteraktive Fläche = 1/3 der gesamten Fläche	
Filtermittelwiderstand R_M	R_M	1,0000E+12	[m^{-1}]
Filterkuchenwiderstand r_K	r_K	1,0000E+15	[m^2]
Filterfläche	A	19,63	[cm^2]
Filterfläche in m^2 (SI-Einheiten)	A_{qm}	0,001963	[m^2]
Feststoffgehalt (Filtrat-/Kuchenvolumen)	κ	20,00	[-]
Viskosität	η_L	0,0010	[Pas]
Vorgaben			
Vorgabewert für Druck		6,0	[bar]
Vorgabevolumen (Zeit ist gesucht)		64,61	[ml]
	bzw in m^3	V	0,00006461 [m^3]
Ergebnisse: Filterkurve, benötigte Zeit für Filtrat bzw. Kuchen			
Gesuchte Zeit (theor., ideal. Bedingungen !)	t	100,00	[sec]
.. bzw. Filterkuchenhöhe	h_K	1,65	[mm]

Filterkurve

Zeit [sec]	Filtratvolumen [l]	Filterkuchen [mm]
0	0,00	0,0
50	0,04	0,5
100	0,08	1,0
150	0,09	1,5
200	0,11	2,6

>> Dieses Berechnungsblatt ist gültig bis auf Widerruf. Aktuellen Gültigkeitsstand bitte beim Autor einholen.

Eigene Daten können in gelbe Datenfelder eingetragen werden.

Berechnungsgrundlage: Allgemeine Filtergleichung für ideale Bedingungen: newtonsche Flüssigkeit, inkompressibler Feststoff, Filtration bei konstantem Druck, keine Einspülung von Partikeln in Kuchen und Filtermedium usf.

Grundlagen und Berechnungsgang dieser Kalkulation wurden sorgfältig zusammengestellt und ausgearbeitet. Eine Garantie oder Verantwortung für die hier dargestellten Zusammenhänge und Daten oder für die Richtigkeit der Ergebnisse wird nicht übernommen. In wichtigen Fällen muss der Bearbeiter eine derartige Ausarbeitung mit den dann evtl. abweichenden Gegebenheiten selbstzusammentragen.

Josef W. Tichy, Filtrationszeit und Kuchenhöhe für bekannte Filterwiderstände.
Stand 19. April 2006

Anhang C Liste der ausgewerteten Filterversuche

Filterversuche Gesamte Anzahl über 300
 Den vorgelegten Auswertungen zugrunde gelegt ca. 200

K_f : Mittelwert aus 93 Versuchen mit 5 Geweben und 4 Produkten $\frac{R_M}{R_{M0,L}} = 44,13$

K_f : Mittelwert aus 86 Versuchen mit 4 Geweben und 4 Produkten $\frac{R_M}{R_{M0,L}} = 28,53$

Chronologische Liste der Versuche / Rohdatenliste												02.01.00			
mit allen ausgewerteten Versuchen. Ordnung: Versuchsdatum. Fehlerhafte Messung											04.01.00				
und zweifelhafte Messungen sind nicht aufgelistet												10.01.00			
directory / Datei	Vers Nr	ProtNr, Messg	r_K	m^{-2}	R_{M0}	m^{-1}	R_M	m^{-1}	h_K	$h_{K,e}$	Gewebe	bar	c_{TS}	TS Art	
Spaltennummer	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	10.02.00			
DFM-Luft-Riebe	1-5		ng	6,8	ng			2703	2	mbar					08.10.01
DFM-Luft-Riebe	1-5		ng	183,6	ng			Po 5µ	2	mbar					08.10.01
DFM-Luft-Riebe	1-5		ng	309,8	ng			DTW 12	2	mbar					08.10.01
DfmLuft.doc	1-4		ng	94,8	ng			Pa 2µ		0					27.02.04
DfmLuft.doc	1-2		ng	276,4	ng			W155		0					01.03.04
DfmLuft				90				Po 2µ		0					02.03.04
Messwert SEFAR			ng	100	ng			PP20							03.03.03
Messwert SEFAR			ng	333	ng			17 K20							03.03.03
100/pr-all-307=101-2	101	2,1-6	9,681E+11		2,386E+09	2,5 - 20	0,41	Po 2µ	1	25	F12				05.11.04
100/pr-all-307=101-2	101	2,1	s.o.		s.o.	6,8		Po 2µ	1	25	F12				05.11.04
100/pr-all-307=101-2	101	2,2	s.o.		s.o.	2,5		Po 2µ	1	25	F12				05.11.04
100/pr-all-307=101-2	101	2,3	s.o.		s.o.	4,9		Po 2µ	1	25	F12				05.11.04
100/pr-all-307=101-2	101	2,4	s.o.		s.o.	9,9		Po 2µ	1	25	F12				05.11.04
100/pr-all-307=101-2	101	2,5	s.o.		s.o.	20		Po 2µ	1	50	F12				05.11.04
100/pr-all-307=101-2	101	2,6	s.o.		s.o.	6,8		Po 2µ	1	25	F12				05.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,1-6	1,177E+12		6,208E+08	2,5 - 20	0,96	W155	1	25	F12				20.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,1	s.o.		s.o.	6,8		W155	1	25	F12				20.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,2	s.o.		s.o.	2,5		W155	1	25	F12				20.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,3	s.o.		s.o.	5		W155	1	25	F12				20.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,4	s.o.		s.o.	10		W155	1	25	F12				20.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,5	s.o.		s.o.	20,1		W155	1	50	F12				20.11.04
100/pr-all-307=102-2	102	2,6	s.o.		s.o.	5		W155	1	25	F12				20.11.04
100 / fv_103-1-4	103	1	1,440E+12		1,330E+09			1,08	PP20	1	25	F12			13.11.04
100/pr-all-307=103-1	103-1	1	9,929E+11		3,444E+09			0,29	PP20	1	25	F12			13.11.04
100 / FW12_103-4-2	103	1	1,249E+12		2,999E+09			0,42	PP20	1	25	F12			13.11.04
100/pr-all-307=103-1(1,2)		1	6,186E+11		4,093E+09			6,62	PP20	1	25	F12			13.11.04
100/pr-all-307=103-1(2,3)		1	5,822E+11		4,136E+09			7,10	PP20	1	25	F12			13.11.04
100/pr-all-307=103-1(2,3)		1	1,109E+12		2,853E+09			2,57	PP20	1	25	F12			13.11.04
100 / FW12_103-4-neu	103	1	1,425E+12		1,959E+09			1,38	PP20	1	25	F12			13.11.04
100/pr-all-307=104-1	104-1	1	2,349E+12		1,924E+10			8,19	7 (14K)	1	25	F12			13.11.04
100 / fv_104-1-4	104	1	3,830E+12		1,970E+10			5,14	7 (14K)	1	25	F12			13.11.04
100/pr-all-307=104-2-1	104	2	ng		ng			9727 (14K)	1	0	TrW				27.11.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,1-6	2,279E+12		7,763E+08	5-15	0,34	PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,1	s.o.		s.o.	9,2		PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,2	s.o.		s.o.	5		PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,3	s.o.		s.o.	10,1		PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/arbo105-2-4	105	2,4	2,090E+12		1,610E+09	14,9	0,77	PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/arbo105-2-4-118	105	2,4	2,220E+12		1,963E+09	14,9	0,88	PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,5	s.o.		s.o.	5		PP20	1	50	A PU				04.12.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,6	s.o.		s.o.	9,3		PP20	1	25	A PU				04.12.04
100/pr-all-307=105-2	105	2,1+4	2,243E+12		1,650E+09	9,2-15	0,74	PP20	div	25	A PU				04.12.04

Anhang C Liste der ausgewerteten Filterversuche

Chronologische Liste der Versuche / Rohdatenliste											02.01.00						
mit allen ausgewerteten Versuchen. Ordnung: Versuchsdatum. Fehlerhafte und zweifelhafte Messungen sind nicht aufgelistet											Messung		04.01.00				
directory / Datei	Vers Nr	ProtNr, Messg	r_k	m^{-2}	R_{M0}	m^{-1}	R_M	m^{-1}	h_k	$h_{k,e}$	Geweb e	bar	c_{TS}	g/l	TS Art	10.01.00	
Spaltennummer	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	10.02.00	
170/170/170-1g1b	170	1	5,129E+11	1,539E+08	2,416E+09	1	4,71	PP20	1	1	F12	26.02.05					
170/170/170-1g2b	170	2	6,940E+11	1,539E+08	2,589E+09	1	3,73	PP20	2	1	F12	26.02.05					
170/170/170-1g4b	170	3	5,825E+11	1,539E+08	3,700E+09	1	6,35	PP20	4	1	F12	26.02.05					
170/170/170-5g1b	170	4	1,584E+12	1,539E+08	1,528E+09	2,4	0,96	PP20	1	5	F12	26.02.05					
170/170/170-5g2b	170	5	1,008E+12	1,539E+08	2,746E+09	2,4	2,73	PP20	2	5	F12	26.02.05					
170/170/170-5g4b	170	6	1,552E+12	1,539E+08	2,737E+09	2,4	1,76	PP20	4	5	F12	26.02.05					
170/170/170-25g1b	170	7	1,374E+12	1,539E+08	2,358E+09	11,9	1,72	PP20	1	25	F12	26.02.05					
170/170/170-25g2b	170	8	1,569E+12	1,539E+08	2,630E+09	11,9	1,68	PP20	2	25	F12	26.02.05					
170/170/170-25g4b	170	9	2,168E+12	1,539E+08	4,428E+09	11,9	2,04	PP20	4	25	F12	26.02.05					
170/172/172-1-1	172	1	1,448E+12	1,539E+08	4,009E+09	12,3	2,77	PP20	1	25	F12	19.03.05					
170/172/172-2	172	2	1,819E+12	1,539E+08	7,261E+09	12,2	3,99	PP20	2	25	F12	19.03.05					
170/172/172-4	172	3	1,836E+12	1,539E+08	8,980E+09	11,7	4,89	PP20	4	25	F12	19.03.05					
170/172/172-1-2	172	4	1,887E+12	1,539E+08	5,312E+09	12,4	2,81	PP20	1	25	F12	19.03.05					
170/173/173-2	173	2	1,836E+12	1,539E+08	3,701E+09	11,5	2,02	PP20	2	25	F12	19.03.05					
170/173/173-1, ~3	173	1+3	Flockenbildung ! durch pH 1,7. Keine Auswertung									25	F12	19.03.05			
170/175/175-1-1a.xls	175	1	1,360E+12	1,539E+08	3,825E+09	11,9	2,81	PP20	1	25	F12	18.03.05					
170/175/175-2-1	175	2	1,256E+12	1,539E+08	4,094E+09	11,9	3,26	PP20	2	25	F12	18.03.05					
170/175/175-4-1	175	3	1,373E+12	1,539E+08	4,833E+09	11,9	3,52	PP20	4	25	F12	18.03.05					
170/175/175-1-2	175	4	1,195E+12	1,539E+08	3,515E+09	11,9	2,94	PP20	1	25	F12	18.03.05					
170/175/175-2-2	175	5	1,438E+12	1,539E+08	4,968E+09	11,9	3,45	PP20	2	25	F12	18.03.05					
170/175/175-4-2	175	6	1,782E+12	1,539E+08	6,456E+09	11,9	3,62	PP20	4	25	F12	18.03.05					
170/175/175-1-3	175	7	1,634E+12	1,539E+08	6,128E+09	11,9	3,75	PP20	1	25	F12	18.03.05					
170/175/175-2-3	175	8	1,785E+12	1,539E+08	6,783E+09	11,9	3,80	PP20	2	25	F12	18.03.05					
170/175/175-4-3	175	9	1,941E+12	1,539E+08	8,847E+09	11,9	4,56	PP20	4	25	F12	18.03.05					
170/174/174-1-1	174	1	1,456E+12	1,539E+08	2,479E+09	12,05	1,70	PP20	1	25	F12	26.03.05					
170/174/174-2	174	2	1,574E+12	1,539E+08	3,190E+09	11,95	2,03	PP20	2	25	F12	26.03.05					
170/174/174-4	174	3	1,953E+12	1,539E+08	3,637E+09	11,6	1,86	PP20	4	25	F12	26.03.05					
170/174/174-1-2	174	4	1,466E+12	1,539E+08	3,501E+09	12,1	2,39	PP20	1	25	F12	26.03.05					
170/171/171-1b1g	171	1	2,254E+12	1,539E+08	2,297E+09	0,5	1,02	PP20	1	1	F12	09.04.05					
170/171/171-2b1g	171	2	2,868E+12	1,539E+08	2,642E+09	0,5	0,92	PP20	2	1	F12	09.04.05					
170/171/171-1b5g	171	4	1,678E+12	1,539E+08	1,608E+09	2,3	0,96	PP20	1	5	F12	09.04.05					
170/171/171-2b5g	171	5	1,692E+12	1,539E+08	2,210E+09	2,3	1,31	PP20	2	5	F12	09.04.05					
170/171/171-1b25g	171	7	1,325E+12	1,539E+08	2,230E+09	12,1	1,68	PP20	1	25	F12	09.04.05					
170/171/171-2b25g	171	8	1,456E+12	1,539E+08	2,559E+09	11,85	1,76	PP20	2	25	F12	09.04.05					
170/171/171-4b25g	171	9	1,692E+12	1,539E+08	2,404E+09	11,6	1,42	PP20	4	25	F12	09.04.05					
176/176-1b1g	176	1	1,113E+12	1,539E+08	2,021E+09	0,5	1,82	17 K20	1	1	F12	29.04.05					
176/176-2b1g	176	2	2,280E+12	1,539E+08	2,511E+09	0,55	1,10	17 K20	2	1	F12	29.04.05					
176/176-4b1g	176	3	3,187E+12	1,539E+08	2,599E+09	0,55	0,82	17 K20	4	1	F12	29.04.05					
176/176-1b5g	176	4	1,467E+12	1,539E+08	1,585E+09	2,45	1,08	17 K20	1	5	F12	29.04.05					
176/176-2b5g	176	5	1,607E+12	1,539E+08	1,806E+09	2,45	1,12	17 K20	2	5	F12	29.04.05					
176/176-4b5g	176	6	1,893E+12	1,539E+08	2,369E+09	2,35	1,25	17 K20	4	5	F12	29.04.05					
176/176-1b25g	176	7	1,630E+12	1,539E+08	2,209E+09	11,7	1,36	17 K20	1	25	F12	29.04.05					
176/176-2b25g	176	8	1,772E+12	1,539E+08	2,736E+09	11,55	1,54	17 K20	2	25	F12	29.04.05					
176/176-4b25g	176	9	1,996E+12	1,539E+08	2,606E+09	11,5	1,31	17 K20	4	25	F12	29.04.05					
177/177-1b5g	177	4	1,289E+12	1,592E+07	8,831E+08	2,4	0,69	W155	1	5	F12	04.05.05					
177/177-2b5g	177	5	1,631E+12	1,592E+07	9,258E+08	2,2	0,57	W155	2	5	F12	04.05.05					
177/177-4b5g	177	6	1,571E+12	1,592E+07	1,599E+09	2,2	1,02	W155	4	5	F12	04.05.05					
177/177-1b25g	177	7	1,476E+12	1,592E+07	2,250E+09	11,25	1,52	W155	1	25	F12	04.05.05					
177/177-2b25g	177	8	1,903E+12	1,592E+07	1,599E+09	11,25	0,84	W155	2	25	F12	04.05.05					
177/177-4b25g	177	9	2,036E+12	1,592E+07	1,205E+09	11,25	0,59	W155	4	25	F12	04.05.05					
178/178-1b1g	178	1	1,540E+12	5,255E+08	4,338E+09	0,5	2,82	PP07	1	1	F12	06.05.05					
178/178-2b1g	178	2	2,385E+12	5,255E+08	5,910E+09	0,5	2,48	PP07	2	1	F12	06.05.05					
178/178-4b1g	178	3	2,421E+12	5,255E+08	7,063E+09	0,5	2,92	PP07	4	1	F12	06.05.05					
178/178-1b5g	178	4	1,567E+12	5,255E+08	5,284E+09	2,4	3,37	PP07	1	5	F12	06.05.05					
178/178-2b5g	178	5	1,587E+12	5,255E+08	6,437E+09	2,4	4,06	PP07	2	5	F12	06.05.05					
178/178-4b5g	178	6	1,737E+12	5,255E+08	6,109E+09	2,4	3,52	PP07	4	5	F12	06.05.05					
178/178-1b25g	178	7	1,607E+12	5,255E+08	7,296E+09	12,15	4,54	PP07	1	25	F12	06.05.05					

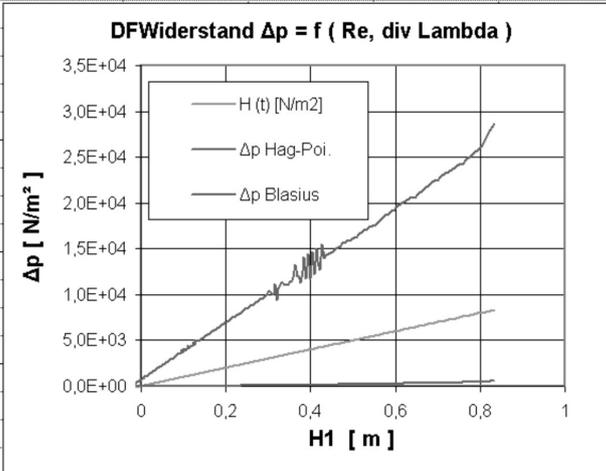
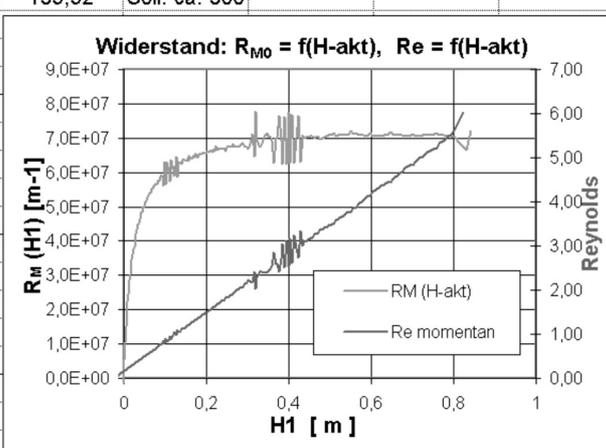
Anhang C Liste der ausgewerteten Filterversuche

Chronologische Liste der Versuche / Rohdatenliste											02.01.00			
mit allen ausgewerteten Versuchen. Ordnung: Versuchsdatum. Fehlerhafte											Messung		04.01.00	
und zweifelhafte Messungen sind nicht aufgelistet														
directory / Datei	Vers Nr	ProtNr, Messg	r _k	m ⁻²	R _{M0} m ⁻¹	R _M m ⁻¹	h _k mm	h _{k,e} mm	Geweb e	bar	c _{TS} g/l	TS Art		
20.01.00														
Spaltennummer	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	10.02.00		
160/mr-161/161-1b1g	161	1	7,619E+12	5,255E+08	8,279E+09	0,5	1,09	PP07	1	1	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-2b1g	161	2	2,035E+13	5,255E+08	9,696E+09	0,5	0,48	PP07	2	1	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-4b1g	161	3	1,303E+13	5,255E+08	1,609E+10	0,5	1,23	PP07	4	1	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-1b5g	161	4	3,458E+12	5,255E+08	8,293E+09	2,45	2,40	PP07	1	5	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-2b5g	161	5	4,077E+12	5,255E+08	1,138E+10	2,5	2,79	PP07	2	5	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-4b5g	161	6	6,053E+12	5,255E+08	1,595E+10	2,55	2,64	PP07	4	5	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-1b25g	161	7	3,236E+12	5,255E+08	1,162E+10	13,2	3,59	PP07	1	25	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-2b25g	161	8	4,762E+12	5,255E+08	1,741E+10	13,2	3,66	PP07	2	25	V L10	07.05.05		
160/mr-161/161-4b25g	161	9	6,556E+12	5,255E+08	2,024E+10	13,2	3,09	PP07	4	25	V L10	07.05.05		
179/179-1b25g-m1	179	1	ng	1,539E+08	ng	6,9	ng	PP20	1	25	F12	04.06.05		
179/179-1b25g-m2	179	2	ng	1,539E+08	ng	2,55	ng	PP20	1	25	F12	04.06.05		
179/179-1b25g-m3	179	3	1,450E+12	1,539E+08	9,679E+08	5,05	0,67	PP20	1	25	F12	04.06.05		
179/179-1b25g-m4	179	4	1,423E+12	1,539E+08	1,099E+09	10,15	0,77	PP20	1	25	F12	04.06.05		
179/179-1b25g-m5	179	5	1,062E+12	1,539E+08	3,095E+09	15,05	2,91	PP20	1	25	F12	04.06.05		
179/179-1b25g-m1bis5	179	1bis5	9,001E+11	1,539E+08	3,548E+09	div	3,94	PP20	1	25	F12	04.06.05		
171-2+3/171-2-1b25-w2	171,2	21	1,190E+12	1,539E+08	1,129E+09	12,1	0,95	PP20	1	25	F12	18.07.05		
171-2+3/171-2-1b25-w2	171,2	22	1,334E+12	1,539E+08	1,336E+09	12,1	1,00	PP20	2	25	F12	18.07.05		
171-2+3/171-2-1b25-w2	171,2	23	1,206E+12	1,539E+08	1,075E+09	12,2	0,89	PP20	1	25	F12	18.07.05		
171-2+3/171-2-2b25-w2	171,2	24	1,348E+12	1,539E+08	1,266E+09	12,2	0,94	PP20	2	25	F12	18.07.05		
171-2+3/171-2-2b25-w2	171,2	25	1,215E+12	1,539E+08	1,056E+09	12,3	0,87	PP20	1	25	F12	18.07.05		
171-2+3/171-2-2b25-w2	171,2	26	1,373E+12	1,539E+08	1,344E+09	12,1	0,9791	PP20	2	25	F12	18.07.05		
mr-131	131	3	1,568E+13		3,267E+10	7,1	2,08	PP07	4		PS10	11.06.05		
mr-131	131	4	1,615E+13		4,468E+10	7,3	2,77	PP07	2		PS10	11.06.05		
mr-131	131	5	1,404E+13		2,282E+10	7,3	1,63	PP07	1		PS10	11.06.05		
mr-130	130	1	1,440E+15		1,387E+09	0,002	0,00	PP07	0,4		PS10	22.06.05		
mr-130	130	2	2,087E+15		4,907E+09	0,012	0,00	PP07	0,4		PS10	22.06.05		
mr-134../mr13401-1-25	134	1	1,078E+13	1,450E+08	1,725E+09	6,3	0,16	07-51	1	25	PS10	06.08.05		
mr-134../mr13402-1-50	134	2	1,064E+13	1,450E+08	3,086E+09	12,5	0,29	07-51	1	50	PS10	06.08.05		
mr-134../mr13403-2-25	134	3	1,093E+13	1,450E+08	4,352E+09	6,3	0,40	07-51	2	25	PS10	06.08.05		
mr-134../mr13405-4-25	134	5	1,199E+13	1,450E+08	2,104E+09	6,7	0,18	07-51	4	25	PS10	06.08.05		
111-2-PEEK-W155	111	2	ng	1,437E+07	ng			W155			-	30.09.05		
111-3-PEEK-K020	111	3	ng	2,023E+08	ng			17 K20			-	30.09.05		
111-3-1-PEEK-K020	111	3,1	ng	1,972E+08	ng			17 K20			-	30.09.05		
111-4-2703-alt	111	4	ng	2,920E+08	ng			2703			-	30.09.05		
111-4-2703	111	4,261	ng	2,515E+09	ng			2703			-	03.10.05		
111-4-261-2703	111	4,261	ng	2,515E+09	ng			2703			-	03.10.05		
111-5-PP-SK007	111	5,21	ng	1,280E+09	ng			PP07			-	03.10.05		
111-4-2703-1	111	5,211	ng	2,507E+09	ng			2703			-	03.10.05		
111-5-211-PP-SK007-I	111	5,211	ng	1,333E+09	ng			PP07			-	03.10.05		
111-5-PP-SK007	111	5,22	ng	1,296E+09	ng			PP07			-	03.10.05		
111-6-filz898g65	111	6,22	ng	2,446E+08	ng			Filz 898g65			-	03.10.05		
111-32-w155	111	32	ng	1,107E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-32-w155mod-fuer-	111	32	ng	1,107E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-32-1-w155-x964	111	32,1	ng	1,602E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-32-1-w155-9508	111	32,1	ng	1,592E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-33-1-w155	111	33,1	ng	1,537E+07	ng			W155	0		-	19.10.05		
111-34-w155	111	34	ng	1,045E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-34-1-w155	111	34,1	ng	1,507E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-35-w155	111	35	ng	1,044E+07	ng			W155			-	19.10.05		
111-35-w155-Re-modif	111	35	ng	1,044E+07	ng			W155			-	19.10.05		

Anhang C Liste der ausgewerteten Filterversuche

Chronologische Liste der Versuche / Rohdatenliste											02.01.00		
mit allen ausgewerteten Versuchen. Ordnung: Versuchsdatum. Fehlerhafte und zweifelhafte Messungen sind nicht aufgelistet											Messung	04.01.00	
directory / Datei	Vers Nr	ProtNr, Messg	r_K	m^{-2}	$R_{M0} m^{-1}$	$R_M m^{-1}$	h_K mm	$h_{K,e}$ mm	Geweb e	bar	c_{TS} g/l	TS Art	10.01.00
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	20.01.00
Spaltennummer	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	10.02.00	
111-41-1-2703	111	4,1	ng	2,387E+09	ng			PP 2703			-	21.10.05	
111-42-1-2703	111	42,1	ng	1,789E+09	ng			PP 2703			-	21.10.05	
111-35-1-w155	111	44,1	ng	1,515E+07	ng			W155			-	22.10.05	
111-41-1-2703-x964	111	4,1964	ng	2,387E+09	ng			PP 2703			-	22.10.05	
111-42-1-2703-x9508	111	42,195	ng	1,764E+09	ng			PP 2703			-	22.10.05	
111-44-1-w155	111	44,1	ng	1,515E+07	ng			W155			-	22.10.05	
111-45-1-w155	111	45,1	ng	1,542E+07	ng			W155			-	22.10.05	
111-46-1-w155	111	46,1	ng	1,542E+07	ng			W155			-	22.10.05	
111-47-1-w155	111	47,1	ng	1,643E+07	ng			W155			-	22.10.05	
111-41-1-2703-x967	111	4,1967	ng	2,474E+09	ng			PP 2703			-	07.12.05	
114-11-1-SK020	114	11,964	ng	1,788E+08	ng			17 K20				07.12.05	
114-12-SK020			ng		ng			17 K20				07.12.05	
114-13-SK020			ng		ng			17 K20				07.12.05	
114-14-K020	114	14,964	ng	1,539E+08	ng			05 8000 K 020				07.12.05	
114-15-K020			ng		ng			05 8000 K 020				07.12.05	
114-16-K020			ng		ng			05 8000 K 020				07.12.05	
111-32-1-w155			ng		ng			W155				08.12.05	
114-21-868			ng		ng			Filz 865				09.12.05	
114-22-868			ng		ng			Filz 866				09.12.05	
114-23-868			ng		ng			Filz 867				09.12.05	
114-24-868			ng		ng			Filz 868				09.12.05	
111-41-1-27-x953			ng		ng			PP 2703				28.12.05	
921-PEEK-SK020	921	1	ng	$\epsilon = 0,5 +/- 0,1$	ng			17 K20			-	13.01.06	
111-50	111	51	ng	1,450E+08	ng			PETEX 07-5/1			0	25.02.06	
116-1-PACO2-963	116	1	ng	4,555E+09	$R_{M0} = \text{lin}$			Paco 2µ spezial				27.02.06	
116-1a-PACO2-963		1a	ng	4,555E+08	$R_{M0} = \text{lin}$			Paco 2µ spezial				27.02.06	
116-2-H&B-963		2	ng	4,204E+08	? diffus ?			HB 2µ Poro (BMT12)				27.02.06	
130/mr-135/13501-1-24	135	1	1,027E+13	1,450E+08	5,926E+08		6,65	0,06	KT10	1	25	PS10	28.02.06
130/mr-135/13502-2-24	135	2	1,102E+13	1,450E+08	7,233E+08		6,6	0,07	KT10	2	25	PS10	28.02.06
116-3-H&B-964		3	ng	5,313E+08	? diffus ?			HB 2µ Poro (BMT12)				09.03.06	
116-4-H&B-964		4	ng	2,165E+08	$R_{M0} = \text{lin}$			HB 2µ Poro (BMT12)				09.03.06	
116-5-H&B-964		5	ng	2,057E+08	$R_{M0} = \text{lin}$			HB 2µ Poro (BMT12)				09.03.06	
116-6-KT10-964		6	ng	7,093E+07	$R_{M0} = \text{lin}$			KT 10		0,06		09.03.06	
116-7-KT10-964		7	ng	6,767E+07	$R_{M0} = \text{lin}$			KT 10		0,06		09.03.06	
112-20-1	112,2	1	ng	2,088E+08	ng			LB, St7H	hst	0	0	21.04.06	
112-20-2	112,2	2	ng	1,984E+08	ng			LB, T7H	hst	0	0	21.04.06	
112-20-3	112,2	3	ng	2,149E+07	ng			LB, T16H	hst	0	0	21.04.06	
112-20-4	112,2	4	ng	1,616E+08	ng			LB, St7H	hst	0	0	21.04.06	
116-20-1-conidur	116	22	-	7,314E+06	non-lin			Coni	0,01	0	-	26.04.06	
116-31	116	31	ng	2,891E+07	ng			GKD KT 10µ	hst	0	0	26.06.06	
171-50	171	51-54	1,28-1,47e12	-	4,5-7,7e9	2,3	3,3-5,8	PP20	2	25	FW12	08.06.06	
171-50	171	51	1,323E+12	-	7,730E+09	2,25	5,84	PP20	2	25	FW12	08.06.06	
171-50	171	52	1,282E+12	-	4,902E+09	2,25	3,82	PP20	2	25	FW12	08.06.06	
171-50	171	53	1,353E+12	-	7,525E+09	2,35	5,56	PP20	2	25	FW12	08.06.06	
171-50	171	54	1,479E+12	-	5,056E+09	2,30	3,42	PP20	2	25	FW12	08.06.06	
171-50	171	55	1,329E+12	-	4,456E+09	2,35	3,35	PP20	2	25	FW12	08.06.06	
116-20-kt10	116	21	-	6,248E+07	$R_{M0} = \text{lin}$			KT 10	0,03	0	-	14.08.06	
111-70-PPSK007	111	71	-	4,003E+08	$R_{M0} = \text{lin}$			PP07	0,03	0	-	14.08.06	
111-70-PPSK007	111	72	-	4,326E+08	$R_{M0} = \text{lin}$			PP07	0,08	0	-	17.08.06	
111-70-PPSK007	111	73	-	5,255E+08	$R_{M0} = \text{lin}$			PP07	0,08	0	-	17.08.06	

Anhang E Durchströmungsmessung

 Tichy D-87527 Sonthofen Rev. x96.4		Messreihe = Versuchs-Nr. 116 Messung = Protokoll-Nr. 6					
Projekt Firma _____ _____ _____ Ort _____ Land _____		Material Bezeichnung Gewebe GKD KT 10 µ Durchflussmessung hydrostat. Verfahren ... Mit Auswertung CD = f(Re)			Versuche Datum 09.03.2006 Uhrzeit 18:06:36 Ort SF Teilnehmer Tichy		
		1	2	3	4	5	6
Messfluid Zustand Temperatur °C pH-Wert Dichte (rho) g/l Feststoffgehalt g/l Volumen ml		Leitungswasser, 30 kD 14,2 ng 999 0,00 >338		Allgem. Angaben siehe Blatt "bedienung"			
Gerät Fläche cm² Heizung Filtertuch Spülung		3,1416 nein KT 10 µ neu					
Drücke hydrostatisch							
Zeiten Start s Ende s => Differenz s		2,003 4,907 2,904					
Vergleich Luft-Wasser Messdruck mbar R _{MO} [m-1] Re [-] r _k [m-2] Durchfluss m³/m²h		2,00 4,3E+07 0,8567 3,0E+11 63,66		10,79 6,1E+07 0,8833 4,2E+11			
Filtrat Gesamt ml Startmenge ml Endemenge ml 1) Erklärung offset siehe "bedien" Offset 1) mm Durchfluss m/h Viskosität η _L Pas		339,04 274,57 199,52 0,0 244,75 0,001		64,47 139,52 Soll: ca. 50 Soll: ca. 300			
Leerrohrgeschwind.: mm / sec Fadendurchmesser ca. µm Korrekturfaktor dhydr. [-] Korrekturfaktor Porenlänge [-] Gewebehersteller		67,986 71 1 1 GKD					
Filtergewebe Herstellerbezeichnung Luftdurchlässigkeit l/m2s Gewebedicke µm Mittl. Poren Ø µm Anteil off. Fläche %		KT 10 µ 257 145 10 20					
Vorbereitung etc.							
Bemerkungen Rev. x96.4 28. Feb. 2006		R_{MO} [m⁻¹] 7,093E+07		bei Wassersäule zwischen 0,7002 und 0,5026 m			

Anhang F Porositätsmessung

Dichtemessung mit Pyknometer

Pyknometer Eichvolumen 98,913 ml, Leergewicht atro 47,367g, Auslegungstemperatur 20,0 °C

Messung ausgeführt 16. Jan. 2006

bei Labor Versuchs-Nr. 921
von Tichy Protokoll-Nr. 1

Mögliche Messflüssigkeiten:

Leitungswasser bei div. Temp.

Wasser VE bei div. Temperaturen

Alkohol

Produkt 1

Vergleich mit:

Produkt 2

Probenmaterial

Bezeichnung 05 8000 SK 020 05 8000 SK 020

Werkstoff PP PP

Probenabmasse

Länge [mm] 50,2 50,2

Breite [mm] 50,25 50,25

Höhe (Dicke) [mm] 0,75 0,75

Bemerkungen

Pyknometerfüllung

Fluid Wasser (vollentsalzt) Wasser (vollentsalzt)

Temperatur [°C] 20,0 20,0

Salzgehalt TDS siehe Anm. 1) [ppm] 0 0

=> Dichte [g / ml] 0,998233636 0,998233636

Einwaage (Probe) [g] 1,112 1,112

Gesamtgewicht incl. Wasser [g] 146,01 145,96

daraus: Wassergewicht [g] 97,531 97,481

entsprechend [ml] 97,704 97,653

Probenvolumen ohne Hohlraum [ml] 1,209 1,260

=> spez. Gew. Werkstoff [g / ml] 0,919 0,883

Gesamtvolumen incl. Poren [ml] 1,892 1,892

Porenvolumen [ml] 0,682 0,632

Porosität [-] 0,361 0,334

[%] 36,1 33,427

Anmerkungen:

TDS Total Dissolved Solids. Gilt NUR bei Verwendung von Leitungswasser

Rev. X 90 14. Jan. 2006

Literatur

- [1] Darcy, Henry : LES FONTAINES PUBLIQUES DE LA VILLE DE DIJON. Paris, Victor Dalmont, Éditeur, 1856
- [2] Bechhold H.: Durchlässigkeit von Ultrafiltern. Zeitschr. f. physik. Chem. 64 (1908), 328-342
- [3] Einstein A., Mühsam H.: Experimentelle Bestimmung der Kanalweite von Filtern. Deutsche Medizin. Wochenschrift, Nr. 31, S 1012-1013 3.Aug.1923
- [4] DIN 1051: Trennung fester Stoffe von Flüssigkeiten durch Filtern Deutscher Normenausschuß. Berlin, Köln: Beuth-Verlag August 1939
- [5] Friedl, F.A: Zur Theorie der Filtration bei Flüssigkeiten. CIT (21) 1949, Nr. 19/20, S382-S383
- [6] Kufferath, A.: Filtration und Filter. Berlin Lichterfelde-W. Chemisch-technischer Verlag Dr. Gustav Bodenbender. 1954
- [7] Heertjes P. M. : Studies in filtration. Chem. Eng. Science, 1957, vol. 6 pp 269 to 276, Pergamon Press Ltd.
- [8] Wyllie, M.R.J., Gardner, G.H.F.: The generalized Kozeny-Carman equation World Oil, March 1958, S 121-126, April 1958, S 210-227
- [9] Beitz, W., Küttner, K.-H.: Dubbels Taschenbuch für den Maschinenbau 14. Auflage. Berlin, Heidelberg, New York: Springer, 1981
- [10] Duden Konrad: Etymologie, Herkunftswörterbuch der deutschen Sprache Mannheim: Bibliographisches Institut, 1963
- [11] Orlicek, A.F., Hackl, Kindermann: FILTRATION. DECHEMA Erfahrungsaustausch. Frankfurt: DECHEMA, Mai 1964
- [12] Kassatkin A. G.: CHEMISCHE VERFAHRENSTECHNIK 6. Auflage, Band 1 und 2 VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig 1966
- [13] Padberg, K.-H.: Bestimmung der Luftdurchlässigkeit von textilen Flächengebilden Melliand Textilberichte 12 (1966), 1377-1380
- [14] Kneule F.: Druckverlust von Siebböden beim Betrieb ohne Flüssigkeit CIT 38 (1966) 3, S260 - 264
- [15] Kehat, E., Lin, A., Kaplan, A.: Clogging of filter media I&EC Process design and development. 6 (1967) 1, 48-55
- [16] Schlichting, H., Truckenbrodt, E.: Aerodynamik des Flugzeuges Springer, 1967
- [17] Wuest, W.: Strömungsmesstechnik. Braunschweig, Vieweg & Sohn, 1969

-
- [18] Dillier G., Horisberger H., Kaspar J., Rosch M.: Flüssigkeits-Filtration in der chemischen Industrie. Symposium Filtration, Basel: CIBA-GEIGY AG, 1971
- [19] Rumpelt, H.: Kontinuierliche Filter insbesondere Drehtrommelfilter in der Praxis. Firmenschrift. Krauss-Maffei, Bereich Imperial. München: 1971
- [20] Molerus O., Pahl M.H., Rumpf H.: Die Porositätsfunktion in empirischen Gleichungen für den Durchströmungswiderstand im Bereich $Re \leq 1$. CIT 43 (1971) 6, S376-378
- [21] Rushton A., Griffiths, P.V. R.: The Role of cloth in filtration Filtration & Separation 9 (1972) 1/2, 81-89
- [22] Kretschmer, A.: Grundlagen und Gesetzmäßigkeiten bei der Durchströmung von flächigem Textilgut, textil praxis (1972) 4, 305-307 und 5, 364-365
- [23] Kretschmer, A.: Auswertung von Luft-Durchströmungsversuchen an flächigem Textilgut mit der neuen, textilspezifischen Durchströmungsgleichung textil praxis (1972) 8, 490-492
- [24] Adolphi G. et alii: Lehrbuch der chemischen Verfahrenstechnik 3. Aufl. Leipzig: VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie 1973
- [25] Alt, C. und 19 Unterzeichner. The crisis in solid-fluid separation technology Filtration & Separation 10 (1973), Nov.-Dec. S. 670-671
- [26] Gersten, K.: Einführung in die Strömungsmechanik Düsseldorf: Bertelsmann Universitätsverlag 1974. ISBN 3-571-15015-5
- [27] Tiller, N.: What the Filter Man Should Know About Theory Filtration & Separation 7/8 (1975) S 386-394
- [28] IVES. K. J.: THE SCIENTIFIC BASIS OF FILTRATION. Proceedings of the NATO Advanced Study Institute. Leyden: Noordhoff, 1975
- [29] Schönbauer, G.: Zur Bestimmung der Filterfeinheit von Tressengewebe Aufbereitungstechnik 20 (1979) Nr. 4, S 203-207
- [30] Junge, H.-P.: Zur Bestimmung der Filterfeinheit von Tressengewebe mit dem Bubble-Point-Test. Aufbereitungstechnik 19 (1978) Nr. 5, S 210-216
- [31] Schönbauer, G.: Beitrag zur Charakterisierung von Metalldrahtgeweben als Filtermedium. Aufbereitungstechnik 19 (1978) Nr. 5, S 217-221
- [32] Truckenbrodt, E. Fluidmechanik. Bd. 1: Grundlagen und elementare Strömungsvorgänge dichtebeständiger Fluide. Heidelberg: Springer Verlag 1980
- [33] Wahrig, G., Krämer, H., Zimmermann, H.: Brockhaus-Wahrig, Deutsches Wörterbuch in sechs Bänden. Band 2. Wiesbaden: F. A. Brockhaus 1981
- [34] Bender, W., Redecker, D.: Fortschritte bei der mechanischen Flüssigkeitsabtrennung durch Filtration. CIT 53 (1981) 4, 227-236

- [35] Leu, W., Tiller, F.M.: Experimental Study of the Mechanism of Constant Cake Filtration: Clogging of Filter Media. Separation Science and Technology 18 (1983) 1351-1369
- [36] Anlauf, H.: Entfeuchtung von Filterkuchen bei der Vakuum-, Druck- und Druck-/Vakuum-filtration. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3 Nr. 114. Düsseldorf: VDI-Verlag 1986.
- [37] Tiller, F. M., Yeh, C.S.: The role of porosity in Filtration. AIChE Journal. 33 (1987) 8, 1241-1256
- [38] Anlauf, H.: Auslegung kontinuierlicher Vakuum- und Druckfilter Filtrieren & Separieren 2 (1988) 1, S 5 .. 9
- [39] Anlauf, H.: Widerstände überwinden Maschinenmarkt Würzburg, 95 (1989) Nr. 11, S32-36
- [40] DIN 1343: Referenzzustand, Normzustand, Normvolumen. Deutsches Institut für Normung. Berlin, Köln: Beuth-Verlag, Januar 1990
- [41] Anlauf, H.: Vakuum- und Druckfilter ohne Gasverbrauch F&S Filtrieren und Separieren 4 (1990) 3, 134 - 145
- [42] Anlauf H., Müller H.R.: Einfluss von Gewebestruktur und Porengröße monofiler Filtertücher auf das Verfahrensergebnis der kontinuierlichen kuchenbildenden Flüssigkeitsfiltration. Aufbereitungst. 31 (1990) Nr. 6
- [43] Stamatakis, K., Tien, Chi.: Cake formation and growth in cake filtration. Chem. Eng. Sci. 46 (1991) 8, 1917-1933
- [44] Glas, U.: Charakterisierung von Filtermedien hinsichtlich ihrer Durchströmung in der Filterebene, Diplomarbeit Universität Karlsruhe 1992, MVM
- [45] Douglas, J. Jr., Hornung U.: Flow in Porous Media, Proceedings of the Oberwolfach conference, June 21-27, 1993, Basel: Birkhäuser Verlag
- [46] Hackl, A., Heidenreich, E., Höflinger, W., Tittel, R.: Filterhilfsmittelfiltration Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3 Nr. 348. Düsseldorf: VDI-Verlag 1993
- [47] Nagel, F.: Theoretische und experimentelle Untersuchungen zur Durchströmung von ebenen Gittern aus parallelen, nicht-äquidistanten, gleichen Kreiszyklindern bei kleinen Reynoldszahlen. Universität Karlsruhe 1993
- [48] Nicolaou I., Stahl W., Experimentell gestützte Rechnersimulation der Vakuum- und Druckfilter am Beispiel der kontinuierlichen Drehfilter. Abschlußbericht zum AIF Forschungsvorhaben 8940. 1994
- [49] Hardman, E.: Some Aspects of the Design of Filter Fabrics for Use in Solid/Liquid Separation Processes. Filtration & Separation 12 (1994) S 813-818
- [50] Höflinger, Stöckelmayer, Hackl: Model calculation of the compression behaviour of dust filter cakes. Filtration & Separation Dez 1994, S 807-811

- [51] Anlauf, H.: Standardfiltertest zur Bestimmung des Kuchen- und Filtermediumwiderstandes bei der Feststoffabtrennung aus Suspensionen *Filtrieren und Separieren* 8 (1994) 2, S 63-70 und 8 (1994) 3, S 116-126
- [52] Anlauf, H.: Standardfiltertest zur Bestimmung des Kuchen- und Filtermediumwiderstandes bei der Feststoffabtrennung aus Suspensionen *CIT* 66 (1994) 8, S 1069-1071
- [53] DIN EN ISO 9237 Bestimmung der Luftdurchlässigkeit von textilen Flächengebilden
Deutsches Institut für Normung. Berlin, Köln: Beuth Verlag. Dezember 1995
- [54] Fourné, F.: *Synthetische Fasern*. München, Wien: Carl Hanser Verlag, 1995
- [55] Geißler, St., Heits, H., Werner, U.: Beschreibung der Durchströmung der Spacergewebe bei Membrantrennprozessen.
Filtrieren und Separieren 9 (1995) 3, 101
- [56] Gösele W.: Grenzflächenkräfte und Fest-Flüssig-Trennung – was der Praktiker davon wissen sollte. *Filtrieren und Separieren* 9 (1995) 1, 14-22
- [57] Anlauf, H.: Bestimmung der größten Pore in Filtermedien unterschiedlicher Struktur durch Messung des kapillaren Eintrittsdrucks
CIT 68 (1996) 11, 1476-1479
- [58] Rushton A., Ward A.S., Holdrich R. G.: *Solid-Liquid Filtration and Separation Technology*. 1st edition. Weilheim: VCH 1996
- [59] Sefar Inc.: *Fine Particle Separation: Development and Performance of Vacuum Belt Filter Media* *Filtration & Separation* (1996) Nov/Dec, S 875-879
- [60] Wiedemann, Th.: *Das Schrumpfungs- und Rissbildungsverhalten von Filterkuchen* *Fortschritt-Berichte VDI 3 Nr. 453*. Düsseldorf: VDI-Verlag 1996
- [61] Dickenson, Chr.: *Filters and Filtration Handbook*
4. Auflage. Oxford: Elsevier Advanced Technology, 1997
- [62] *VDI 2762: Filtrierbarkeit von Suspensionen*.
Verein Deutscher Ingenieure. 1997
- [63] Weigert, T., Ripperger, S.: Effect of Filter Fabric Blinding on Cake Filtration. *Filtration & Separation* 34 (1997) June, 507-510
- [64] Ruhland, M., Bentz, M.: Gezielte Beeinflussung von Filterkucheneigenschaften *F&S Filtrieren und Separieren* 12 (1998) 5, 217-219
- [65] Altmann, J., Ripperger, S.: Einfluss der elektrostatischen Wechselwirkungen auf die Filtrierbarkeit von Suspensionen
F&S Filtrieren und Separieren 12 (1998) 5, 214-217
- [66] Bohl, W.: *Technische Strömungslehre*, 11. Auflage.
Würzburg: Verlag Vogel 1998

- [67] Nicolaou I.: Fortschritt in Theorie und Praxis der Filterkuchenbildung und –entfeuchtung durch Gasdruckdifferenz
Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3 Nr. 583. Düsseldorf: VDI-Verlag 1999
- [68] Wakeman, R.J., Tarleton, E.S: FILTRATION. Equipment selection, modelling and process simulation. 1st Edition.
Oxford: Elsevier Advanced Technology, 1999
- [69] Altmann J., Partikelablagerung und Deckschichtbildung an überströmten Membranen
TU Dresden, 1999
- [70] Alles, C. M.: Prozessstrategien für die Filtration von kompressiblen Kuchen
TU Karlsruhe, Oktober 2000
www.ubka.uni-karlsruhe.de/cgi-bin/psview?document=2000/cheming/3
- [71] Gasper H., Oechsle D., Pongratz E.: Handbuch der industriellen Fest/Flüssig-Filtration
Weinheim: Verlag Wiley-VCH 2000
- [72] Altmann, J., Ripperger, S., Tichy, J.W.: Untersuchung zu Grenzflächen-
effekten bei der Kuchenfiltration mit einem Druckdrehfilter.
Filtrieren und Separieren 15 (2001) 2, 73-76
- [73] Topas GmbH, Topoas Porometer PSM 165, Firmenschrift, 2001
- [74] Weigert, T.: Haftung von Filterkuchen bei der Fest/Flüssigfiltration
Fortschritt-Berichte VDI Reihe 3 Nr. 680. Düsseldorf: VDI-Verlag 2001
- [75] PTB-A 13.2, Dichte- und Gehaltsmessgeräte, Pyknometer
PTB-Anforderungen, Ausgabe 2002
- [76] Purchas D. B., Sutherland K.: Handbook of Filter Media
2nd Edition. Oxford, New York, Tokyo: Elsevier Science Ltd., 2002
- [77] Dufrèche, Prat, Schmitz P.: Effective hydraulic resistance of the first
cake layers at the membrane surface in microfiltration.
DESALINATION, 145 (2002) S 129 - 131
- [78] Gössling, Bauer, Himmen e.a.: Handbuch Filterpressen
Leverkusen: Bayer AG. 2002
- [79] Keller: Firmenschrift Keller. Winterthur: Keller AG 2003
- [80] Alles C.M., Anlauf, H.: Filtration mit kompressiblen Kuchen.
CIT (75) 9/2003, 1221-1230
- [81] Anlauf H., Sorrentino: Einfluss des Partikelkollektives auf die Filterkuchen-
bildung und –entfeuchtung. CIT (75) 9/2003, S 1254 - 1258
- [82] Lehmann e.a.: Partikelabscheidung. CIT (75) 9/2003, S 1283 - 1286
- [83] Nicolaou, I., Kuchen bildende Filtration von Suspensionen und
Filterberechnung
CIT (75) 2003, Nr. 9, S1206-S1220

-
- [84] Schubert H., Ripperger, S., e.a.: Handbuch der Mechanischen Verfahrenstechnik Weinheim: Verlag WILEY-VCH 2003
- [85] BHS: FiTest, Taschenmessgerät, das Laborfilter von BHS-Sonthofen <http://www.fitest.bhs-sonthofen.de/a-de\bedarf\tmlgindex.htm>. Sonthofen 2004
- [86] Werther, J., Hartge, E.-U., Gruhn, G., Fließschema-Simulation von Feststoffprozessen. CIT 76 (2004) Nr. 6, S. 709 - 713
- [87] Geräte zur Durchführung von Filterversuchen, Filterflächen. Firmenschrift Sonthofen: BHS-Sonthofen GmbH 2004
- [88] Luckert K.: Handbuch der mechanischen Fest-Flüssig-Trennung Vulkan Verlag, Essen, 2004
- [89] Stahl, W. The Adaption of Design and Operating Parameters of Solid Liquid Separation Equipment to the Changes of Produkt Specifications and Demand 9th World Filtration Congress, session 413-1. New Orleans: 2004
- [90] Lehmann, M. J., Kasper G.: Clogging of fibrous filters: CFD simulation 9th World Filtration Congress, session 134-2. New Orleans: 2004
- [91] Johansson C., Sedin P., Theliander H.: Determination of Local Filtration Properties 9th World Filtration Congress, session 214-1. New Orleans: 2004
- [92] Tien Chi, Renbi Baf: Numerical Analysis of Cake Filtration 9th World Filtration Congress, session 214-5. New Orleans: 2004
- [93] Lydon, R., Mayer, E., Rideal, G.R.: Comparative Methods for the Pore Size Distribution of Woven and Metal Filter Media 9th World Filtration Congress, session 226-2. New Orleans: 2004
- [94] Mayer, E., Filter cloth blinding/cake release assessment via porometry measurements 9th World Filtration Congress, sess. 226-1. New Orleans: 2004
- [95] Noel, F., Prat, M., Schmitz, P.: Effective hydraulic resistance of the first cake layers at the filter surface: a three dimensional solution 9th World Filtration Congress, session 314-2. New Orleans: 2004
- [96] Anlauf H.: The Filter Medium – Crucial Interface Between Apparatus and Suspension 9th World Filtration Congress, session 336-2. New Orleans: 2004
- [97] Peuker, U., Perbandt, C.: Particle-particle interaction in non aqueous liquids – effect on filtration properties, FILTECH 2005, Proceedings Vol. I, S 308-315
- [98] Mausitz G., Koschutnig W., Hoeflinger W.: Analysis of clogging behaviour of thermally finished nonwoven dust filter media by optically detected porosity parameters, FILTECH 2005, Proceedings Vol. II, S 20-28
- [99] Wakeman R.J., Ting K.C., Nassehi V.: Finite element modelling of flow through plain, twill and satin weave monofilament cloths, Proceedings of FILTECH 2005, Vol 1-108

- [100] Tichy, J. W., Ausgelegt und optimiert. Genaue Filterversuche zur Fest-Flüssig-Trennung CIT+ 8 (2005) 2, S 62+63
- [101] Tichy, J., Ripperger, S., Esser, U.: Einfluss des Filtermittels auf den spezifischen Durchsatz von kontinuierlich betriebenen Filtern. Filtrieren und Separieren 19 (2005) 2, 162-165
- [102] Tonhäuser, M., Ripperger, S., Fließschema-Simulation mit kontinuierlich betriebenen Filtern zur Kuchenfiltration, Filtrieren & Separieren 19 (2005) Nr. 1, 6 – 10
- [103] Ripperger, S., Schnitzer, Ch.: Die Barrierewirkung von Geweben, Teil 1 und 2, Filtrieren und Separieren 19 (2005) 3, S 110-117 und Nr. 4, S 166-173
Ripperger S.: Teil 3, Filtrieren und Separieren 19 (2005) 6, S 284-289
- [104] Ripperger, S., Fernández, J., Tichy, J.W.: Einfluss des Filtermittelwiderstandes und der Strömungswiderstände im Filtratablauf bei kontinuierlich betriebenen Filtern mit hohem Feststoffdurchsatz. Filtrieren und Separieren 19 (2005) 2, S 58 - 62
- [105] Lehmann, B., Schnitzer, Ch., Voit B., Roder K., Offermann P., Ripperger S., Cherif C.: New research results in weaving and finishing barrier fabrics from Polyester microfilaments used for surgical gowns. MedTex, Lodz. 30.04.2006
- [106] Wei-Ming Lu, Kuo-Lun Tung, Kuo-Jen Hwang: Effect of woven structure on transient characteristics of cake filtration
Chemical Engineering Science, 52 (1997) 11, S1743-1756
- [107] Wulforst, B.: Textile Fertigungsverfahren
München, Wien: Hanser Verlag 1998
- [108] Backer, S.: The relationship between the structural geometry of a textile fabric and its physical properties. Part IV: interstice geometry and air permeability
Textile Res. J. 21, 703-714
- [109] Stieß, M., Ripperger, S., Mechanische Verfahrenstechnik.
Druck in Vorbereitung
- [110] Schnitzer, Ch., Ripperger, S.: Die Barrierewirkung von Geweben, Teil 4, CFD-Rechnung an Filtermitteln, Druck in Vorbereitung
- [111] mündlich Dr. T. Faust, 08. Apr. 2005

Lebenslauf

Josef Walter Tichy

15. Feb. 1942 Geboren in Brünn, heutiges Tschechien
1948 Staatsangehörigkeit Österreich
1948 - 1961 Volksschule, Gymnasium (Unterstufe),
 Höhere Technische Lehranstalt
- 1961, Juli Adam Opel AG, Rüsselsheim, Schnittbau
1965, August Buckau R. Wolf AG, Grevenbroich, Filterbau, Versuchsanstalt
1970, Januar BHS AG, Werk Sonthofen, Filtrationstechnik, techn. Vertrieb
1973, Dezember Heirat mit Christine Hartmann
- 1976, September Einschreibung zum Studium an der RWTH, Aachen,
 Fakultät Maschinenwesen, Vertieferrichtung Verfahrenstechnik
1977-1981 Mitglied der Engeren Fakultät, im Ausschuss für Lehre und
 in anderen Gremien der Selbstverwaltung
1981, September Diplomabschluss an der RWTH Aachen
- 1981, Oktober Entwicklungsleiter bei BHS AG, Werk Sonthofen
1984 Geburt der Tochter Eva
1987 Geburt der Tochter Charlotte Susanne
1995 bis 1997 Entwicklung einer automatisierbaren Filterpresse „Autopress“
1998 BHS Sonthofen GmbH erhält drei Innovationspreise
 für das Filter „Autopress“
2004 Co-Autor für das „Handbuch der mechanischen
 Fest-Flüssig-Trennung“, Luckert Klaus,
 Vulkan Verlag, Essen, ISBN 3-8027-2196-9

Mitglied des Fachausschusses „Mechanische Flüssigkeitsabtrennung“ der GVC

Mitglied im AK 3, Trenntechnik, der GVT

Projektbegleiter mehrerer Forschungsvorhaben
der mechanischen Fest-Flüssig-Trennung

Mitarbeit im Hochschulkurs Fest-Flüssig-Trennung am Institut für

Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (TH)