

4 Mechanische Trennverfahren

Das Trennen von Gemischen gehört zu den wichtigsten Aufgaben der Verfahrenstechnik. Mit mechanischen Mitteln läßt sich nur ein Teil der Gemische trennen. So läßt sich etwa Sand aus Wasser durch Filtration oder Sedimentation abtrennen. Dagegen gelingt es nicht, Meerwasser durch ein gewöhnliches Filter, ein Absetzbecken oder eine Zentrifuge zu entsalzen.

Wir müssen zunächst abklären, welche Gemische sich mechanisch trennen lassen. Das sandhaltige Wasser besteht aus zwei Phasen („Phasen“ sind Bereiche eines Systems, in denen sich seine Eigenschaften wie Dichte, Viskosität usw. räumlich nicht ändern). Das Salzwasser ist dagegen einphasig. Was wir an diesen zwei Beispielen festgestellt haben, gilt ganz allgemein: Mit Mechanischen Trennverfahren (mechanical separation processes) können nur Mischungen getrennt werden, die aus zwei oder mehreren Phasen bestehen. Für die Trennung einphasiger Mischungen sind aufwendigere Stofftransportprozesse (diffusional operations, Thermische Trennverfahren) wie Destillation, Rektifikation, Absorption, Sorption usw. nötig. Sie werden in [91] behandelt. Die mechanisch trennbaren Mischungen haben wir mit der Tab. 1.1 bei der Besprechung der dispersen Systeme bereits kennengelernt. Die Mechanischen Trennverfahren ermöglichen im wesentlichen das Abtrennen flüssiger und /oder fester Teilchen aus Gasen und Flüssigkeiten. Mechanische Trennverfahren können aber auch der Aufteilung der dispersen Phase in gröbere und feinere (Klassieren) oder schwerere und leichtere (Sortieren) Fraktionen dienen.

Die Tab. 4.1 zeigt, welche Gemische mit den wichtigsten Mechanischen Trennverfahren getrennt werden können. Hier ist allerdings anzumerken, daß die mechanische Abtrennung oft nur zum Teil gelingt. Das in einer Zentrifuge mechanisch aus der Salzlösung abgetrennte Kochsalz ist beispielsweise noch immer oberflächenfeucht. Erst durch Trocknen können die letzten Flüssigkeitsreste entfernt werden. Dieser in [91] ausführlich dargestellte Stofftransportprozess ist leider sehr energieaufwendig. Auch die mechanische Tropfenabscheidung ist nicht vollkommen. Auch wenn mit mechanischen Mitteln keine vollständige Trennung erreicht werden kann, ist man

Tabelle 4.1 Mit Mechanischen Trennverfahren zu trennende Gemische

Gemisch (Tab. 1.1)	Filtration	Filter- zentrifuge	Sedimentation	Sedimentier- zentrifuge	Zyklonab- scheider
Nebel			*		*
Rauch	*		*		*
Blasenschwarm			*	*	
Emulsion		*	*	*	
Suspension	*	*	*	*	*

deshalb doch bestrebt, die mechanische Trennung vor der Nachtrennung durch Stofftransportprozesse möglichst weit zu treiben.

Bei der Behandlung der Sedimentation werden wir kurz auf einige Möglichkeiten zur Klassierung von Feststoffen mit unterschiedlichen Sichtern eingehen. Ein weiteres wichtiges Verfahren für das Klassieren fester Teilchen ist das Sieben (screening). Die Siebmaschinen weisen meist ebene Siebe auf, die durch Unwuchtmotoren bewegt werden. Daneben werden auch rotierende Siebtrommeln verwendet. Der auf die Siebfläche bezogene Feststoffdurchsatz hängt von der Siebmaschenweite ab. Bei Maschenweiten von 5 mm werden je nach Siebart Feststoffmassenstromdichten von etwa 2 bis 10 kg/m²s erreicht. Neuere Konstruktionen erreichen sogar Werte über 50 kg/m²s [231]. Bei kleineren Maschenweiten ist mit geringeren, bei größeren Maschenweiten mit höheren Durchsätzen zu rechnen. Die für die Feinsiebung im Korngrößenbereich von ca. 0,05 mm bis 2 mm, die Mittelfeinsiebung im Bereich 2 mm bis 40 mm und die Grobsiebung über 40 mm üblichen Siebmaschinen werden in [53], [77] u. [232] beschrieben. Man findet dort auch einige grundsätzliche Überlegungen zur Siebklassierung.

4.1 Filtrieren

Dem Filtrieren begegnen wir im Alltag z. B. bei der Herstellung von Gelee aus gekochten Früchten oder dem „Absieben“ von Teeblättern. Es ist auch allgemein bekannt, daß das durch Kies- und Sandböden aus Grundwasser sickernde Wasser in diesen erstaunlich gut filtriert wird. Diese drei Beispiele vertreten je eine grundsätzlich andere Art der Filtration. Wir unterscheiden nämlich zwischen der Kuchenfiltration (cake filtration), der Siebfiltration (sieving filtration) und der Tiefenfiltration (deep-bed filtration). Bei der für die Verfahrenstechnik wichtigsten Kuchenfiltration bildet der Feststoff über dem Filtermittel – wie der feste Rückstand bei der Geleeherstellung – eine poröse Schicht, deren Dicke zeitlich zunimmt: Bild 4.1. Sie wird als Filterkuchen bezeichnet. Nach einer Anlaufphase übernimmt der Filterkuchen die eigentliche Abtrennung der Teilchen vom Feststoff.

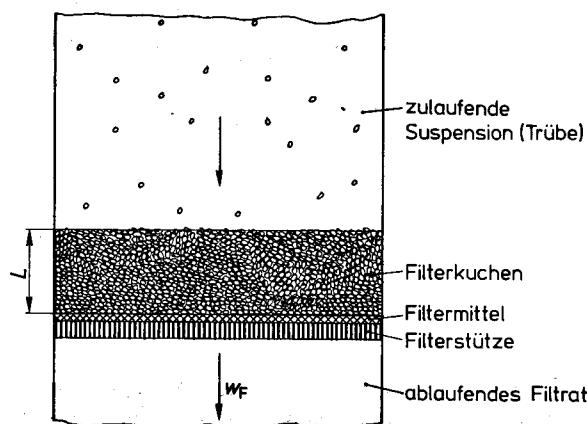


Bild 4.1
Prinzip der Kuchenfiltration

Wenn ein unbeladenes Filtermittel von einer Suspension angeströmt wird, werden die größeren Teilchen durch die Maschen oder Poren des Filtermittels zurückgehalten. Die Funktion des Filtermittels entspricht deshalb in der Anfangsphase jener des Teesiebs in unserem Beispiel. Diese Art der Filtration, die Siebfiltration, ist nicht nur für die Bildung der ersten Kuchenschicht einer Kuchenfiltration oder das Zurückhalten grober Teilchen interessant. Sie hat in jüngerer Zeit in der Form der Mikro- und Ultrafiltration mit Membranen zur Abscheidung feinster Teilchen stark an Bedeutung gewonnen. Wir werden darauf im Abschn. 4.1.2 zurückkommen.

Das eingangs erwähnte Beispiel der Wasserreinigung in Sand- und Kiesschichten gehört schließlich zur Feststoffabscheidung durch Tiefenfiltration. Bei dieser werden die Teilchen im Innern des Filtermittels festgehalten. Diese für die Abtrennung sehr geringe Anteile feinster Feststoffe geeignete Filtrationsart wird im Abschn. 4.1.3 erörtert.

In der verfahrenstechnischen Produktion gilt es, Feststoffe aus Flüssigkeiten zu trennen. Wir behandeln deshalb vorerst das Filtrieren von Suspensionen. Da die daran erarbeiteten Grundlagen zumindest teilweise auch auf die Filtration von Rauch übertragbar sind, werden wir an Stelle des Begriffs „Flüssigkeit“ den Flüssigkeiten und Gase umfassenden Begriff „Fluid“ verwenden. Die Besonderheiten der Filtration von Rauch (Gasfiltration) werden wir im Abschn. 4.1.4 aufzeigen.

4.1.1 Kuchenfiltration

Alle Apparate zur Kuchenfiltration arbeiten nach dem Prinzip des Bildes 4.1. Die dem Filter zulaufende Suspension oder die Trübe (slurry, feed suspension) wird zunächst durch das Filtermittel (filter medium) und anschließend durch den Kuchen selbst getrennt. Das durch den Filterkuchen (cake) tretende Filtrat (filtrate) enthält i. allg. nur noch sehr wenig oder überhaupt keinen Feststoff mehr. Das Durchströmen des Filterkuchens und des Filtermittels kann mit erheblichen Druckverlusten verbunden sein. Die dadurch bedingten Druckkräfte sind durch die Filterstütze (filter support) zu übernehmen.

Als Filtermittel für die Kuchenfiltration gelangen hauptsächlich Metall- und spezielle Textilgewebe [233], [234], Filze [235] sowie Sinterschichten und Membranen aus metallischen, keramischen und polymeren Werkstoffen [30, 236, 237, 238 u. 239] zum Einsatz. In [57] u. [72] sind die Eigenschaften der verschiedenen Filtermittel einschließlich des Druckverlusts und ihrer Anwendungsbereiche zusammenfassend dargestellt. Soweit der Druckverlust von Filtermitteln nicht Herstellerangaben entnommen werden kann, ist er zu messen. Zur Vermeidung unnötig hoher Druckverluste im Filtermittel wird seine Porengröße oder Maschenweite i. allg. größer als die feinsten noch abzuscheidenden Teilchen der Suspension gewählt. Das Filtrat läuft dann zu Beginn des Filtrationsvorgangs noch etwas trüb und wird in den Suspensionsvorratsbehälter zurück gepumpt. Sobald das Filtermittel mit einer ersten Teilchenschicht bedeckt ist, übernimmt der Filterkuchen das Zurückhalten des Feststoffs. Nur wenn das Trüblauen zu Beginn der Filtration nicht statthaft ist, wird man die Porengröße des Filtermittels kleiner als die feinsten Teilchen der Suspension wählen.

Zur Verhinderung des Verstopfens des Filtermittels werden vor der Filtration oft Schichten sogenannter Filterhilfsmittel (filter aids) angeschwemmt. Es handelt sich bei diesen vornehmlich um Kieselgur (diatomite), Perlite und Zellstoffe mit

Korngrößen zwischen 0,001 mm und 0,05 mm. Aber auch Asche, Aktivkohle und Kunststoffpulver werden als Filterhilfsmittel verwendet. Die Filterhilfsmittel bilden über dem Filtermittel eine poröse, gut durchlässige Anschwemmschicht (precoat filtration). Solche Anschwemmschichten sind i.allg. nur wenige Millimeter dick. Falls eine eigentliche Tiefenfiltration in der Anschwemmschicht erwünscht ist, muß sie entsprechend dicker gewählt werden. Zur Filtration von Suspensionen mit Feststoffen, die zum Verstopfen des Filterkuchens führen, können dieser ebenfalls Filterhilfsmittel beidosiert werden. Im Filterkuchen ist dann allerdings nebst dem abzutrennenden Feststoff der Suspension auch das vorher zudosierte Filterhilfsmittel enthalten und muß unter Umständen wieder abgetrennt werden. Interessant ist der Einsatz von Filterhilfsmitteln vor allem für die Klärfiltration, bei der es um die Gewinnung eines möglichst reinen Filtrats aus Suspensionen mit kleiner Feststoffbeladung geht (z. B. Reinigung von Getränken). Näheres zur Filtration mit Filterhilfsmitteln in [30, 57, 72, 240 bis 242].

Wir werden noch sehen, daß die Abscheidung feiner Teilchen besonders schwierig ist. Man versucht deshalb, Teilchen mit Größen unter etwa 0,005 mm zu größeren Agglomeraten zu vereinen. Wir werden auf diesen als Flockung bezeichneten Vorgang bei der Behandlung der Sedimentation eingehen.

4.1.1.1 Inkompressibler Kuchen

Wir wollen im folgenden den Verlauf einer Kuchenfiltration mit inkompressiblem Kuchen berechnen. Dazu müssen wir zunächst den Filtrationsstrom ermitteln, der sich bei einem bestimmten Überdruck und einer bestimmten Kuchendicke einstellt. Dann müssen wir herausfinden, wie der Kuchen während der Filtration anwächst. Mit diesen Grundlagen sind wir dann in der Lage, den zeitlichen Verlauf der Kuchenfiltration für unterschiedliche Betriebsarten anzugehen.

Laminare Strömung durch Filterkuchen Die Strömung in den Poren eines Filterkuchens ist i.allg. laminar. Auch bei der Filtration von Rauch genügt es i.allg., das Fluid als inkompressibel anzunehmen. Wir setzen weiter voraus, daß sich der Feststoff nur an der Oberfläche des Filterkuchens ablagert. Das ist bei Feststoffteilchen gleicher Größe sicher ohne weiteres der Fall. Sobald die Teilchengrößenverteilung so breit wird, daß die feinsten Teilchen in die Lücken zwischen den größten eindringen können, stoßen wir an die Grenze unserer Vernachlässigung jeglicher Tiefenfiltration. Die Annahmen eines inkompressiblen Filterkuchens und einer auf die Kuchenoberfläche beschränkten Feststoffabscheidung bedeuten, daß sich die Porosität des Filterkuchens während der Filtration nicht ändert.

Der Druckverlust in einem durchströmten Filterkuchen der Dicke L läßt sich analog zum Druckverlust einer Kanalströmung (Gl. (3.17)) aus dem hydraulischen Durchmesser des Kuchens d_h , der mittleren Geschwindigkeit des Fluids in den Lücken des Kuchens w_F^* , dem Widerstandswert c_f und der Dichte des Fluids ρ_F bestimmen:

$$\Delta p_K = c_f (\rho_F / 2) w_F^{*2} (L / d_h) \quad (4.1)$$

Die Geschwindigkeit in den Lücken des Kuchens ersetzen wir durch die einfacher zu bestimmende mittlere Geschwindigkeit des Fluids w_F im leeren Anströmquerschnitt (Bild 4.1):

$$w_F^* = w_F / \varepsilon \quad (4.2)$$

Der hydraulische Durchmesser des Filterkuchens ist keine sehr anschauliche Größe. Wir ersetzen ihn deshalb mit Hilfe der Gl. (1.66) durch den gleichwertigen Kugeldurchmesser der Teilchen des Filterkuchens. Durch Einführen der Beziehungen (4.2) und (1.66) in (4.1) und Einbeziehen des dabei entstehenden Zahlenfaktors in den Widerstandsbeiwert erhalten wir die folgende Gleichung für den Druckverlust im Filterkuchen beziehungsweise einer beliebigen durchströmten Schüttung:

$$\Delta p_K = \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} c_f \rho_F w_F^2 \frac{L}{d_{32}} \quad (4.3)$$

In Analogie zu durchströmten Kanälen ist die Reynoldszahl mit der Geschwindigkeit in den Lücken des Filterkuchens und seinem hydraulischen Durchmesser zu bilden:

$$Re^* = w_F^* \rho_F d_h / \eta_F \quad (4.4)$$

Auch hier ersetzen wir mit der Gl. (4.2) die Geschwindigkeit im Lückenraum durch jene des Filtrats im leeren Anströmquerschnitt und mit der Gl. (1.66) den hydraulischen Durchmesser des Kuchens durch seinen gleichwertigen Kugeldurchmesser. Dies liefert nach Weglassen von Zahlenfaktoren die folgende, auch auf andere durchströmte Schüttungen übertragbare Reynoldszahl:

$$Re = \frac{1}{(1-\varepsilon)} \frac{w_F \rho_F d_{32}}{\eta_F} \quad (4.5)$$

Die Strömung in Filterkuchen oder anderen Schüttungen ist bis zu einer Reynoldszahl von etwa 10 laminar. In Analogie zur Rohrströmung ist der Widerstandsbeiwert auch bei laminar durchströmten Schüttungen der Reynoldszahl umgekehrt proportional:

$$c_f = c_1 / Re \quad (4.6)$$

Falls die Teilchen der Schüttung einigermaßen kugelförmige oder kubische Gestalt aufweisen, beträgt der Proportionalitätsfaktor etwa $c_1 = 150$. Bei starker Abweichung von kugelähnlicher Form kann er Werte von 125 bis 200 annehmen. Die mittlere, auf den leeren Querschnitt bezogene Geschwindigkeit des Fluids folgt aus dem Fluidvolumenstrom \dot{V}_F und der Filterfläche A zu:

$$w_F = \dot{V}_F / A \quad (4.7)$$

Durch Einsetzen des Widerstandsbeiwerts aus den Gln. (4.5) und (4.6) und der Fluidgeschwindigkeit aus (4.7) erhalten wir aus der Gl. (4.3) die nachstehende Beziehung (Carman-Kozeny-Gleichung) für den Druckverlust einer laminar durchströmten Schüttung:

$$\Delta p_K = \frac{(1-\varepsilon)^2 c_1}{\varepsilon^3 d_{32}^2} \eta_F L \frac{\dot{V}_F}{A} \quad (4.8)$$

Bis hierhin gelten unsere Überlegungen ganz allgemein für laminar durchströmte Schüttungen oder Festbetten. Wie von der laminaren Rohrströmung bekannt, ist der Druckverlust auch bei laminar durchströmten Schüttungen der Strömungsgeschwindigkeit und der dynamischen Viskosität des Strömungsmediums proportional. Die Gl. (4.8) zeigt weiter, daß der Druckverlust durchströmter Schüttungen mit abneh-

mender Teilchengröße stark zunimmt: das Halbieren des gleichwertigen Kugeldurchmessers der Teilchen ergibt den vierfachen Druckverlust! Wir müssen uns deshalb bei der Abtrennung feiner Teilchen durch Kuchenfiltration mit entsprechend kleinen Volumenströmen abfinden.

Schließlich können wir der Gl. (4.8) die starke Abhängigkeit des Druckverlusts durchströmter Schüttungen von ihrer – im voraus meist nicht sehr genau bekannten – Porosität entnehmen: Bild 4.2. Zufällig geschüttete Kugeln gleicher Größe ergeben beispielsweise Porositäten von $0,37 \pm 0,04$ [243].

Die Gl. (4.8) liefert dafür bei sonst gleichen Werten Abweichungen des Druckverlusts vom Wert für $\varepsilon = 0,37$ von + 59 % für $\varepsilon = 0,33$ und von - 36 % für $\varepsilon = 0,41$! Die dichteste Kugelpackung (rhomboedrische Anordnung) ergäbe mit einer Porosität von 0,259 sogar einen um den Faktor 4,03 größeren Druckverlust; die lockerste Kugelpackung (kubische Anordnung) mit $\varepsilon = 0,477$ einen um den Faktor 0,322 kleineren Druckverlust. Mit der nie exakt voraussagbaren Anordnung der Teilchen im Filterkuchen wird also eine erhebliche Unsicherheit in die rechnerische Erfassung von Filtrationsvorgängen getragen. Die Porosität von Filterkuchen ist i.allg. durch einen Laborversuch zu bestimmen. Wir werden darauf im Beispiel 4.1 zurückkommen. Einige Anhaltswerte für die Porosität können der Tab. 4.2 entnommen werden.

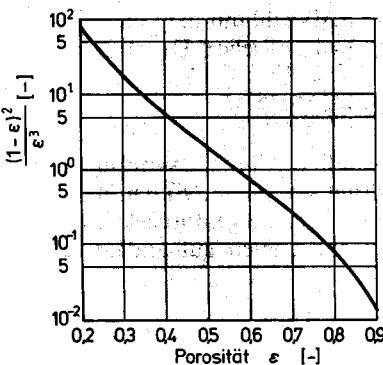


Bild 4.2 Abhängigkeit des Druckverlusts laminar durchströmter Schüttungen von der Porosität

Tabelle 4.2 Anhaltswerte für die Porosität
(Kugeln, Zylinder, Granulate: ungerüttelte Schüttungen in großen Behältern)

Teilchenform, Größenverteilung	Porositätsbereich	Mittelwert
Kugeln, monodispers, mathemat. Grenzwerte	0,259 ... 0,477	0,37
Kugeln, monodispers [243]	0,33 ... 0,41	0,37
Kugeln, N-Verteilung [129]	0,33 ... 0,43	0,38
Kugeln, LN-Verteilung [128, 129]	0,25 ... 0,43	0,34
Kugeln, GGS-Verteilung [129]	0,25 ... 0,37	0,31
Zylinder ($L = d$), monodispers	0,42 ... 0,52	0,47
Granulat, monodispers	0,50 ... 0,70	0,60
Filterkuchen: Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (Beispiele)	0,80 ... 0,88	0,84
Feldspat	0,55 ... 0,65	0,60
Calciumcarbonat	0,38 ... 0,48	0,43
Kaolin	0,33 ... 0,42	0,38
Filterhilfs- mittel:	0,81 ... 0,89	0,85
Zellstoff	0,78 ... 0,85	0,82
Kieselgur		

Die Bestimmung des gleichwertigen Kugeldurchmessers d_{32} nach den Ausführungen des Kap. 1 ist mit einem erheblichen Aufwand verbunden. Zudem ist die Sphärizität der Feststoffteilchen in einer Suspension oft nicht leicht zu ermitteln. Selbst wenn dies gelingt, bleibt der Koeffizient c_1 für den Widerstandsbeiwert bei starker Abweichung von der Kugelform unbekannt. Es ist deshalb zweckmäßig, alle „Unsicherheitsgrößen“ im ersten Term der Gl. (4.8) zu einer einzigen Größe, dem Filtrationswiderstand α_w , zusammenzufassen:

$$\alpha_w = \frac{(1 - \varepsilon)^2 c_1}{\varepsilon^3 d_{32}^2} \quad (4.9)$$

Dieser Filtrationswiderstand (specific cake resistance) läßt sich aus einem Laborversuch einfach bestimmen, wie wir im Beispiel 4.1 noch sehen werden.

Wenn wir auch im Filtermittel laminare Strömung voraussetzen, läßt sich der Druckverlust im Filtermittel völlig analog behandeln. Wir stellen uns dazu das Filtermittel ebenfalls als durchströmte Schüttung vor. Auch seinen Druckverlust können wir mit einem Filtrationswiderstand erfassen. Da die Dicke des Filtermittels weiter nicht interessiert, ist es aber zweckmäßig, in den Filtermittelwiderstand f_M (filter medium resistance) die Dicke des Filtermittels einzubeziehen. Der Druckverlust im Filtermittel läßt sich damit analog zur Gl. (4.8) angeben:

$$\Delta p_M = f_M \eta_F \frac{\dot{V}_F}{A} \quad (4.10)$$

Nun sind wir in der Lage, die eingangs gestellte Frage nach dem sich bei einem bestimmten Filtrationsüberdruck Δp und einer bestimmten Kuchendicke L einstellenden Filtratvolumenstrom zu beantworten. Dazu lösen wir die aus den Gln. (4.8) bis (4.10) zu bestimmende Summe der Druckverluste (= Filtrationsüberdruck Δp) nach dem Filtratvolumenstrom auf:

$$\dot{V}_F = \frac{A \Delta p}{\eta_F (\alpha_w L + f_M)} \quad (4.11)$$

Wachstum des Filterkuchens Im Unterschied zu einer gewöhnlichen durchströmten Schüttung müssen wir beim Filterkuchen beachten, daß seine Dicke L mit der Zeit anwächst. Zur Erfassung des zeitlichen Verlaufs der Kuchenfiltration müssen wir folglich noch eine Gesetzmäßigkeit für dieses Wachsen des Filterkuchens finden. Da das Wachstum des Kuchens selbstverständlich auch durch den Feststoffgehalt der zulaufenden Suspension beeinflußt wird, ist zunächst ein Maß für den Feststoffgehalt einzuführen. Für die Filtration ist die Feststoffbeladung am zweckmäßigsten:

$$X = M_s / M_F \quad (4.12)$$

Sie ist das Verhältnis der Feststoffmasse zur Masse des reinen Fluids. $X = 0,1$ bedeutet zum Beispiel, daß in 1,1 kg Trübe 0,1 kg Feststoff und 1 kg Flüssigkeit enthalten sind. Die Beladung der Trübe bezeichnen wir als X_t , jene des Filtrats als X_a . In der Praxis sind auch andere Zusammensetzungsmaße gebräuchlich. Sie können mit [91], Tab. 1.1 ohne weiteres in die Beladung umgerechnet werden.

Da sich der Volumenstrom infolge des zunehmenden Strömungswiderstands im Filtermittel i.allg. zeitlich ändert, müssen wir uns vorerst auf einen infinitesimalen Zeit-

abschnitt dt beschränken. Die während dt auf der Kuchenoberfläche abgelagerte Feststoffmasse beträgt:

$$dM_s = \dot{V}_F \varrho_F (X_e - X_a) dt \quad (4.13)$$

Während des Zeitabschnitts dt erfährt das Feststoffvolumen des Kuchens eine Zunahme um:

$$dV_s = dM_s / \varrho_s \quad (4.14)$$

Die Zunahme des Gesamtvolumens des Kuchens folgt damit aus der Gl. (1.61) zu:

$$dV = dV_s / (1 - \varepsilon) \quad (4.15)$$

Daraus finden wir schließlich die Zunahme der Kuchendicke bei gegebenem Filterquerschnitt A :

$$dL = dV / A \quad (4.16)$$

Durch Einsetzen der Gl. (4.13) bis (4.15) in (4.16) erhalten wir die nachstehende Beziehung für die Zunahme der Filterkuchendicke während einem infinitesimalen Zeitabschnitt dt :

$$dL = \frac{\dot{V}_F \varrho_F (X_e - X_a) dt}{\varrho_s A (1 - \varepsilon)} \quad (4.17)$$

Bei Gültigkeit der getroffenen Annahmen

- laminare Strömung im Filterkuchen und im Filtermittel und
- konstante Porosität des Filterkuchens (inkompressibler Kuchen; Feststoffablage rung nur an der Kuchenoberfläche)

lässt sich der zeitliche Verlauf der Kuchenfiltration mit den Gl. (4.11) und (4.17) rechnerisch erfaßen. Dazu ist allerdings eine vorherige experimentelle Bestimmung der beiden Kuchenparameter Filtrationswiderstand α_w und Porosität ε erforderlich. Der ebenfalls benötigte Filtermittelwiderstand lässt sich meist aus Herstellerangaben berechnen.

Bestimmen der Kuchenparameter Der Filtrationswiderstand kann mit einem Laborfilter nach Bild 4.1 bestimmt werden. Dazu wird i.allg. bei konstantem Differenzdruck über dem Filter filtriert. Dies kann beispielsweise durch Konstanthalten des Trübeniveaus über dem Filtermittel und Absaugen des Filtrats mit einer Vakuumpumpe erfolgen. Die zeitliche Änderung der Filtratmasse kann dabei durch laufendes Wägen der Filtratvorlage erfaßt werden. Selbstverständlich ist bei diesem Versuch für eine konstante Feststoffbeladung der Trübe zu sorgen. Für Differenzdrücke unter 1 bar genügen i.allg. auch Versuche mit einer in die Trübe getauchten Handfilterplatte (leaf test). Der Differenzdruck wird in dieser durch filtratseitiges Evakuieren erzeugt [53], [77]. Wir werden auf die Auswertung eines solchen Versuchs im Beispiel 4.1 eingehen. Für die Auswertung bei kompressiblen Kuchen sei auf das Programm paket MVT [93] verwiesen.

Mit dem oben beschriebenen Laborversuch kann auch die Porosität des Filterkuchens bestimmt werden. Die Feststoffmasse im Filterkuchen beträgt:

$$M_s = (1 - \varepsilon) L A \varrho_s \quad (4.18)$$

Diese Feststoffmasse wurde durch die Trübe in den Kuchen transportiert. Sie muß sich deshalb (bei Vernachlässigung des Fluids im Lückenraum des Kuchens) auch aus dem Filtratvolumen und der Beladungsdifferenz berechnen lassen:

$$M_s = V_F \rho_F (X_e - X_a) \quad (4.19)$$

Durch Gleichsetzen der Feststoffmassen der Gl. (4.18) und (4.19) finden wir die folgende Beziehung zur Berechnung der Kuchenporosität aus dem gemessenen Filtratvolumen und der gemessenen Kuchendicke:

$$\epsilon = 1 - \frac{V_F \rho_F (X_e - X_a)}{L A \rho_s} \quad (4.20)$$

Auch darauf werden wir im Beispiel 4.1 zurückkommen.

Zeitlicher Verlauf der Filtration Je nach der Erzeugung des für die Filtration erforderlichen Überdrucks lassen sich unterschiedliche Betriebsarten unterscheiden. Falls volumetrisch fördernde Pumpen eingesetzt werden, ergibt sich ein Betrieb mit annähernd konstantem Volumenstrom (constant rate filtration). Wenn der nötige Differenzdruck durch Vakuum und/oder hydrostatischen Druck (Vorlage über Filter) erzeugt wird, erfolgt der Betrieb mit näherungsweise konstantem Überdruck (constant pressure filtration). Diese Betriebsarten können oft mit den Grenzfällen konstanten Volumenstroms oder konstanten Überdrucks angenähert erfaßt werden. Beim Einsatz von Radialpumpen sind während der Filtration weder der Volumenstrom noch der Überdruck konstant. Hier ist die Abhängigkeit des Überdrucks vom Volumenstrom zu beachten. Im Paket MVT [93] sind alle Fälle programmiert.

Betrieb mit konstantem Volumenstrom Für konstanten Volumenstrom können wir die zeitliche Abhängigkeit der Kuchendicke unmittelbar aus der Gl. (4.17) berechnen. Die Integration liefert für die Anfangskuchendicke Null ($L = 0$ für $t = 0$) eine zeitlich lineare Zunahme der Kuchendicke:

$$L = \frac{\dot{V}_F \rho_F (X_e - X_a)}{\rho_s A (1 - \epsilon)} t \quad (4.21)$$

Den Gesamtdruckverlust erhalten wir durch Einsetzen der Kuchendicke aus (4.21) in (4.11) zu:

$$\Delta p = (\dot{V}_F / A) \eta_F \left[\alpha_w \frac{\dot{V}_F \rho_F (X_e - X_a)}{\rho_s A (1 - \epsilon)} t + f_M \right] \quad (4.22)$$

Wir erkennen daraus, daß der Druckverlust bei vernachlässigbarem Filtermittelwiderstand proportional der Zeit und proportional dem Quadrat des Volumenstroms (beziehungsweise der Anströmgeschwindigkeit) zunimmt. Die Pumpleistung ($\dot{V}_F \Delta p$) nimmt damit sogar mit der dritten Potenz des Volumenstroms zu. Das Filtratvolumen ist in diesem einfachen Grenzfall das Produkt aus Filtratvolumenstrom und Filtrationszeit:

$$V_F = \dot{V}_F t \quad (4.23)$$

Das Bild 4.3 zeigt den aus diesen Beziehungen berechneten zeitlichen Verlauf der Kuchendicke, des Gesamtdruckverlusts und des Filtratvolumens an einem Beispiel.

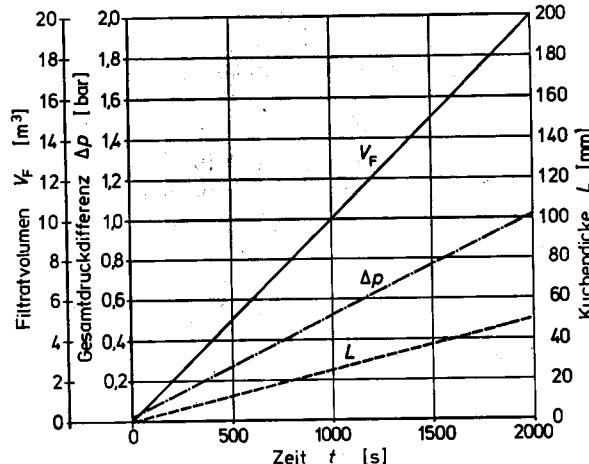


Bild 4.3
Verlauf der Filtration bei konstantem Volumenstrom für folgendes Zahlenbeispiel:
 $\dot{V}_F = 0,01 \text{ m}^3/\text{s}$, $\varepsilon = 0,6$,
 $\alpha_w = 10^{12} \text{ 1/m}^2$, $f_M = 10^9 \text{ 1/m}$, $\rho_s = 2000 \text{ kg/m}^3$,
 $\eta_F = 1000 \text{ kg m/s}$,
 $\eta_F = 0,001 \text{ Pas}$, $X_e = 0,01$,
 $X_a = 0$, $A = 5 \text{ m}^2$

Man erkennt daraus die lineare Zunahme von Kuchendicke und Filtratvolumen. Der Gesamtdruckverlust nimmt nach einer kurzen Anlaufphase, in der sich der Strömungswiderstand im Filtermittel noch auswirkt, ebenfalls linear zu. Wir erkennen daraus, daß sich bei volumetrisch fördernden Pumpen je nach dem Filtrationswiderstand des Kuchens für das Filter gefährlich hohe Drücke aufbauen können.

Betrieb mit konstanter Druckdifferenz In diesem für die Praxis wichtigeren Grenzfall ist der zeitlich veränderliche Filtratvolumenstrom aus der Gl. (4.11) in die Differentialgleichung (4.17) für die Kuchendicke einzusetzen. Die Variablen trennen und Integration für eine Anfangskuchendicke von Null ($L = 0$ für $t = 0$) liefert die folgende quadratische Gleichung zur Bestimmung der zeitlichen Abhängigkeit der Kuchendicke:

$$(\alpha_w/2) L^2 + f_M L = \frac{\Delta p \rho_F (X_e - X_a)}{\eta_F \rho_s (1 - \varepsilon)} t \quad (4.24)$$

Die Zunahme der Kuchendicke verläuft nun bei vernachlässigbarem Filtermitteldurchmesser proportional zur Wurzel aus der Zeit. Vierfache Filtrationszeit ergibt also nur ungefähr die doppelte Kuchendicke und damit nach den Gl. (4.18) und (4.19) auch nur das doppelte Filtratvolumen. Oft ist man auch an der zur Erzielung einer bestimmten Kuchendicke erforderlichen Filtrationszeit interessiert. Diese folgt aus der Gl. (4.24) zu:

$$t = \frac{[(\alpha_w/2) L^2 + f_M L] \eta_F \rho_s (1 - \varepsilon)}{\Delta p \rho_F (X_e - X_a)} \quad (4.25)$$

Den zeitlichen Verlauf des Filtratvolumens erhalten wir durch Einsetzen von L aus der Gl. (4.24) in die Gl. (4.11). Das Filtratvolumen könnten wir daraus durch eine Integration über die Filtrationszeit finden. Wir kommen aber wesentlich einfacher ans Ziel, wenn wir den durch die Gln. (4.18) und (4.19) gegebenen Zusammenhang zwischen Kuchendicke und Filtratvolumen beachten:

$$V_F = \frac{(1 - \varepsilon) L A \rho_s}{(X_e - X_a) \rho_F} \quad (4.26)$$

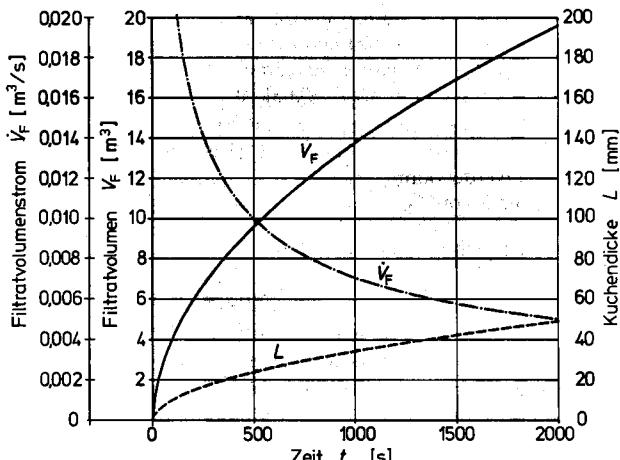


Bild 4.4
Verlauf der Filtration bei konstanter Druckdifferenz für $\Delta p = 0,5$ bar und übrige Daten wie für Bild 4.3

Das Bild 4.4 illustriert an einem Beispiel den zeitlichen Verlauf der Kuchenfiltration bei konstanter Gesamtdruckdifferenz. Wir sehen daraus deutlich die rasche Abnahme des Filtratvolumenstroms mit dem entsprechend verlangsamten Kuchenwachstum und Filtratanfall. Wie wir im Beispiel 4.1 sehen werden, kann dies unter Umständen einen Abbruch der Filtration vor dem Erreichen der durch die jeweilige Filterbauart bedingten maximalen Kuchendicke rechtfertigen.

Beispiel 4.1 Aus Wasser (Dichte = 1000 kg/m^3 , dynamische Viskosität = $0,001 \text{ kg/ms}$) ist Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (HFP, Dichte = 1510 kg/m^3) abzutrennen. Dazu ist ein absatzweise arbeitendes Druckfilter mit einer Gesamtfläche von 10 m^2 vorgesehen. Es soll mit einer konstanten Druckdifferenz von 3 bar betrieben werden. Die Feststoffabscheidung kann als vollständig angenommen werden. Für das Waschen des Filterkuchens, das Entfernen des Filterkuchens und das Reinigen des Filtermittels ist eine Kuchenbehandlungszeit von 2700 s nötig. Welcher Filtratvolumenstrom lässt sich mit diesem Filter (über eine längere Zeit) höchstens erreichen, wenn die Feststoffbeladung der Trübe 0,002 beträgt und das Filter eine maximale Kuchendicke von 30 mm zuläßt?

Der Filtermittelwiderstand und die Parameter des Filterkuchens sind aus Versuchen in einem Laborfilter nach Bild 4.1 mit einem Innendurchmesser von 150 mm zu bestimmen. Der Filtermittelwiderstand wird mittels Durchströmen mit reinem Wasser gemessen. Dabei stellt sich bei einem Überdruck von 0,1 bar ein Volumenstrom von $2,95 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ ein. Die Gl. (4.10) liefert damit einen Filtermittelwiderstand von: $f_M = \Delta p A / (\eta_F V_F) = 0,1 \cdot 10^5 \cdot (\pi/4) \cdot 0,15^2 / (0,001 \cdot 2,95 \cdot 10^{-5}) \text{ 1/m} = 6,00 \cdot 10^9 \text{ 1/m}$.

Zur Ermittlung der Kuchenparameter wird im Laborfilter eine Suspension mit einer HFP-Beladung von 0,01 filtriert. Die Feststoffabtrennung ist vollständig. Bei einem konstanten Differenzdruck von 0,8 bar werden nach 1800 s die folgenden Werte gemessen: Kuchendicke = 24,9 mm, Filtratmasse = 9,97 kg.

Der Wassermasse von 9,97 kg entspricht ein Filtratvolumen von $9,97 / 1000 \text{ m}^3 = 0,00997 \text{ m}^3$. Die Porosität des Filterkuchens folgt mit den gemessenen Werten aus der Gl. (4.20) zu: $\epsilon = 1 - [0,00997 \cdot 1000 \cdot 0,01 / (0,0249 \cdot 0,01767 \cdot 1510)] = 0,850$.

Da auch der Versuch im Labor bei konstantem Überdruck erfolgt, erhalten wir den Filtrationswiderstand aus der Gl. (4.24): $\alpha_w = \Delta p \epsilon_F (X_e - X_a) 2 t / [\eta_F \epsilon_s (1 - \epsilon) L^2] - 2 \cdot f_M / L = 0,8 \cdot 10^4 \cdot 1000 \cdot 0,01 \cdot 2 \cdot 1800 / [0,001 \cdot 1510 \cdot (1 - 0,85) \cdot 0,0249^2] - 2 \cdot 6 \cdot 10^9 / 0,0249 \text{ 1/m}^2 = 2,00 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2$.

Nun können wir zur Filtration der Trübe mit einer Beladung von 0,002 im technischen Filter übergehen. Zunächst bestimmen wir die maximale Filtrationszeit. Diese wird erreicht, wenn der Filterkuchen die maximale Kuchendicke von 30 mm aufweist. Die Gl. (4.25) liefert dafür $t = [(2,00 \cdot 10^{13} / 2) \cdot 0,03^2 + 6 \cdot 10^9 \cdot 0,03] \cdot 0,001 \cdot 1510 \cdot (1 - 0,85) / [3 \cdot 10^5 \cdot 1000 \cdot 0,002] \text{ s} = 3470 \text{ s}$. Das während dieser Zeit produzierte Filtratvolumen folgt aus der Gl. (4.26) zu $V_F = (1 - 0,85) \cdot 0,03 \cdot 10 \cdot 1510 / (0,002 \cdot 1000) \text{ m}^3 = 34,0 \text{ m}^3$. Da während den nächsten 2700 s keine Trübe mehr verarbeitet werden kann, ergibt sich für ein vollständiges Füllen des Filters ein mittlerer Filtratvolumenstrom von $\dot{V}_{Fm} = V_F / t_{tot} = 34,0 / (3470 + 2700) \text{ m}^3/\text{s} = 0,00551 \text{ m}^3/\text{s}$.

Wir haben bereits erkannt, daß der Filtratvolumenstrom mit zunehmender Filtrationszeit stark abnimmt (Bild 4.4). Deshalb müssen wir noch untersuchen, ob sich bei kürzeren Filtrationszeiten allenfalls ein höherer mittlerer Filtratvolumenstrom einstellt. Dazu berechnen wir mit Hilfe der Gl. (4.24) die Filterkuchendicken für einige Zwischenzeiten und bestimmen dann den mittleren Filtratvolumenstrom wie oben gezeigt. Aus den in der Tab. 4.3 zusammengestellten Ergebnissen geht hervor, daß wir bei einer Filtrationszeit von 2760 s tatsächlich einen etwas höheren mittleren Filtratvolumenstrom von $0,00555 \text{ m}^3/\text{s}$ erhalten. In diesem Beispiel ist die Abhängigkeit des mittleren Filtratvolumenstroms von der Filtrationszeit allerdings nicht sehr ausgeprägt. Man kann übrigens für vernachlässigbaren Filtermittelwiderstand leicht zeigen, daß der mittlere Filtratvolumenstrom am größten wird, wenn die Filtrationszeit der Kuchenbehandlungszeit entspricht. Hierzu sei noch beigefügt, daß die Kuchenbehandlungszeit in Wirklichkeit auch von der Kuchendicke abhängt. Diese Tatsache müßte in eine exaktere Optimierungsrechnung einbezogen werden.

Tabelle 4.3 Ergebnisse für das Beispiel 4.1
Abhängigkeit des mittleren Filtratvolumenstroms von der Filtrationszeit

Filtrationszeit [s]	Zykluszeit [s]	Kuchendicke [mm]	Filtratvolumen [m ³]	mittlerer Filtratvolumenstrom [m ³ /s]
0	2700	0	0	0
500	3200	11,21	12,70	0,00397
1000	3700	15,98	18,10	0,00489
1500	4200	19,6	22,2	0,00530
2000	4700	22,7	25,7	0,00547
2500	5200	25,4	28,8	0,005540
2760	5460	26,7	30,3	0,005547
3000	5700	27,9	31,6	0,005542
3470	6170	30,0	34,0	0,00551

Da unsere Theorie nur für laminar durchströmte Kuchen gilt, wollen wir noch überprüfen, ob die Reynoldszahl auch zu Beginn der Filtration den Wert von 10 nicht überschreitet. Dazu müssen wir mit der Gl. (4.9) den gleichwertigen Kugeldurchmesser der HFP-Teilchen abschätzen:

$$d_{32} = \sqrt{\frac{(1 - \varepsilon)^2 c_1}{\varepsilon^3 \alpha_w}} = \sqrt{\frac{(1 - 0,85)^2 \cdot 150}{0,85^3 \cdot 2,00 \cdot 10^{13}}} \text{ m} = 5,24 \cdot 10^{-7} \text{ m}$$

Aus der Gl. (4.11) folgt für $L = 0$ ein maximaler Filtratvolumenstrom zu Beginn der Filtration von $0,5 \text{ m}^3/\text{s}$. Die Gl. (4.5) liefert dafür eine maximale Reynoldszahl von $Re = (0,5/10) \cdot 1000 \cdot 5,24 \cdot 10^{-7} / [(1 - 0,85) \cdot 0,001] = 0,175$.

Betrieb mit volumenstromabhängiger Druckdifferenz Streng genommen liegt dieser allgemeine Fall (variable pressure – variable rate filtration) in jedem praktischen Filterbetrieb vor, da in den Rohrleitungen ein volumenstromabhängiger Druckverlust auftritt und weil auch volumetrisch fördernde Pumpen bei höherem Überdruck einen etwas geringeren Volumenstrom ergeben. Bei der Druckerzeugung durch Radialpumpen muß der volumenstromabhängige Überdruck stets berücksichtigt werden.

Zur Veranschaulichung der rechnerischen Erfassung des allgemeinen Falls stellen wir uns vor, daß die Trübe mit einer Kreiselpumpe aus einem Vorratsbehälter in das Filter gefördert wird. Die Pumpencharakteristik der Kreiselpumpe ist im Bild 4.5 als Kurve *a* eingezeichnet. Der Druckverlust des Filtermittels Δp_M erscheint im Bild 4.5 als Gerade *b* (laminare Strömung im Filtermittel). Die Kurve *c* gibt den über Δp_M aufgetragenen Druckverlust Δp_R in den Rohrleitungen, den Armaturen und der Filterstütze wieder. Die Differenz zwischen den Kurven *a* und *c* ist die für den Filterkuchen übrigbleibende Druckdifferenz Δp_K .

Zur Zeit $t = 0$ befindet sich noch kein Feststoff auf dem Filtermittel ($L = 0$). Der Filtratvolumenstrom ist deshalb zu Beginn der Filtration am größten: Punkt *A* im Bild 4.5. Für die weiteren Überlegungen ist es zweckmäßig, die für den Filterkuchen übrigbleibende Druckdifferenz über dem Filtratvolumenstrom aufzutragen: Kurve *d* im Bild 4.6. Im Bild 4.6 ist auch der aus Gl. (4.8) zu berechnende Druckverlust im Filterkuchen mit maximaler Dicke eingezeichnet (Gerade *e*). Im Schnittpunkt *B* entsprechen sich der zur Verfügung stehende Überdruck und der Druckverlust bei maximaler Kuchendicke. In diesem Betriebspunkt wird der Filtratvolumenstrom minimal. Die für die Filtration maßgebende Druckdifferenz wird durch den Bereich von *A* bis *B* der Kurve *d* wiedergegeben. Diese Abhängigkeit kann bereichsweise durch Geraden angenähert werden (punktiertere Geraden im Bild 4.6):

$$\Delta p_K = c_2 + c_3 \dot{V}_F \quad (4.27)$$

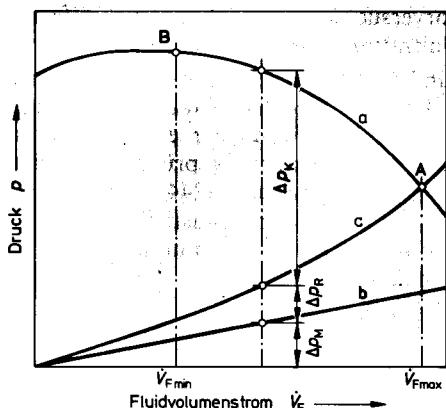


Bild 4.5 Kuchenfiltration mit Radialpumpe. *a* Pumpencharakteristik, *b* Druckverlust des Filtermittels, *c* Druckverlust im Leitungssystem (über *b* aufgetragen)

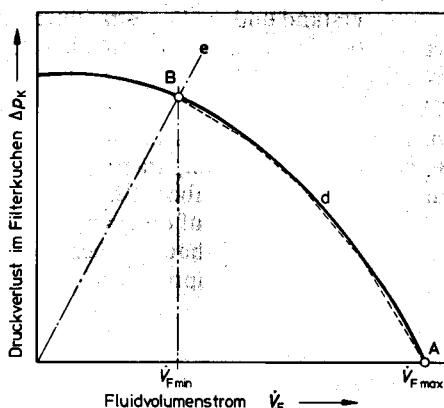


Bild 4.6 Kuchenfiltration mit Radialpumpe. *d* für den Filterkuchen zur Verfügung stehende Druckdifferenz (aus Bild 4.5), *e* Druckverlust des Filterkuchens mit der maximalen Dicke

Oft genügt bereits eine einzige Gerade. Durch Einsetzen dieser Näherung in die Gl. (4.11) und Auflösen nach \dot{V}_F erhalten wir für $f_M = 0$ (der Filtermittelwiderstand ist in der Anlagecharakteristik d des Bildes 4.6 bereits enthalten) den Filtratvolumenstrom:

$$\dot{V}_F = \frac{c_2 A}{\alpha_w \eta_F L - c_3 A} \quad (4.28)$$

Durch Einführen dieses Filtratvolumenstroms in die Differentialgleichung (4.17), Trennung der Variablen und Integration von t_1 bis t und L_1 bis L erhalten wir die folgende quadratische Gleichung zur Bestimmung der Kuchendicke L zur Zeit t :

$$[(\alpha_w/2) \eta_F] L^2 - [A c_3] L + A c_3 L_1 - (\alpha_w/2) \eta_F L_1^2 - \frac{c_2 \varrho_F (X_e - X_a) (t - t_1)}{\varrho_s (1 - \varepsilon)} = 0 \quad (4.29)$$

Für „Handrechnungen“ mit einer einzigen Näherungsgeraden und einer Anfangskuchendicke von Null sind $L_1 = 0$ und $t_1 = 0$ zu setzen. Das Filtratvolumen erhalten wir schließlich aus der Gl. (4.26).

4.1.1.2 Kompressible Kuchen

Die im vorangehenden getroffene Annahme eines inkompressiblen Kuchens ist in Wirklichkeit kaum je erfüllt. Sie kann bei vielen Stoffen zu beträchtlichen Fehlern führen. Im allgemeinen nimmt die Porosität des Filterkuchens mit zunehmender Druckdifferenz etwas ab. Wie das Bild 4.2 verdeutlicht, ist damit eine starke Zunahme des Druckverlusts im Kuchen verbunden. Falls die Druckdifferenz über dem Kuchen während der Filtration einigermaßen konstant bleibt, kann es genügen, den Filtrationswiderstand und die Porosität durch Laborversuche mit ähnlichen Druckdifferenzen wie bei der zu erfassenden technischen Filtration durchzuführen.

Die Treffsicherheit der Vorausberechnung und Optimierung technischer Filtration läßt sich aber wesentlich erhöhen, wenn die Kuchenkompressibilität berücksichtigt wird. Allerdings muß dann ein wesentlich höherer Aufwand zur experimentellen Bestimmung der Kuchenparameter in Kauf genommen werden. Ursprünglich wurden für solche Versuche Laborfilter mit porösen Kolben verwendet [244], [245]. Zogg [246] zeigte, daß man auf diesen problematischen Kolben zum „künstlichen Pressen“ des Filterkuchens durchaus verzichten kann. Für Druckdifferenzen unter 1 bar können die Parameter kompressibler Kuchen nach [256] auch mit der in [77] beschriebenen Handfilterplatte bestimmt werden.

Im Bild 4.7 sind an einem Filterkuchen aus Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (HFP) gewonnene Meßergebnisse aufgezeichnet. Man erkennt daraus, daß der Filtrationswiderstand bei einer Steigerung des Kompressionsdrucks (durch den Strömungswiderstand verursachter Druck auf den Filterkuchen – Einzelheiten in [246]) beträchtlich zunimmt. HFP bildet allerdings einen stark kompressiblen Kuchen. Aber selbst bei dem allgemein als inkompressibel bezeichneten Filterhilfsmittel Kieselgur wurde bei einer Steigerung des Kompressionsdrucks um den Faktor 10 eine Erhöhung des Filtrationswiderstands von rund 30 % gemessen [246].

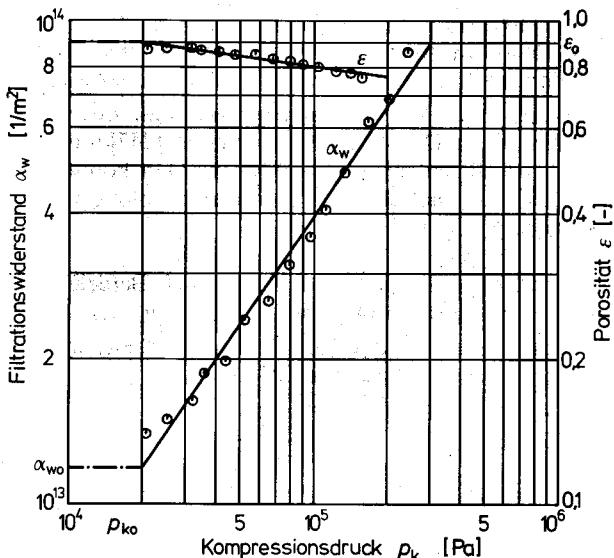


Bild 4.7
Porosität und Filtrationswiderstand eines Filterkuchens aus Harnstoff-Formaldehyd-Polymerisat (HFP). Messungen mit kolbenlosem Laborfilter nach [246]. Kuchenparameter: $\alpha_{wo} = 1,19 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2$, $a = 0,747$, $\epsilon_0 = 0,898$, $e = -0,0693$, $p_{ko} = 0,2 \text{ bar}$

Die aus Laborversuchen bestimmte Abhängigkeit der Kuchenparameter vom Kompressionsdruck muß zur Vorausberechnung des Filtrationsverlaufs in technischen Filtern durch eine möglichst einfache Gleichung angenähert werden. Im Hinblick auf die erreichbaren Meßgenauigkeiten und die im praktischen Betrieb stets auftretenden Schwankungen der Korngrößen der Feststoffe sind dafür die nachstehenden Potenzfunktionen durchaus genügend (andere Vorschläge in [248]):

$$\alpha_w = \alpha_{wo} (p_k / p_{ko})^a \quad (4.30)$$

$$\epsilon = \epsilon_0 (p_k / p_{ko})^e \quad (4.31)$$

Die nach diesen Gleichungen angenäherten Verläufe des Filtrationswiderstands und der Porosität sind im Bild 4.7 als ausgezogene Geraden eingezeichnet. Mit aus der gemessenen Abhängigkeit geschätzten Werten des Grenzkompressionsdrucks p_{ko} können die restlichen Kuchenparameter α_{wo} , ϵ_0 , a und e durch eine Ausgleichsrechnung ermittelt werden. Entsprechende PC-Programme stehen im Paket MVT [93] zur Verfügung.

In den obersten Kuchenschichten ist der Kompressionsdruck noch gering (für $L = 0$ ist $p_k = 0$). Für sehr kleine Kompressionsdrücke liefern die Potenzansätze (4.30) und (4.31) aber unbrauchbare Werte, wie das Bild 4.7 verdeutlicht. Man rechnet deshalb bis zum Grenzkompressionsdruck p_{ko} mit konstanten Werten des Filtrationswiderstands α_{wo} und der Porosität ϵ_0 (strichpunktierter, horizontale Geraden im Bild 4.7). Die Beziehungen (4.30) und (4.31) werden erst für Kompressionsdrücke über dem Grenzkompressionsdruck benutzt. Dies bedeutet, daß der Filterkuchen rechnerisch in eine inkompressible äußere Schicht und eine mit den Potenzansätzen (4.30) und (4.31) erfaßte kompressible innere Schicht unterteilt wird.

Die vollständigen Herleitungen der Berechnungsgleichungen für die Filtration mit kompressiblen Kuchen würde den Rahmen dieser Einführung sprengen. Man findet sie in [246] u. [247]. Im folgenden werden die Ergebnisse in der Form von Berech-

nungsanweisungen für die Grenzfälle des Betriebs mit konstantem Volumenstrom und mit konstanter Druckdifferenz wiedergegeben. Dabei wird von der Vereinfachung eines vernachlässigbaren Druckverlusts im Filtermittel ausgegangen ($f_M = 0$). Das Vorgehen für den allgemeinen Fall des Betriebs mit volumenstrom-abhängiger Druckdifferenz ist in [247] ausführlich erörtert. Da keine analytischen Lösungen mehr angegeben werden können, ist ein iterativer Rechnungsweg nötig. Er ist im Paket MVT [93] programmiert. Dieses enthält auch die folgenden einfacheren Grenzfälle.

Betrieb mit konstantem Volumenstrom 1. Berechnung der Dicke L_o der inkompressiblen Außenschicht mit $\alpha_w = \alpha_{wo}$, $\Delta p = p_{ko}$ und $f_M = 0$ aus der Gl. (4.11).

2. Bestimmung der Zeit für den Aufbau dieser inkompressiblen Außenschicht t_o mit $\varepsilon = \varepsilon_o$ und $L = L_o$ aus der Gl. (4.21).

3. Annahme einer Kuchendicke $L > L_o$.

3.1 Dafür Druckverlust im Filterkuchen aus:

$$\Delta p_K = \sqrt{\frac{(1-a) \alpha_{wo} \eta_f \dot{V}_F}{A p_{ko}^a} (L - L_o) + p_{ko}^{1-a}} \quad (4.32)$$

3.2 Zeit bis zum Erreichen der angenommenen Kuchendicke L aus:

$$t = t_o + \frac{\varrho_s A}{\varrho_F \dot{V}_F (X_e - X_a)} \left[L - L_o - \frac{\Delta p_K^{1-a+e} - p_{ko}^{1-a+e} \varepsilon_o A}{p_{ko}^{e-a} (1-a+e) \alpha_{wo} \eta_F \dot{V}_F} \right] \quad (4.33)$$

3.3 Filtratvolumen bis zum Erreichen der angenommenen Kuchendicke aus der Gl. (4.23).

Betrieb mit konstanter Druckdifferenz Für eine Reihe angenommener Kuchendicken L sind bei konstantem Druckverlust im Filterkuchen p_K die folgenden Rechnungen durchzuführen:

1. Bestimmung des Filtratvolumenstroms aus

$$\dot{V}_F = \frac{A (\Delta p_K^{1-a} - a p_{ko}^{1-a})}{(1-a) \alpha_{wo} p_{ko}^{-a} \eta_F L} \quad (4.34)$$

2. Berechnung der mittleren Porosität des Filterkuchens der Dicke L aus:

$$\varepsilon_m = \frac{(1-a) \varepsilon_o p_{ko}^{-e}}{\Delta p_K^{1-a} - a p_{ko}^{1-a}} \left[p_{ko}^{1-a+e} + \frac{\Delta p_K^{1-a+e} - p_{ko}^{1-a+e}}{1-a+e} \right] \quad (4.35)$$

3. Ermittlung der Filtrationszeit bis zum Erreichen der Kuchendicke L :

$$t = \frac{(1-a) \alpha_{wo} p_{ko}^{-a} \eta_F \varrho_s (1-\varepsilon_m)}{2 (\Delta p_K^{1-a} - a p_{ko}^{1-a}) \varrho_F (X_e - X_a)} L^2 \quad (4.36)$$

4. Filtratvolumen bei Erreichen der Kuchendicke L mit $\varepsilon = \varepsilon_m$ aus der Gl. (4.26).

Beispiel 4.2 Im Beispiel 4.1 (Filtration von HFP) wurde für das Erreichen einer Kuchendicke von 30 mm unter der Annahme eines inkompressiblen Kuchens eine Filtrationszeit von 3470 s berechnet. Das in dieser Zeit erzeugte Filtratvolumen betrug 34 m^3 . Ohne Berücksichtigung des Filtermittelwiderstands ($f_M = 0$) hätte die gleiche Rechnung für $L = 30 \text{ mm}$ eine geringfügig

kürzere Filtrationszeit von 3400 s und ein unverändertes Filtratvolumen ergeben. Wie lange dauert der Aufbau eines Filterkuchens von 30 mm Dicke bei Berücksichtigung der Kompressibilität des Filterkuchens und welches Filtratvolumen wird in dieser Zeit produziert?

Kuchenparameter für HFP aus Legende des Bildes 4.7,

Mittlere Kuchenporosität mit $1 - \alpha = 1 - 0,747 = 0,253$

und $1 - \alpha + e = 0,253 - 0,0693 = 0,1837$ aus (4.35) $\epsilon_m = 0,8281$,

Filtrationszeit aus (4.36) $t = 7110$ s, Filtratvolumen aus (4.26) $V_F = 38,9 \text{ m}^3$.

Dieses Beispiel zeigt deutlich, daß die Vernachlässigung der Kompressibilität zu völlig falschen Ergebnissen führen kann. Anstelle der Filtrationszeit von 3400 s für den inkompressiblen Kuchen haben wir bei Berücksichtigung der Kuchenkompressibilität eine gut doppelt so große Filtrationszeit erhalten. Das gegenüber der Rechnung mit inkompressiblem Kuchen etwas größere Filtratvolumen ist eine Folge der Abnahme der Porosität mit zunehmendem Kompressionsdruck.

Falls die Druckdifferenz über dem Filterkuchen während der Filtration hinreichend konstant bleibt, verändert sich auch der mittlere Kompressionsdruck nicht [246]. Es genügt in solchen Fällen, den Filtrationswiderstand und die Porosität aus einem Laborversuch mit gleichem Differenzdruck wie im praktischen Betrieb zu bestimmen. Diese Forderung wurde im Beispiel 4.1 absichtlich nicht eingehalten, um den Fehler bei deren Mißachtung aufzuzeigen. Falls technische Filter mit konstantem Volumenstrom oder volumenstromabhängiger Druckdifferenz (allgemeiner Fall) betrieben werden, ist die in [246] erörterte Bestimmung der Abhängigkeit der Kuchenparameter vom Überdruck (Bild 4.7) nicht zu umgehen. Entsprechende Computerprogramme zur Versuchsauswertung und zur Vorausberechnung des zeitlichen Verlaufs der Filtration bei kompressiblen Kuchen findet man im Paket MVT [93].

4.1.1.3 Nebeneffekte

In diesem Abschnitt sei kurz auf einige Erscheinungen hingewiesen, die in unserer bisherigen Theorie zur Kuchenfiltration nicht berücksichtigt werden konnten. Sie können allerdings mit den beschriebenen Laborversuchen zur Bestimmung der Kuchenparameter weitgehend miterfaßt werden, wenn diese möglichst den Bedingungen im praktischen Betrieb angepaßt werden. Die Laborfilter sollten ferner einen Durchmesser von wenigstens 150 mm aufweisen, da sonst Wandreibungseffekte [248], [252] zu falschen Meßergebnissen führen.

Namentlich bei sehr breiten Teilchengrößenverteilungen kann es bei der Kuchenfiltration auch zu einer Ablagerung von Teilchen im Kuchen kommen. Diese Tiefenfiltration führt zu einer Abnahme der Kuchenporosität, die sich gemäß dem Bild 4.2 sehr stark auf den Filtrationswiderstand auswirkt. Falls dies zu einer raschen Verstopfung des Filterkuchens führt, kann allenfalls das Beimischen von Flockungsmitteln (wir kommen darauf im Abschnitt zur Sedimentation zurück; s.a. [249] u. [255]) oder von Filterhilfsmitteln in die Trübe Abhilfe schaffen. Oft ist aber in solchen Fällen die Kuchenfiltration als Trennverfahren fraglich, und es ist zumindest zu prüfen, ob eine Abscheidung durch Sedimentation nicht vorzuziehen ist. Insbesondere bei hochkompressiblen Filterkuchen wird auch beobachtet, daß sich während der Filtration Teilchen innerhalb des Filterkuchens verschieben [250], [251].

Falls es im Filter vor der Abscheidung an der Kuchenoberfläche durch eine Sedimentation der Teilchen zu einer zeitlich unterschiedlichen Teilchengrößenverteilung über der Kuchenoberfläche kommt, ändern sich die Filtrationseigenschaften des

Filterkuchens. Da die größeren Teilchen eine höhere Sinkgeschwindigkeit aufweisen, ergibt sich ein Kuchenaufbau mit gegen das Filtermittel zunehmender Korngroße. In diesen Fällen ist der Filtrationswiderstand stets größer als in einem Kuchen, der ohne Sedimentation entstanden ist [253]. Auch dieser Effekt ist natürlich bei breiten Teilchengrößenverteilungen besonders stark.

Weiter kann der Feststoff im Filterkuchen quellen oder sich zum Teil im Flüssigkeitsstrom lösen. Die Kuchenparameter sind in diesem Fall *zeitabhängig*. Näheres dazu in [257].

Schließlich kann im praktischen Betrieb auch die *Beladung schwanken*. Der sich dann ergebende Filtrationsverlauf wird in [254] behandelt. Auch die Teilchengröße kann infolge von Agglomerationserscheinungen [267] und geänderten Bedingungen in der Produktion der Trübe (Kristallisation, Fällung) [268] variieren. Wie wir gesehen haben, ist dies von großem Einfluß auf den Verlauf der Kuchenfiltration.

4.1.1.4 Betriebszyklen

Selbst wenn der Feststoff des Filterkuchens – wie etwa im Falle von Klärschlamm – nur Abfall ist, muß der Kuchen nach der eigentlichen Filtration auf mechanischem Weg (Durchblasen von Gasen, Auspressen) möglichst weitgehend entwässert werden. Häufiger ist der Feststoff des Filterkuchens aber ein wertvolles Produkt. Dann gilt es zur Unterbrechung eines allfälligen Kristallisierungs- oder Fällungsprozesses auch kleinste Reste der ursprünglichen Flüssigkeit im Lückenvolumen (Mutterlauge, mother liquor) zu entfernen. Die ursprüngliche Flüssigkeit im Lückenvolumen kann auch so wertvoll sein, daß sie möglichst weitgehend zurückgewonnen werden sollte. All dies geschieht mittels Durchströmen des Filterkuchens mit einer Flüssigkeit. Man nennt diesen Vorgang *Waschen des Filterkuchens (washing)* und die dazu benutzte Flüssigkeit *Waschmittel (wash liquor)*. Der ganze Filtrationszyklus wird nun recht aufwendig und umfaßt die folgenden Schritte:

1. Eigentliche Filtration: Kuchenbildung und Gewinnung des Filtrats, wie im vorangehenden behandelt.
2. Eventuell Zwischenentfeuchten (Zwischenentwässern): Verdrängen der ursprünglichen Flüssigkeit (Mutterlauge) aus dem Lückenvolumen des Filterkuchens mittels Durchpressen von Luft oder einem anderen Gas [57], [72], [258], [259], [264]. Diese Maßnahme kann für das nachfolgende Waschen allerdings nachteilig sein, da sie oft zu Rißbildungen im Filterkuchen und zu späteren Benetzungsschwierigkeiten führt [248].
3. Waschen des Filterkuchens zum möglichst weitgehenden Entfernen der Mutterlauge. Dazu kann die Waschflüssigkeit durch den Kuchen geführt werden (Durchströmungswäsche). Man kann den entfeuchteten Filterkuchen aber auch in der Waschflüssigkeit suspendieren und anschließend wieder abfiltrieren (Verdünnungswäsche).

Im Falle des Durchströmwaschens wird die ursprüngliche Flüssigkeit anfänglich durch die nachfolgende Waschflüssigkeit verdrängt. In diesem Verdrängungsbereich nimmt der Gehalt an ursprünglicher Flüssigkeit rasch ab. Nach langer Waschzeit kann die ursprüngliche Flüssigkeit nur noch durch Diffusion ([91], Kap. 1) aus den Poren des Feststoffs entfernt werden. Das Waschen im Diffusionsbereich benötigt schon für eine geringe Abnahme des Gehalts an ursprünglicher Flüssigkeit sehr viel

Zeit. Wenn (beispielsweise bei porösen Feststoffen oder Agglomeraten aus feinsten Teilchen) in diesem Bereich zu waschen ist, kann die Verdünnungswäsche interessant werden. Voraussetzung für den Erfolg der Durchströmungswäsche ist eine gleichmäßige Durchströmung des ganzen Filterkuchens. Diese setzt einen homogenen Kuchenaufbau voraus. Um diesen zu unterstützen, hat es sich als zweckmäßig erwiesen, den Kuchen vor und während dem Waschen mit elastischen Membranen zu pressen. Dadurch werden beispielsweise in Membranfilterpressen wesentlich kürzere Waschzeiten erzielt [248], [260]. Näheres zum Waschen von Filterkuchen findet man in [57], [72], [248], [261] bis [263].

4. Das Entfeuchten (Entwässern, dewatering) des Filterkuchens ist sowohl für einen geringen Energiebedarf zur Trocknung des Filterkuchens wie auch für die Betriebssicherheit von Feuchtgutbunkern und Trocknern von großer Bedeutung. Neben dem unter 2. bereits erwähnten Durchblasen von Gasen (Trockenblasen, air displacement) wird auch durch Pressen des Filterkuchens (compression dewatering, expression) in Preßfiltern [264], [265] oder (bei Filterzentrifugen) durch die Wirkung der Fliehkraft [72] entfeuchtet.

5. Entfernung des Kuchens vom Filtermittel und

6. Reinigung des Filtermittels durch Auswaschen oder Ausblasen in entgegengesetzter Richtung zur Filtration.

In den diskontinuierlich arbeitenden Filtern (batch filter) werden diese Schritte nacheinander durchgeführt, während sie bei kontinuierlich arbeitenden Filtern (continuous filter) gleichzeitig ablaufen.

4.1.1.5 Druckfilter

Wir haben im Abschn. 4.1.1.1 bereits erkannt, daß bei der Abtrennung feiner Feststoffe nur mit hohen Differenzdrücken über dem Filterkuchen akzeptable Volumenströme zu erreichen sind. Feine Feststoffe werden deshalb bevorzugt in Druckfiltern (pressure filter) mit Differenzdrücken über 1 bar abgeschieden, während für gröbere Feststoffe der durch Vakuum auf der Filtratseite erzeugte Differenzdruck genügt. Als Einsatzbereiche für die Druck- und Vakuumfilter (vacuum filter) seien die folgenden groben Anhaltswerte für das Produkt aus Filtrationswiderstand und mittlerer Kuchendicke genannt:

$$\text{Druckfilter} \quad \alpha_w L_m > 5 \cdot 10^{10} \text{ 1/m}$$

$$\text{Vakuumfilter} \quad \alpha_w L_m < 1 \cdot 10^{12} \text{ 1/m}$$

Da der Kuchen in Druckfiltern aus einem druckfesten Gehäuse entnommen werden muß, ist ein kontinuierlicher Betrieb von Druckfiltern nur in Ausnahmefällen sinnvoll. Im allgemeinen werden die Druckfilter diskontinuierlich betrieben.

Nutschen Druckfilter, die nach dem Prinzip des Bildes 4.1 aufgebaut sind, werden als Drucknutschen (pressure nutch filter) bezeichnet. Die gleichen Filter werden als Saugnutschen auch für Vakumbetrieb gebaut. Sie bestehen im wesentlichen aus einem Druckbehälter mit einer ebenen Filterstütze als Boden. In den Drucknutschen wird der zur Filtration nötige Überdruck meist durch Luft oder Inertgase erzeugt. Die Nutschen werden meistens mit in der Höhe verstellbaren Rührwerken ausgerüstet. Diese dienen dem Glattstreichen (schließen von Rissen – wichtig für die Durchströmungswäsche) und dem Austragen des Filterkuchens. Mit diesen Rührwerken kann

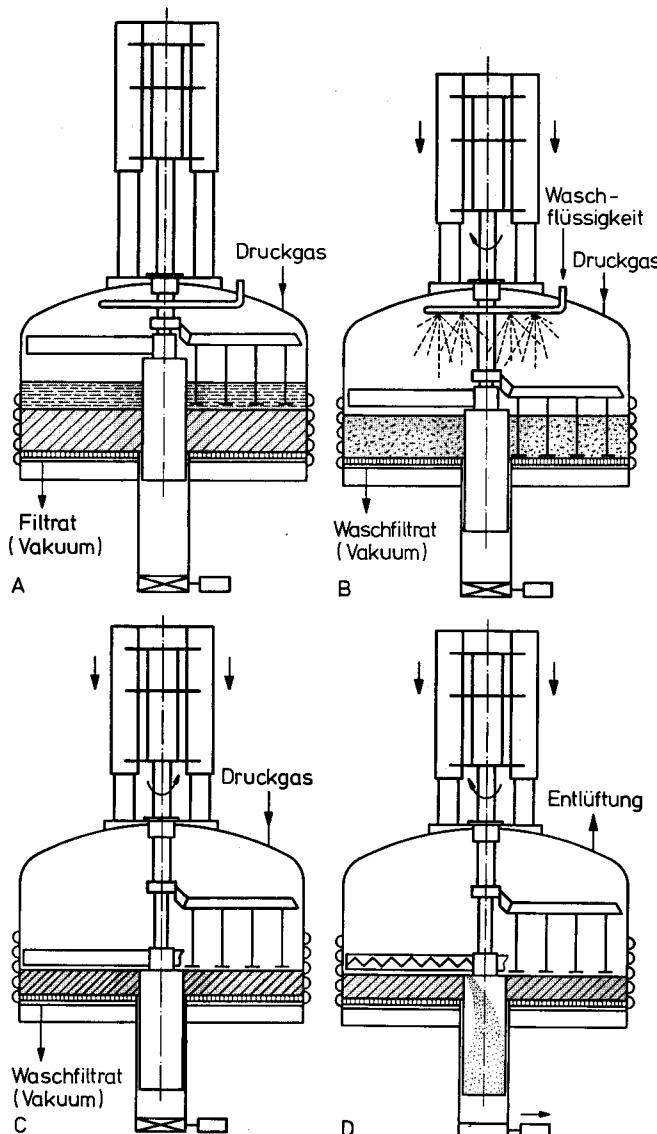


Bild 4.8
Nutsche mit zentralem Austrag. A Filtration (Austrags- und Suspendierarm in höchster Stellung), B Waschen des Filterkuchens (Beispiel einer Verdünnungswäsche – Suspendieren des Kuchens), C Zustreichen allfälliger Risse und Entfeuchten (Rührwerk läuft rückwärts), D Kuchenaustrag ins zentrale Austragsrohr (hier durch Austragsarm mit rotierender Schnecke). (ROSEN-MUND, Liestal)

auch eine Verdünnungswäsche durchgeführt werden. Falls die Teilchen eine sehr hohe Sinkgeschwindigkeit aufweisen, kann der Rührer zur Verhinderung eines ungünstigen Kuchenaufbaus durch Sedimentation auch während der Filtration verwendet werden. Zum Austragen des Filterkuchens sind die Druckgehäuse mit großen Öffnungen und meist hydraulisch betätigtem Verschluß versehen. Der Kuchen kann auch durch eine rotierende Förderschnecke ausgetragen werden: Bild 4.8. In vielen Fällen ist das Druckgefäß beheiz- und kühlbar. Neuerdings werden Nutschen angeboten, in denen nicht nur filtriert sondern auch gerührt, gemischt (Grundoperationen vor der

Filtration) und getrocknet (Grundoperation nach dem Trocknen) werden kann. Dadurch können die Produkte ohne Kontakt mit der Umgebung über mehrere Stufen in einem Apparat verarbeitet werden [49].

Wie aus der Tab. 4.4 hervorgeht, besitzen die Nutschen nur eine geringe Filterfläche pro Bauvolumen. Bei Produkten mit hohem Filtrationswiderstand ist man aber auf sehr große Filterflächen angewiesen. In den nachstehend erörterten Konstruktionen geht es deshalb in erster Linie darum, die Filterfläche pro Bauvolumen zu erhöhen.

Tabelle 4.4 Anhaltswerte zu den wichtigsten Apparaten für die Kuchenfiltration
(d: diskontinuierlich, k: kontinuierlich)

Filtertyp	Betriebsweise	Filterfläche	Filterfläche	Druckdifferenz [bar]	Kuchendicke [mm]
		$A \text{ [m}^2\text{]}$	$A/V \text{ [m}^2/\text{m}^3\text{]}$		
Druckfilter					
Nutsche, ohne Rührwerk	d	0,1 ... 1	0,5 ... 2	0,5 ... 4	25 ... 200
Nutsche, mit Rührwerk	d	0,6 ... 15	0,3 ... 1	0,5 ... 3	50 ... 500
Kerzenfilter	d	0,4 ... 40	5 ... 15	1 ... 10	5 ... 25
Blattfilter	d	1 ... 150	5 ... 15	1 ... 10	5 ... 25
Tellerfilter	d	1 ... 75	5 ... 15	1 ... 10	5 ... 30
Rahmenfilterpresse	d	1 ... 500	5 ... 15	1 ... 15	5 ... 40
Kammerfilterpresse	d	1 ... 1000	5 ... 15	1 ... 15	5 ... 50
Drucktrommelfilter	k	0,1 ... 8	0,1 ... 0,3	0,5 ... 3	5 ... 25
Vakuumfilter					
Nutsche, ohne Rührwerk	d	0,1 ... 1	0,5 ... 2	0,2 ... 0,7	25 ... 200
Nutsche, mit Rührwerk	d	0,6 ... 15	0,3 ... 1	0,2 ... 0,7	50 ... 500
Vakuumtrommelfilter	k	0,2 ... 100	0,1 ... 0,5	0,2 ... 0,7	2 ... 30
Vakuumscheibenfilter	k	20 ... 400	0,2 ... 1	0,2 ... 0,7	5 ... 20
Bandfilter	k	0,2 ... 120	0,1 ... 0,3	0,2 ... 0,7	3 ... 100

Kerzenfilter Eine erste Möglichkeit zur Erhöhung der Filterfläche pro Bauvolumen ist der Einbau röhrenförmiger Filterkerzen (z.B. gelochtes Metallrohr als Filterstütze mit aufgewickelter Drahtspirale oder Gewebe als Filtermittel) in den Druckbehälter. Die einzelnen Kerzen werden in einem Rohrboden angeordnet. Die Trübe wird aus dem Druckbehälter des Kerzenfilters (tabular filter) zu den Kerzen geführt. Der hohlzylinderförmige Filterkuchen lagert sich auf den Kerzen ab. Das Filtrat gelangt ins Innere der Kerzen und wird dann zum Rohrboden und dem gemeinsamen Filtrataustritt geleitet. Ein Waschen oder Entfeuchten des Filterkuchens ist kaum möglich. Einige Konstruktionen erlauben das Abstoßen des Filterkuchens durch Rückspülen. In vielen Fällen müssen die Druckbehälter zur Kuchenentnahme geöffnet werden. Der Einsatzbereich der Kerzenfilter ist dann auf sehr kleine Feststoffbeladungen beschränkt. Insbesondere zur Trinkwasseraufbereitung werden Kerzenfilter auch als Tiefenfilter betrieben. Näheres zu den Kerzenfiltern in [53], [57], [77].

Blattfilter Anstelle von zylindrischen Filterkerzen können auch eine große Zahl ebener Platten oder Scheiben in den Druckbehälter eingebaut werden. Diese Blattfilter (leaf filter) werden in horizontaler und vertikaler Bauweise ausgeführt. Ihr Gehäuse lässt sich zur Kuchenentnahme leicht öffnen.

Zur Gruppe der Blattfilter gehört auch der Tellerfilter mit Kuchenabwurf durch Fliehkraft (Scheibenfilter, centrifugal-discharge filter, rotating leaf pressure filter), wie er im Bild 4.9 gezeigt wird. Er ermöglicht – wie schon die Nutsche – einen völlig geschlossenen Betrieb. Während der Filtration tritt die Trübe durch einen der Stutzen im Deckel des Druckbehälters. Auf den einzelnen Tellern oder Scheiben wird der

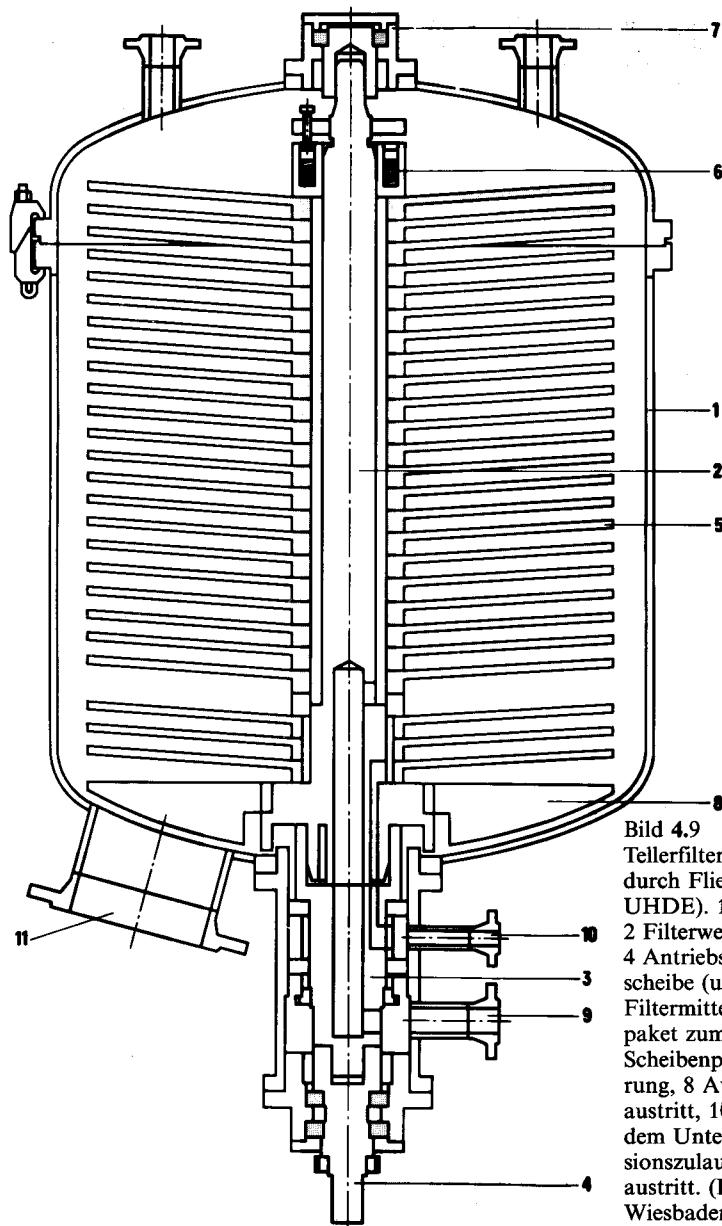


Bild 4.9
Tellerfilter mit Kuchenabwurf
durch Fliehkraft (System
UHDE). 1 Druckgehäuse,
2 Filterwelle, 3 Zwischenwelle,
4 Antriebswelle, 5 Filterscheibe
(unten geschlossen,
Filtermittel oben), 6 Feder-
paket zum Festhalten des
Scheibenpakets, 7 obere Lage-
rung, 8 Ausräumer, 9 Filtrat-
austritt, 10 Filtrataustritt nach
dem Unterbrechen des Suspen-
sionszulaufs, 11 Filterkuchen-
austritt. (DORR-OLIVER,
Wiesbaden)

Kuchen aufgebaut. Zur Filtration von Suspensionen mit sehr feinen Teilchen ist auch das vorherige Anschwemmen einer Filterhilfsmittelschicht aufs Filtermittel möglich (Precoat-Filtration). Anschließend wird die Trübezufuhr unterbrochen und die im Apparat verbliebene restliche Trübe durch Druckgas filtriert. Danach ist auch ein Waschen des Filterkuchens möglich. Nach der Entfeuchtung mittels Trockenblasen wird der Kuchen durch die nun einsetzende Rotation des ganzen Filterpaketes abgeschleudert. Die Reinigung des Filtermittels kann noch durch eine Rückspülung unterstützt werden. Der Kuchenabwurf ist auch durch eine intensive Vibration um die Rotationsachse möglich [269]. Weitere Informationen zu den Tellerfiltern in [49].

Filterpressen Mit den Filterpressen (filter press) lassen sich dank Filterflächen bis zu 1000 m², Filtrationsüberdrücken bis 15 bar und ausgezeichneten Möglichkeiten zum Waschen des Filterkuchens auch schwierigste Trennprobleme bewältigen. Die Filterflächen können auch nachträglich noch vergrößert werden. Nachteilig ist allerdings in vielen Fällen, daß sich ein Kontakt des Filterkuchens und des Filterinnenraums mit der Umgebung bei der Kuchenentnahme nicht vermeiden läßt.

Die Filterpressen bestehen aus einer großen Zahl parallel geschalteter Filterelemente, die durch hydraulische Preßvorrichtungen (bei Kleinapparaten auch durch Schrauben) aneinander gepreßt werden: Bild 4.10. Zum Kuchenaustrag müssen die Filterelemente einzeln verschoben werden. Dies geschieht bei kleinen Pressen manuell. Große Filterpressen weisen dafür mechanische Transportsysteme auf. Sie können zum Teil vollautomatisch betrieben werden und können dann auch mit automatischen Vorrichtungen zur Reinigung des Filtermittels ausgerüstet werden.

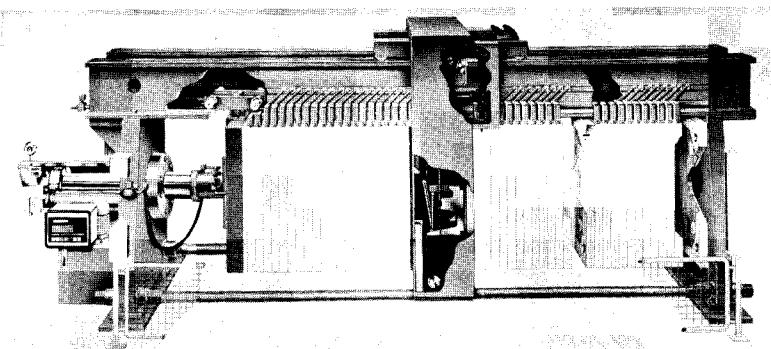


Bild 4.10 Filterpresse für vollautomatischen Betrieb. (VON ROLL, Bern)

Aufgrund des im Bild 4.11 skizzierten Aufbaus der Filterelemente wird zwischen Kammerfilterpressen und Rahmenfilterpressen unterschieden. Die Platten der häufiger angewandten Kammerfilterpressen (chamber filter press) sind mit Ausnahme der beiden Endplatten alle gleich. Durch ihren Wulst ergibt sich zwischen je zwei Platten ein Hohlraum, in dem sich der Filterkuchen ausbilden kann. Das Filtertuch wird durch den zentralen Zulauf gezogen und dient auf beiden Seiten einer Platte als Filtermittel. Die Trübe strömt aus dem zentralen Zulauf in die Kammern zwischen den Platten. Der Filterkuchen wächst in diesen Hohlraum. Das Filtrat gelangt durchs Filtermittel in die an der Oberfläche geriffelten Platten und wird dann zwischen dem Filtermittel und der Plattenoberfläche zum Filtrataustritt geleitet. Für das Waschen

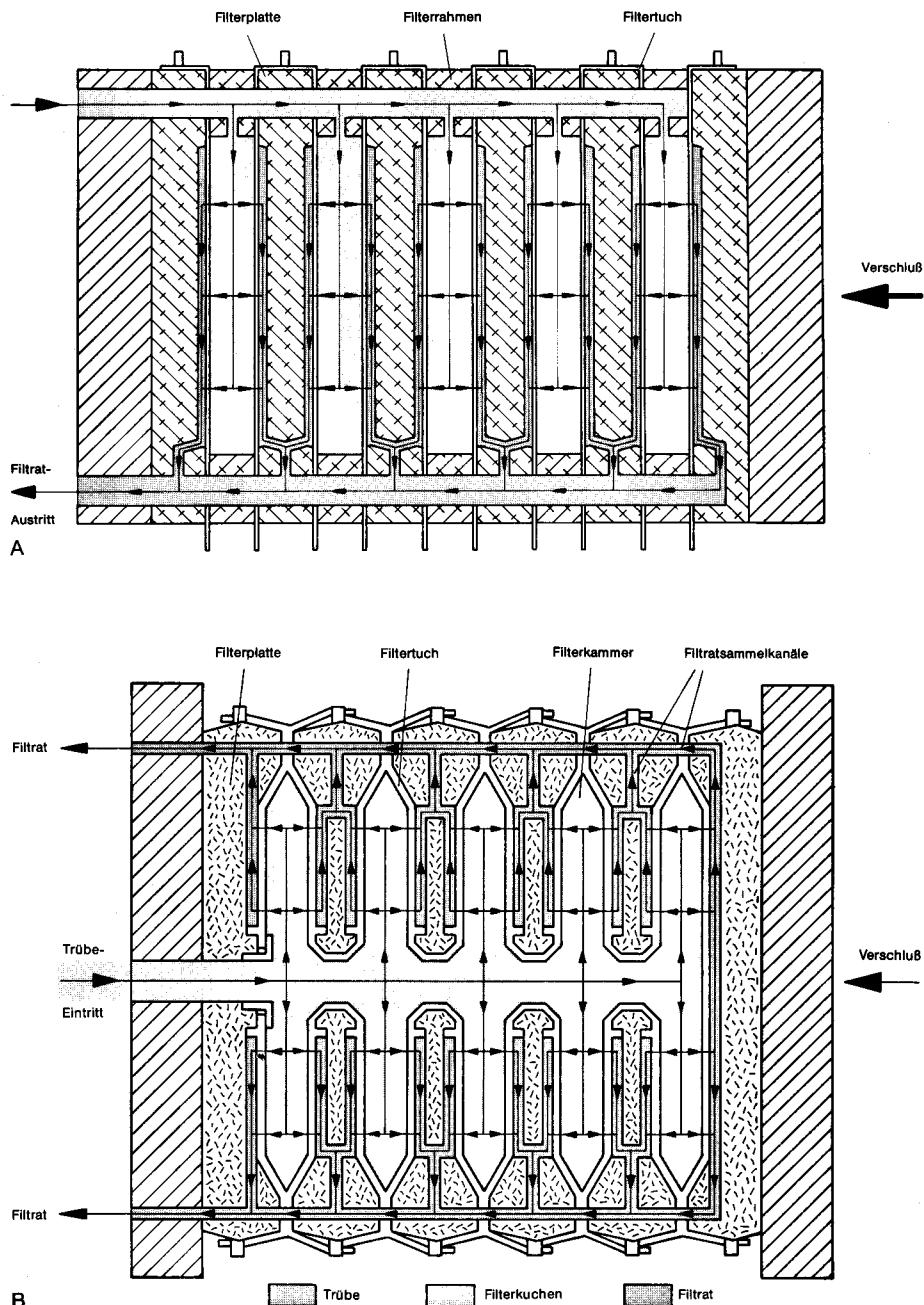


Bild 4.11 A Rahmenfilterpresse beim Filtern, B Kammerfilterpresse beim Filtern
(NETZSCH, Selb)

wird der Filterkuchen i.allg. von Platte zu Platte durchströmt, wie im Bild 4.11 zu sehen ist.

Die Rahmenfilterpressen (plate and frame filter press) gelangen vor allem dann zum Einsatz, wenn (wie beispielsweise in der Lebensmittelindustrie aus hygienischen Gründen) ein häufiger Wechsel des Filtermittels (Gewebe, Filze) nötig ist, oder wenn das Waschen des Filterkuchens besonders schwierig ist. Bei den Rahmenfilterpressen wird der Hohlraum für den Filterkuchen gemäß Bild 4.11 durch die Rahmenplatten gebildet. Das Filtermittel wird um die zur Filtratabfuhr mit geriffelten Oberflächen versehenen Platten gelegt. Es ist einleuchtend, daß der Wechsel des Filtermittels hier wesentlich einfacher ist. Es gibt bereits Konstruktionen, bei denen das Filtermittel als endloses Filtertuch über Umlenkwalzen von Platte zu Platte geführt wird. Die Schaltungen zum Filtrieren und zum Waschen können dem Bild 4.11 entnommen werden. Näheres zu den Filterpressen in [49], [72], [77], [270] u. [271].

Wir haben schon erwähnt, daß ein Pressen des Filterkuchens den Waschvorgang beschleunigt. Dazu wurden für Filterpressen spezielle Membranplatten entwickelt. In diesen ist zwischen der Filterstütze und dem Filtermittel eine elastische, zur Filtratabfuhr außen geriffelte Membran angeordnet. Durch das Erzeugen eines Überdrucks von bis zu 20 bar auf der Rückseite der Membran wird diese gegen Kuchen gedrückt. Dieses Pressen ist auch für die Entwässerung des Kuchens vor dem Abwurf geeignet. Filterpressen mit Membranplatten werden auch als „Membranfilterpressen“ (variable chamber filter press) bezeichnet. Weitere Informationen in [49], [72], [260], [272] u. [273].

Drucktrommelfilter Das Drucktrommelfilter (pressure drum filter) arbeitet nach einem ähnlichen Prinzip wie das im nächsten Abschnitt zu besprechende Vakuumtrommelfilter. Die Trommel wird jedoch von einem Druckgehäuse umschlossen. Das Drucktrommelfilter ist innerhalb der Druckfilter eine Ausnahme, da es im Gegensatz zu den bisher besprochenen Bauarten kontinuierlich arbeitet. Das ist nicht ohne erheblichen konstruktiven Aufwand möglich, weil die Trennung der Filtrations-, Wasch-, Entwässerungs- und Kuchenentnahmeezone (drucklos) keine leichte Aufgabe ist. Diese „Filtrationsmaschine“ wird in [77] näher beschrieben.

4.1.1.6 Vakuumfilter

Die unter den Druckfiltern aufgeführten Nutschen, Kerzen- und Blattfilter können auch als Vakuumfilter betrieben werden. Da beim Vakumbetrieb die Kuchenentnahme aus einem Druckraum entfällt, ist er für eine kontinuierliche Betriebsweise besonders geeignet. Dadurch wird es möglich, bei Produkten mit großem Filtrationswiderstand trotz höherer Suspensionsbeladungen geringe Kuchendicken einzuhalten. Damit kann der Nachteil einer kleinen Druckdifferenz zumindest teilweise wettgemacht werden. Die wichtigsten kontinuierlich arbeitenden Filter sind das Vakuumtrommelfilter, das Vakuumscheibenfilter und das Bandfilter.

Vakuumtrommelfilter Beim Vakuumtrommelfilter (vacuum drum filter, rotary drum filter) taucht eine langsam rotierende Trommel in das Suspensionsbad im Suspensionstrog; Bild 4.12. Die am Umsfang perforierte Trommel ist außen in einzelne Zellen mit je einem separaten Filtratablaufrohr unterteilt. Diese Zellen können durch einen Steuerkopf einzeln mit dem über eine Vakuumpumpe evakuierten Filtrat- oder dem

Waschfiltratabscheider verbunden werden: Bild 4.13. Im Eintauchbereich der Trommel wird die Suspension zur Trommel gesaugt. Das Filtrat gelangt durchs Filtermittel in die Zellen der Trommel, in die Filtratohre, zum Steuerkopf und schließlich in den Filtratabscheider. Nach dem Austauchen wird der Kuchen mittels Durchströmen von Luft vorentwässert und anschließend gewaschen (im Bild 4.12 direkt, im Bild 4.13 durch ein durchlässiges Anpressband). Im Waschbereich sind die Filtratohre mit dem Waschfiltratabscheider verbunden. Anschließend kann der Kuchen durch in den Filtratohren zugeführte Luft gelöst und mit dem Schälmesser entnommen werden (Bild 4.12). Falls dies Schwierigkeiten bereitet, wird die im Bild 4.13 gezeigte Bandabnahme bevorzugt. Bei dieser kann das Filtertuch bis zum Wiederanlegen an die Trommel allenfalls mit Düsen gereinigt werden.

Im Suspensionstrog wird eine Entmischung der Suspension durch einen Schwenkrührer verhindert. Vakuumtrommelzellenfilter werden für die Klärfiltration auch oft als AnschwemmfILTER (Precoat-Filtration) betrieben. Dabei werden Filterhilfsmittelschichten bis zu 100 mm angeschwemmt. Davon wird jeweils mit dem Kuchen eine dünne Schicht abgeschaht [256], [274], [275]. Zur weitergehenden Kuchenentfeuch-

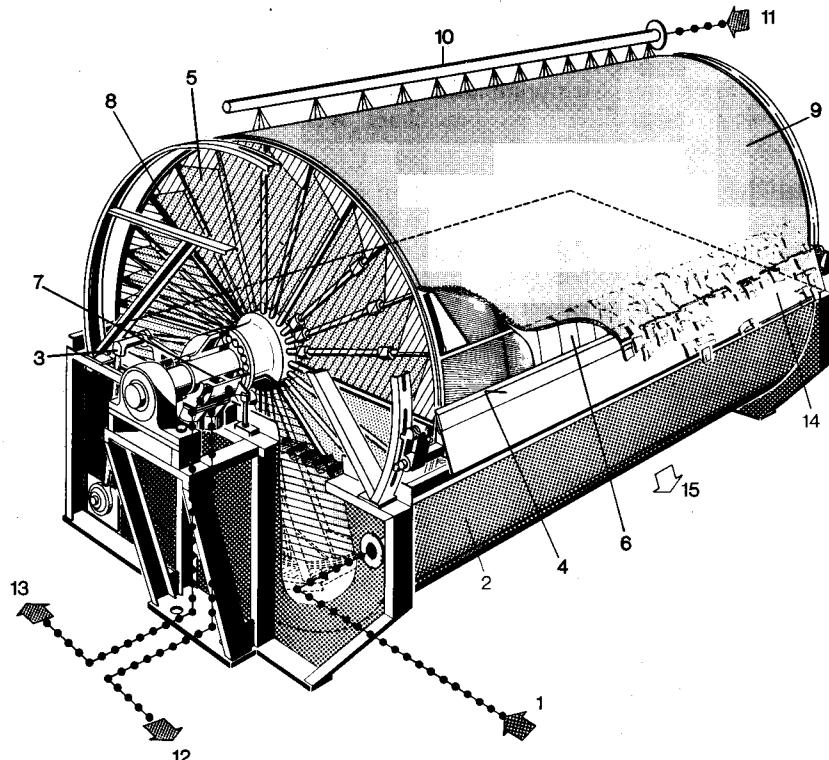


Bild 4.12 Vakuumtrommelfilter. 1 Suspensionszulauf, 2 Suspensionstrog, 3 Pendelrührwerk, 4 Filterzelle, 5 Trommel, 6 Filtermittel, 7 Steuerkopf, 8 Filtratohre, 9 Filterkuchen, 10 Waschvorrichtung, 11 Waschflüssigkeitszulauf, 12 Filtratablauf, 13 Waschfiltratablauf, 14 Schälmesser (Schaber), 15 Feststoffentnahme. (KRAUSS-MAFFEI, München)

tung kann der Kuchen in Bandpressen geführt und komprimiert werden. Die Vakuumtrommelfilter können im Bedarfsfall auch durch Hauben gasdicht gekapselt werden. Wie aus der Tab. 4.4 hervorgeht, erreichen die Vakuumtrommelfilter mit Trommeldurchmessern bis zu 5 m und Trommellängen bis 8 m beachtliche Baugrößen. Weitere Angaben zum Aufbau und zur Berechnung von Vakuumtrommelfiltern findet man in [72], [77], u. [276].

Vakumscheibenfilter Das Funktionsprinzip der Vakumscheibenfilter (rotary disc filter) entspricht jenem der Vakuumtrommelfilter. Anstelle der Trommel werden aber mehrere Scheiben auf einer rotierenden, horizontalen Hohlwelle angeordnet. Diese tauchen ebenfalls in Suspensionströge ein, weisen Durchmesser bis zu 5 m auf und besitzen auf beiden Seiten aktive Filterflächen. Die Vakumscheibenfilter enthalten bei gleichem Bauvolumen eine größere Filterfläche als die Vakuumtrommelfilter. Sie erlauben aber kein Waschen und Pressen des Filterkuchens und sind deshalb für anspruchsvollere Filtrationsaufgaben kaum geeignet. Vakumscheibenfilter finden vorwiegend zur Trennung großer Volumenströme leicht filtrierbarer Trüben Verwendung. Näheres in [72], [277] u. [278].

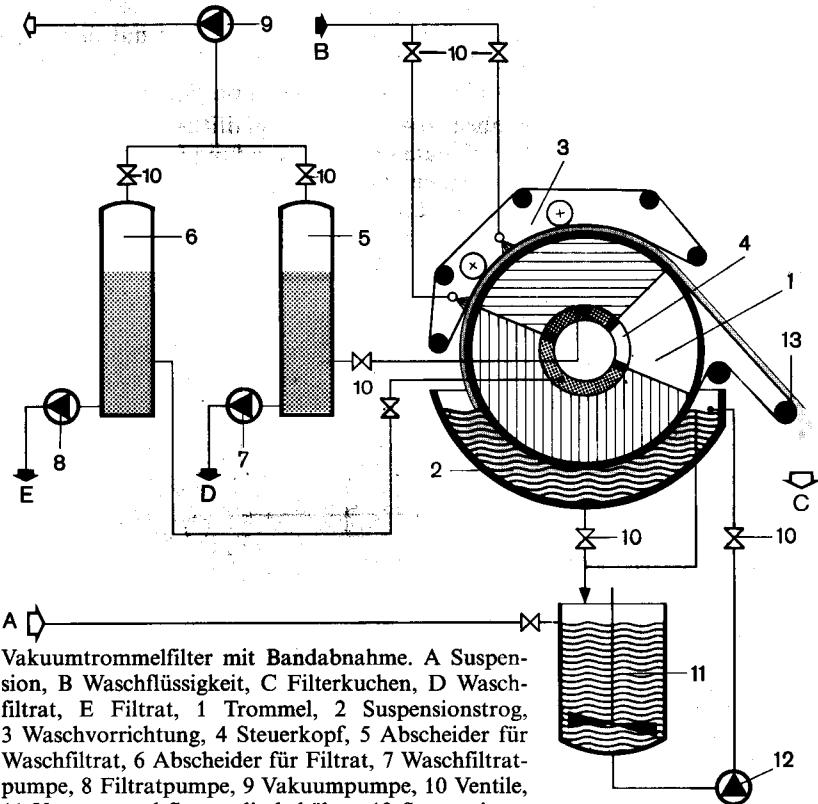


Bild 4.13 Vakuumtrommelfilter mit Bandabnahme. A Suspension, B Waschflüssigkeit, C Filterkuchen, D Waschfiltrat, E Filtrat, 1 Trommel, 2 Suspensionströg, 3 Waschvorrichtung, 4 Steuerkopf, 5 Abscheider für Waschfiltrat, 6 Abscheider für Filtrat, 7 Waschfiltratpumpe, 8 Filtratpumpe, 9 Vakuumpumpe, 10 Ventile, 11 Vorrats- und Suspendierbehälter, 12 Suspensionspumpe, 13 Umlenkrolle zur Kuchenabnahme. (KRAUSS-MAFFEI, München)

Bandfilter Die Bandfilter (belt filter) heben sich von den besprochenen kontinuierlichen Vakuumfiltern durch wesentlich bessere Möglichkeiten für ein gründliches Waschen und Entwässern des Filterkuchens ab. Das als endloses Band ausgebildete Filtertuch wird über Vakuumwannen mit durchlässigen Böden gezogen. Nach der Suspensionsaufgabe wird das Filtrat in die erste Wanne gesaugt. In den folgenden Wannen wird der Kuchen gewaschen. Im Bild 4.14 wird die waschflüssigkeitssparende Gegenstromwäsche (countercurrent filter washing system) gezeigt. Bei dieser wird das Waschfiltrat der folgenden Stufe jeweils als Waschflüssigkeit für die vorangehende genutzt [279], [280]. Die Aufgabe der Waschflüssigkeit erfolgt mit Düsenstöcken oder Überlaufrinnen. Anschließend wird der Kuchen mit Durchströmen entwässert. Oft wird anschließend eine weitergehende Entwässerung durch Pressen [48], [281], [282] durchgeführt. Der Kuchen wird durch scharfe Umlenkung vom Filtermittel gelöst. Ein Schälmesser sorgt für eine Entfernung nicht abgefallener Kuchenreste. Schließlich wird noch das Filtertuch gereinigt.

Das Filtertuch kann bei angelegtem Vakuum nur schwer auf Fördergurten über die Vakuumwannen bewegt werden. Deshalb wird das Vakuum für die Weiterbewegung des Bandes um eine Vakuumkastenlänge oft kurz unterbrochen (Taktbandfilter, intermittently moving belt filter [284]). Beim Pannevis-Bandfilter (reciprocating tray filter) werden die Vakuumwannen bei angelegtem Vakuum mit dem Filtertuch bewegt. Zur Rückfuhr der Wannen wird das Vakuum ebenfalls kurz unterbrochen. Trotz dieses taktweisen Betriebs erfolgt die Trübezufluhr kontinuierlich.

Dank der Trübeaufgabe von oben lassen sich mit Bandfiltern auch dicke Filterkuchen erreichen. Die Bandfilter finden heute breite Anwendung für Suspensionen mit Feststoffbeladungen über 2 %. Sie werden auch mit Absaughauben und in völlig geschlossener Bauweise mit Kuchenaustrag durch Zellradschleusen gebaut [283]. Leider benötigen die Bandfilter mit Bandbreiten bis zu 2 m und Baulängen bis über 20 m sehr viel Platz [72].

Hinweise zur Auswahl der in den Abschn. 4.1.1.5 und 4.1.1.6 besprochenen Filter findet man in [72].

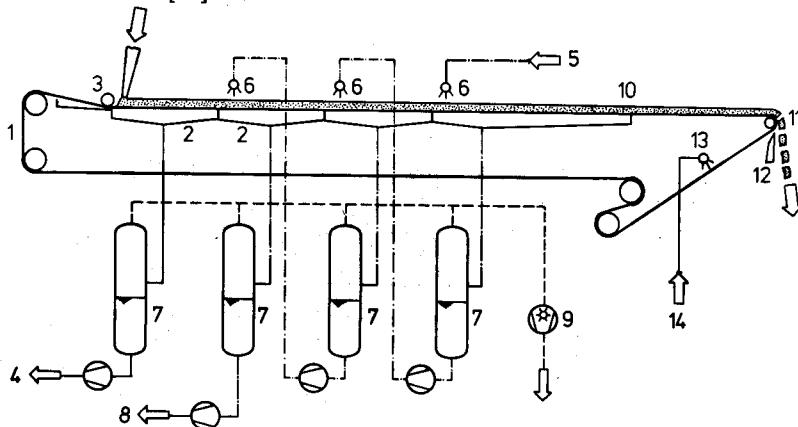


Bild 4.14 Bandfilter. 1 Filtertuch, 2 Vakuumwannen, 3 Suspensionsaufgabe, 4 Filtrataustritt, 5 Waschflüssigkeitseintritt, 6 Verteiler für Waschflüssigkeit, 7 Flüssigkeitsabscheider, 8 Waschfiltrataustritt, 9 Vakuumpumpe, 10 Entfeuchtungszone, 11 Kuchenabwurf, 12 Schälmesser, 13 Reinigungsdüsen, 14 Flüssigkeit zur Filtermittelreinigung

4.1.2 Querstromfiltration

Die Kuchenfiltration feiner Feststoffe bereitet insbesondere dann Schwierigkeiten, wenn sie gelartig, galertartig oder klebrig sind. Man hilft sich dann i.allg. durch die Zugabe von Flockungsmitteln (Flockungfiltration) oder von Filterhilfsmitteln und durch das Aufbringen von Anschwemmschichten aus Filterhilfsmitteln. Bei kleinen Feststoffbeladungen ist auch die noch zu behandelnde Tiefenfiltration eine Alternative zur Kuchenfiltration feindisperser Suspensionen.

Es liegt nahe, in solchen Fällen die Bildung eines Kuchens ganz zu vermeiden. Dies ist möglich, wenn die Suspension, wie im Bild 4.15 skizziert, parallel zum Filtermittel geführt wird. Auch bei dieser Querstromfiltration (dynamische Filtration, cross flow filtration, delayed cake filtration) werden die Teilchen in Richtung des Filterkuchens geschwemmt. Bei genügender Strömungsgeschwindigkeit werden die Teilchen durch Turbulenzen und Wirbel wieder in die Kernströmung zurücktransportiert. Auf diese Weise erreicht man zwar nicht den Feststoffgehalt eines entfeuchteten Filterkuchens. Feindisperse Suspensionen mit kleiner Beladung können aber durch die Querstromfiltration schon sehr weitgehend auf konzentriert werden. Bei Suspensionen mit strukturviskosem und/oder thixotropem Fließverhalten gelingt dies besonders gut, da diese unter hoher und/oder langer Scherbeanspruchung dünnflüssig werden. Wir kommen darauf im Kapitel zur Rheologie zurück. Da bei richtiger Wahl des Filtermittels ein praktisch feststofffreies Filtrat gewonnen werden kann, ist die Querstromfiltration auch zur Klärfiltration von Suspensionen mit feinen Teilchen geeignet.

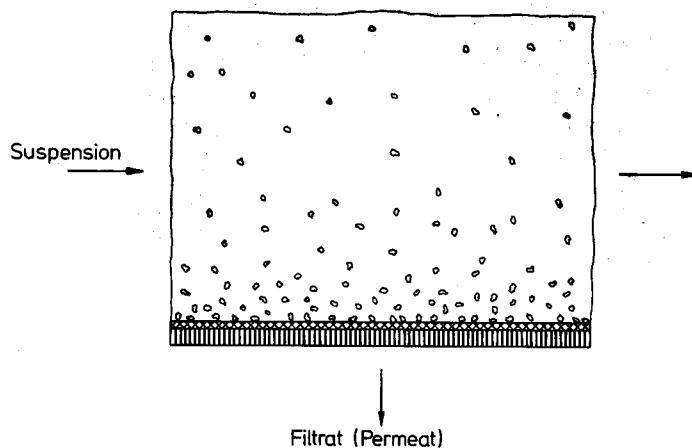


Bild 4.15 Prinzip der Querstromfiltration

Von großer Bedeutung ist dabei, daß das Filtermittel für die Suspensionsströmung einen geringen Strömungswiderstand aufweist, und daß es nicht verstopft. Deshalb werden für die Querstromfiltration neben speziellen Geweben vor allem Membranen als Filtermittel verwendet. Die Querstromfiltration kann nach der Größe der abzutrennenden Teilchen in Mikrofiltration und Ultrafiltration unterteilt werden.

4.1.2.1 Mikrofiltration (MF)

Zur Abtrennung von Teilchen im kolloidalen Größenbereich von 10^{-7} m bis 10^{-5} m ist zwischen Querstromapparaten mit und ohne bewegten Wänden zu unterscheiden.

Die Realisierung von Systemen mit bewegten Wänden führt zu aufwendigen Maschinen. Dafür lassen sich mit diesen „Filtrationsmaschinen“ höhere Feststoffkonzentrationen erreichen. Zu den Maschinen mit bewegten Wänden zählen das Querstromscheibenfilter und das Dynamische Druckfilter. Beim Querstromscheibenfilter (dynamisches Scheibenfilter, dynamic disc filter) sind in Ergänzung zu dem in Abschn. 4.1.1.5 besprochenen Tellerfilter zwischen den rotierenden Scheiben feststehende Statorscheiben angeordnet. Dadurch entstehen beim Drehen des Filtertellerpaketes über dem Filtermittel die zur Querstromfiltration erforderlichen Wirbel und Turbulenzen, welche dem Absetzen des Feststoffs entgegenwirken. Die Rotationsachse ist bei diesen Filtern horizontal, was eine Kuchenbildung weiter erschwert [285], [286].

Im Dynamischen Druckfilter können Suspensionen bis zu Feststoffvolumenanteilen von 50 % konzentriert werden. Es besteht aus einem ruhenden, äußeren und einem rotierenden, inneren, filtrierenden Zylinder: Bild 4.16. Die im Ringspalt zwischen den Filtermitteln entstehenden Taylorwirbel wirken der Kuchenbildung sehr wirksam entgegen. Durch die längs des äußeren Filtrationszylinders angeordneten Waschlüssigkeitseintritte kann die Suspension auch von der ursprünglichen Flüssigkeit befreit werden [287], [288].

Die Rohrmodule (Schlauchmodule) bestehen aus mikroporösen Rohren mit Durchmessern von 3 bis 20 mm. Die Suspension wird unter einem Überdruck von 0,5 bis 5 bar in die einzelnen parallel geschalteten Rohre geleitet. Die Strömungsgeschwindigkeit muß so groß sein, daß sich kein Kuchen bilden kann (Größenordnung 1 bis 5 m/s). Das durch die als Filtermittel und meist auch als Filterstütze dienenden Rohrwände tretende Filtrat (wie in der übrigen Membrantechnik meist als Permeat bezeichnet) gelangt in einen das Rohrbündel umfassenden Mantel. Bei der Auslegung solcher Rohrmodule muß darauf geachtet werden, daß sich auf der Innenseite der Rohre keine Schicht feinster Teilchen (Deckschicht) ablagern kann. Dabei spielt das Verhältnis aus dem Druckverlust im Filtermittel zum Druckverlust in der Rohrströmung eine wichtige Rolle [285], [289]. Es hat sich gezeigt, daß auch bei korrekter Auslegung ein periodisches Reinigen der Rohrmodule durch Rückspülen nötig ist. Eine Tiefenfiltration im Rohr ist unbedingt zu vermeiden, und die Rohroberfläche muß möglichst glatt sein. Deshalb kommen als innerste Schicht nur rückspülbare, asymmetrische Membranen mit Porengrößen von 10^{-7} bis 10^{-6} m, wie sie im nächsten Abschnitt beschrieben werden, in Frage [285], [290], [291].

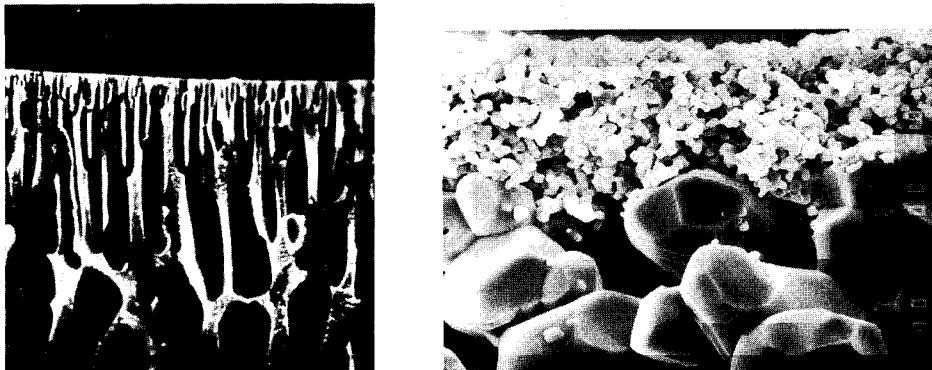


Bild 4.16 Links: asymmetrische Membran (Institut für Verfahrens- und Kältetechnik, ETH-Zürich). Rechts: keramische Membran für die Mikro- und die Ultrafiltration aus Aluminiumoxid. 1 dünne, feinporige Keramiksicht, 2 grobporige keramische Trägerschicht. Dicke des gezeigten Schnitts: $2 \cdot 10^{-6}$ m. (Membralox®, APV Rosista, Worb)

4.1.2.2 Ultrafiltration (UF)

Man spricht von Ultrafiltration (UF, ultrafiltration), wenn aus einer flüssigen Phase feinste Teilchen oder Makromoleküle mit Molmassen über 5000 kg/kmol bei noch unbedeutendem osmotischen Druck zurückgehalten werden. Der Größenbereich der durch Ultrafiltration abscheidbaren Teilchen liegt im Bereich von $5 \cdot 10^{-9}$ bis 10^{-7} m. Zur Durchführung der Ultrafiltration reichen Überdrücke von 1 bis 10 bar. Dabei werden Permeatvolumenströme bis ca. $5 \cdot 10^{-5}$ m³/m²s erreicht. Zu den Hauptanwendungsbereichen der Ultrafiltration [2, 24, 46, 55 u. 60], gehört die Abtrennung von Makromolekülen aus wässrigen Lösungen (z. B. Protein aus Milch [33, 292], Farbstoffe aus Abwasser, Aufkonzentrieren von Biomasse usw.) und das Aufkonzentrieren von Öl/Wasser-Emulsionen bis auf Ölervolumenanteile von 50% [293].

Die Trennung von Lösungen aus Molekülen vergleichbarer Größe wird als Umkehrosmose (RO, reverse osmosis, Hyperfiltration) bezeichnet. Mit dieser können echte Lösungen, bei denen die Molmassen der gelösten Substanz und des Lösungsmittels ähnliche Werte aufweisen, getrennt werden (Beispiele: Salzlösungen, Zuckerlösungen). Neben dem Druckverlust in der Membran ist dabei ein oft viel größerer osmotischer Druck [60] der zu trennenden Lösung zu überwinden. Zur Meerwasserentsalzung als Hauptanwendung sind beispielsweise Differenzdrücke bis gegen 100 bar nötig. Bei kleineren Anlagen ist die Umkehrosmose schon heute kostengünstiger als die in [91], Kap. 5 beschriebenen konventionellen Eindampfanlagen. Die Umkehrosmose hat auch zur Gewinnung von Reinwasser (oft in Kombination mit Ionenaustauschern [91], Kap. 8) und zur Aufarbeitung von Galvanikbädern Bedeutung erlangt. Sie kann ebenfalls für das Konzentrieren von Fruchtsäften und Sirupen oder zur Entalkoholisierung von Getränken wie Bier oder Apfelwein eingesetzt werden.

Zwischen der Umkehrosmose zur Trennung von Molekülen mit Molmassen bis etwa 200 kg/kmol und der Umkehrosmose mit Molmassen über rund 10 000 kg/kmol liegt der Bereich der **Nanofiltration**. Die Nanofiltration ist insbesondere für die Herstellung von Farbstoffen von Interesse, da Membranen zur Nanofiltration Farbmoleküle zurückhalten; Salze aber durchlassen.

Die Umkehrosmose und die Nanofiltration gehören nicht mehr zu den mechanischen Trennverfahren, da sie auf Stofftransport durch molekulare Diffusion ([91], Kap. 1) beruhen. Die Trennung kommt nicht durch eine einfache Siebwirkung sondern durch komplizierte Wechselwirkungen zwischen den Molekülen der Lösung und der Membranoberfläche zustande. Dabei ist auch der elektrische Ladungszustand der Moleküle der Lösung und der Membran von großer Bedeutung. Die Umkehrosmose und die Nanofiltration wurden hier trotzdem aufgeführt, weil sie sich apparativ nur durch den größeren Betriebsdruck und andere Membraneigenschaften von der Ultrafiltration unterscheiden.

Die mit Membranen durchgeführte Mikrofiltration, die Ultrafiltration, die Nanofiltration und die Umkehrosmose werden unter dem Begriff „**Membrantrennverfahren**“ zusammengefaßt. Die für die Membrantrennverfahren verwendeten Membranen sind im allgemeinen asymmetrisch. Zur Vermeidung einer Tiefenfiltration und um den Druckverlust in den Membranen möglichst niedrig zu halten, weist bei den **asymmetrischen Membranen** nur eine sehr dünne Außenschicht die für die jeweiligen Trennaufgaben erforderliche Porengröße auf. Sie wird als aktive Trennschicht bezeichnet. Die darunter liegende Tragschicht ist viel grobporiger: Bild 4.16. Die Membranen bestehen nur noch selten aus abgewandelten Naturprodukten (vorwiegend Celluloseacetat und andere Cellulosederivate). Heute werden nebst Polysulfophonen, Polyamiden, Fluorpolymeren und diversen weiteren Polymerwerkstoffen im Bereich der Mikro- und der Ultrafiltration bevorzugt keramische Membranen (Bild 4.17) eingesetzt. Diese zeichnen sich durch hohe chemische und thermische Beständigkeit aus. Für die Mikro- und Ultrafiltration werden auch poröse Glasmembranen mit engen Porengrößenverteilungen verwendet.

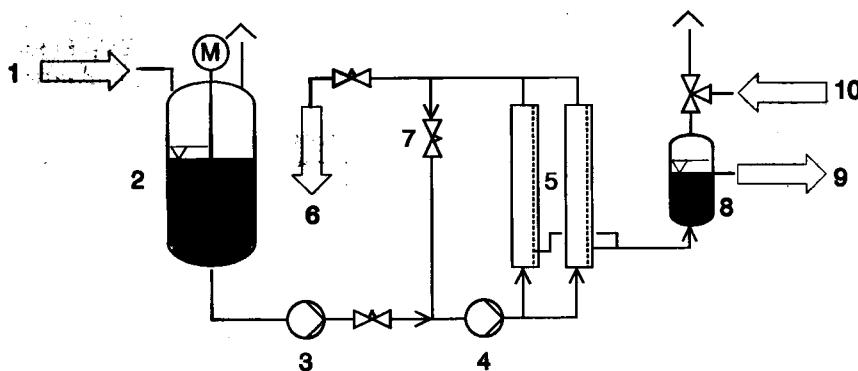


Bild 4.17 Anlage zur kontinuierlichen Durchführung von Membrantrennprozessen. 1 Zulauf, 2 Vorratsbehälter, 3 Zulaufspumpe, 4 Umwälzpumpe, 5 Membran-Moduln, 6 Konzentrat, 7 Druckreduzierventil, 7 Zulauf, 8 Permeatbehälter, 9 Permeat (Filtrat), 10 Druckluft für periodische Rückspülung

Da insbesondere die feinporen Membranen einen hohen Druckverlust aufweisen, ist für entsprechend große Membranoberflächen zu sorgen. Dazu werden die Membranen zu ganzen Paketen, den sogenannten Modulen, zusammengefaßt. Das Bild 4.17 zeigt eine einfache Membrantrennanlage für kontinuierlichen Betrieb. Durch weitere Parallel- und Serienschaltungen der Modulen lassen sich aus dieser Grundkonfiguration eine Vielzahl von Schaltungsvarianten realisieren [291]. Als Modulbauarten haben sich das Rohr-, Platten-, Wickel-, Hohlfaser- und das Kapillarmodul durchgesetzt.

Das Rohrmodul (tabular module) besteht aus porösen Rohren mit fest durch Stützmaterial verbundenen oder lose aufgebrachten Membranen. Die Rohre werden innen unter Druck durchströmt und das Permeat tritt nach außen. Anlagen aus Einzelrohren mit den üblichen Außendurchmessern von 10 bis 20 mm und Wandstärken um 1 mm ergeben nur geringe volumenbezogene Oberflächen von gegen $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Oft werden deshalb analog zum Rohrbündelwärmeübertrager ([91], Kap. 2) mehrere Rohre in einen gemeinsamen Mantel eingebaut: Bild 4.18. Das Rohrmodul findet wegen seiner Unempfindlichkeit gegen Verstopfung vor allem für die Mikrofiltration und die Ultrafiltration Verwendung.

Das Plattenmodul (stack module, plate und frame module) enthält ebene Membranen. Diese können ähnlich zu Paketen zusammengefaßt werden wie das Filtermittel

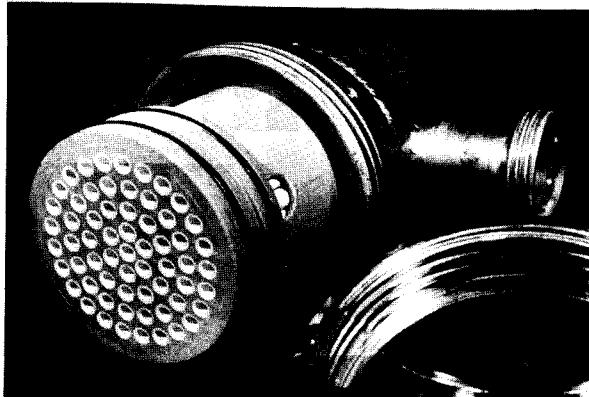


Bild 4.18
Rohrmodulbündel zur
Querstrommikrofiltration
(ENKA, Wuppertal)

in Filterpressen oder in Tellerfiltern. Das Plattenmodul wird mit volumenbezogenen Oberflächen von 100 bis $400 \text{ m}^2/\text{m}^3$ gebaut. Anwendung für UF und RO.

Wesentlich höhere volumenbezogene Oberflächen (über $900 \text{ m}^2/\text{m}^3$) werden mit dem **Wickelmodul (spiral-wound module)** erzielt. Bei diesem wird die Membran um das Permeatsammelrohr gewickelt. Ein gut durchlässiges Gewebe sorgt für den nötigen Abstand der Membranen: Bild 4.19. Die dadurch zwischen den Membranen entstehenden Ringspalten werden abwechselnd von der zu trennenden Lösung und dem durch die Membranen tretenden Permeat durchströmt. Die zu trennende Lösung strömt in axialer Richtung durch das Modul und verläßt dieses als Konzentrat. Auch bei der Ultrafiltration und der Umkehrosmose ist für eine genügende Strömungsgeschwindigkeit zu sorgen, da sich sonst in unmittelbarer Nähe zur Membranoberfläche analog den bei der Mikrofiltration erörterten Deckschichten Grenzschichten mit überhöhter Konzentration der aufzukonzentrierenden Komponente (Konzentrationsgrenzschicht; „Konzentrationspolarisation“) ergeben. Das durch die aufgewickel-

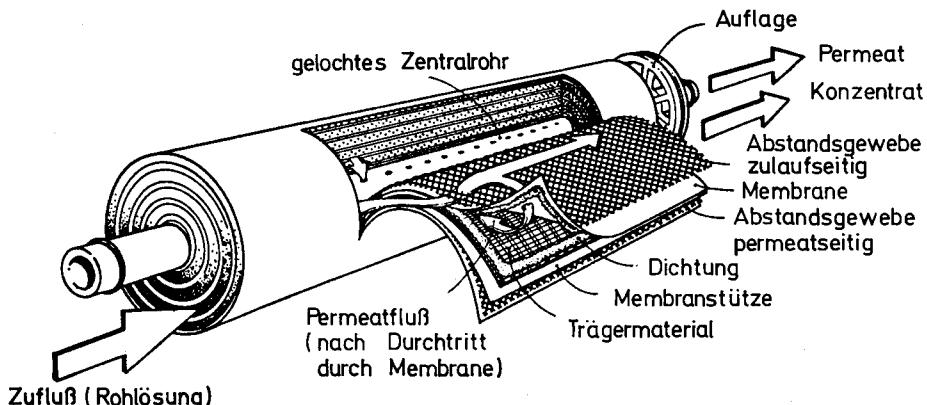


Bild 4.19 Aufbau eines Wickelmoduls (DESALINATION SYSTEMS, Escondido, USA)

kelten Membranen tretende Permeat strömt spiralförmig zum (für den Permeatdurchtritt perforierten) zentralen Permeatsammelrohr. Das Wickelmodul ist kostengünstig herzustellen. Es stellt wegen der größeren Verstopfungsgefahr aber schon wesentlich höhere Anforderungen an die Vorreinigung des Zulaufs. Anwendungsbereiche: UF, RO. Das Kapillarmodul und das Hohlfasermodul (hollow fiber module) sind im Prinzip ebenfalls Rohrmodule. Sie weisen aber zur Erzielung größerer volumenbezogener Oberflächen viel kleinere Durchmesser auf. Eine große Zahl einzelner Röhrchen wird analog zu einem Rohrbündelwärmeübertrager in ein Mantelrohr eingebaut. Die einzelnen Röhrchen sind parallel geschaltet. Das zur Ultrafiltration geeignete Kapillarmodul enthält Membranröhrchen mit einem Innendurchmesser von 0,25 bis 1,5 mm und weist eine volumenbezogene Oberfläche um $1000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ auf. Die Röhrchen sind wie beim Rohrmodul innen durchströmt, und das Permeat gelangt in den Mantelraum. Im Gegensatz dazu befindet sich die aktive Trennschicht bei den viel dünneren Hohlfasermodulen auf der Außenseite der Hohlfasern. Die Hohlfasern werden deshalb außen umströmt, während das Permeat im Innern der Hohlfasern anfällt. Da die einzelnen Hohlfasern bei einer Wandstärke von etwa 0,02 mm Innendurchmesser von nur rund 0,04 mm aufweisen, werden mit den Hohlfasermodulen enorme volumenbezogene Oberflächen in der Größenordnung von etwa $10000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (!) erreicht. Ihr auf die Umkehrosmose zur Wasseraufbereitung beschränkter Einsatz setzt aber verständlicherweise eine sehr gründliche Vorreinigung des Zulaufs voraus. Zusammenfassende Darstellungen zu den auch für die Biotechnologie wichtigen Membrantrennverfahren findet man in [2, 24, 33, 46, 53, 55, 60 u. 68]. Die in [94] erörterten Berechnungsmethoden zur Ultrafiltration und zur Umkehrosmose sind im Paket MVT [93] programmiert.

4.1.3 Tiefenfiltration

Im Gegensatz zur Kuchen- und Querstromfiltration werden die Feststoffteilchen bei der Tiefenfiltration (Schichtfiltration, Raumfiltration, deep-bed filtration) innerhalb des Filtermittels festgehalten. Infolge der damit verbundenen laufenden Abnahme der Durchlässigkeit des Filtermittels ist der Einsatzbereich von Tiefenfiltern auf Suspensionsfiltrationen beschränkt.

sionen mit geringer Feststoffbeladung unter etwa 0,001 bis 0,005 begrenzt. Sie finden deshalb vorab zur Wasseraufbereitung bei Feststoffbeladungen von einigen Tausendstel Promillen (bzw. Feststoffkonzentrationen von einigen g/m^3) breite Verwendung. Sie dienen aber auch der Klärfiltration anderer Suspensionen mit kleinem Feststoffanteil. Tiefenfilter werden nach der Fällung gelöster Substanzen auch als Nachreinigungsstufen in der Abwasserreinigung eingesetzt (z.B. Flockungsfiltration zur Phosphatfernernung [299]).

Abgesehen von den zur Entfernung gelöster Stoffe verwendeten Sorptionsmitteln ([91], Kap. 8) bestehen die Filtermittel der Tiefenfilter vorwiegend aus Quarzsandschüttungen (auch Anthrazitschüttungen) mit Korngrößen von 0,5 bis 4 mm und Schütthöhen von 0,5 bis 3 m. Die wesentlich feineren Feststoffteilchen der Suspension im Korngrößenbereich von etwa $2 \cdot 10^{-8} \text{ m}$ bis 10^{-5} m dringen ins Innere der Filtermittelschüttung (Filtermittellmasse) ein und werden an der Oberfläche der einzelnen Filtermittelkörner abgelagert: Bild 4.20.

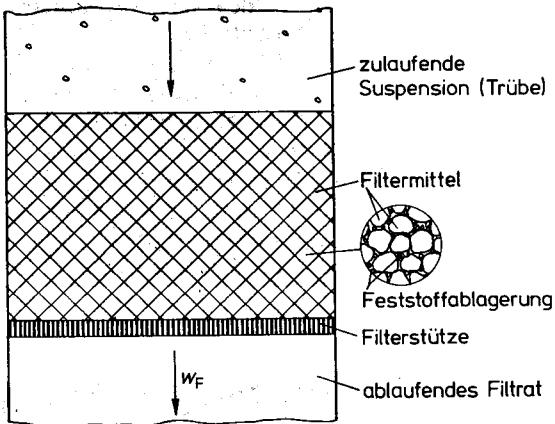


Bild 4.20 Prinzip eines Tiefenfilters

Der Ablagerungsmechanismus ist recht kompliziert und noch nicht allgemein vorausberechenbar. Zunächst müssen die Teilchen an die Oberfläche der Filtermittelteilchen transportiert werden. Dies geschieht durch hydrodynamische Kräfte und durch die „Sperrwirkung“ (interception) der Filtermittelteilchen. Bei kleinen Teilchen mit Größen unter etwa 10^{-6} m tritt dazu der Teilchentransport durch molekulare Diffusion ([91], Kap. 1). Ab Teilchengrößen von etwa $5 \cdot 10^{-6} \text{ m}$ trägt die Sedimentation zum Transport der Teilchen zur Filtermitteloberfläche bei. Da im Teilchengrößenbereich um 10^{-6} m weder die Diffusion noch die Sedimentation wirksam sind, scheiden Tiefenfilter für diesen Teilchengrößenbereich, den beispielsweise viele Bakterien aufweisen, schlecht ab. In solchen Fällen ist es sinnvoll, die Feststoffteilchen mit Flockungshilfsmitteln zu größeren Agglomeraten zu binden [249]. Man spricht dann von Flockungsfiltration. Nachdem die Teilchen in unmittelbarer Nähe (Abstand $< 10^{-6} \text{ m}$) der Filtermitteloberfläche gelangt sind, werden sie durch Oberflächenkräfte an diese gebunden. Durch strömungsbedingte Schubspannungskräfte können sie allerdings auch wieder losgerissen werden. Es ist deshalb darauf zu achten, daß diese Schubspannungskräfte nicht zu groß werden (kleine Leerrohrgeschwindigkeit um $0,1 \dots 0,5 \text{ m/s}$). Zur Unterstützung des Feststofftransports durch Sedimentation werden Tiefenfilter übrigens im allgemeinen von oben nach unten durchströmt. Zusammenfassende Darstellungen zum Abscheidungsvorgang in Tiefenfiltern findet man in [32], [72], [296] u. [297].

Zur Auslegung und Optimierung von Tiefenfiltern benötigt man die örtliche und zeitliche Abhängigkeit der Feststoffbeladung des Filtermittels. Dazu wurden verein-

fachte halbempirische Modelle entwickelt [32, 72, 297 u. 298], deren Anwendung die experimentelle Bestimmung einiger Parameter aus Versuchen an kleinen Laborfiltern voraussetzt [72]. Wir können an dieser Stelle nicht detailliert darauf eingehen. Es sei aber erwähnt, daß bei einer Filtermittelschüttung aus Teilchen einheitlicher Größe (Einschichtfilter, single-layer filter) in den äußeren Zonen sehr viel Feststoff abgelagert wird. In die anschließend durchströmten Zonen dringt nur noch wenig Feststoff ein. Während die Filtermittelschüttung am Suspensionseintritt rasch überbeladen ist, wird sie gegen den Filtrataustritt hin schlecht genutzt. Es muß deshalb dafür gesorgt werden, daß die Abscheidewirkung der Schicht am Eintritt kleiner ist als jene am Austritt. Die Schicht muß dazu in Richtung Filtrataustritt eine zunehmende spezifische Oberfläche aufweisen. Nach den im ersten Kapitel angestellten Überlegungen läßt sich dies mit Mehrschichtfiltern (multilayer filter) aus Filtermittelschichten, deren Korngröße vom Suspensionseintritt zum Filtrataustritt kleiner wird, realisieren.

Während dem Betrieb eines Tiefenfilters nimmt seine Porosität laufend ab. Wie man aus dem Bild 4.2 erkennt, ist damit eine starke Zunahme des Druckverlusts verbunden. Auch die Abscheidewirkung wird sich i.allg. infolge geänderter Abscheidemechanismen (Anlagerung an bereits abgeschiedene Teilchenschichten statt wie zu Beginn

an die Oberfläche des Filtermittels) und zunehmender Schubspannungskräfte verschlechtern. Je nach Anwendungsfall ist die Filtermittelschüttung deshalb nach einigen Stunden

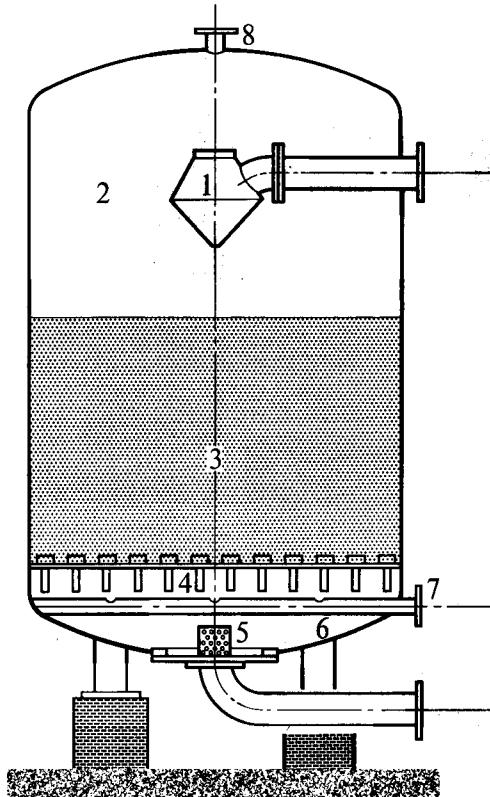


Bild 4.21

Drucktiefenfilter. 1 Rohwasserverteilung und Schlammwasserablauf (bei Regeneration), 2 Raum für die Rohwasserverteilung, 3 Filtermittelschüttung, 4 Düsenboden für gleichmäßiges Anströmen der Schüttung, 5 Filtratentnahme und Reinigungswassereintritt, 6 Sammelraum, 7 Verteiler für Rückspülluft, 8 Entlüftung (SULZER, Winterthur)

bis einigen Tagen durch Rückspülen (backwashing) zu reinigen. Dazu wird die Filtermittelschüttung so stark von unten nach oben durchströmt, daß sich ihre Körner voneinander abheben. Die Filtermittelschüttung wird also fluidisiert (wir kommen darauf im Kap. 5 zurück). Dabei werden die angelagerten Feststoffe weggespült. Zur Verstärkung des Reinigungseffekts und zum Einsparen von Reinigungswasser wird beim Rückspülen oft zusätzlich Luft eingedüst. Der Rückspülvorgang dauert in der Regel etwa fünf bis zehn Minuten. Das dabei entstehende Abwasser (etwa 1% des vorher erzeugten Filtratvolumens) kann i. allg. einer Abwasserreinigungsanlage zugeführt werden [32].

Die Tiefenfilter werden in zwei Bauarten hergestellt. Beim offenen Schwerkraftfilter (open gravity filter) wird die Filtermittelschüttung in meist große, rechteckige Becken gefüllt. Die zu klärende Suspension bildet über der Filtermittelschüttung einen „See“ von bis zu zwei Metern Tiefe. Die Durchströmung erfolgt nun durch den hydrostatischen Druck. Bei den geschlossenen Drucktiefenfiltern (pressure deep-bed filter) befindet sich die Filtermittelschüttung in einem Druckbehälter. Dies ermöglicht den Betrieb mit größeren Überdrücken. Das Arbeitsprinzip eines solchen Drucktiefenfilters geht aus dem Bild 4.21 hervor. Während dem Filtrieren wird die Filtermittelschüttung von oben nach unten durchströmt. Beim Rückspülen erfolgt die Durchströmung unter Fluidisierung des Filtermittels von unten nach oben. Filter dieser Art werden mit Durchmessern bis über drei Metern gebaut [49].

Neben den oben besprochenen Tiefenfiltern mit Filtermittelschüttungen können auch Kerzenfilter mit faserigen Filtermitteln oder Filtermitteln aus porösen Sinterwerkstoffen als Tiefenfilter betrieben werden. Auch die im Abschn. 4.1.1 besprochene Anschwemmfiltration arbeitet zumindest teilweise nach dem Prinzip der Tiefenfiltration. Allerdings wird dabei oft nur eine dünne Schicht beladen und von Zeit zu Zeit abgeschabt oder abgeschält (Kerzenfilter aus porösen Sinterwerkstoffen, Vakuumtrommelfilter). Weiterführende Darstellungen zur Tiefenfiltration in [32], [72] u. [297].

4.1.4 Filtrieren von Rauch

Die Filtration ist auch zur Abscheidung fester Teilchen aus Gasen (Staubabscheidung, gas cleaning) geeignet. Die dazu eingesetzten Faserfilter (fabric filter, fiber filter) sind hochwirksame Staubabscheider. Einen Eindruck davon vermittelt die Forderung einer Abscheidung von mindestens 99,97 % der Teilchen im Größenbereich von $3 \cdot 10^{-7}$ m bis $5 \cdot 10^{-7}$ m, welche nach [DIN 24184] an ein Filter der Stufe S gestellt wird. Die Faserfilter lassen sich in Speicherfilter oder Abreinigungsfilter einteilen. Die nach dem Prinzip der Tiefenfiltration arbeitenden Speicherfilter werden bei geringem Staubgehalt (Staubbeladung im Bereich von 10^{-6}), wie er etwa in der Klima- und Belüftungstechnik vorkommt, eingesetzt. Die in der Industrieentstaubung für hohe Staubbeladungen verwendeten Abreinigungsfilter wirken nach einer kurzen Tiefenfiltrationsphase als Kuchenfilter.

Filtermittel Für die Abscheidung im Speicherfilter (Tiefenfiltration) werden als Filtermittel lockere Fasermatten mit Porositäten von 90 % bis über 99 % benutzt. Wenn nach Monaten bis Jahren die Sättigung mit Staub erreicht wird, werden diese Filtermittel meist ersetzt. Gelegentlich erfolgt auch eine Reinigung durch Waschen oder Ausblasen. Die Anströmgeschwindigkeiten liegen für diese Filtermittel im Bereich von 0,1 bis 3 m / s. Die etwa 1 mm (Feinststaub) bis 30 mm dicken Fasermat-

ten bestehen heute überwiegend aus Glas- oder Kunststofffasern mit Fadendurchmessern von 0,001 mm (Feinststaub) bis 0,1 mm. Da Speicherfilter nur in Ausnahmefällen für die Abluftreinigung eingesetzt werden, genügt i.allg. eine Temperaturbeständigkeit der Fasern bis etwa 100 °C. Zur Vergrößerung der Filterfläche werden die Filtermatten oft gewellt oder gezahnt. Aus dem Alltag sind die Luftfilter der Verbrennungsmotoren als Beispiel eines Speicherfilters allgemein bekannt.

Als Filtermittel für die Abreinigungsfilter wurden die früher üblichen Gewebe weitgehend durch Vliese oder Filze mit Porositäten von 0,7 bis 0,9 verdrängt. Die Nadelfilze (genadelte Filze mit Stützgewebe nach [VDI 3677]) weisen Faserdurchmesser von 0,005 mm bis 0,03 mm und Dicken von 1,5 bis 3 mm auf. Neben den verschiedensten Kunststofffasern werden zur Erhöhung der Temperaturbeständigkeit auch Glas, Mineralien oder Metalle zu Nadelfilzen verarbeitet. Mit Stahlfasern ist ein Dauerbetrieb bei Temperaturen bis 650 °C möglich. Im Zusammenhang mit der Rauchgasreinigung werden Fasern mit einer Temperaturbeständigkeit bis etwa 1000 °C entwickelt. Angaben zur Temperaturbeständigkeit und der Beständigkeit gegen chemische Angriffe können [VDI 3677] entnommen werden. Nach einer kurzen Tiefenfiltration zu Beginn erfolgt die Abscheidung nach dem Prinzip der Kuchenfiltration. Der Druckverlust nimmt deshalb mit wachsender Staubschichtdicke ständig zu. Die Berechnung des Druckverlusts bedingt eine experimentelle Bestimmung des Filtermittelwiderstands und des Filtrationswiderstands der entstehenden Staubschicht. Um den Druckverlust in Grenzen zu halten, muß die Staubschicht von Zeit zu Zeit entfernt werden. Die optimale Betriebsdauer zwischen der Abreinigung kann mit ähnlichen Überlegungen wie im Beispiel 4.1 ermittelt werden [302]. Das oft schon nach wenigen Minuten nötige Abreinigen stellt hohe Ansprüche an die mechanische Festigkeit des Filtermittels. Für Abreinigungsfilter sind Anströmgeschwindigkeiten im Bereich von 0,005 bis 0,1 m/s üblich. Nebst den konventionellen Filtermitteln [303] werden auch Membranen verwendet. Mit ihnen können selbst Mikroorganismen aus Gasströmen abgeschieden werden (Sterilfiltration) [304], [305].

Abscheidungsmechanismus Die Abscheidung in Faserfiltern erfolgt nach den Prinzipien der Tiefen- und der Kuchenfiltration. Die rechnerische Erfassung der Kuchenfiltration haben wir bereits eingehend besprochen. Die bei der Tiefenfiltration zur Teilchenabscheidung führenden Mechanismen lassen sich, wie schon bei der Tiefenfiltration von Suspensionen erwähnt, in Vorgänge zum Transport der Teilchen an die Oberfläche der Fasern und zum Haften der Teilchen an der Faseroberfläche aufteilen. Der Transport der Teilchen zur Faseroberfläche wird durch die auch für die Sedimentation maßgebenden Kräfte (Widerstandskraft, Trägheitskraft, Schwerkraft – wir kommen darauf zurück) bestimmt. Daneben spielen aber auch elektrostatische Kräfte eine wesentliche Rolle. Bei Teilchengrößen unter etwa $5 \cdot 10^{-7}$ m ist zudem die molekulare Diffusion ([91], Kap. 1) von Bedeutung. Da auch die Haftung der Teilchen an der Faser von zahlreichen Einflußgrößen abhängt und weil sich die Abscheidungsmechanismen mit zunehmender Staubbelaufung laufend ändern, ist die Vorausberechnung der Abscheideleistung eines Faserfilters sehr kompliziert. Lösungsansätze findet man in [39, 300]. Für die praktische Auslegung von Filtern zur Entstaubung von Gasen ist man aber noch auf Versuche angewiesen [306].

Bauarten Die Abreinigungsfilter werden in zwei Hauptbauarten hergestellt. Die Schlauchfilter (bag filter) sind ähnlich aufgebaut, wie die im Abschn. 4.1.1.5 erwähnten Kerzenfilter: Bild 4.22. Die einzelnen Filterschläuche werden über Stütz-

körben als Filterstütze angeordnet. Sie werden während der Filtration von außen nach innen durchströmt. Dabei lagert sich die Staubschicht auf den zylindrischen Filtermitteln ab. Nach dem Überschreiten eines bestimmten Druckverlusts erfolgt die Abreinigung der einzelnen Schläuche ohne Unterbrechen der Staubgaszufluhr. Dazu wird in einem einzelnen Schlauch (beziehungsweise in einer ganzen Reihe von Schläuchen) durch kurzes Öffnen des entsprechenden Ventils des Druckluftdüsen-systems ein Druckstoß erzeugt. Dieser bewirkt mit der im Bild 4.22 skizzierten Bewegung des Filtermittels ein Aufbrechen und Abstoßen der Staubschicht. Schlauchfilter der gezeigten Art werden mit Schlauchlängen bis etwa 3 m und Filterflächen bis rund 100 m^2 gebaut. Dank der sehr guten Abreinigung werden Anströmgeschwindigkeiten bis $0,1 \text{ m/s}$ erreicht. Nebst der beschriebenen Druckstoßabreinigung (reverse-jet cleaning) gibt es noch weitere Abreinigungsmöglichkeiten. Für große Schlauchfilter mit Filterflächen bis über 10000 m^2 zur Entstaubung sehr großer Gasvolumenströme ist vor allem die Niederdruck-Rückspülung zu erwähnen [300]. Dank der Entwicklung temperaturbeständiger Filtermittel hat sich der Anwendungsbereich der Schlauchfilter in Gebiete der Abgasreinigung ausgeweitet, die bisher dem Elektrofilter vorbehalten waren. Das Taschenfilter entspricht im Aufbau und im Betrieb weitgehend dem Schlauchfilter. Anstelle der zylindrischen Filterstütze wird aber ein ebener, plattenförmiger Rahmen verwendet.

Abschließend sei noch darauf hingewiesen, daß auch bei der Filtration von Gasen dem Explosionsschutz große Bedeutung beizumessen ist. Wie bei den Zerkleinerungsmaschinen ist auch bei den Staubfiltrern mit Staubexplosionen zu rechnen. Die Maßnahmen zu deren Vermeidung haben wir bereits im Abschn. 2.3 besprochen: Inertgasbetrieb, Explosionsdruckentlastung, explosionsdruckfeste Bauweise und Explosionsunterdrückung. Zum Verhindern der elektrostatischen Aufladung können feine Metallfasern in die Filtermittel eingearbeitet werden [307]. Weitere Informationen zur Sicherheit von Rauchfiltrern in [301] und [VDI 3673]. Weiterführende Darstellungen zur Filtration von Gasen findet man in [4, 40, 41, 51, 53 u. 88].

Vor allem im Gebiet der Rauchgasentstaubung konkurrieren die Elektroentstauber und die Naßentstauber mit den hier vorgestellten Faserfiltrern. Mit den Elektroentstaubern (Elektrofilter, elektrostatische Staubabscheider, electrical precipita-

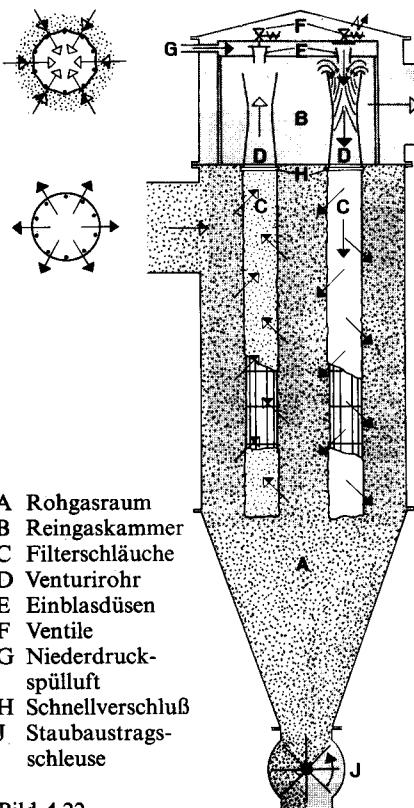


Bild 4.22
Funktionsprinzip eines Mitteldruck-Druckstoßfilters mit Einzelschlauchspülung (BÜHLER, Uzwil)

tors) können bei geringen Druckverlusten von 100 bis 400 Pa Gasmassenströme bis zu 300 kg/s entstaubt werden. Es handelt sich dabei um Sedimentationsabscheider mit der elektrischen Kraft als wesentliche treibende Kraft. Im elektrischen Feld zwischen zwei Elektroden mit einer angelegten Spannungsdifferenz in der Größenordnung von 50000 V wirkt auf die zuvor geladenen Staubteilchen nach dem Coulomb-Gesetz eine Kraft, welche die Staubteilchen zur Niederschlagselektrode drängt. Auf die Elektroentstauber wird in [4, 40, 53, 88 u. 308] ausführlich eingegangen.

Namentlich wenn gleichzeitig mit der Staubabscheidung noch gasförmige Schadstoffe zu absorbieren sind ([91], Kap. 7), werden oft Naßentstauber (Waschentstauber, scrubber, wet collector) bevorzugt. Bei diesen werden die Staubteilchen an eine benetzzende Flüssigkeit gebunden. Die Flüssigkeit kann als Tropfenschwarm (Zerstäubungsentstauber), als Rieselfilm ([91], Kap. 4, Rieselentstauber) oder in der Form eines durchströmten Flüssigkeitsbades (Schichtentstauber) mit den Staubteilchen in Berührung gebracht werden. Infolge ihrer hohen Abscheideleistung bei relativ geringem Energiebedarf ist eine Zerstäubung der Waschflüssigkeit in den staubhaltigen Gasstrom mit nachfolgenden scharfen Umlenkungen (Drucksprungabscheider, X-Abscheider [309]) besonders interessant. Näheres zu den Naßentstaubern in [4, 40, 53 u. 88], [310] u. [VDI 3679].

4.2 Sedimentieren

Das Sedimentieren umfaßt das Abscheiden dispers verteilter Feststoff- oder Flüssigkeitsteilchen aus Flüssigkeiten oder Gasen unter der Wirkung der Schwerkraft. Wie auch aus der Tab. 4.1 hervorgeht, ist das Sedimentieren bei allen mechanisch trennbaren Mischungen anwendbar. Bei sehr kleinen Teilchen oder geringen Dichteunterschieden zwischen Teilchen und kontinuierlicher Phase treten allerdings Schwierigkeiten auf. Durch Sedimentieren können Feststoffe auch nach Dichte oder Korngröße klassiert werden. Aus dem Alltag bekannte Beispiele für das Trennen heterogener Gemische durch Sedimentation sind die Abtrennung von Feststoffen aus Abwässern in Abwasserreinigungsanlagen oder die Trennung von Öl und Wasser in der Autogarage. Das Klassieren durch Sedimentation ist von der „Goldwäsche“ oder vom Abtrennen der Spreu bei der Getreideverarbeitung ebenfalls allgemein bekannt.

Obwohl auf dem gleichen Prinzip beruhend, gibt es eine große Zahl sehr unterschiedlich ausgebildeter Sedimentationsapparate. Wir legen deshalb das Schwergewicht auf die Behandlung der all diesen Apparaten gemeinsamen Grundlagen und beschränken uns im Abschn. 4.2.4 auf die Besprechung einiger typischer Bauformen. Die im folgenden zu erarbeitenden theoretischen Grundlagen des Sedimentierens sind auch für viele andere Grundoperationen von Bedeutung. Sie werden uns beispielsweise in [91] bei der Behandlung der Trocknung im Fließbett und der Wärme- und Stoffübertragung in Blasen- und Sprühkolonnen wieder begegnen. Um die sich bei der Sedimentation abspielenden Vorgänge zu verstehen, müssen wir uns mit der Bewegung von Teilchen im Fluid (Gas oder Flüssigkeit) befassen. Wir beschränken uns dabei auf starre Teilchen. Die folgenden Überlegungen gelten aber mit guter Näherung auch für die Bewegung kleiner Flüssigkeitstropfen in Gasen oder Flüssigkeiten, da sich diese infolge der dominierenden Oberflächenspannungskräfte wie starre Kugeln verhalten. Auch kleine Gasblasen in Flüssigkeiten können als starre Kugeln behandelt werden.

Bei größeren Tropfen und Blasen treten zusätzliche Phänomene wie die innere Zirkulation (Strömung innerhalb des Tropfens infolge der Oberflächenschubspannungen), die sich ändernde Form und die Oszillation aus. Wie wir im Kap. 3 gesehen haben, können große Tropfen unter der Wirkung der Strömungskräfte sogar zerfallen, oder es können sich mehrere kleinere Tropfen oder Blasen zu einem größeren Teilchen vereinen (Koaleszenz). Zusammenfassende Darstellungen zur Bewegung von Tropfen und Blasen in Fluiden findet man in [10], [22], [311] u. [312].

4.2.1 Sedimentieren von Einzelteilchen

In technischen Apparaten zum Sedimentieren geht es meist um die Bewegung einer großen Zahl von Teilchen (Teilchenschwarm). Wie wir im nächsten Abschnitt sehen werden, wird dann die für Einzelteilchen berechnete Sinkgeschwindigkeit infolge der gegenseitigen Behinderung nicht mehr erreicht. Bevor wir uns den Teilchenschwärmern zuwenden können, müssen wir aber in der Lage sein, die Sinkgeschwindigkeit eines einzelnen Teilchens in einem weit ausgedehnten Fluid zu berechnen.

4.2.1.1 Widerstandsbeiwert

Wie wir etwa beim Schwimmen oder auf dem Fahrrad erfahren haben, wirkt auf einen gegenüber einem Fluid bewegten Körper eine Widerstandskraft. Diese setzt sich i.allg. aus den drei Anteilen Reibungswiderstand, Formwiderstand und Wellenwiderstand zusammen:

Bei der Bewegung eines Teilchens gegenüber dem umgebenden Fluid wird das Teilchen umströmt. Dadurch entstehen an der Teilchenoberfläche Schubspannungen, die den Reibungswiderstand verursachen. Bei der Umströmung eines Teilchens mit höherer Geschwindigkeit entstehen hinter diesem zunehmend Rückströmungen, Wirbel und Ablösungen. Dadurch wird Energie vom Teilchen weggeführt. Daraus resultiert der Formwiderstand. Falls sich die Teilchen in der Nähe einer Flüssigkeitsoberfläche bewegen, entstehen auf der Flüssigkeitsoberfläche Wellen. Auch diese Oberflächenwellen führen Energie vom bewegten Teilchen weg. Dadurch entsteht der Wellenwiderstand.

Der Wellenwiderstand ist nur für die Bewegung des Teilchens an der Flüssigkeitsoberfläche von Bedeutung (Schiffahrt!) und braucht deshalb für unsere Anwendungen nicht berücksichtigt zu werden. Das Verhältnis von Formwiderstand zu Reibungswiderstand wird mit zunehmender Reynolds Zahl größer. Bei Kugeln beträgt der Wert dieses Verhältnisses im Bereich kleiner Reynolds Zahlen etwa 0,3; bei großen Reynolds Zahlen geht er gegen Unendlich. In einer turbulenten Strömung ist also der Reibungswiderstand gegenüber dem Formwiderstand vernachlässigbar.

Wir brauchen uns weiter nicht um die Größe dieser Widerstandsanteile zu kümmern, da der Reibungs- und der Formwiderstand durch den Widerstandsbeiwert c_f in der Gleichung für die Widerstandskraft F_w gesamthaft erfaßt werden:

$$F_w = c_f (\rho_F / 2) w^2 A \quad (4.37)$$

Nach dieser Gleichung ist die Widerstandskraft dem mit der Relativgeschwindigkeit zum Fluid w gebildeten Staudruck $(\rho_F / 2) w^2$ und der Spantfläche A (Schattenfläche, größte Querschnittsfläche senkrecht zur Strömungsrichtung) proportional. Der Wi-

Widerstandsbeiwert (drag coefficient) ist von der Reynoldszahl

$$Re_p = \rho_F w d_p / \eta_F \quad (4.38)$$

von der Geometrie (Form, Rauigkeit bei turbulenter Umströmung) und der Orientierung des Teilchens abhängig. Im Falle eines bewegten Fluids tritt dazu noch die – bis heute noch nicht eindeutig geklärte – Abhängigkeit vom Turbulenzgrad [10]. Wir vernachlässigen im folgenden den Einfluß des Turbulenzgrades und beschränken uns auf kugelförmige, glatte Teilchen. Für diese bleibt nur noch die Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl. Im Bild 4.23 sind Meßergebnisse bis zu Reynoldszahlen von 10^6 eingetragen. Ein Vergleich mit dem entsprechenden Diagramm für den Widerstandsbeiwert einer Rohrströmung [5, 10] zeigt, daß bei umströmten Teilchen kein eigentlicher Umschlag vom laminaren in den turbulenten Strömungsbereich stattfindet. Bis zu einer Reynoldszahl von 0,2 wird die Kugel laminar umströmt. In diesem Bereich ist der Widerstandsbeiwert – wie von der Rohrströmung bekannt – der Reynoldszahl umgekehrt proportional und kann mit dem Stokeschen Gesetz berechnet werden:

$$c_f = 24 / Re_p \quad (4.39)$$

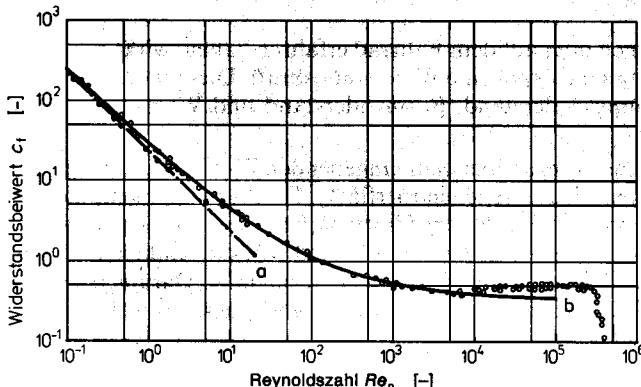


Bild 4.23 Widerstandsbeiwert glatter Einzelkugeln
a Stokesches Gesetz (4.39), b Näherungsgleichung (4.40).

Eingezeichnete Punkte experimentell und theoretisch bestimmte Werte

Nach einem Übergangsbereich nimmt der Widerstandsbeiwert ab einer Reynoldszahl von rund 1000 einen ungefähr konstanten Wert an. Obwohl man ab Reynoldszahlen über 1000 i.allg. von einer turbulenten Umströmung spricht, vermag sich auf der Kugelvorderseite noch immer eine laminare Grenzschicht zu halten. Im Bild 4.23 erkennt man bei einer Reynoldszahl von ungefähr $3 \cdot 10^5$ einen deutlichen Abfall des Widerstandsbeiwerts. Dieser ist durch den Umschlag der laminaren Grenzschicht auf der Kugelvorderseite in eine turbulente bedingt. Dadurch wird der Impulsaustausch mit der Kernströmung intensiviert, und es kommt zu einem teilweisen Wiederanliegen der Strömung. Dies bewirkt zunächst eine Reduktion des Formwiderstands und damit des Widerstandsbeiwerts. Nach einem scharfen Minimum wächst der Widerstandsbeiwert erneut an, weil sich nun die Ablösungszone auch bei vollturbulenter Umströmung wieder gegen die Kugelvorderseite verschiebt. Für den Bereich $0,2 < Re_p \leq 2 \cdot 10^5$ wurden zahlreiche analytische Näherungsgleichungen

vorgeschlagen [10, 47]. Zu den besten Näherungen zählt die Gleichung von Yilmaz [314]. Sie ist aber derart kompliziert, daß die Absetzgeschwindigkeit damit nur noch numerisch bestimmt werden kann [93, 313]. Für technische Zwecke ist die einfachere Beziehung von Martin [315] für den ganzen Bereich bis $Re_p = 10^4$ i.allg. genügend:

$$c_f = (1/3) \left[\sqrt{\frac{72}{Re_p}} + 1 \right]^2 \quad (4.40)$$

Trotz zahlreichen Versuchen ist man bis heute noch nicht in der Lage, allgemeingültige Gleichungen für den Widerstandsbeiwert nichtkugelförmiger Teilchen anzugeben. Bis zu Reynoldszahlen von etwa 100 wird über ähnliche Werte wie bei kugelförmigen Teilchen berichtet. Darüber ergeben sich erhebliche Abweichungen [325]. Wie man etwa vom „Tauchteller“ im Schwimmbad weiß, schlagen nichtkugelförmige Teilchen beim freien Absetzen eine sehr komplizierte Bahn ein. Bei den dabei auftretenden Tanzbewegungen, die ab Reynoldszahlen von etwa 10 vorkommen, ändert sich die Orientierung ständig. Die Orientierung nichtkugelförmiger Teilchen ist vom Dichteveerhältnis zwischen Teilchen und Fluid abhängig. Bei hohem Dichteveerhältnis (z.B. Stahl in Wasser) sind die Tanzbewegungen geringer als bei kleinem (z.B. Kunststoff in Wasser). Dies äußert sich in einem kleineren Widerstandsbeiwert bei hohem Dichteveerhältnis. Unterlagen zur Sedimentation nichtkugelförmiger Teilchen findet man in [10].

4.2.1.2 Bewegungsdifferentialgleichung

Wir werden in den folgenden Ausführungen einige vereinfachende Annahmen treffen. Übersichtshalber sind diese nachstehend zusammengestellt:

1. Die Teilchen sind starr und besitzen eine glatte Oberfläche.
2. Der Teilchendurchmesser ist so groß, daß molekulare Bewegungsvorgänge noch bedeutungslos sind. Dies ist für die Sedimentation im Schwerfeld für Teilchengrößen über etwa 0,01 mm der Fall. Hierzu sei bemerkt, daß Teilchen mit Größen unter $1 \cdot 10^{-7}$ bis $5 \cdot 10^{-7}$ m in Wasser infolge der Brownschen Bewegung dauernd in der Schweben bleiben.
3. Die Teilchen bewegen sich in einem Newtonschen Fluid (Kapitel „Rheologie“).
4. Zwischen dem Teilchen und dem Fluid tritt senkrecht zur Absetzrichtung keine Geschwindigkeitskomponente auf.

Für den instationären Absetzvorgang gelten die folgenden zusätzlichen Vereinfachungen:

5. Zu Beginn des Absetzvorgangs ist die Relativgeschwindigkeit zwischen Teilchen und Fluid Null.
6. Die an stationär umströmten Kugeln gewonnene Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl wird für den instationären Anlaufvorgang übernommen. Dies ist nach den Untersuchungen in [317] u. [318] durchaus zulässig.

Falls die Dichte des Teilchens ϱ_p größer ist als die Dichte des Fluids ϱ_F , sinkt es; andernfalls steigt es nach oben. Wir beziehen unsere folgenden Ausführungen auf den Absetzvorgang ($\varrho_p > \varrho_F$). Sie gelten (mit umgekehrten Vorzeichen) auch für $\varrho_p < \varrho_F$. Die Absetzbewegung eines Teilchens im Fluid wird durch die Schwerkraft F_g , die Auftriebskraft F_a , die Widerstandskraft F_w und die Trägheitskraft F_q bestimmt: Bild

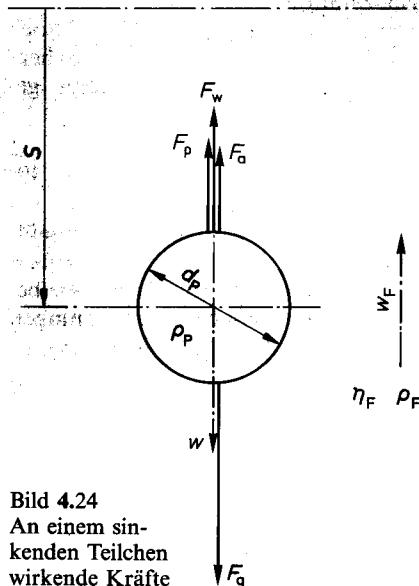


Bild 4.24
An einem sinkenden Teilchen wirkende Kräfte

benden Fluids zu beschleunigen. Diese als „scheinbare Masse“ bezeichnete Fluidmasse hängt von der Geometrie und der Orientierung der Teilchen ab und kann über die Energie der Potentialströmung berechnet werden. Bei kugelförmigen Teilchen entspricht das Volumen des mitbeschleunigten Fluids dem halben Teilchenvolumen, bei senkrecht zur Achse beschleunigten Zylindern (mit $L = d$) 75 % des Teilchenvolumens. Durch Einführen des Koeffizienten c_m für den Volumenanteil des mitbeschleunigten Fluids ergibt sich für die Trägheitskraft:

$$F_a = V_p (\rho_p + c_m \rho_F) (dw/dt) \quad (4.43)$$

Durch Einsetzen der Gl. (4.37), (4.41), (4.42) und (4.43) in die Gleichgewichtsbedingung

$$F_w + F_a + F_g - F_g = 0 \quad (4.44)$$

finden wir für kugelförmige Teilchen mit $A = (\pi/4) d_p^2$, $V_p = (\pi/6) d_p^3$ und $c_m = 0,5$ die folgende Bewegungsdifferentialgleichung:

$$\frac{dw}{dt} = \frac{g (\rho_p - \rho_F)}{\rho_p + \rho_F/2} - \frac{3 c_f \rho_F w^2}{4 d_p (\rho_p + \rho_F/2)} \quad (4.45)$$

Durch Einführen der Reynoldszahl aus der Gl. (4.38), der Archimedeszahl

$$Ar = \frac{g d_p^3 (\rho_p - \rho_F) \rho_F}{\eta_F^2} \quad (4.46)$$

und einer dimensionslosen Absetzzeit [313]

$$Ti = \frac{\eta_F t}{(\rho_p + \rho_F/2) d_p^2} \quad (4.47)$$

4.24. Diese Kräfte bestimmen wir für ein Teilchen, das sich im vorerst als ruhend gedachten Fluid ($w_F = 0$) mit der Sinkgeschwindigkeit w nach unten bewegt.

Die Schwerkraft ist das Produkt aus der Masse des Teilchens mit der Erdbeschleunigung

$$F_g = V_p \rho_p g \quad (4.41)$$

und die Auftriebskraft F_a das Produkt aus der Masse der verdrängten Flüssigkeit mit der Erdbeschleunigung:

$$F_a = V_p \rho_F g \quad (4.42)$$

Die Gleichung für die Widerstandskraft haben wir bereits formuliert: Gl. (4.37). Bleibt noch die Trägheitskraft. Sie ist das Produkt aus der beschleunigten Masse und der Beschleunigung. Neben der Teilchenmasse ist auch ein Teil des umge-

erhalten wir die folgende dimensionslose Bewegungsdifferentialgleichung für kugelförmige Teilchen:

$$\frac{d(Re_p)}{dT_i} = Ar - \frac{3 Re_p^2 c_t}{4} \quad (4.48)$$

4.2.1.3 Stationärer Absetzvorgang

Nach einer meist vernachlässigbar kurzen Beschleunigungsphase, auf die wir im nächsten Abschnitt noch eingehen werden, erreichen die mit der Relativgeschwindigkeit Null losgelassenen Teilchen eine konstante Sinkgeschwindigkeit. Die Teilchenbeschleunigung dw/dt wird dann Null. Nach den Beziehungen (4.37) und (4.47) wird dann auch die Ableitung der Reynoldszahl nach der dimensionslosen Zeit Null:

$$d(Re_p)/dT_i = 0 \quad (4.49)$$

Damit liefert die dimensionslose Bewegungsgleichung (4.48) mit dem Widerstandsbeiwert aus (4.39) für den Bereich der laminaren Umströmung ($Re_p \leq 0,2$, bzw. $Ar \leq 3,6$) die folgende Reynoldszahl für den stationären Absetzvorgang:

$$Re_{po} = Ar / 18 \quad (4.50)$$

Durch Einsetzen der Definitionsgleichungen für die Reynoldszahl (4.38) und für die Archimedeszahl (4.46) erhalten wir daraus die stationäre Absetzgeschwindigkeit bei laminarer Umströmung zu:

$$w_o = \frac{(\rho_p - \rho_F) g d_p^2}{18 \eta_F} \quad (4.51)$$

Wir sehen daraus, daß die stationäre Sinkgeschwindigkeit bei laminarer Umströmung dem Quadrat der Teilchengröße proportional und der dynamischen Viskosität des Fluids umgekehrt proportional ist.

Im Übergangsbereich ($0,2 < Re_p \leq 10^4$, bzw. $3,6 < Ar \leq 3 \cdot 10^7$) kann die Abhängigkeit des Widerstandsbeiwerts von der Reynoldszahl durch die Gl. (4.40) angenähert werden. Dafür liefert die Bewegungsgleichung (4.48) mit $d(Re_p)/dT_i = 0$ die folgende Reynoldszahl für den stationären Absetzvorgang:

$$Re_{po} = 18 \left[\sqrt{1 + \frac{\sqrt{Ar}}{9}} - 1 \right]^2 \quad (4.52)$$

Diese Beziehung vermag auch den Bereich laminarer Umströmung hinreichend widerzugeben. Eine genauere – aber in der Anwendung etwas umständlichere – Näherungsgleichung für den Übergangsbereich findet man in [313]. Mit der Definitionsgleichung (4.37) für die Reynoldszahl folgt die stationäre Absetzgeschwindigkeit mit Re_{po} aus (4.52) zu:

$$w_o = \frac{\eta_F}{\rho_F d_p} Re_{po} \quad (4.53)$$

Die für das Zurücklegen eines Absetzweges s benötigte Absetzzeit beträgt bei statischem Absetzen:

$$t_o = s/w_o \quad (4.54)$$

4.2.1.4 Instationärer Absetzvorgang

Wir benötigen noch ein Kriterium zur Beurteilung, ob die stationäre Behandlung eines Absetzvorgangs genügt, oder ob die Beschleunigungsphase in Ausnahmefällen doch zu berücksichtigen ist. Es ist einleuchtend, daß die Beschleunigungsphase bei kleiner Absetzgeschwindigkeit und großem Absetzweg keine Rolle spielen wird. Hingegen kann die stationäre Behandlung bei großen Endgeschwindigkeiten und kurzem Absetzweg fraglich werden. In [313] werden nach dem Einführen eines dimensionslosen Absetzwegs

$$Z_s = \frac{s \varrho_F}{(\varrho_p + \varrho_F/2) d_p} \quad (4.55)$$

analytische (laminare Umströmung) und numerische (Übergangsbereich) Lösungen zur Bestimmung der Absetzzeit bei Berücksichtigung der Beschleunigungsphase angegeben. Daraus sei das im Bild 4.25 wiedergegebene Diagramm herausgegriffen. Es ermöglicht die Abschätzung des ohne Berücksichtigung der Beschleunigungsphase zu erwartenden relativen Fehlers rF . Gegebenenfalls kann damit die nach dem vorangegangenen Abschnitt ermittelte stationäre Absetzzeit nach der Beziehung

$$t = t_0 / (1 - rF) \quad (4.56)$$

korrigiert werden. Programme für den stationären und den instationären Fall findet man im Paket MVT [93].

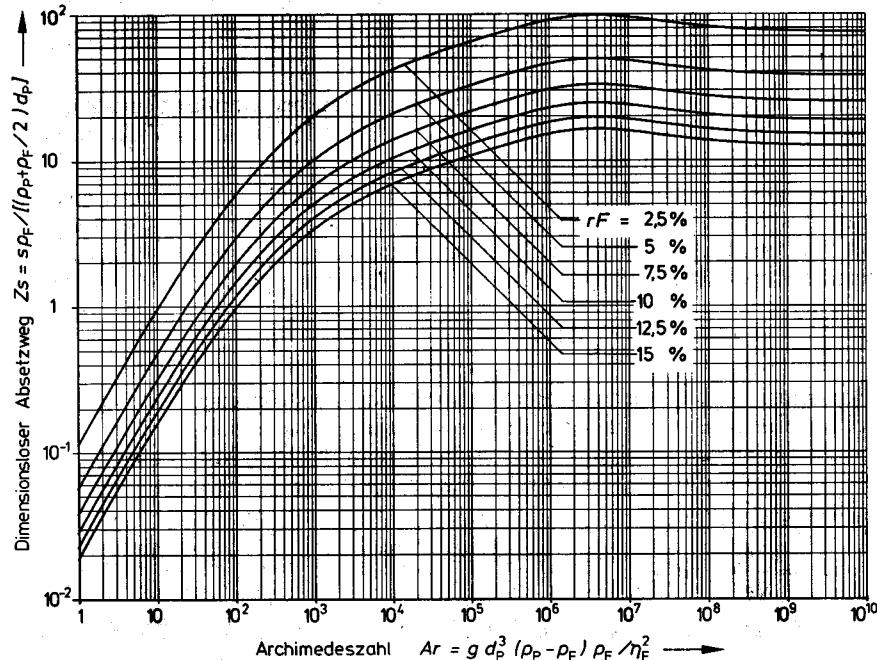


Bild 4.25 Relativer Fehler rF der mit vernachlässigter Beschleunigungsphase ermittelten Absetzzeit nach Zogg [313]

Beispiel 4.3 In einem Querstromklassierer sind kugelförmige Teilchen mit einem Durchmesser von 10 mm und einer Dichte von 3000 kg/m³ aus Wasser (Dichte 1000 kg/m³, dynamische Viskosität 0,001 kg/ms) abzuscheiden. Wie groß ist die Absetzzeit einzelner Teilchen bei einem Absetzweg von 0,5 m?

Stationäres Absetzen:

Archimedeszahl aus (4.46)

$$Ar = 1,962 \cdot 10^7,$$

Reynoldszahl aus (4.52)

$$Re_{po} = 8100,$$

Sinkgeschwindigkeit aus (4.53)

$$w_o = 0,810 \text{ m/s},$$

stationäre Absetzzeit aus (4.54)

$$t_o = 0,618 \text{ s};$$

Überprüfen der stationären Lösung:

dimensionsloser Absetzweg aus (4.55)

$$Zs = 14,29,$$

relativer Fehler aus Bild 4.25

$$rF = 16\% = 0,16;$$

Absetzzeit bei Berücksichtigung der Beschleunigung:

korrigierte Absetzzeit aus (4.56)

$$t = 0,735 \text{ s}.$$

4.2.2 Sedimentieren von Schwarmteilchen

In Apparaten für die technische Sedimentation sedimentieren i. allg. so viele Teilchen, daß sie sich gegenseitig behindern. Infolge dieser Behinderung sedimentieren die Teilchen in Teilchenschwämmen langsamer als Einzelteilchen. Maßgebend für die gegenseitige Behinderung ist der Teilchenvolumenanteil v , der sich aus der Massenbeladung an Teilchen X und den Dichten der beiden Phasen berechnen läßt:

$$v = \frac{X}{X + (\rho_p / \rho_F)} \quad (4.57)$$

Für die Korrektur der Absetzgeschwindigkeit von Schwarmteilchen gegenüber jener der Einzelteilchen wurden zahlreiche Beziehungen vorgeschlagen. Während manche nur den Teilchenvolumenanteil nach (4.57) als Einflußgröße enthalten, trägt die Gleichung von Zehner [319] dem von der Reynoldszahl abhängigen Strömungsprofil um die Teilchen über eine dimensionslose Grenzschichtdicke

$$Dg = \frac{1}{2 + \sqrt{Re_{po}/2}} \quad (4.58)$$

Rechnung. Mit den in [319] experimentell bestimmten Koeffizienten ergibt sich folgendes Verhältnis der Absetzgeschwindigkeit von Schwarmteilchen w_s zur Absetzgeschwindigkeit von Einzelteilchen w_o :

$$w_s / w_o = [1 - v^{(2/3)(1+Dg)}]^{1,75} [1 + (4/3)Dg]^2 \quad (4.59)$$

Die mit den Gln. (4.58) und (4.59) errechnete Abhängigkeit der Sinkgeschwindigkeit (beziehungswise der Reynoldszahl) kugelförmiger Schwarmteilchen ist im Bild 4.26 in dimensionsloser Form aufgetragen. Die Abhängigkeit der Reynoldszahl von der Archimedeszahl wurde dazu für Einzelteilchen ($v = 0$) mit der Gl. (4.52) berechnet. Wir können diesem Bild entnehmen, daß die Absetzgeschwindigkeit nur bis zu einem Feststoffvolumenanteil von höchstens 2 % jener einzelner Teilchen gleichgesetzt werden darf. Bei einem Feststoffvolumenanteil von 2 % ergeben sich dadurch bereits relative Fehler der Absetzgeschwindigkeit gegen 10 %.

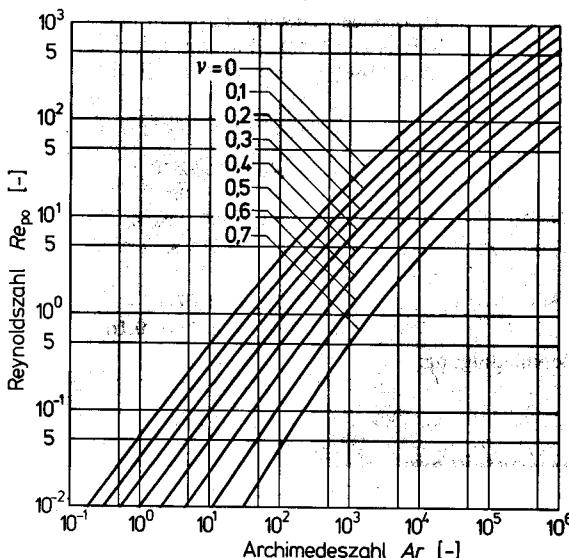


Bild 4.26

Abhängigkeit der Reynoldszahl (und damit der Sinkgeschwindigkeit) kugelförmiger Teilchen von der Archimedeszahl und dem Volumenanteil der Teilchen v

Unsere bisherigen Berechnungsunterlagen sind auf Teilchen gleicher Größe beschränkt. Versuche an Suspensionen mit zwei Teilchengrößen ergaben, daß sich die Absetzgeschwindigkeiten beider Fraktionen bis zu Feststoffvolumenanteilen von 40 % mit guter Näherung so berechnen lassen, als wäre nur eine einzige Teilchengröße vorhanden [320]. Die Verwendung der Korrektur (4.59) scheint deshalb zumindest bei kleinen Teilchengrößen auch beim Vorliegen einer Teilchengrößenverteilung gerechtfertigt. In vielen praktischen Fällen ist es ohnehin schwierig, hohe Teilchenbeladungen richtig zu erfassen, weil sie sich längs des Absetzweges ändern. Die gezeigte Behandlung der Sedimentation von Schwarmteilchen wie auch die hier aus Platzgründen nicht erörterte Cunningham-Korrektur für sehr feine Teilchen in Gasen [10, 40] sind im Paket MVT [93] programmiert.

Beispiel 4.4 In einer Suspension befinden sich kugelförmige Teilchen mit einer Dichte von 1370 kg/m³ und einem Durchmesser von 0,03 mm. Die Feststoffbeladung der Suspension beträgt 0,08. Die kontinuierliche Phase ist Wasser (Dichte 1000 kg/m³, dynamische Viskosität 0,001 kg/ms). Wie groß ist die Absetzgeschwindigkeit dieser Teilchen, und ab welchem Absetzweg darf die Sedimentation dieser Teilchen als stationär betrachtet werden?

Stationäre Absetzgeschwindigkeit:

Archimedeszahl aus (4.46)

$$Ar = 0,0980;$$

Sinkgeschwindigkeit Einzelkugel (4.51)

$$w_o = 1,82 \cdot 10^{-4} \text{ m/s},$$

Feststoffvolumenanteil aus (4.57)

$$v = 0,0552,$$

Reynoldszahl aus (4.50)

$$Re_{po} = 0,00544,$$

dim.lose Grenzschichtdicke (4.58)

$$Dg = 0,487,$$

Geschwindigkeitsverhältnis (4.59)

$$w_s/w_o = 0,758,$$

stationäre Sinkgeschwindigkeit

$$w_s = 1,37 \cdot 10^{-4} \text{ m/s};$$

Grenze für stationäre Berechnung:

Für einen relativen Fehler der Absetzzeit von 2,5 % liefert die Extrapolation des Bildes 4.25 einen dimensionslosen Absetzweg von ungefähr 0,0049. Durch Auflösen der Gl. (4.55) nach dem Absetzweg erhalten wir als untere Grenze für die stationäre Behandlung der Sedimentation einen Absetzweg von: $s_{min} = 2,75 \cdot 10^{-7} \text{ m}$. Für diese feinen Teilchen ist die Beschleunigungsphase somit in jedem denkbaren Absetzfall vernachlässigbar.

4.2.3 Flockung und Flotation

Feine Teilchen sedimentieren laminar. Ihre Sinkgeschwindigkeit ist deshalb gemäß der Gl. (4.51) dem Quadrat der Teilchengröße proportional. Wir haben im Beispiel 4.4 gesehen, daß feine Teilchen nur sehr langsam sedimentieren. Unterhalb einer Teilchengröße von etwa 0,01 mm wird die Sedimentation bereits durch molekulare Bewegungsvorgänge beeinflußt [91], Kap. 1). In Flüssigkeiten bleiben Teilchen bei Größen unter etwa 0,001 mm dauernd in der Schwebew. Die minimale Absetzgeschwindigkeit für einen wirtschaftlichen Einsatz von Sedimentationsapparaten liegt bei etwa 10^{-5} m/s. Die Sedimentation durch Schwerkraftwirkung ist deshalb auf Teilchengrößen über rund 0,01 mm begrenzt. Durch Flockung oder Flotation können trotzdem auch feinere Teilchen mittels Schwerkraftsedimentation aus Suspensionen abgeschieden werden.

Wir sind bereits bei der Filtration von Suspensionen mit feinen Feststoffteilchen auf die Flockung (flocculation, coagulation) gestoßen. Zur Flockung mischt man der Suspension vor der Sedimentation mit Rührern oder in turbulenten Rohrströmungen Flockungsmittel (flocculating agents) wie Eisenchlorid, Aluminiumsulfat oder synthetische Polyelektrolyte [320] bei. Diese führen zur Agglomeration mehrerer feiner Teilchen zu wesentlich größeren Flocken mit einer entsprechend höheren Sedimentationsgeschwindigkeit. Zahlreiche Feststoffteilchen (insbesondere frische Mahlprodukte) neigen zur Eigenflockung, bei der die Teilchen ohne die Zugabe von Flockungsmitteln zu größeren Verbänden agglomerieren. Die Eigenflockung kann durch langsam laufende Rührer gefördert werden (mechanische Flockung). Näheres zur Flockung in [26, 62, 72 u. 320 bis 322].

Bei der Flotation (flootation) werden die Feststoffteilchen durch aufsteigende Gasblasen aus Suspensionen transportiert. In der Bodenzone des Flotationsbeckens werden durch Einblasen von Gasen (meist Luft) aus porösen Böden oder Düsen feine Blasen erzeugt (pneumatische Flotation). Die Blasen können auch durch Druckerniedrigung (Entspannungsflotation) oder Erwärmung vorher mit Gasen gesättigter Suspensionen gebildet werden ([91], Kap. 7). Als weitere Möglichkeiten zur Erzeugung feiner Gasblasen gelangen die Begasung mit Rührern, die Zufuhr von Gas und Suspension in Mischdüsen und die Elektrolyse der kontinuierlichen Phase (elektrolytische Flotation) zur Anwendung. Die Teilchen der Suspension, welche durch die kontinuierliche Phase schlecht benetzt werden, neigen dazu, sich an der Oberfläche der aufsteigenden Gasblasen anzulagern. Sie sammeln sich schließlich in der sich über der Suspension bildenden Schaumschicht an und werden von dort durch Räumwerkzeuge entfernt. Die Teilchen der Suspension, welche von der kontinuierlichen Phase gut benetzt werden, haften nicht an den Gasblasen und bleiben in der Suspension zurück. Durch die Flotation können deshalb Stoffe selektiv aus einer Suspension entfernt werden. Die Flotation hat daher als Sortierverfahren besondere Bedeutung und wird beispielsweise zur Gewinnung mineralischer Rohstoffe aus Erzen und zur Kohleaufbereitung in großem Umfang eingesetzt. Erwähnenswert ist auch die Entfernung von Druckerschwärze aus Altpapier oder die Abtrennung von Proteinen aus wässrigen Lösungen [327]. Da auch Teilchen mit sehr geringer Dichtedifferenz zur kontinuierlichen Phase abgetrennt werden können, ist die Flotation in der Abwasserreinigung eine interessante Alternative zur konventionellen Flockungssedimentation [326]. Wenn die Feststoffe nicht genügend wasserabstoßend sind, müssen der Suspension Chemikalien beigemischt werden. Durch die Wahl und die richtige Dosierung entspre-

chender Flotationsmittel können die Benetzungseigenschaften der Feststoffe und damit die Selektivität der Flotation gezielt beeinflußt werden. Zusammenfassende Darstellungen zur Flotation findet man in [43, 53, 77 u. 323 bis 325].

4.2.4 Anwendungsbeispiele

Eine auch nur einigermaßen repräsentative Beschreibung der gebräuchlichsten Sedimentationsapparate ist im Rahmen dieser Einführung nicht möglich. Hierzu sei auf [30, 53, 62 u. 77] verwiesen. Wir beschränken uns auf einige Beispiele zur Trennung von Suspensionen sowie Klassierung und wollen an diesen das auch auf andere Sedimentationsapparate übertragbare Vorgehen zur Auslegung aufzeigen.

4.2.4.1 Absetzapparate zur Suspensionstrennung

In den Absetzapparaten zur Suspensionstrennung werden Suspensionen in einen feststoffarmen Ablauf und einen feststoffreichen Schlamm getrennt. Je nach dem Hauptzweck der Gewinnung eines möglichst feststoffarmen Ablaufs oder eines möglichst feststoffreichen Schlamms wird zwischen Klären (clarification) und Eindicken (thickening) unterschieden. Während sich das Klären mit den im vorangehenden erarbeiteten Grundlagen zur Sedimentation erfassen läßt, wird das Eindicken zusätzlich durch das Kompressionsverhalten der Sedimente bestimmt. Die Trennung in Absetzapparaten weist gegenüber dem Filtrieren oder dem Zentrifugieren den Vorteil eines geringen Energiebedarfs auf. Sie ist aber mit dem Nachteil eines wesentlich größeren Platzbedarfs behaftet. Wir werden noch zeigen, daß das Bauvolumen von Absetzapparaten umgekehrt proportional zur Sinkgeschwindigkeit ist. Das Absetzen kleiner Teilchen führt deshalb zu großen Apparaten. Dadurch wird der Anwendungsbereich von Absetzapparaten auf Absetzgeschwindigkeiten über 10^{-5} m/s eingeschränkt.

Die meisten Absetzapparate arbeiten kontinuierlich: der Schlammaustrag erfolgt mit mechanischen Austragsvorrichtungen und Pumpen, ohne daß deswegen der Betrieb der Apparate unterbrochen werden muß. Die üblichen Absetzapparate für Suspensionen weisen einen kreisförmigen oder einen rechteckigen Grundriß auf. Während die Rundbecken vorwiegend dem Eindicken von Suspensionen dienen, werden die Rechteckbecken vor allem zur Klärung eingesetzt.

Wir wollen die Wirkungsweise und die Berechnung der Absetzapparate am Beispiel eines Rechteckklärbeckens kennenlernen: Bild 4.27. Die Suspension gelangt durch einen Verteiler (es gibt verschiedene Verteilerarten; das Bild 4.27 zeigt die Verteilung mit einem Prallteller) ins Becken. Sie durchströmt das Becken im wesentlichen in horizontaler Richtung und verläßt es über ein Überlaufwehr. Gleichzeitig sinken die Feststoffteilchen mit $\varrho_p > \varrho_F$ nach unten. Der größte Teil des Feststoffs erreicht dabei die Nähe des Absetzbodens und bleibt in der sogenannten Kompressionszone liegen. In dieser bildet er eine zusammenhängende Ablagerung, den Schlamm. Dieser wird durch Räumwerkzeuge (im Bild 4.27 als Beispiel ein Kettenräumer) in die Vertiefung unter der Einlaufzone gefördert und von dort durch den Schlammablaß entnommen. Die Teilchen mit $\varrho_p < \varrho_F$ bewegen sich nach oben und bilden an der Suspensionsoberfläche eine Schwimmschlamschicht. Diese kann durch ein in der Eintauchtiefe verstellbares Wehr abgeschaltet werden.

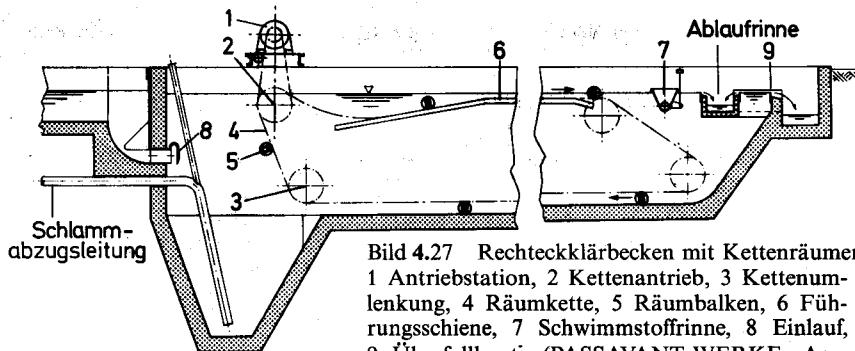


Bild 4.27 Rechteckklärbecken mit Kettenräumer
 1 Antriebstation, 2 Kettenantrieb, 3 Kettenumlenkung, 4 Räumkette, 5 Räumbalken, 6 Führungsschiene, 7 Schwimmstoffrinne, 8 Einlauf, 9 Überfallkante (PASSAVANT-WERKE, Aarbergen)

Für die Auslegung von Klärbecken benötigen wir die Absetzgeschwindigkeit. Diese können wir nach den Ausführungen der Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 berechnen oder bei unbekannter Form, Größe und Dichte der Teilchen (beispielsweise in häuslichem Abwasser) durch Absetzversuche in Bechergläsern messen. Zur Auslegung des Klärbeckens benötigen wir neben der Absetzgeschwindigkeit den Volumenstrom und die Stoffwerte der kontinuierlichen Phase (\dot{V}_F , ϱ_F , η_F). Weiter sind für das Verhältnis von Beckenbreite zu Beckentiefe

$$\kappa = b/s_0 \quad (4.60)$$

bei Betonbecken aus baulichen Gründen Werte von 2 bis 4 üblich. Wir gehen nun von einem Rechteckbecken der Breite b und den Abmessungen gemäß dem Bild 4.28 aus. Vor der eigentlichen Klärzone muß der Zulauf in der Einlaufzone verteilt und nach der Klärzone in die Auslaufzone zum Überlauf gelenkt werden. Dafür sind Längenzuschläge in der Größenordnung der Beckentiefe nötig (exaktere Bestimmung der Einlaufzonenlänge in [329]). Wir befassen uns im folgenden nur mit der Auslegung der eigentlichen Klärzone. Dazu treffen wir die folgenden vereinfachenden Annahmen:

1. Im Becken bildet sich in horizontaler Richtung eine Propfenströmung aus (Bild 4.28). Dies ist nur eine recht grobe Näherung. Das sich tatsächlich ausbildende

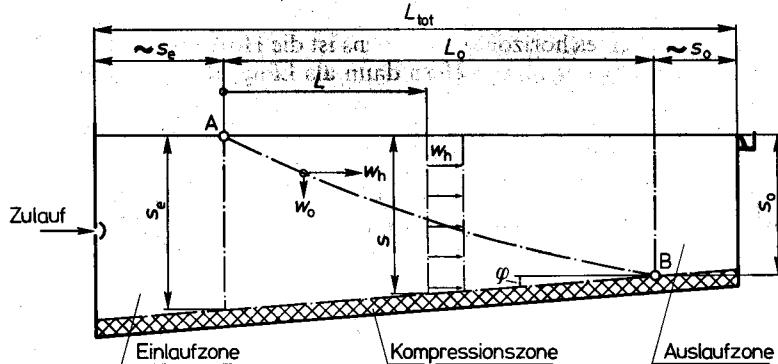


Bild 4.28 Zur Auslegung eines Rechteckklärbeckens

Strömungsprofil hängt von der Froudezahl gemäß der Gl. (3.23) ab und wird in [328] beschrieben.

2. Innerhalb der Klärzone werden vertikale Geschwindigkeitskomponenten der kontinuierlichen Phase vernachlässigt.
3. Für die Bestimmung der Horizontalgeschwindigkeit wird der Feststoffvolumenanteil der Suspension vernachlässigt.
4. Die Grenzfläche zwischen Klär- und Kompressionszone ist eben.

Die kleinsten noch sicher abzuscheidenden Teilchen (Grenzkorngröße) müssen von der ungünstigsten Anfangslage (Punkt *A* im Bild 4.28) noch vor der Auslaufzone zur Kompressionszone gelangen (Punkt *B* im Bild 4.28). Dafür benötigen die Teilchen die Absetzzeit:

$$t = s_0 / w_0 \quad (4.61)$$

Die Tiefe der Klärzone beträgt an einer beliebigen Stelle *L* (Bild 4.28):

$$s = s_0 + (L_0 - L) \tan \varphi \quad (4.62)$$

Damit können wir die Horizontalgeschwindigkeit w_h an einer beliebigen Stelle *L* des Beckens berechnen:

$$w_h = \frac{\dot{V}_F}{b [s_0 + (L_0 - L) \tan \varphi]} \quad (4.63)$$

Da sich die Horizontalgeschwindigkeit längs des Beckens infolge des geneigten Bodens ändert, bestimmen wir zunächst den Weg, den die Teilchen in horizontaler Richtung zurücklegen nur für die infinitesimale Zeit dt :

$$dL = w_h dt \quad (4.64)$$

Für die Gesamtlänge der Klärzone L_0 erhalten wir daraus durch Einsetzen der Horizontalgeschwindigkeit aus (4.63), Variablen trennung und Integration über die Absetzzeit t und Einsetzen der Absetzzeit aus (4.61) eine quadratische Gleichung für die Länge der Klärzone L_0 . Ihre Lösung lautet:

$$L_0 = \frac{-s_0 + \sqrt{s_0^2 + 2 \tan \varphi \dot{V}_F s_0 / (b w_0)}}{\tan \varphi} \quad (4.65)$$

Im Spezialfall eines horizontalen Bodens ist die Horizontalgeschwindigkeit konstant. Die gleichen Überlegungen liefern dann als Länge der Klärzone:

$$L_0 = \frac{\dot{V}_F}{b w_0} \quad (4.66)$$

Es mag zunächst überraschen, daß die Tiefe des Beckens in dieser Gleichung überhaupt nicht vorkommt. Ein nur wenige Millimeter tiefes Becken ergäbe danach die gleiche Klärzonenlänge wie ein metertiefes! Das läßt sich leicht erklären: Bei doppelter Tiefe wird die Absetzzeit zwar zweimal so groß wie die ursprüngliche; dafür reduziert sich aber die Horizontalgeschwindigkeit auf die Hälfte. Das nur wenige Millimeter tiefe Becken ergäbe bei einer bestimmten Breite eine viel größere Horizontalgeschwindigkeit als das metertiefe. Dies hätte beim Becken mit geringer Tiefe ein Wiederaufwirbeln des Schlammes und damit eine Vernichtung des Trennergebnisses

zur Folge. Wir müssen also noch eine Bedingung für die Horizontalströmung aufstellen, welche ein Wiederaufwirbeln des Feststoffs ausschließt. Es ist einleuchtend, daß die Kanalströmung im Becken dazu möglichst laminar sein sollte. Die Reynoldszahl der Kanalströmung mit dem hydraulischen Durchmesser des oben offenen Kanals [$d_h = 4(b s_o)/(b + 2 s_o)$] als charakteristische Länge

$$Re_K = \frac{4 \dot{V}_F \rho_F}{\eta_F (b + 2 s_o)} \quad (4.67)$$

sollte daher einen Wert von 2000 nicht übersteigen. Bei gewöhnlichen Absetzbecken ergäbe dies allerdings sehr große Abmessungen. Man findet deshalb oft Absetzbekken, die mit Reynoldszahlen der Kanalströmung bis zu 10000 betrieben werden. Bei den noch zu besprechenden Lamellenklärern läßt sich dagegen $Re_K \leq 1000$ durchaus einhalten. Durch Einsetzen des Querschnittsverhältnisses κ aus (4.60) liefert die Gl. (4.67) die folgende Beziehung für die Beckentiefe s_o :

$$s_o = \frac{4 \dot{V}_F \rho_F}{\eta_F (\kappa + 2) Re_K} \quad (4.68)$$

Mit der Beckenbreite aus der Gl. (4.60) können wir nun die Länge der Klärzonen des Beckens mit geneigtem Boden nach (4.65) und mit horizontalem Boden nach (4.66) berechnen.

Für den einfachen Fall des Beckens mit horizontalem Boden ergibt sich aus den Gln. (4.68), (4.60) und (4.66) die folgende Beziehung für das Klärzonenvolumen $V_o = L_o s_o b$:

$$V_o = \frac{4 \dot{V}_F^2 \rho_F}{\eta_F (\kappa + 2) Re_K w_o} \quad (4.69)$$

Man kann zeigen, daß diese Beziehung auch für das Becken mit geneigtem Boden gilt. Da die Sinkgeschwindigkeit nach der Gl. (4.51) dem Quadrat der Teilchengröße proportional ist, folgt aus der Gl. (4.69), daß das Klärzonenvolumen beim laminaren Absetzen dem Quadrat der Teilchengröße umgekehrt proportional sein muß. Weiter erkennen wir aus der Gl. (4.69), daß das Klärzonenvolumen dem Quadrat des Volumenstroms proportional ist. Dies bedeutet, daß man durch eine Parallelschaltung von zwei Klärbecken für die gleiche Absetzaufgabe nur noch ein halb so großes Gesamtvolumen benötigen würde. Schließlich können wir der Gl. (4.69) noch entnehmen, daß das Verhältnis von Beckenbreite zu Beckentiefe für das Erreichen eines kleinen Klärzonenvolumens möglichst groß sein sollte. Wir sollten demzufolge den zu trennenden Suspensionsstrom auf viele kleine Absetzbecken mit geringer Tiefe und großer Breite verteilen. Dies führt uns sozusagen zwangsläufig zu einer wesentlich besseren Lösung, dem Lamellenklärer.

Beim Lamellenklärer (lamella clarifier) nach Bild 4.29 sind die oben hergeleiteten Forderungen erfüllt: Der Suspensionsstrom wird auf mehrere breite Kammern aufgeteilt. Damit wird nun auch der Schlammanfall auf mehrere Böden verteilt, und er kann jetzt nicht mehr durch Räumwerkzeuge entfernt werden. Deshalb sind die einzelnen Absetzkammern so stark geneigt, daß der Schlamm abrutscht. Hieraus ergibt sich leider die Einschränkung, daß Lamellenklärer nur für nichtklebrige Schlämme eingesetzt werden können.

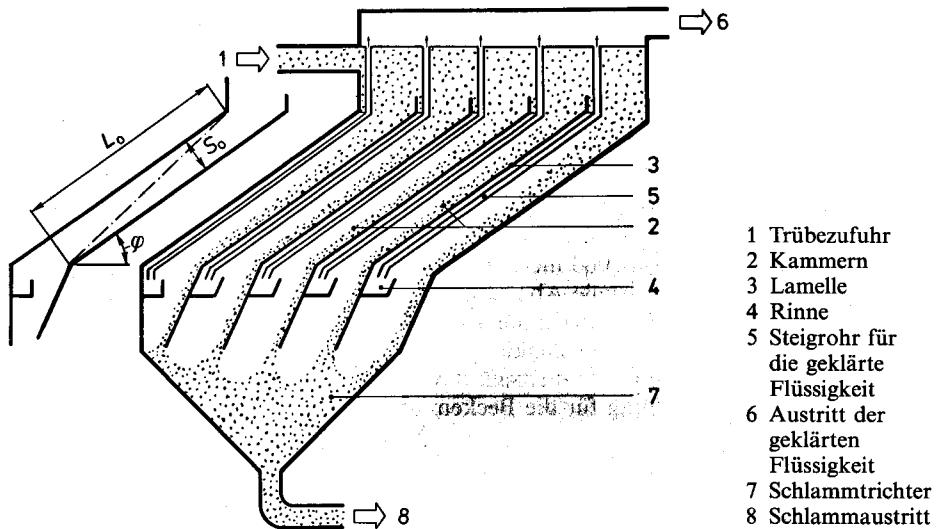


Bild 4.29 Lamellenklärer (PASSAVANT-WERKE, Aarbergen)

Die Dimensionierung eines Lamellenklärers erfolgt analog zu jener des Rechteckbekkens. Da nun keine freie Flüssigkeitsoberfläche mehr besteht, ergibt sich für n Kammern mit $d_h = 4 b s_o / (2 b + 2 s_o)$ die folgende Reynoldszahl für die Kanalströmung in einer Kammer:

$$Re_K = \frac{2 \dot{V}_F \rho_F}{n \eta_F (b + s_o)} \quad (4.67a)$$

Daraus folgt die Kamertiefe nach Einführen des Verhältnisses von Kammerbreite zu Kamertiefe aus (4.60) zu:

$$s_o = \frac{2 \dot{V}_F \rho_F}{n \eta_F (\kappa + 1) Re_K} \quad (4.68a)$$

Die Absetzzeit erhalten wir aus der Bedingung, daß die Grenzteilchen für eine sichere Abscheidung von der ungünstigsten Eintrittslage (Bild 4.29) zum Kammerboden gelangen müssen:

$$t = s_o / (w_o \cos \varphi) \quad (4.61a)$$

In Analogie zur Gl. (4.66) finden wir für die Länge der Kammern L_o :

$$L_o = \frac{\dot{V}_F}{n b w_o \cos \varphi} \quad (4.66a)$$

Anstelle der ebenen Platten, auf denen unsere bisherigen Überlegungen beruhten, können auch gewellte Platten und Rohre als Konstruktionselemente verwendet werden. Ihr hydraulischer Durchmesser ist dann in den gezeigten Berechnungsgleichungen entsprechend anzupassen. Näheres zur Konstruktion und zur Auslegung von Klärbecken und von Lamellenapparaten in [26, 30, 72, 77 u. 328 bis 332]. Auslegungsprogramme im Paket MVT [93].

- 1 Trübezufuhr
- 2 Kammern
- 3 Lamelle
- 4 Rinne
- 5 Steigrohr für die geklärte Flüssigkeit
- 6 Austritt der geklärten Flüssigkeit
- 7 Schlammtrichter
- 8 Schlammaustritt

Beispiel 4.5 Zur Klärung von $0,005 \text{ m}^3/\text{s}$ einer Suspension sind ein Klärbecken und ein Lamellenklärer auszulegen. Die kontinuierliche Phase ist Wasser mit einer Dichte von 1000 kg/m^3 und einer dynamischen Viskosität von $0,001 \text{ kg/ms}$. Teilchen mit einer Sinkgeschwindigkeit von $1,35 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ sind noch sicher abzuscheiden. Zur Gewährleistung eines einwandfreien Schlammaustrags ist der Neigungswinkel des Klärbeckenbodens auf 4° und der Neigungswinkel der Kammern des Lamellenklärs auf 45° festzulegen. Die Verdrängungswirkung der Schlammschichten kann vernachlässigt werden.

Auslegung des Lamellenklärs:

Annahme eines Seitenverhältnisses	κ	= 8,
Annahme einer Kammerzahl	n	= 5,
Annahme einer Reynolds Zahl (Kanalströmung)	Re_K	= 1000,
Kammertiefe s_o aus (4.68a)	s_o	= 0,222 m,
Kammerbreite b aus (4.60)	b	= 1,778 m,
Kammerlänge aus (4.66a)	L_o	= 5,89 m,
Volumen der Klärzone	$V_o = n \cdot b \cdot s_o \cdot L_o$	= 11,64 m^3 ,

Auslegung des Rechteckklärbeckens:

Annahme eines Seitenverhältnisses	κ	= 3,
Annahme derselben Kanalreynolds Zahl	Re_K	= 1000,
Klärzonentiefe am Austritt aus (4.68)	s_o	= 4,00 m
Klärzonenbreite aus (4.60)	b	= 12,0 m,
Klärzonenlänge aus (4.65)	L_o	= 3,01 m,
Klärzonenvolumen aus (4.69)	V_o	= 148,1 m^3 .

Während unsere Annahmen beim Lamellenklärer zu einem brauchbaren Ergebnis führten, ergaben sie für das Klärbecken keine sinnvollen Werte. Eine Überprüfung der Ausgangsgrößen zeigt uns, daß wir nur die nachstehenden drei Möglichkeiten haben, die Proportionen des Beckens in einen realisierbaren Bereich zu bringen:

1. Vergrößerung des Seitenverhältnisses κ auf 4. Dies führt auf die Abmessungen $s_o = 3,33 \text{ m}$, $b = 13,33 \text{ m}$ und $L_o = 2,70 \text{ m}$. Mit einem Klärzonenvolumen von $V_o = 123,5 \text{ m}^3$ erreichen wir damit keine wesentliche Verbesserung.
2. Aufteilung der zulaufenden Suspension auf mehrere Becken. Wie man leicht nachrechnen kann, wären dazu über fünf kleine Rechteckklärer nötig – eine sicher zu teure Lösung.
3. Schließlich bleibt uns nur noch ein Kompromiß mit der Reynolds Zahl. Wie schon erwähnt, werden Klärbecken oft mit Reynolds Zahlen der Kanalströmung über 2000 betrieben. Durch Erhöhen der Kanalreynolds Zahl auf 4000 erhalten wir die folgenden Abmessungen der Klärzone des Rechteckbeckens:

$$s_o = 1,00 \text{ m}, b = 3,00 \text{ m} \text{ und } L_o = 9,31 \text{ m}.$$

Wir können für dieses Beispiel somit festhalten, daß lediglich der Lamellenklärer einen Betrieb mit $Re_K = 1000$ erlaubt. Das Klärbecken wird nur bei einer Reynolds Zahl der Kanalströmung deutlich über 2000 realisierbar. Ob dann die Teilchen mit der kleinen Sinkgeschwindigkeit von $1,35 \cdot 10^{-4} \text{ m/s}$ noch ungehindert sedimentieren, ist allerdings fraglich. Weiter ist beachtenswert, daß der Lamellenapparat beim Betrieb mit $Re_K = 1000$ nur 7,86 % des Klärzonenvolumens des Beckens aufweist! Zur Auslegung von Eindickern sind in jedem Fall Absetzversuche in Bechergläsern nötig, da neben der Sedimentation des Feststoffs auch die Kompression der sich in Bodennähe (Kompressionszone) bereits berührenden Teilchen von Bedeutung ist. Die

Auswertung solcher Versuche und die darauf beruhende Bemessung von Eindickern wird in [48], [72], [330] u. [333] zusammenfassend dargestellt. Neben dem Rundeindicker mit kreisförmigem Zulauf, kegelförmigem Boden und radialem Flüssigkeitsausritt werden auch Lamellenapparate als Eindicker eingesetzt [26]. In Schwerkraftendickern lassen sich Schlämme auf einen Flüssigkeitsvolumenanteil von 75% bis 90% eindicken. Für eine weitergehende Entwässerung benötigt man Filter (Filterpressen, Membranfilterpressen u. Bandpreßfilter; Abschn. 4.1.1) und Zentrifugen. Für Flüssigkeitsvolumenanteile unter etwa 50 % ist man auf die in [91], Kap. 9 behandelte Trocknung angewiesen. Damit läßt sich der Flüssigkeitsvolumenanteil auf einige Prozent reduzieren. Dies ist dann allerdings mit einem erheblichen Energieaufwand verbunden.

4.2.4.2 Klassierapparate

Wir haben gesehen, daß Teilchen unterschiedlicher Größe oder Dichte verschiedene Absetzgeschwindigkeiten aufweisen. Bei den Klassierapparaten (Sortierapparate, classifier, sizer) nutzt man dies zur kontinuierlichen Trennung der Teilchen einer Schüttung nach der Korngröße. Für gröbere Teilchen mit Größen über etwa 0,2 mm genügt dazu das Absetzen durch Schwerkraft. Für die Klassierung von Feingut wird der Absetzvorgang meist durch die Fliehkraft verstärkt (kleineres Apparavolumen). Sie wird durch entsprechende Strömungsumlenkungen erzeugt. Falls die Klassierung in einem Gas als kontinuierliche Phase erfolgt, spricht man von Windsichten oder Sichten (classifying, sizing). Wenn die Klassierung in einer Flüssigkeit erfolgt, bezeichnet man sie als Stromklassierung (Naßklassierung, wet classifying). Das Windsichten dient i.allg. der Trennung feiner Teilchen, während mit den Stromklassierern gröbere Feststoffe klassiert werden. Das Klassieren durch Schwerkraft kann in Gegenstrom- und Querstromapparaten erfolgen. Bei den Gegenstromapparaten (Steigrohrsichter) strömt ein Gas- oder eine Flüssigkeit in vertikaler Richtung. Die Geschwindigkeit wird so gewählt, daß sie zwischen der Sinkgeschwindigkeit der zu trennenden Teilchen liegt. Das Grobgut sinkt dann nach unten, während das Feingut nach oben mitgetragen wird. In den Querstromapparaten werden die zu trennenden Teilchen durch einen horizontalen Fluidstrom je nach der Sinkgeschwindigkeit mehr oder weniger weit mitgetragen. Das Grobgut sinkt zuerst aus dem Fluidstrom, während sich das Feingut erst nach einer längeren Strecke absetzt. Es gibt eine große Vielfalt von Klassierapparaten, auf die wir im Rahmen dieser Einführung nicht eingehen können. Wir beschränken uns hier auf die Erörterung je eines nach dem Gegenstromprinzip arbeitenden Windsichters und Stromklassierers.

Das Bild 4.30 zeigt einen Steigsichter zur kontinuierlichen Trennung einer Schüttung im Korngrößenbereich um 1 mm in zwei Kornklassen. Dazu werden die Schüttgutteilchen durch ein zentrales Zulaufrohr und einen Verteilkegel in den kreisringförmigen Trennraum geleitet. Die Luftgeschwindigkeit im Ringraum wird so eingestellt, daß das Grobgut nach unten sinkt und das Feingut nach oben getragen wird. Der Ringraum ist demzufolge so zu dimensionieren, daß darin die Luftgeschwindigkeit zwischen den Sinkgeschwindigkeiten der Teilchen des Grobguts und des Feinguts liegt. Solche Apparate werden auch zur Abtrennung von Staub, Fein- oder Faserpartikeln aus Schüttungen eingesetzt. Sie werden deshalb auch als pneumatische Reiniger bezeichnet.

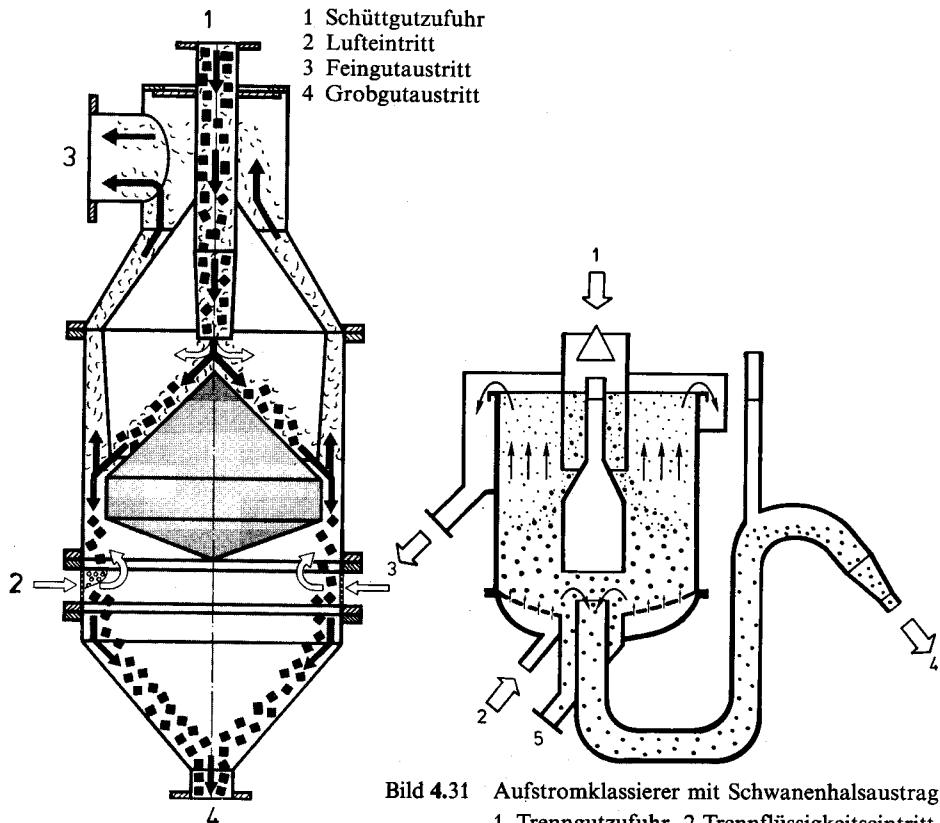


Bild 4.30
Steigsichter zur Klassierung und Feingutabscheidung (Pneumatischer Reiniger,
BÜHLER-MIAG, Braunschweig)

Bild 4.31 Aufstromklassierer mit Schwanenhalsaustrag
1 Trenngutzufuhr, 2 Trennflüssigkeitseintritt,
3 Feingutaustritt, 4 Grobgutaustritt,
5 Entleerung
(AMBERGER KAOLINWERKE,
Hirschau)

Im Bild 4.31 ist ein Aufstromklassierer für Grobgut dargestellt. Die zulaufende Suspension gelangt durch ein Tauchrohr in den Trennapparat. Von unten tritt durch einen Anströmboden zusätzliches Wasser ein. Dieses erzeugt mit den abgesunkenen Feststoffteilchen ein Fließbett (Kap. 5). Die Geschwindigkeit im Fließbett wird so hoch gewählt, daß sie über der Austragsgeschwindigkeit für die feinen Teilchen liegt. Das Feingut wird deshalb im Ringraum neben dem Tauchrohr nach oben ausgetragen. Das Grobgut tritt durch den in der Überlaufhöhe verstellbaren Schwanenhals. Dadurch läßt sich die Trennzeile im Apparat festlegen. Gegenüber gewöhnlichen Aufstromklassierern zeichnet sich der beschriebene Apparat durch eine wesentlich höhere Trennschärfe aus.

Durch Sedimentation ist auch ein Sortieren von Teilchen nach unterschiedlichen Dichten möglich. Übersichten zu den zahlreichen Bauarten von Windsichtern und Stromklassierern findet man in [31, 77, 334 u. 335].

4.3 Zentrifugieren

Wir haben gesehen, daß bei der Sedimentation feiner Teilchen besonders im Falle eines geringen Dichteunterschieds zwischen Teilchen und Fluid sehr große Absetzzeiten auftreten. Bei Suspensionen könnte in solchen Fällen neben der Flockung und der Flotation auch durch Erwärmung eine gewisse Erhöhung der Absinkgeschwindigkeit erreicht werden. Dies wäre aber mit einem hohen Energieaufwand verbunden und würde infolge der dadurch verstärkten thermischen Bewegung der Flüssigkeitsmoleküle bei sehr feinen Teilchen nicht zum Ziel führen. Beim Zentrifugieren wird die Schwerkraft als treibende Kraft durch die Fliehkraft ersetzt. Da in Zentrifugen Zentrifugalbeschleunigungen bis über 10000 g erreicht werden, können auch Trennaufgaben bewältigt werden, die mit der Schwerkraftsedimentation nicht oder nur mit unverhältnismäßig großen Apparatevolumina durchführbar wären.

Die kontinuierliche Filtration ist ohne sehr großen konstruktiven Aufwand (z.B. Drucktrommelfilter) nur als Vakuumfiltration möglich. Der maximale Druckverlust in Kuchen und Filtermittel ist dann auf Werte unter etwa 0,85 bar begrenzt. In diskontinuierlich arbeitenden Druckfiltern sind zwar wesentlich höhere Differenzdrücke möglich – der Aufwand zur Kuchenentfernung ist aber oft erheblich. Hier sind die Zentrifugen überlegen, da die Kuchenentnahme bei den Zentrifugen aus offenen Trommeln erfolgen kann (Druckaufbau in der Zentrifugentrommel statt in einer Pumpe).

Das Zentrifugieren ist ein mechanisches Trennverfahren zur Trennung von Suspensionen und von Emulsionen mit Hilfe der Fliehkraft. Durch Zentrifugieren könnten auch Rauch und Nebel getrennt werden. Dazu genügen aber i.allg. die viel einfacher aufgebauten Zyklone, auf die wir im Abschn. 4.4 eingehen werden.

Man unterscheidet zwei grundsätzlich verschiedene Zentrifugenarten. Bei den Filterzentrifugen (filtering centrifuges) wird die auf die kontinuierliche Phase wirkende Fliehkraft und bei den Sedimentierzentrifugen (sedimentation centrifuges) die auf die disperse Phase wirkende Fliehkraft genutzt. Die Filterzentrifugen weisen durchlässige Trommeln auf. Die Sedimentierzentrifugen besitzen Vollmanteltrommeln: Bild 4.32. Unter der Fliehkraftwirkung wird das zulaufende Gemisch an den Trommelmantel geschleudert und bildet dort einen rotierenden Suspensionsring.

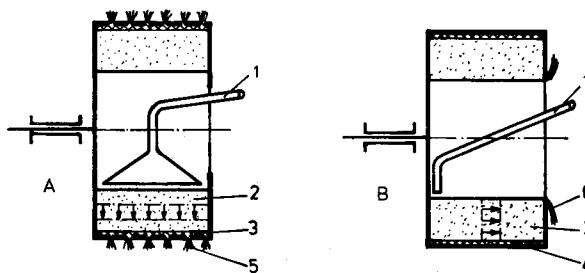


Bild 4.32 Prinzip von Filter- und Sedimentierzentrifugen. A Filterzentrifuge mit gelochter Trommel (1 Suspensionszufuhr mit Verteilung über ganze Trommelbreite, 2 Suspensionsring, radial strömend, 3 Kuchen, 5 radialer Filtrataustritt). B Sedimentierzentrifuge mit Vollmanteltrommel (1 Suspensionszufuhr, 2 Suspensionsring, 4 Schlamm, 6 Austritt der geklärten Flüssigkeit über Überlauf)

Dieser strömt in der Filterzentrifuge in radialer und in der Sedimentierzentrifuge in axialer Richtung ab. Die Filterzentrifuge kann als rotierendes Kuchenfilter aufgefaßt werden. Der Feststoff wird in der Trommel als Kuchen abgeschieden, während das Filtrat durch das Filtermittel und die Öffnungen des Trommelmantels strömt. Die Sedimentierzentrifuge ist ein rotierendes Klär- oder Absetzbecken, in der sich eine Suspensions- oder Emulsionsringströmung in axialer Richtung ausbildet. Die disperse Phase wird im Zentrifugalfeld an die Trommelwand geschleudert ($\varrho_p > \varrho_F$). Die kontinuierliche Phase strömt über einen Überlauf.

Im Gegensatz zur Sedimentierzentrifuge lässt die Filterzentrifuge neben der Feststoff-abtrennung auch ein Auswaschen und sehr weitgehendes Entfeuchten des Kuchens zu. Stark kompressible Feststoffe können dagegen nur in Sedimentierzentrifugen abgeschieden werden, da sie in Filterzentrifugen schwer durchlässige Kuchen bilden. Mit den Filterzentrifugen lassen sich nur Feststoffe aus Suspensionen abscheiden, während mit den Sedimentierzentrifugen auch Emulsionen getrennt werden können. In der Tab. 4.5 sind die wichtigsten Zentrifugentypen mit einigen Anhaltswerten zusammengestellt. Wir werden sie in den folgenden Abschnitten noch im einzelnen kennenlernen.

Tabelle 4.5 Anhaltswerte zu den wichtigsten Zentrifugen
(d: diskontinuierlich, k: kontinuierlich)

Zentrifugentyp	Betriebsweise	Rotor-durch-messer [m]	Beschleunigungsziffer $r\omega^2/g [-]$	Teilchen-größen-bereich [mm]	Feststoff-volumen-anteil [%]
Filterzentrifugen					
Schälzentrifuge	d	0,3 ... 2,0	3500 ...	400 0,002 ... 0,5	5 ... 50
Pendelzentrifuge	d	0,3 ... 2,0	3000 ...	300 0,001 ... 0,01	5 ... 50
Schubzentrifuge	k	0,2 ... 1,5	1500 ...	250 0,01 ... 5	20 ... 80
Schneckenzentrifuge	k	0,2 ... 1,0	3000 ...	300 0,02 ... 5	20 ... 60
Sedimentierzentrifugen					
Rohrzentrifuge	d	0,03 ... 0,12	40000 ... 10000	0,0001 ... 0,2	0 ... 1
Tellerzentrifuge	d	0,15 ... 0,8	10000 ... 4000	0,0005 ... 0,5	0 ... 3
selbstentleerende					
Tellerzentrifuge	(k)	0,15 ... 0,8	10000 ... 4000	0,0005 ... 0,5	2 ... 10
Düsenterzentrifuge	k	0,15 ... 0,8	10000 ... 4000	0,0005 ... 0,5	8 ... 25
Dekanter	k	0,15 ... 1,5	10000 ... 300	0,004 ... 10	2 ... 60

4.3.1 Filterzentrifugen

Die Trennung von Suspensionen in Filterzentrifugen erfolgt nach den bereits bei der Kuchenfiltration besprochenen Betriebszyklen. Diese laufen in diskontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen nacheinander und in kontinuierlich arbeitenden gleichzeitig ab:

Zunächst wird der Kuchen aufgebaut und das Filtrat gewonnen. Der für diese Filtration notwendige Überdruck wird nun im Gegensatz zur Kuchenfiltration nicht durch eine Pumpe oder die Schwerkraft, sondern durch die Wirkung des Zentrifugalfelds erzeugt. Nach dieser ersten Periode wird die Suspensionszufuhr unterbrochen.

Nun wird die kontinuierliche Phase bis auf einen kleinen Rest in den Poren des Feststoffs und zwischen den Teilchen des Kuchens abgeschleudert. Durch die Aufgabe von Waschflüssigkeit anstelle der Trübe kann der Kuchen anschließend gewaschen werden. In einer weiteren Periode wird die Waschflüssigkeit abgeschleudert und der Kuchen damit erneuert und sehr wirksam entfeuchtet. Dabei wird der Kuchen wie bei einer Preßfiltration verdichtet. Nach dem Abschleudern der flüssigen Phase dringt Luft oder (aus Gründen des Explosionsschutzes bzw. der Produktverträglichkeit) ein Inertgas wie Stickstoff durch den Kuchen. Man nennt dies „mechanische Trocknung“. Durch dieses intensive mechanische Entwässern lässt sich der Energiebedarf zur späteren Trocknung des Feststoffs ([91], Kap. 9) erheblich reduzieren. Schließlich wird der Kuchen bei rotierender Trommel durch ein Schälmesser ausgeschält. Im Rahmen dieser Einführung müssen wir uns auf die eigentliche Feststoffabtrennung, also die erste Periode mit dem Kuchenaufbau beschränken. Für die übrigen Betriebsperioden sei auf [72] verwiesen.

4.3.1.1 Flüssigkeitsvolumenstrom beim Kuchenaufbau

Zur Vereinfachung der Berechnung des Trennvorgangs in Filterzentrifugen gehen wir von den folgenden Annahmen aus:

1. Die Strömung im Kuchen und im Filtermittel ist laminar ($Re \leq 10$).
2. Die Porosität des Kuchens ist über seine ganze Dicke konstant. Wir setzen also einen inkompressiblen Kuchen voraus und sehen von irgendwelchen Verstopfungs- und Quellungserscheinungen ab.
3. Der Einfluß der radialen Geschwindigkeitsänderung der kontinuierlichen Phase (von der Aufgabe auf den Suspensionsring bis zum Austritt aus dem Filtermittel) auf die wirksame Druckdifferenz ist bedeutungslos.
4. Die Winkelgeschwindigkeit des rotierenden Suspensionsrings ist über seine ganze Dicke konstant. (In Wirklichkeit muß die zulaufende Suspension zunächst auf die volle Umfangsgeschwindigkeit beschleunigt werden. Da dies in einer dünnen, an die freie Oberfläche des Suspensionsrings grenzenden Schicht geschieht, wird dadurch kein unhaltbarer Fehler in die Rechnung getragen.)

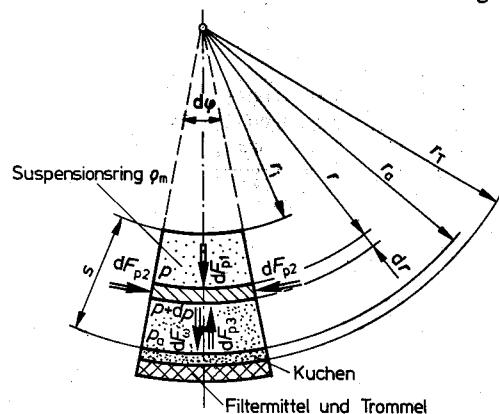


Bild 4.33 Zur Berechnung des Trennvorgangs in Filterzentrifugen

Zunächst wollen wir uns anhand des Bildes 4.33 überlegen, welche Druckdifferenz durch den rotierenden Suspensionsring und das Filtrat im Kuchen aufgebaut wird. Auf das infini-

tesimale Volumenelement $r \, d\varphi \, dr \, b$ wirken die Druckkräfte dF_{p1} , dF_{p2} , dF_{p3} und die Fliehkraft dF_ω . (Neben diesen Kräften wirkt auch die Corioliskraft auf das Volumenelement. Sie ist aber in diesem Zusammenhang nicht von Bedeutung.):

$$\begin{aligned} dF_{p1} &= r \, d\varphi \, b \, p \\ dF_{p2} &= dr \, b \, (p + dp/2) \\ dF_{p3} &= (r + dr) \, d\varphi \, b \, (p + dp) \\ dF_\omega &= (r + dr/2) \, d\varphi \, dr \, b \, \rho_m \, (r + dr/2) \, \omega^2 \end{aligned} \quad (4.70)$$

In der letzten Gleichung ist ρ_m die mittlere Dichte des Suspensionsrings:

$$\rho_m = \frac{(1+X) \rho_s \rho_F}{\rho_s + X \rho_F} \quad (4.71)$$

Die Bedingung für das Kräftegleichgewicht am Volumenelement lautet:

$$dF_{p1} + 2 \, dF_{p2} \, (d\varphi/2) + dF_\omega - dF_{p3} = 0 \quad (4.72)$$

Durch Einsetzen der Kräfte aus den Gln. (4.70) in (4.72) und Vernachlässigen der Produkte infinitesimaler Größen ($dr \, dp = 0$ und $dr^2 = 0$) finden wir die folgende Beziehung für die durch einen infinitesimalen Flüssigkeitsring der Dicke dr bewirkte Druckerhöhung:

$$dp = \rho_m \, r \, \omega^2 \, dr \quad (4.73)$$

Der durch den ganzen rotierenden Suspensionsring verursachte Überdruck beträgt somit (Summation der Druckerhöhungen aller infinitesimalen Schichten):

$$p_{SR} = \rho_m \, \omega^2 \int_{r_i}^{r_a} r \, dr = \frac{\rho_m \omega^2}{2} (r_a^2 - r_i^2) \quad (4.74)$$

In gleicher Weise kann auch der durch das Filtrat im Kuchen aufgebaute Überdruck berechnet werden. Dabei ist lediglich zu beachten, daß für die Dichte der Wert des Filtrats eingesetzt wird. Damit erhalten wir den gesamten in der Zentrifuge durch die Fliehkraft aufgebauten Überdruck zu:

$$\Delta p = (\omega^2/2) [\rho_m (r_a^2 - r_i^2) + \rho_F (r_T^2 - r_a^2)] \quad (4.75)$$

Die für die Filtration wirksame Druckdifferenz ist demzufolge der Dichte im Suspensionsring und der Differenz des Quadrats der Umfangsgeschwindigkeiten an den Stellen $r = r_a$ und $r = r_i$ näherungsweise (exakt für $\rho_m = \rho_F$) proportional.

Nun wollen wir uns dem Druckverlust im Kuchen zuwenden. Wie schon bei der Filtration setzen wir auch für die Filterzentrifuge eine laminare Strömung durch den Filterkuchen voraus. Da der Kuchen die Geometrie eines dickwandigen Zylinders aufweist, ist die Strömungsgeschwindigkeit der Flüssigkeit durch den Kuchen aus Kontinuitätsgründen nicht mehr konstant. Wie aus der der Beziehung (4.7) entsprechenden Kontinuitätsgleichung

$$w_F = \dot{V}_F / (2 \pi r b) \quad (4.76)$$

hervorgeht, nimmt die Filtratgeschwindigkeit gegen den Trommelmantel hin ab. Wir können deshalb die Beziehung (4.8) für den Druckverlust nur noch für einen sehr dünnen Kuchenring übernehmen. Sie lautet dann mit w_F aus (4.76) und α_w aus (4.9):

$$d(\Delta p_K) = \frac{\alpha_w \eta_F \dot{V}_F}{2 \pi b} \frac{dr}{r} \quad (4.77)$$

Durch Integration über die ganze Kuchendicke von r_a bis r_T erhalten wir daraus den Druckverlust im Kuchen. Dazu kommt der Druckverlust im Filtermittel, den wir aus der Gl. (4.10) übernehmen können. Der Gesamtdruckverlust von Kuchen und Filtermittel beträgt daher:

$$\Delta p = \frac{\eta_F \dot{V}_F}{2 \pi b} [\alpha_w \ln(r_T/r_a) + f_M/r_T] \quad (4.78)$$

Der durch die Fliehkraftwirkung aufgebaute Überdruck nach der Gl. (4.75) muß dem Gesamtdruckverlust aus der Gl. (4.78) entsprechen. Daraus erhalten wir den sich in der Zentrifuge einstellenden Filtratvolumenstrom zu:

$$\dot{V}_F = \frac{\pi b \omega^2 [\rho_m (r_a^2 - r_i^2) + \rho_F (r_T^2 - r_a^2)]}{\eta_F [\alpha_w \ln(r_T/r_a) + f_M/r_T]} \quad (4.79)$$

Diese Gleichung tritt nun anstelle der Gl. (4.11) bei Kuchenfiltration. Sie zeigt, daß der Durchsatz durch eine Filterzentrifuge mit Erhöhen der Umfangsgeschwindigkeit, mit laufendem Austragen des Kuchens (für r_T gegen r_a geht $\ln(r_T/r_a)$ gegen Null) und in Sonderfällen (i.allg. viel zu hoher Energiebedarf!) mit einer Reduktion der dynamischen Viskosität durch Erwärmung vergrößert werden kann.

4.3.1.2 Zeitlicher Verlauf des Zentrifugierens

Wie bei der Filtration ist auch ein Filterzentrifugenbetrieb mit konstantem Volumenstrom möglich. Dies ergibt aber zu Beginn nur einen dünnen Suspensionsring, da der Druckverlust noch gering ist. Erst gegen das Ende der Filtration wird die Maschine ganz gefüllt und damit voll genutzt. Deshalb wird bei diskontinuierlichen Filterzentrifugen der Betrieb mit konstantem Suspensionsring innenradius r_i angestrebt. Über eine Messung von r_i (auf Suspensionsring gleitender Schwimmer, berührungslose Distanzmessung) wird der Zentrifuge bei laufendem Rotor immer wieder Trübe nachgeführt, sobald r_i einen gewissen Wert überschreitet. Wir gehen für die folgenden Überlegungen von einem konstanten Innenradius des Suspensionsrings r_i aus. Der Fall „Volumenstrom = konstant“ ist wesentlich einfacher und kann vom Leser selbst gelöst werden.

Ohne Sedimentation im Suspensionsring Solange sich der Feststoff nur auf der Kuchenoberfläche ablagert, können wir die zeitliche Änderung der Kuchendicke mit der Gl. (4.17) berechnen. Im Gegensatz zur Filtration mit ebenem Filtermittel nimmt nun aber die Kuchenoberfläche $A = 2 \pi r_a b$ während dem Zentrifugieren laufend ab. Wir können die Gl. (4.17) deshalb nur noch für einen sehr kurzen Zeitabschnitt übernehmen. Sie lautet auf unseren Fall umgeschrieben:

$$-dr_a = \frac{\dot{V}_F \rho_F (X_e - X_a) dt}{\rho_s 2 \pi r_a b (1 - \varepsilon)} \quad (4.80)$$

Durch Einsetzen des Filtratvolumenstroms aus der Gl. (4.79) und Trennung der Variablen können wir daraus die für das Erreichen einer bestimmten Kuchendicke beziehungsweise eines bestimmten Radius r_a (Bild 4.33) nötige Zentrifugierzeit bestimmen:

$$t = \frac{2 \eta_F \varrho_s (1 - \varepsilon)}{\omega^2 \varrho_F (X_e - X_a)} \int_{r_{\omega a}}^{r_a} \frac{[\alpha_w \ln(r_T/r_a) + f_M/r_T] r_a dr_a}{[\varrho_m (r_a^2 - r_i^2) + \varrho_F (r_T^2 - r_a^2)]} \quad (4.81)$$

Durch Einführen von dimensionslosen Radien mit dem Anfangskuchenradius als Bezugsgröße

$$r^* = r_a/r_{\omega a}, \quad r_i^* = r_i/r_{\omega a}, \quad r_T^* = r_T/r_{\omega a}, \quad r_{\omega}^* = r_{\omega a}/r_{\omega a} \quad (4.82)$$

eines dimensionslosen Filtermittelwiderstands

$$Fm = f_M/(r_T \alpha_w) \quad (4.83)$$

und einer dimensionslosen Dichtedifferenz

$$Ro = \frac{\varrho_m - \varrho_F}{\varrho_F r_T^{*2} - \varrho_m r_i^{*2}} \quad (4.84)$$

kann die Gl. (4.81) auf die folgende Form gebracht werden:

$$t = \frac{2 \varrho_s (1 - \varepsilon) \eta_F \alpha_w}{\omega^2 \varrho_F (X_e - X_a) (\varrho_F r_T^{*2} - \varrho_m r_i^{*2})} Ti \quad (4.85)$$

Der Integralausdruck der Gl. (4.81) wird damit vereinfacht und auf eine dimensionslose Form gebracht:

$$Ti = \int_{r_{\omega a}^*}^1 \frac{[\ln(r_T^*/r^*) + Fm] r^* dr^*}{Ro r^{*2} + 1} \quad (4.86)$$

Diese dimensionslose Zentrifugierzeit kann für vernachlässigbare Dichtedifferenzen zwischen Suspension und Filtrat beziehungsweise $Ro = 0$ analytisch bestimmt werden:

$$Ti = 0,5[r_{\omega}^{*2} [\ln(r_{\omega}^*/r_T^*) - Fm - 0,5] + \ln(r_T^*) + Fm + 0,5] \quad (4.87)$$

Für den allgemeinen Fall kann die Gl. (4.86) auf jedem programmierbaren Taschenrechner leicht numerisch integriert werden. Der Einfluß von Ro ist i.allg. allerdings recht gering, wie aus dem Bild 4.34 hervorgeht.

Das Filtratvolumen ist dem Volumen des abgeschiedenen Kuchens proportional und kann deshalb in Analogie zur Gl. (4.26) aus der folgenden Beziehung berechnet werden:

$$V_F = \frac{(1 - \varepsilon) \pi (r_{\omega a}^2 - r_{\omega m}^2) b \varrho_s}{(X_e - X_a) \varrho_F} \quad (4.88)$$

Nach dem Zentrifugieren bei konstantem Innenradius des Suspensionsrings muß der Suspensionsring bei unterbrochener Suspensionszufuhr ebenfalls noch abzentrifugiert werden. Das dabei entstehende zusätzliche Filtratvolumen V_{FSR} entspricht dem Gesamtvolumen des Suspensionsrings abzüglich dem darin enthalte-

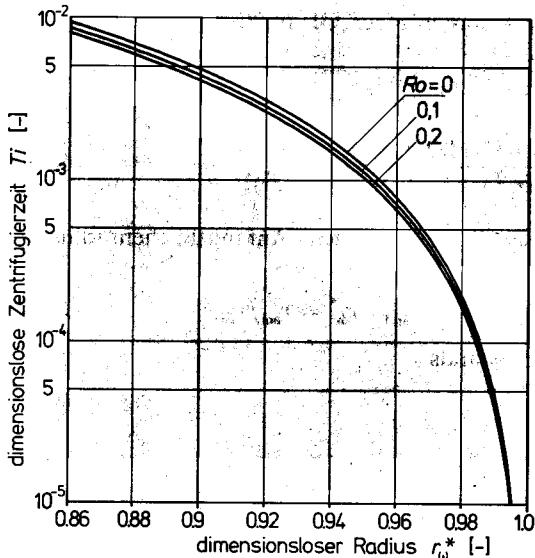


Bild 4.34

Abhängigkeit der dimensionslosen Filtrierzeit von der dimensionslosen Dichtedifferenz (aus (4.86)) für $Fm = 0$ und $r_T^* = 1$

nen Feststoffvolumen. Mit dem Feststoffvolumenanteil v aus der Gl. (4.57) finden wir:

$$V_{FSR} = (1 - v) b \pi (r_{a\omega}^2 - r_i^2) \quad (4.89)$$

Durch das Abzentrifugieren des Suspensionsrings wird das darin enthaltene Feststoffvolumen ebenfalls auf dem Filterkuchen abgelagert. Dadurch nimmt der Innenradius des Kuchens auf den Endwert r_{aSR} ab:

$$r_{aSR} = \sqrt{r_{a\omega}^2 - [v/(1-\varepsilon)](r_{a\omega}^2 - r_i^2)} \quad (4.90)$$

Mit Sedimentation im Suspensionsring Wir haben bisher vernachlässigt, daß die Teilchen im Suspensionsring sedimentieren können. Durch die Sedimentation im Suspensionsring gelangen die Teilchen rascher an die Kuchenoberfläche. Dies ergibt zu Beginn des Zentrifugierens ein rascheres Kuchenwachstum. Das Filtrat muß daher eine dicke Kuchenschicht durchströmen, was zu einem geringeren Durchsatz führt. Wir müssen uns hier auf den Grenzfall der spontanen Sedimentation beschränken. Für diesen Grenzfall gehen wir von einer unendlich hohen Sinkgeschwindigkeit aus. Er ist näherungsweise erfüllt, wenn die Absetzgeschwindigkeit der Teilchen die Radialgeschwindigkeit des Suspensionsrings wesentlich übersteigt. Dies trifft bei größeren Teilchen und hohen Dichtedifferenzen zwischen den beiden Phasen der Suspension zu.

Bei unendlicher Sinkgeschwindigkeit entsteht nach dem Füllen der Zentrifuge aus dem Feststoffvolumenanteil im Suspensionsring sofort eine Anfangskuchenschicht. Der Innenradius dieser durch spontane Sedimentation entstandenen Kuchenschicht beträgt in Analogie zur Gl. (4.90):

$$r_{\text{ass}} = \sqrt{r_{\text{ax}}^2 - [v/(1-\epsilon)](r_{\text{ax}}^2 - r_i^2)} \quad (4.91)$$

Aus Kontinuitätsgründen muß nun die Beladung im Suspensionsring für den weiteren Verlauf des Zentrifugierens Null sein. Die Dichte des Suspensionsrings ist somit in diesem Grenzfall mit jener der Flüssigkeit identisch ($v = 0$). Die Ermittlung des zeitlichen Verlaufs des Zentrifugierens erfolgt analog zum Fall ohne Sedimentation, wenn anstelle von r_a der Radius r_{ass} in die betreffenden Gleichungen eingesetzt wird. Da die dimensionslose Dichtedifferenz nach (4.84) nun Null wird, gilt die analytische Lösung für die dimensionslose Zentrifugierzeit (4.87) exakt.

Nach der Filtration mit konstantem r_i ist der feststofffreie Flüssigkeitsring abzuzentrifugieren. Dabei bleibt die Kuchendicke unverändert ($r_{\text{assR}} = r_{\text{ao}}$), während sich das zusätzliche Filtratvolumen mit $v = 0$ ebenfalls aus der Gl. (4.89) berechnen lässt.

Beispiel 4.6 Die Trennaufgabe des Beispiels 4.1 ($\rho_s = 1510 \text{ kg/m}^3$, $\rho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$, $\eta_F = 0,001 \text{ kg/ms}$, $X_a = 0$, $f_M = 6 \cdot 10^9 \text{ 1/m}$, Kuchenparameter $\alpha_w = 2,00 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2$, $\epsilon = 0,85$) ist mit einer absatzweise arbeitenden Filterzentrifuge durchzuführen. Die Trübebeladung beträgt im Gegensatz zum Beispiel 4.1 $X_e = 0,01$. Die Trommel der Filterzentrifuge weist einen Innendurchmesser von 790 mm und eine Tiefe von 400 mm auf. Zur Schonung des Filtermittels und zur Verhinderung des Trüblaufen wird sie nur bis zu einem Innendurchmesser von 780 mm ausgeschält. Der Filtrationswiderstand der nicht ausgeschälten, 5 mm dicken Schicht entspricht jenem des Filterkuchens. Die Trommeldrehzahl beträgt 10 1/s. Welcher mittlere Filtratvolumenstrom lässt sich mit dieser Zentrifuge über längere Zeit höchstens produzieren, wenn für die Perioden ohne Suspensionszufuhr (Abzentrifugieren des Suspensionsrings, Entfeuchten, Waschen, Entfeuchten, Auspressen und Austragen des Filterkuchens) 1400 s benötigt werden und der Innendurchmesser des Suspensionsrings auf 560 mm konstant gehalten wird?

a) Ohne Sedimentation Die optimale Zentrifugierzeit müssen wir analog dem Beispiel 4.1 iterativ bestimmen. Dazu nehmen wir zunächst eine Kuchendicke von 30 mm und bestimmen die zum Erreichen dieser Dicke benötigte Zentrifugierzeit und das dabei anfallende Filtratvolumen:

Radien:

$$r_T = 0,395 \text{ m}, r_{\text{ax}} = 0,39 \text{ m},$$

$$r_{\text{ao}} = 0,36 \text{ m}, r_i = 0,28 \text{ m};$$

$$\rho_m = 1003 \text{ kg/m}^3;$$

$$r_i^* = 0,7179, r_T^* = 1,0128, r_{\text{ao}}^* = 0,9231;$$

$$Fm = 7,595 \cdot 10^{-4};$$

$$Ro = 0,00668;$$

Dichte des Suspensionsrings aus (4.71)

$$Ti = 0,003876,$$

dimensionslose Radien aus (4.82)

$$Ti = 0,003857;$$

dimensionsloser Filtermittelwiderstand

$$t = 1740 \text{ s};$$

aus (4.83)

$$t_z = 1740 + 1400 \text{ s} = 3140 \text{ s};$$

dimensionslose Dichtedifferenz aus (4.84)

$$V_F = 0,6404 \text{ m}^3;$$

dimensionslose Zentrifugierzeit:

$$v = 0,00658;$$

Näherung aus (4.87)

$$V_{FSR} = 0,0639 \text{ m}^3;$$

Numerisch aus (4.86)

$$V_{FZ} = 0,6404 + 0,0639 \text{ m}^3 = 0,7043 \text{ m}^3;$$

Zentrifugierzeit aus (4.85)

$$V_{Fm} = 0,7043 / 3140 \text{ m}^3/\text{s} = 2,243 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}.$$

Gesamtzykluszeit

Filtratvolumen aus (4.88)

Feststoffvolumenanteil aus (4.57)

Filtratvolumen aus (4.89)

Gesamtfiltratvolumen

mittlerer Filtratvolumenstrom

Durch Wiederholen der gleichen Rechnung erkennen wir, daß sich auch hier ein maximaler mittlerer Volumenstrom trennen läßt, wenn die Zentrifugierzeit mit Trübezulauf etwa der halben Zykluszeit entspricht. Der maximale mittlere Volumenstrom wird bei einem r_{ao} von 0,364 m

erreicht. Die Ergebnisse lauten für diesen Fall: $t = 1364$ s, $t_z = 2764$ s, $V_{FZ} = 0,6255 \text{ m}^3$, $\dot{V}_{Fm} = 2,263 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Nach dem Abschleudern des Suspensionsrings und dem Entfeuchten nimmt der Innenradius des Kuchens gemäß der Gl. (4.90) auf $r_{asR} = 0,3607 \text{ m}$ ab.

b) Mit spontaner Sedimentation Zur Gewährleistung eines Vergleichs gehen wir zunächst ebenfalls von einer Kuchendicke von 30 mm aus. Im folgenden werden nur noch die gegenüber der Lösung ohne Sedimentation abweichenden oder zusätzlichen Ergebnisse angegeben.

Anfangskuchenradius aus (4.91)	$r_{asS} = 0,3858 \text{ m};$
dimensionslose Radien aus (4.82)	$r_i^* = 0,7258, r_T^* = 1,0238, r_w^* = 0,9331;$
dimensionslose Dichtedifferenz	
mit $\varrho_m = \varrho_F = 1000 \text{ kg/m}^3$ aus (4.84)	$Ro = 0;$
dimensionslose Zentrifugierzeit aus (4.87)	$Ti = 0,003757;$
Zentrifugierzeit aus (4.85)	$t = 1654 \text{ s};$
Gesamtzykluszeit	$t_z = 1654 + 1400 \text{ s} = 3054 \text{ s};$
Filtratvolumen aus (4.88)	$V_F = 0,5478 \text{ m}^3;$
Filtratvolumen aus (4.89)	$V_{FSR} = 0,0643 \text{ m}^3;$
Gesamtfiltratvolumen	$V_{FZ} = 0,5478 + 0,0643 \text{ m}^3 = 0,6121 \text{ m}^3;$
mittlerer Filtratvolumenstrom	$\dot{V}_{Fm} = 0,6121 / 3054 \text{ m}^3/\text{s} = 2,004(3) \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}.$

Das Wiederholen der gleichen Rechnung ergibt nun, daß sich ein maximaler mittlerer Volumenstrom trennen läßt, wenn der Kucheninnenradius $r_{aw} = 0,361 \text{ m}$ beträgt. Die Zentrifugierzeit mit Trübezulauf entspricht dann 1556 s. Die weiteren Ergebnisse lauten: $t_z = 2956$ s, $V_{FZ} = 0,5925 \text{ m}^3$, $\dot{V}_{Fm} = 2,004(4) \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$,

Ein Vergleich der Ergebnisse ohne und mit spontaner Sedimentation zeigt, daß sich in diesem Beispiel in beiden Fällen ein optimaler Betrieb mit konstantem Innendurchmesser des Suspensionsrings bei Zentrifugierzeiten um 1500 s ergibt. Während sich ohne Sedimentation ein mittlerer Filtratvolumenstrom von $2,26 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ erreichen läßt, reduziert sich dieser unter der Annahme spontaner Sedimentation auf $2,00 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ oder 88,5 % des Werts ohne Sedimentation. Zur Illustration seien die Ergebnisse einer exakteren Erfassung des Sedimentationseinflusses für dieses Beispiel wiedergegeben (Werte für maximalen mittleren Filtratvolumenstrom): $r_{aw} = 0,364 \text{ m}$, $t = 1360 \text{ s}$, $t_z = 2760 \text{ s}$, $V_{FZ} = 0,621 \text{ m}^3$, $\dot{V}_{Fm} = 2,25 \text{ m}^3/\text{s}$. Diese Resultate lassen erkennen, daß wir in unserem Beispiel den Einfluß der Sedimentation durchaus vernachlässigen dürfen.

Von wesentlich größerem Einfluß als die Sedimentation ist in unserem Beispiel der Trennung von HFP die Kompressibilität des Kuchens. Diese ist in unserer einfachen Theorie nicht enthalten. Für bescheidene Genauigkeitsansprüche genügt es, die Kuchenparameter α_w und ϵ bei einer Druckdifferenz über dem Filterkuchen zu bestimmen, welche etwa dem doppelten Wert des mittleren Kompressionsdrucks in der Zentrifuge entspricht. Der mittlere Kompressionsdruck in einer Filterzentrifuge ist nicht nur von dem in der Zentrifuge aufgebauten Überdruck Δp nach der Gl. (4.75) abhängig. Auch der Feststoff des Kuchens wird gegen die Trommelwand gedrückt. Der mittlere Kompressionsdruck nimmt deshalb während dem Kuchenaufbau zu. Als grobe erste Näherung für den sich in einer Filterzentrifuge einstellenden mittleren Kompressionsdruck gilt:

$$p_{km} \approx 0,5 [\Delta p + (\omega^2 / 2) \varrho_s (1 - \epsilon) (r_{aw}^2 - r_{aw}^2)] \quad (4.92)$$

Dabei ist für r_{aw} in (4.75) und in (4.92) ein mittlerer Kuchenradius von $(r_{aw} + r_{aw})/2$ einzusetzen.

Für unser Beispiel ergibt sich damit:

mittlerer Kuchenradius $r_{\text{ao}} = (0,39 + 0,364)/2 \text{ m} = 0,377 \text{ m}$; aufgebauter Überdruck aus (4.75) $\Delta p = (2 \pi 10)^2 / 2 \cdot [1003(0,377^2 - 0,28^2) - 1000(0,395^2 - 0,377^2)] \text{ Pa} = 1,536 \cdot 10^5 \text{ Pa}$; mittlerer Kompressionsdruck aus (4.92): $p_{\text{km}} \approx 0,5 \cdot [1,536 \cdot 10^5 + 1974 \cdot 1510 \cdot (1 - 0,85) \cdot (0,390^2 - 0,377^2)] \text{ Pa} = 0,790 \cdot 10^5 \text{ Pa}$.

Die Messung der Kuchenparameter müßte nun folglich in einem Laborfilter mit einer Druckdifferenz von rund 1,58 bar erfolgen. In unserem Fall ergäben sich dabei infolge der hohen Kompressibilität des Kuchens Werte des Filtrationswiderstands und der Porosität, die von den aus dem Beispiel 4.1 übernommenen Werten deutlich abweichen würden. Für unser Beispiel können wir die Parameter des inkompressiblen Kuchens dem Bild 4.7 entnehmen. Für einen mittleren Kompressionsdruck von 0,79 bar erhalten wir die nachstehenden, neuen Mittelwerte für den Kuchen in der Filterzentrifuge:

Filtrationswiderstand aus (4.30)

$$\alpha_w = 3,32 \cdot 10^{13} \text{ 1/m}^2;$$

Porosität aus (4.31)

$$\varepsilon = 0,816.$$

Mit diesen neuen Werten für α_w und ε liefern die oben gezeigten Rechnungen die folgenden Ergebnisse für einen maximalen mittleren Volumenstrom:

ohne Sedimentation:

Kucheninnenradius

$$r_{\text{ao}} = 0,373 \text{ m};$$

Filtrationszeit

$$t = 1370 \text{ s};$$

Zykluszeit

$$t_Z = 2770 \text{ s};$$

Filtratvolumen

$$V_{\text{FZ}} = 0,529 \text{ m}^3;$$

mittlerer Filtratvolumenstrom

$$\dot{V}_{\text{FM}} = 1,91 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}.$$

spontane Sedimentation:

Kucheninnenradius

$$r_{\text{ao}} = 0,370 \text{ m};$$

Filtrationszeit

$$t = 1650 \text{ s};$$

Zykluszeit

$$t_Z = 3050 \text{ s};$$

Filtratvolumen

$$V_{\text{FZ}} = 0,512 \text{ m}^3;$$

mittlerer Filtratvolumenstrom

$$\dot{V}_{\text{FM}} = 1,68 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}.$$

Bei vergleichbarer Zentrifugierzeit mit Trübezulauf reduziert sich durch eine Berücksichtigung der Kuchenkompressibilität die optimale Kuchendicke von 26 mm auf 17 mm und der Maximalwert des mittleren Filtratvolumenstroms von $2,26 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ auf $1,91 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ (Grenzfall ohne Sedimentation).

Im Programmpaket MVT [93] wird der zeitliche Verlauf der Trennung in Filterzentrifugen sowohl ohne als auch mit spontaner Sedimentation berechnet.

4.3.1.3 Bauarten von Filterzentrifugen

Die im Abschn. 4.3.1.1 besprochenen Betriebsperioden werden in den diskontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen (batch-type filter centrifuge, discontinuously fed filter centrifuge) nacheinander und in den kontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen (continuous filter centrifuge, continuously fed filter centrifuge) gleichzeitig durchgeführt. Der kontinuierliche Betrieb von Filterzentrifugen ist nur möglich, wenn die Durchlässigkeit des Kuchens so groß ist, daß sich nur in der Umgebung der Suspensionsaufgabe ein Suspensionsring auszubilden vermag. Dies ist bei Korngrößen des Feststoffs von über rund 0,1 mm der Fall. Zur Abscheidung feinerer Feststoffe kommen nur diskontinuierlich arbeitende Maschinen in Frage.

Diskontinuierlich arbeitende Filterzentrifugen Diskontinuierlich arbeitende Filterzentrifugen werden als Pendelzentrifugen (Dreisäulen-zentrifuge, three-column centrifuge) mit vertikaler Rotationsachse und Schälzentrifugen (peeler centrifuge) mit horizontaler Rotationsachse gebaut: Bilder 4.35 und 4.36.

Bei den Pendelzentrifugen ist i.allg. eine Absenkung der Drehzahl zum Kuchenaustrag nötig. Da der Kuchenaustrag auf der ganzen Trommelbreite zu hohe Kräfte ergäbe, wird das Austragswerkzeug auch in axialer Richtung bewegt. Die robuster gebauten Schälzentrifugen mit horizontaler Welle erlauben dagegen meist einen Kuchenaustrag bei unveränderter Drehzahl über die ganze Trommelbreite. Die Schälzentrifugen werden deshalb vorwiegend für kurze Zykluszeiten (kleinerer Filtrationswiderstand) mit entsprechend häufigen Schäloperationen eingesetzt, während die Pendelzentrifugen eher bei längeren Zykluszeiten (höherer Filtrationswiderstand) Verwendung finden. Die Einsatzbereichsgrenze dieser Maschinen liegt bei einer Zykluszeit von etwa 15 bis 20 Minuten. Bei vertikaler Rotationsachse besteht die Gefahr einer Entmischung des Feststoffs (oben fein, unten grob), was sich für das Waschen des Filterkuchens nachteilig auswirken kann.

Der Antrieb beider Typen erfolgt mit variabler Drehzahl direkt mit Hydraulikmotoren oder über Keilriemen durch Elektromotoren. In modernen Zentrifugen laufen die Perioden Füllen, Nachfüllen, Entwässern (oft bei erhöhter Drehzahl), Waschen, Entwässern und Kuchenaustrag (oft bei reduzierter Drehzahl) durch entsprechende Steuerungen vollautomatisch ab. Bei sehr feinem Feststoff und/oder langen Waschzeiten gelangen Filterzentrifugen auch bei höheren Feststoffbeladungen zum Einsatz. Mehrere Zentrifugen erlauben dann bei zeitlich verschobenen Betriebsperioden eine „quasikontinuierliche“ Trennung von Suspensionen. Näheres zu den diskontinuierlich arbeitenden Filterzentrifugen in [30, 49, 62, 69, 72 u. 337].

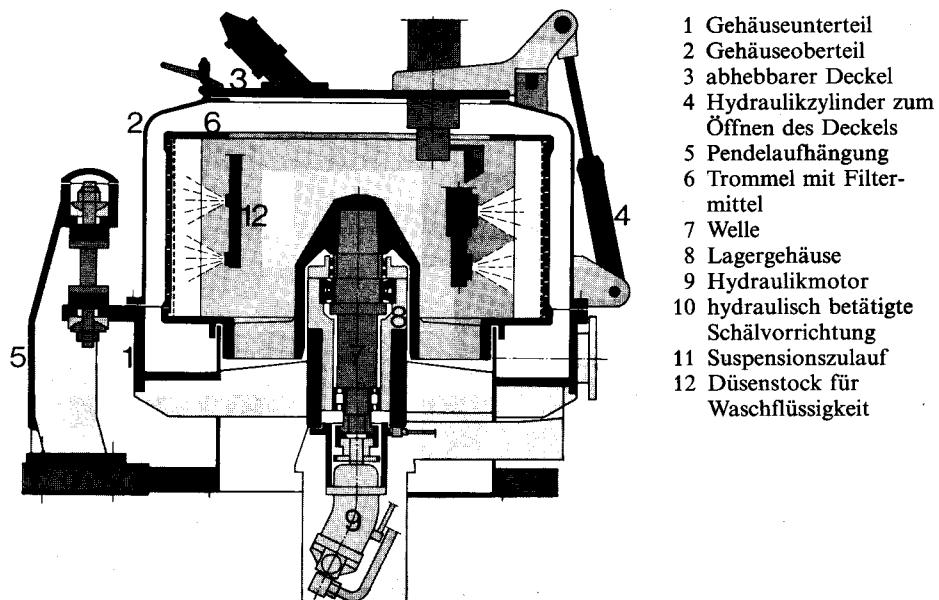


Bild 4.35 Pendelzentrifuge mit Untenaustrag (SULZER-ESCHER-WYSS, Zürich)

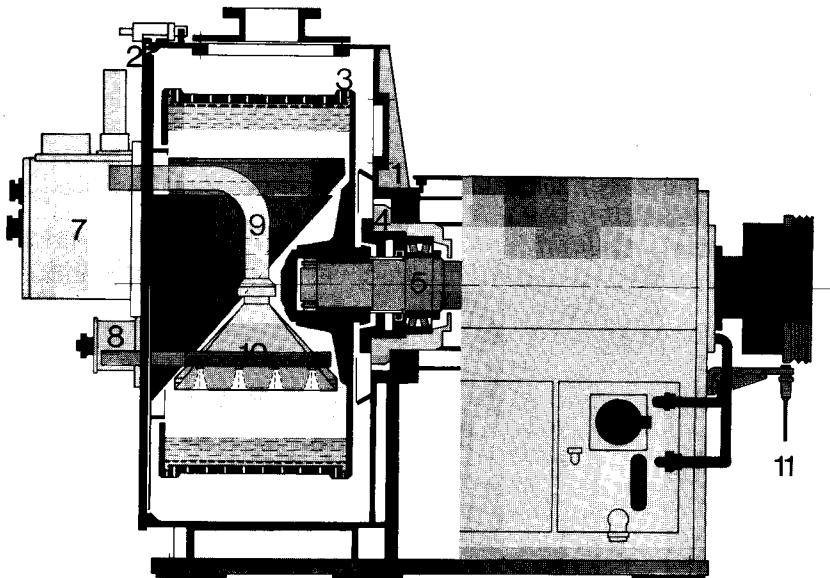


Bild 4.36 Schälzentrifuge mit horizontaler Welle (SULZER-ESCHER-WYSS, Zürich). 1 Gehäuse, 2 ausschwenkbare Frontabdeckung, 3 Trommel mit Filtermittel, 4 Lagergehäuse, 5 Welle, 6 Schmierölversorgung, 7 Hydraulik für Schälmesserbewegung, 8 Füllstandsregler (für $r_i = \text{konstant}$), 9 Suspensionszulauf mit Verteilung auf ganze Trommelbreite, 10 Düsenstock für Waschflüssigkeit, 11 Drehzahlmeßgerät, 12 Bremse

Um eine Beschädigung des Filtermittels zu vermeiden, kann der Kuchen nur bis auf eine Restschicht ausgeschält werden. Mechanisch empfindliche Feststoffe können beim Kuchenaustrag zerkleinert werden. Die Stulpzentrifugen erlauben einen schonenden Kuchenaustrag ohne Restschicht durch Ausfahren und Umstülpen des Filtertuchs bei laufender Trommel [338], [339].

Kontinuierlich arbeitende Filterzentrifugen Die wichtigste kontinuierlich arbeitende Filterzentrifuge ist die Schubzentrifuge (pusher centrifuge). Ihr Funktionsprinzip können wir dem Bild 4.37 entnehmen. Die zu filtrierende Suspension gelangt durch den Einlauf und den Verteilkegel auf die innere Trommel. Auf dieser bildet sich der Kuchen, wel-

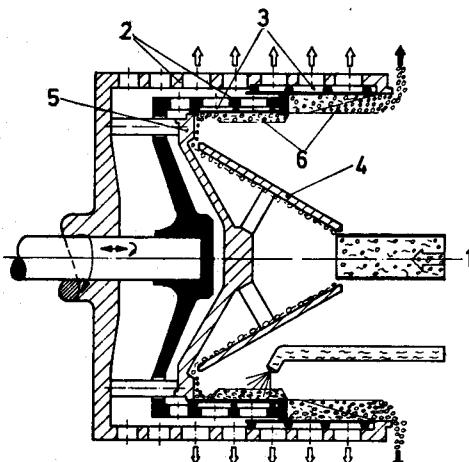


Bild 4.37 Prinzip der zweistufigen Schubzentrifuge. 1 Trübezulauf, 2 gelochte Trommeln, 3 Spalsieb (Filtermittel), 4 Verteilerkegel, 5 Schubboden, 6 Kuchen (SIEBTECHNIK, Mülheim)

cher so durchlässig sein muß, daß sich kein rotierender Suspensionsring ausbilden kann. Der Trübeverteilkegel ist mit der äußeren Trommel fest verbunden, während die innere Trommel in axialer Richtung hin und her bewegt wird. Wenn sich die innere Trommel gegen die Antriebsseite bewegt, wird der Kuchen durch den Schubboden ein Stück weit ab der inneren Trommel auf die äußere geschoben. Bewegt sich die innere Trommel anschließend wieder in die Gegenrichtung, kann auf dem frei werdenden Filtermittel erneut ein Kuchen aufgebaut werden. Auch dieser wird beim Rückziehen der inneren Trommel wieder in Richtung Feststoffaustritt geschoben. Die Schubfrequenzen liegen bei industriellen Zentrifugen im Bereich von $0,3 \text{ 1/s}$ bis $2,0 \text{ 1/s}$.

Nach der Entfeuchtung kann der Kuchen durch Eindüslen von Waschflüssigkeit noch vor dem Erreichen der äußeren Trommel gewaschen werden. Für die äußere Trommel wirkt die innere als Schubboden. Sie dient dem Abschleudern des Waschfiltrats und der Entfeuchtung des Kuchens.

Bei der axialen Bewegung der inneren Trommel entstehen sehr hohe Kräfte, die ein entsprechend aufwendiges Hydrauliksystem bedingen. Durch die hier besprochene zweistufige Bauweise mit innerer (1. Stufe) und äußerer Trommel (2. Stufe) können die Ausschiebekraft bei gleicher Gesamt-trommelbreite gegenüber einer einstufigen Bauweise mit einer festen Trommel und einem bewegten Schubboden halbiert werden. In Sonderfällen werden auch vierstufige Schubzentrifugen gebaut. Um die Ausschiebekräfte und damit auch die mechanische Beanspruchung des Feststoffs und des Filtermittels möglichst gering zu halten, werden die Filtermittel als Spaltring mit Schlitten in axialer Richtung ausgebildet. Als Werkstoffe kommen dazu nur Metalle mit hoher Abriebfestigkeit in Frage. Zur Erleichterung des Kuchentransports wird die äußere Trommel gelegentlich auch mit einem konischen Außenteil ausgeführt. Näheres zu den Schubzentrifugen in [30, 62, 69, 72, 340 bis 342].

Anstelle der hin- und herbewegten Flächen der Schubzentrifuge kann die Kuchenförderung auch durch mit einer Differenzdrehzahl mitrotierende Schnecken erfolgen. Bei diesen Schneckenfilterzentrifugen (conical conveyor discharge centrifuge) ist

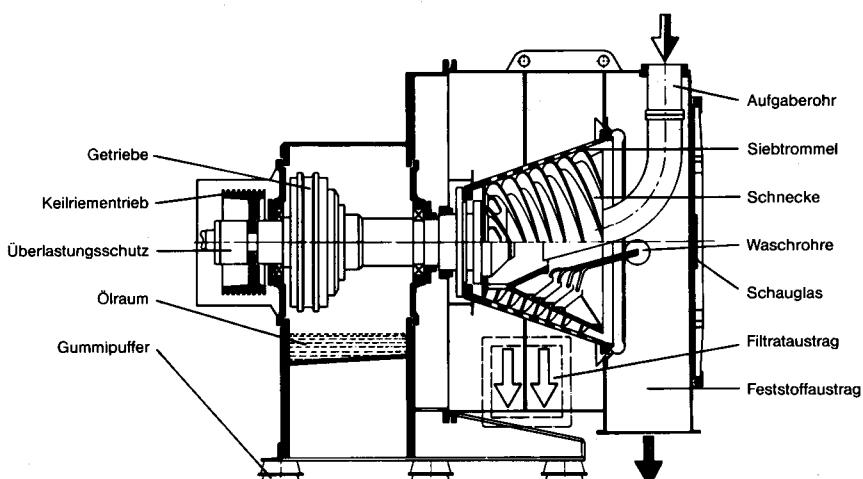


Bild 4.38 Siebschneckenzentrifuge (SIEBTECHNIK, Mülheim)

der Trommelmantel zur Erleichterung der Kuchenbewegung meist hohlkegelförmig (kleiner Durchmesser beim Suspensionszulauf, großer Durchmesser gegen die Trommelöffnung) ausgebildet: Bild 4.38. Dank der kontinuierlichen Feststoffförderung lassen sich mit den Schneckenfilterzentrifugen bei gleichen Trommelabmessungen höhere Feststoffdurchsätze erreichen. Dafür ist die Kornbeanspruchung höher und das Waschen problematischer als bei den Schubzentrifugen [69], [72], [343].

Eine weitere Möglichkeit zur kontrollierten Kuchenförderung besteht in einer der Rotation der hohlkegelförmigen Trommel überlagerten Taumelbewegung (Taumelzentrifuge, tumbling centrifuge) oder in einer der Rotation überlagerten axialen Schwingung (Schwingzentrifugen, vibrational centrifuge) [30, 69, 339, 344 u. 345].

4.3.2 Sedimentierzentrifugen

Die Sedimentierzentrifugen (sedimenting centrifuge, centrifugal sedimentation) arbeiten nach dem gleichen Prinzip wie die besprochenen Apparate zur Schwerkraftsedimentation. Deshalb lassen sich mit Sedimentierzentrifugen auch Emulsionen trennen. Voraussetzung für den Trennerfolg ist ebenfalls ein genügender Dichteunterschied zwischen der kontinuierlichen und der dispersen Phase. Wie bei der Schwerkraftsedimentation erhält man den Feststoff bei der Suspensionstrennung als Schlamm mit hohem Flüssigkeitsgehalt (eine Ausnahme bildet hier der noch zu besprechende Dekanter). Auch Waschen kann man in Sedimentierzentrifugen nicht.

Bei den Sedimentierzentrifugen bewirkt aber nicht mehr die Erdbeschleunigung, sondern eine um den Faktor 400 bis über 20000 mal größere Zentrifugalbeschleunigung die Bewegung der dispersen Phase. Deshalb lassen sich in Sedimentierzentrifugen wesentlich feinere Teilchen als in Schwerkraftapparaten absetzen. In Einsatzbereichen, für die auch Schwerkraftapparate in Frage kommen, führt die viel höhere Absetzgeschwindigkeit bei gleicher Teilchengröße nach der Gl. (4.69) auf ein bedeutend kleineres Absetzvolumen als bei der Schwerkraftsedimentation.

Wir beschränken unsere Betrachtungen vorerst auf die Sedimentierzentrifugen zur Trennung von Suspensionen und werden anschließend auch einige Bauarten von Sedimentierzentrifugen zur Emulsionstrennung kennenlernen.

4.3.2.1 Auslegung von Sedimentierzentrifugen

Das Funktionsprinzip einer Sedimentierzentrifuge geht aus dem Bild 4.39 hervor. Die Suspension wird durch den mitrotierenden Verteilerkegel ans hintere Trommelende geführt. Einbauten im Verteilerkegel erteilen der Suspension bereits eine hohe Umfangsgeschwindigkeit. Im rotierenden Suspensionsring werden die Teilchen, deren Dichte größer ist als jene der Flüssigkeit, nach außen in Richtung des Trommelmantels geschleudert. Die geklärte Flüssigkeit läuft über den Trommelrand und spritzt ins Zentrifugengehäuse. Auf dem Trommelmantel entsteht eine Schlammschicht, die wie der Kuchen bei der Filterzentrifuge von Zeit zu Zeit ausgetragen werden muß (diskontinuierlich arbeitende Sedimentierzentrifuge).

Die rechnerische Erfassung des Trennvorgangs in Sedimentierzentrifugen gelingt mit vertretbarem Aufwand nur näherungsweise, da die Strömungsverhältnisse insbesondere in der Eintrittszone sehr kompliziert sind [346], [347]. Da man zur definitiven Auslegung von Sedimentierzentrifugen ohnehin auf Versuche angewiesen ist, stützen wir unsere Überlegungen auf die nachstehend stark vereinfachenden Annahmen:

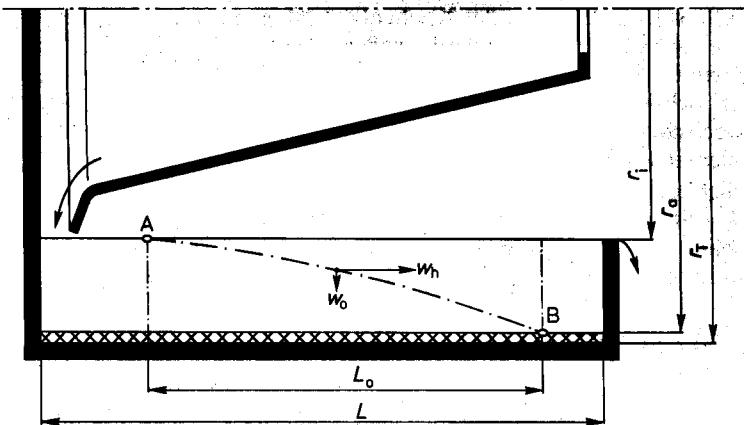


Bild 4.39 Zur Berechnung des Trennvorgangs in Sedimentierzentrifugen
(Röhrenzentrifuge, Vollmantelzentrifuge)

1. Innerhalb der Klärzone ist der Schlupf zwischen dem Suspensionsring und der Trommel vernachlässigbar. Die Winkelgeschwindigkeit im Suspensionsring wird also mit anderen Worten als konstant und jener der Trommel entsprechend angenommen. Zur Verhinderung des Schlups zwischen Suspensionsring und Trommel werden auf der Innenseite der Trommel oft Mitnehmerleisten angeordnet. Zur Erzielung eines schlupffreien Betriebs ist es auch wichtig, die Flüssigkeit im Zulauf durch geeignete Leitschaufern auf hohe Umfangsgeschwindigkeit zu beschleunigen.
2. Die auf die Teilchen wirkende Corioliskraft, die Schwerkraft und die Trägheitskraft sind gegenüber der Fliehkraft sehr klein und deshalb vernachlässigbar.

Die Absetzgeschwindigkeit und die Absetzzeit in Sedimentierzentrifugen können im wesentlichen nach den Ausführungen im Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 berechnet werden, wenn die Erdbeschleunigung g durch die Zentrifugalbeschleunigung $r \omega^2$ ersetzt wird. Die Beziehung (4.46) für die Archimedeszahl geht dann über in:

$$Ar = \frac{r \omega^2 d_p^3 (\rho_p - \rho_F) \rho_F}{\eta_F^2} \quad (4.93)$$

Bei schwierigeren Trennaufgaben ist der Absetzvorgang trotz der hohen Zentrifugalbeschleunigungen laminar ($Ar \leq 3,6$). In Analogie zur Gl. (4.51) erhält man als stationäre Absetzgeschwindigkeit in Sedimentierzentrifugen:

$$w_o = \frac{(\rho_p - \rho_F) r \omega^2 d_p^2}{18 \eta_F} \quad (4.94)$$

Da der Radius r bei der Bewegung des Teilchens nach außen größer wird, nimmt die Absetzgeschwindigkeit entsprechend zu. Zum Durchlaufen der infinitesimalen Strecke dr benötigt ein Teilchen mit der stationären Absetzgeschwindigkeit w_o die Zeit $dt = dr/w_o$. Die Zeit, welche ein beim Innenradius r_i startendes Teilchen bis zum Erreichen der Schlammschicht bei $r = r_a$ benötigt, erhalten wir daraus durch eine Integration von r_i bis r_a zu:

$$t = \frac{18 \eta_F \ln(r_a/r_i)}{(\rho_p - \rho_F) \omega^2 d_p^2} \quad (4.95)$$

Wie man sich leicht überzeugen kann, erhalten wir die gleiche Absetzzeit mit der mittleren Absetzgeschwindigkeit w_m für den mittleren Radius

$$r_m = (r_a - r_i)/\ln(r_a/r_i) \quad (4.96)$$

aus der Beziehung:

$$t = (r_a - r_i)/w_m \quad (4.97)$$

Damit können wir die Absetzzeit nach den Ausführungen in den Abschn. 4.2.1 und 4.2.2 mit guter Näherung auch für Archimedeszahlen bis etwa 1.10⁵ bestimmen. Obwohl sich in der Zentrifuge in axialer Richtung eine komplizierte Strömung einstellt [346], [347], kann die Auslegung analog zum Rechteckklärbecken mit der Annahme einer axialen Pflropfenströmung erfolgen. Die rechnerische Axialgeschwindigkeit des rotierenden Suspensionsrings beträgt bei Vernachlässigung des Feststoffvolumanteils:

$$w_h = \frac{\dot{V}_F}{\pi (r_a^2 - r_i^2)} \quad (4.98)$$

Als Länge der Trommel folgt damit in Analogie zur Gleichung (4.64):

$$L = c w_h t \quad (4.99)$$

In dieser Gleichung ist c ein Koeffizient zur Berücksichtigung der nun infolge des Aufstreffens der Suspension breiten Einlaufzone und der Auslaufzone. Er weist für Rohrzentrifugen den Wert von rund 2,5 auf [348]. Für den i.allg. laminaren Absetzvorgang ($Ar_{max} \leq 3,6$) erhalten wir durch Einsetzen der Gl. (4.95) und (4.98) in (4.99) die nachstehende Trommellänge:

$$L = c \frac{18 \eta_F \dot{V}_F \ln(r_a/r_i)}{\pi (r_a^2 - r_i^2) (\rho_p - \rho_F) \omega^2 d_p^2} \quad (4.100)$$

Wir erkennen daraus, daß die Trommellänge dem Quadrat der Teilchengröße und der Winkelgeschwindigkeit umgekehrt proportional ist. Um den Absetzvorgang im Suspensionsring nicht zu behindern, sollte sich in der Klärzone eine möglichst laminare Kanalströmung einstellen. Dazu sollte die analog zur Gl. (4.67) definierte Reynoldszahl der Kanalströmung

$$Re_K = \frac{2 \dot{V}_F \rho_F}{\pi \eta_F r_a} \quad (4.101)$$

den Wert von 2000 trotz der stabilisierenden Wirkung des Zentrifugalfeldes möglichst nicht überschreiten. Die obigen Näherungsrechnungen sind in [93] programmiert.

Wir haben im Abschn. 4.2.4.1 gesehen, daß sich das Klärzonenvolumen durch Lamellenbauteile drastisch reduzieren läßt. Dies gilt auch für die Sedimentierzentrifugen. Durch die Verwendung kegelförmiger Einbauten lassen sich gewissermaßen „rotierende Lamellenklärer“ verwirklichen. Wir werden auf diese Tellerzentrifugen oder Tellerseparatoren im nächsten Abschnitt eingehen. Ihre Berechnung erfolgt grundsätzlich nach den im Abschn. 4.2.4.1 auf den Lamellenklärer bezogene Überlegungen. Sie ist infolge des komplizierten Strömungsfeldes zwischen den Tellern allerdings schwieriger [349] bis [351].

Beispiel 4.7 Aus Spindelöl (Dichte 845 kg/m^3 , dynamische Viskosität = $0,0042 \text{ kg/ms}$) sind kugelförmige Teilchen mit einem Durchmesser von $0,004 \text{ mm}$ und einer Dichte von 1400 kg/m^3 noch sicher abzuscheiden. Der Volumenanteil der Feststoffteilchen ist sehr klein. Für diese Trennaufgabe ist eine Rohrzentrifuge mit $r_a = 50 \text{ mm}$ und $r_i = 25 \text{ mm}$ vorgesehen. Sie wird mit einer Drehzahl von 250 1/s angetrieben. Welcher Ölvolumenstrom kann mit dieser Zentrifuge geklärt werden und wie lang muß die Rohrtrommel gebaut werden?

Ölvolumenstrom: \dot{V}_F für $Re_K = 2000$ aus der Gl. (4.101)

$$\dot{V}_F = \pi \cdot 2000 \cdot 0,0042 \cdot 0,05 / (2,845) \text{ m}^3/\text{s} = 7,81 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s};$$

Länge der Rohrtrommel:

a) Absetzvorgang laminar, da nach (4.93) für $r = r_a$ $Ar_{\max} = 0,210 < 3,6$,
Trommellänge mit $c = 2,5$ aus (4.100) $L = 0,792 \text{ m}$;

b) Variante:

mittlerer Radius r_m aus (4.96)	r_m	= 0,0361 m,
Archimedeszahl aus (4.93)	Ar	= 0,1514,
Reynoldszahl aus (4.50)	Re_{po}	= 0,00841,
Absetzgeschwindigkeit aus (4.38)	w_m	= 0,01045 m/s,
Absetzzeit aus (4.97)	t	= 2,39 s,
Axialgeschwindigkeit aus (4.98)	w_h	= 0,1325 m/s
Rohrtrommellänge aus (4.99)	L	= 0,792 m.

4.3.2.2 Bauarten für die Suspensionstrennung

Nach dem Feststoffgehalt der Suspension unterscheidet man zwischen Klär- und Absetzzentrifugen. In Klärzentrifugen werden Suspensionen mit geringem Feststoffvolumenanteil (unter etwa 2 %) getrennt. Klärzentrifugen können oft diskontinuierlich ohne ständigen Schlammaustrag betrieben werden. Ein großer Schlammvolumenanteil erfordert dagegen stets einen kontinuierlichen Schlammaustrag.

Diskontinuierlich arbeitende Sedimentierzentrifuge Für die Trennung von Suspensionen lassen sich Vollmantel sedimentierzentrifugen (bowl centrifuge, imperforate basket centrifuge) verwenden, deren Aufbau den bereits erörterten Pendel- oder Schälzentrifugen entsprechen. Sie sind gegenüber diesen Filterzentrifugen mit einem zusätzlichen Schälrohr ausgerüstet. Vor dem Ausschülen des Schlammes mit einem Schälmesser läßt sich dadurch der rotierende Suspensionsring durch langsames Eintauchen aus der drehenden Trommel entnehmen [72].

Wie aus den Ergebnissen der Festigkeitsrechnung für die Zentrifugentrommel im Abschn. 4.3.3 hervorgeht, ist die maßgebende Vergleichsspannung im Trommelmantel ungefähr dem Quadrat der Umfangsgeschwindigkeit proportional: $\sigma_o \sim \omega^2 r_a^2$. Der Wert des Produkts $\omega^2 r_a^2$ kann somit einen bestimmten Grenzwert aus Festigkeitsgründen nicht überschreiten. Die in einer Zentrifuge erreichbaren Zentrifugalbeschleunigungen (Zentrifugalbeschleunigung = $r_a \omega^2$) sind deshalb dem Trommelradius umgekehrt proportional. In Trommeln mit kleinem Durchmesser lassen sich folglich größere Zentrifugalbeschleunigungen erreichen. Diese Tatsache führte zur Konstruktion von Rohrzentrifugen (tabular centrifuge), in denen Verhältnisse der Zentrifugalbeschleunigung zur Erdbeschleunigung (Schleuderziffer) von bis zu 40000 erreicht werden: Bild 4.40. In Rohrzentrifugen mit Rotordurchmessern unter 100 mm lassen sich auch sehr feine Teilchen abscheiden. Der Schlamm wird durch die hohen Fliehkräfte stark verdichtet und muß von Zeit zu Zeit durch ein teilweises Zerlegen der Zentrifuge mühsam entfernt werden. Rohrzentrifugen sind deshalb nur für Laborzwecke oder zur Klärung bei sehr geringem Feststoffgehalt brauchbar [69], [72].

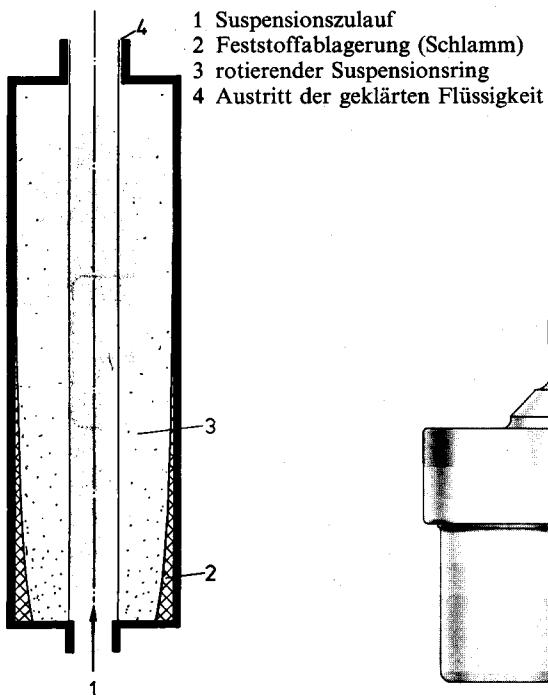


Bild 4.40
Rohrzentrifuge

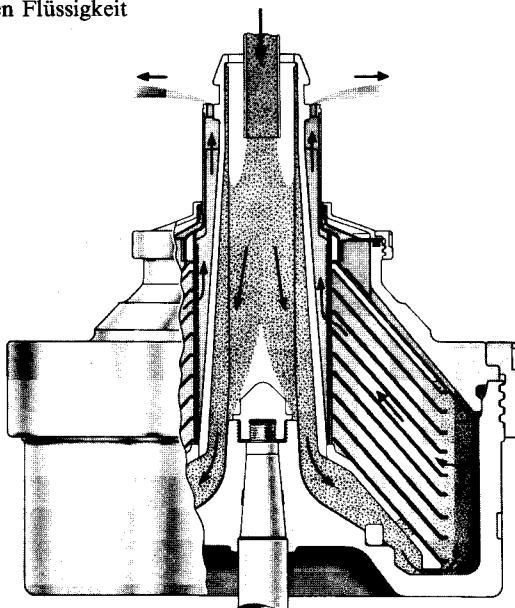


Bild 4.41 Tellerzentrifuge zur Suspensionstrennung (WESTFALIA-SEPARATOR, Oelde)

Zu (bei gleichem Bauvolumen) wesentlich höheren Durchsätzen gelangt man nach den Überlegungen des Abschn. 4.2.4.1 durch eine Konstruktion, die sich als „rotierender Lamellenklärer“ umschreiben lässt: Bild 4.41. Bei dieser Tellerzentrifuge (disk centrifuge) gelangt die zu trennende Suspension durch eine Hohlwelle in den Abscheideraum. Sie wird dann auf eine große Zahl übereinander angeordneter hohlkegelförmiger Teller verteilt. Die flüssige Phase strömt zwischen diesen Tellern nach innen. Sie wird bei geschlossener Bauweise oben durch ein feststehendes Leitrad (Greifer, Schälscheibe) abgeschält. Bei offener Bauweise spritzt sie, wie im Bild 4.41 gezeigt, über einen Überlauf in ein Spiralgehäuse. Die feste Phase sedimentiert nach außen an die Oberfläche der Teller. Die sich dadurch bildende Schlammsschicht gleitet auf der unteren Telleroberfläche nach außen und wird schließlich von der Peripherie der Teller in den Trommelmantel geschleudert. Dort sammelt sich der Schlamm an und muß periodisch entnommen werden. Dies kann durch Ausbauen und Öffnen des Rotors von Hand erfolgen (Tellerzentrifuge mit Klärtrommel).

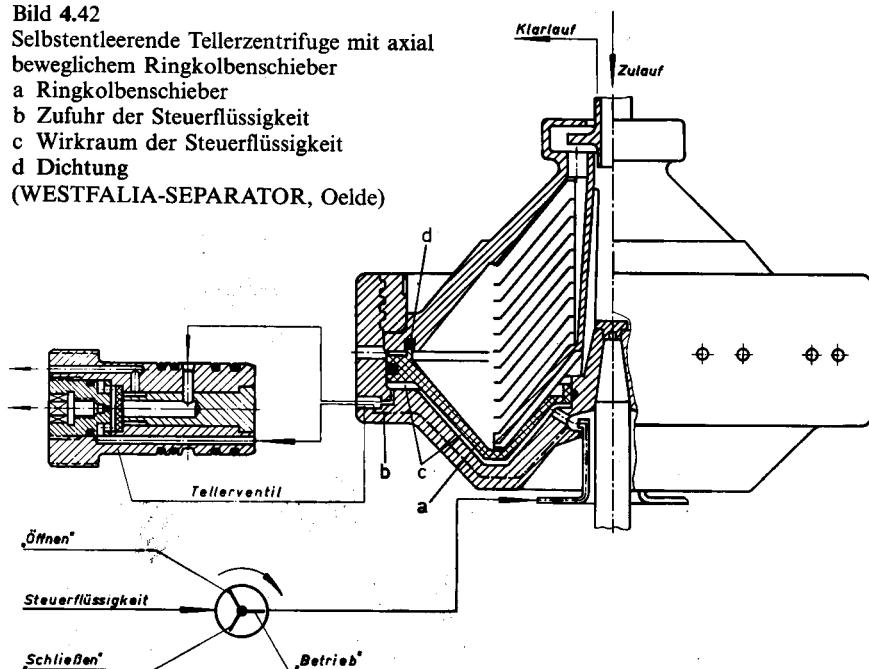
Bei Feststoffvolumenanteilen über etwa 2 % (Bereich der Absetzzentrifugen) würde dies zu zeitraubend. Man hat deshalb selbstentleerende Tellerzentrifugen (solids ejecting type disc centrifuge) entwickelt, bei denen der Schlamm bei rotierender Trommel von Zeit zu Zeit abgeschleudert werden kann: Bild 4.42. Dazu ist die Trommel mit einem hydraulisch betätigten Ringkolbenschieber versehen, der am ganzen Trommelmumfang verteilte Öffnungen freigeben kann. Als Steuerflüssigkeit

Bild 4.42

Selbstentleerende Tellerzentrifuge mit axial beweglichem Ringkolbenschieber

- a Ringkolbenschieber
- b Zufuhr der Steuerflüssigkeit
- c Wirkraum der Steuerflüssigkeit
- d Dichtung

(WESTFALIA-SEPARATOR, Oelde)



dient meist Wasser. Der Steuerdruck wird durch die Fliehkräftewirkung in der rotierenden Trommel erzeugt. Bei genügender Wasserzufuhr bildet sich unter dem Ringkolbenschieber ein Überdruck, welcher ihn nach oben drückt. Beim Unterbrechen der Wasserzufuhr wird der Ringkolbenschieber durch den Überdruck im Schlammmauraum nach unten gedrückt und die Schlammmönnungen werden freigegeben. Dadurch ist ein quasikontinuierlicher Betrieb mit kontinuierlicher Suspensionszufuhr und absatzweisem Schlammaustrag möglich. Dies erlaubt die Verarbeitung von Suspensionen mit Feststoffvolumenanteilen bis zu etwa 10 %. Große Tellerzentrifugen mit Rotordurchmessern um 0,8 m werden mit Zentrifugalbeschleunigungen bis 4000 g betrieben, während in kleineren Maschinen mit Rotordurchmessern um 0,3 m bis 10000 g erreicht werden. Näheres zu den Tellerzentrifugen in [27, 30, 49, 62, 69, 72 u. 349 bis 351].

Kontinuierlich arbeitende Sedimentierzentrifugen Für Feststoffvolumenanteile von 8 % bis 25 % werden die Tellerzentrifugen als Düsentellerzentrifugen (nozzle-type disk centrifuge) mit kontinuierlicher Feststoffentnahme betrieben. Dazu sind am Trommelumfang Düsen angebracht, durch die laufend Schlammt entweicht. Zur besseren Anpassung an den Schlammanfall werden die Düsentellerzentrifugen oft zusätzlich mit dem oben beschriebenen Ringkolbenverschluß für eine periodische Schlammentleerung versehen.

Zur Abscheidung größerer Feststoffe mit entsprechend höherer Sinkgeschwindigkeit genügen Vollmantelzentrifugen ohne Tellereinbauten. Zum kontinuierlichen Feststoffaustrag werden die Trommeln mit einem konischen Teil und einer mit etwas abweichender Drehzahl angetriebenen Förderschnecke versehen. Diese Zentrifugen

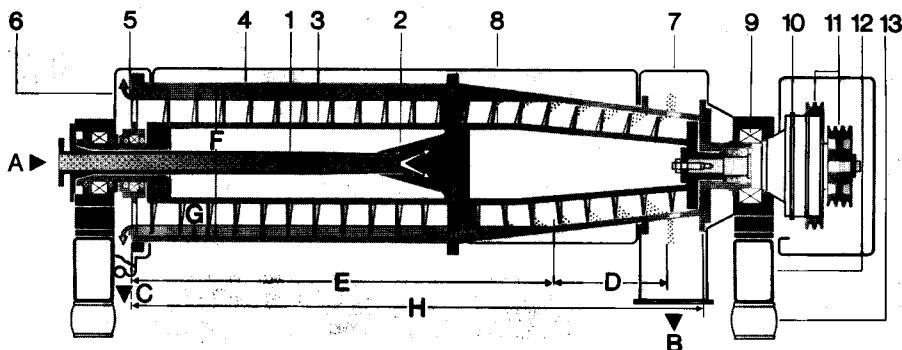


Bild 4.43 Dekanter. A Eintritt der Suspension, B Austrag des Feststoffs, C Ablauf der geklärten Flüssigkeit, D Entfeuchtungszone, E Klärzone, 1 Einlaufrohr, 2 Verteilkopf, 3 Schnecke, 4 Vollmanteltrommel, 5 Überlaufwehr, 6 Spiralgehäuse für geklärte Flüssigkeit, 7 Abdeckhaube, 8 Spiralgehäuse für Feststoff, 9 Wälzlager, 10 Umlaufgetriebe, 11 Keilriemenscheiben, 12 Grundrahmen mit elastischer Abstützung (SULZER-ESCHER-WYSS, Zürich)

werden als **Dekanter** (scroll-type centrifuge) bezeichnet: Bild 4.43. Die Suspension gelangt durch eine Hohlwelle und die Förderschnecke auf den rotierenden Suspensionsring in der Vollmanteltrommel. Der Feststoff ($\rho_p > \rho_F$) sedimentiert zur Trommelwand und die geklärte Flüssigkeit gelangt über ein Wehr zum Flüssigkeitsaustritt. Der Schlamm wird in umgekehrter Richtung über den konischen Trommelteil aus dem Suspensionsring gefördert. Vor dem Austritt aus der Trommel wird der Schlamm nach dem Auftauchen aus dem Suspensionsring entwässert. Diese Schlammentwässerung ist gegenüber der Tellerzentrifuge ein wesentlicher Vorteil der Dekanter. Mit Dekantern lassen sich Suspensionen mit Feststoffvolumenanteilen bis zu 60 % verarbeiten. Durch entsprechende Änderung der Wehrhöhe und des Volumenstroms findet der Dekanter auch als Klassierer Verwendung. Die Strömung im Dekanter wird durch die mit einer Differenzdrehzahl mitrotierende Schnecke gegenüber jener in gewöhnlichen Vollmantelzentrifugen erheblich komplizierter [352]. Das im Abschn. 4.3.2.1 erarbeitete Berechnungsmodell vermag deshalb für den Dekanter nur noch Tendenzen wiederzugeben. Für die Auslegung von Dekanten sind Versuche trotz verfeinerter theoretischer Ansätze [352], [353] unumgänglich. Zur Erhöhung der Absetzgeschwindigkeit wird oft auch mit Flockungsmitteln gearbeitet [30, 62, 69, 72 u. 352 bis 354].

4.3.2.3 Bauarten für die Emulsionstrennung

Zur Emulsionstrennung werden am häufigsten Tellerzentrifugen eingesetzt. Wir wollen die Tellerzentrifugen zur Emulsionstrennung als **Separatoren** bezeichnen (dieser Begriff wird oft generell für Tellerzentrifugen verwendet). Daneben gelangen für kleinere Volumenströme auch Rohrzentrifugen zum Einsatz. Die Auslegung von Zentrifugen zur Emulsionstrennung kann zumindest bei kleinen Tropfengrößen mit der Annahme kugelförmiger, starrer Tropfen erfolgen. Infolge der hohen Scherbeanspruchung bei der Beschleunigung auf die Umlaufgeschwindigkeit in der Zentrifuge kann es allerdings zu einem Tropfenzerschlag und damit zu einer Erschwerung des Trennens kommen.

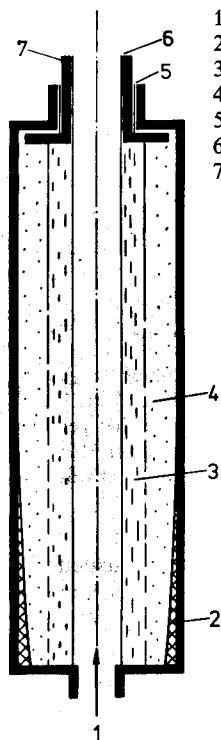


Bild 4.44
Rohrzentrifuge zur
Emulsionstrennung

- 1 Emulsionszulauf
- 2 Ablagerung fester Verunreinigungen
- 3 leichtere Phase
- 4 schwere Phase
- 5 Überlauf der schwereren Phase
- 6 Ablauf der leichteren Phase
- 7 Trennring

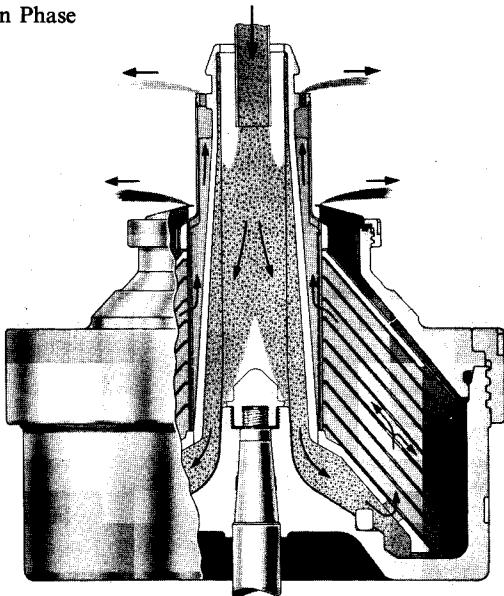


Bild 4.45 Separator in offener Bauweise mit Überläufen für die beiden Phasen (WESTFALIA SEPARATOR, Oelde)

Das Funktionsprinzip einer Rohrzentrifuge zur Emulsionstrennung geht aus dem Bild 4.44 hervor: Die leichtere Phase wird beim Durchströmen der Zentrifuge nach innen und die schwere nach außen gedrängt. Dadurch bilden sich zwei Schichten, die durch einen (den jeweiligen Volumenanteilen der beiden Phasen anzupassenden) Trennring separat entnommen werden können. Die Auslegung kann nach den Überlegungen des Abschn. 4.3.2.1 erfolgen [69].

Der Separator ist die übliche Zentrifuge zur Trennung von Emulsionsvolumenströmen über $3 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ ($\approx 0,1 \text{ m}^3/\text{h}$). Er funktioniert analog der bereits besprochenen Tellerzentrifuge. Für die Entnahme der beiden Phasen sind aber zwei Überläufe bzw. zwei Greifer und zwei separate Flüssigkeitsableitungen vorhanden: Bild 4.45. Ein weiterer Unterschied zur Tellerzentrifuge liegt in der Anordnung der Steiglöcher zur Verteilung der Emulsion auf das Tellerpaket. Sie hat sich nach den Volumenanteilen der beiden Phasen und den Reinheitsanforderungen an die beiden Komponenten zu richten [27]. Der im Bild 4.46 gezeigte selbstentleerende Separator ist zusätzlich mit dem bereits bei der Tellerzentrifuge erörterten, hydraulisch betätigten Feststoffauswurf versehen und ermöglicht damit eine bequeme Abscheidung auch

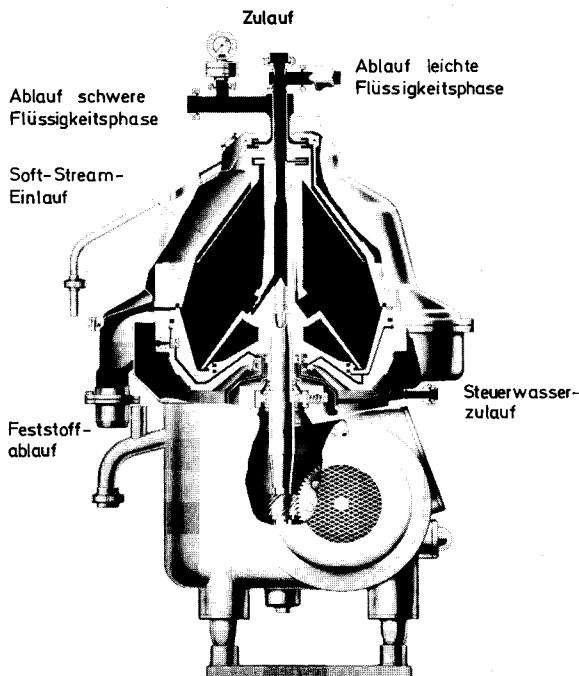


Bild 4.46

Selbstentleerender Separator in geschlossener Bauweise mit Greifern für die beiden Phasen und mit Steuerwasser betätigtem Ringkolbenschieber (WESTFALIA SEPARATOR, Oelde)

größerer Anteile an festen Verunreinigungen aus Emulsionen. Damit ist eine Trennung von Flüssig-Flüssig-Fest-Dreiphasengemischen möglich. Weiterführende Literatur s. „Tellerzentrifugen“.

4.3.3 Festigkeit der Zentrifugentrommel

Wie wir in den vorangehenden Abschnitten gesehen haben, ist für eine gute Nutzung einer Zentrifuge eine möglichst hohe Umfangsgeschwindigkeit der Trommel anzustreben. Dies ist leider auch mit einer hohen Beanspruchung des Trommelwerkstoffes verbunden. Um die maximal mögliche Drehzahl in Zentrifugen bestimmen zu können, müssen wir uns deshalb kurz mit der Berechnung der im Trommelmantel entstehenden Spannungen befassen.

Eine ausführliche Behandlung der Festigkeit kegelförmiger Vollmanteltrommeln und perforierter Trommelmäntel findet man in [69]. Wir müssen uns in diesem Abschnitt auf die Bestimmung der Tangential- und Zugspannung in dünnwandigen zylindrischen Vollmanteltrommeln beschränken. Bei dünnwandigen Trommeln sind die Radialspannungen vernachlässigbar. (Behandlung des dickwandigen Zylinders unter Fliehkräftebeanspruchung z. B. in [5]).

Der rotierende Trommelmantel wird durch die auf den Mantelwerkstoff wirkende Fliehkraft beansprucht. Die dadurch bedingte Tangentialspannung im Trommelmantel kann man sich deshalb aus zwei Anteilen zusammengesetzt denken:

$$\sigma_t = \sigma_{tT} + \sigma_{tU} \quad (4.102)$$

Die durch die auf den dünnwandigen Trommelmantel wirkende Fliehkraft hervorgerufene Tangentialspannung σ_{tt} finden wir durch Aufstellen der Gleichgewichtsbedingungen für die an einem Trommelausschnitt der Länge L wirkenden Kräfte (Bild 4.47). Die Fliehkraft F_{ω} beträgt bei gegebener Dichte des Trommelmaterials ϱ_T :

$$F_{\omega} = (r_T + \delta_T/2) d\varphi L \delta_T \varrho_T (r_T + \delta_T/2) \omega^2 \quad (4.103)$$

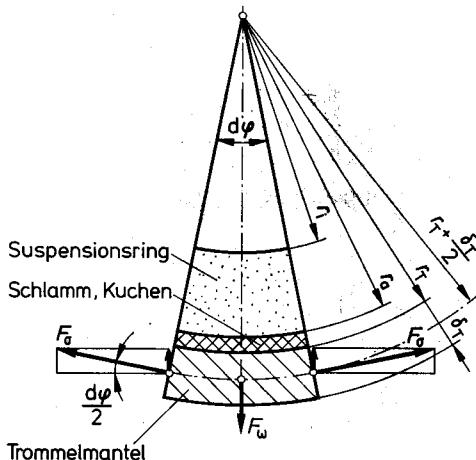


Bild 4.47 Zur Berechnung der Tangentialspannung im Trommelmantel

durch die auf den Trommehinhalt wirkende Fliehkraft bedingte Tangentialspannung aus der „Kesselformel“ bestimmen (Behandlung des dickwandigen Zylinders unter Innendruck z. B. in [5]):

$$\sigma_{\text{tJ}} = \frac{r_T p_T}{\delta_T} \quad (4.107)$$

In dieser Gleichung ist p_T der Druck des Trommehinhalts auf den Trommelmantel an der Stelle r_T . Den Druck des Suspensionsrings auf den Kuchen haben wir bereits berechnet: Gl. (4.74). Den Druck des Kuchens auf den Trommelmantel erhalten wir auf gleiche Weise. Für den Druck des ganzen Trommehinhalts auf den Trommelmantel finden wir damit (ϱ_m : mittlere Dichte des Suspensionsrings; ϱ_K : mittlere Dichte des Kuchens bzw. Schlamms):

$$p_T = \frac{\varrho_m \omega^2}{2} (r_a^2 - r_i^2) + \frac{\varrho_K \omega^2}{2} (r_T^2 - r_a^2) \quad (4.108)$$

Die Gln. (4.106), (4.107) und (4.108) in die Gl. (4.102) eingesetzt, liefern den folgenden Ausdruck für die Tangentialspannung in dünnwandigen Trommelmanteln:

$$\sigma_t = \omega^2 \left\{ \varrho_T \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right)^2 + \frac{r_T [\varrho_m (r_a^2 - r_i^2) + \varrho_K (r_T^2 - r_a^2)]}{2 \delta_T} \right\} \quad (4.109)$$

Die Tangentialspannungskräfte betragen:

$$F_{\sigma} = \delta_T L \sigma_{\text{tt}} \quad (4.104)$$

Die Bedingung für das Kräftegleichgewicht folgt aus dem Bild 4.47:

$$F_{\omega} - 2 F_{\sigma} d\varphi / 2 = 0 \quad (4.105)$$

Durch Einsetzen der Gln. (4.103) und (4.104) in die Gl. (4.105) und Auflösen nach σ_{tt} erhalten wir den folgenden Ausdruck für die durch die auf den Trommelmantel wirkende Fliehkraft hervorgerufene Tangentialspannung:

$$\sigma_{\text{tt}} = \varrho_T \omega^2 (r_T + \delta_T/2)^2 \quad (4.106)$$

Da wir nun den Fall dünnwandiger Trommeln betrachten, können wir die

Für dünne Kuchen oder falls $\varrho_K \approx \varrho_m$ gesetzt werden kann, vereinfacht sich die Gl. (4.109) zu:

$$\sigma_t \approx \omega^2 \left[\varrho_T \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right)^2 + \frac{\varrho_m (r_T^2 - r_i^2) r_T}{2 \delta_T} \right] \quad (4.110)$$

Wir erkennen aus dieser Beziehung, daß die Tangentialspannung dem Quadrat der Trommeldrehzahl proportional ist. Die Durchsatzvergrößerung von Zentrifugen durch eine Drehzahlerhöhung stößt somit rasch an Festigkeitsgrenzen.

Der Innendruck des Trommehinhalts bewirkt auch eine Kraft auf die beiden Seitenwände der Trommel.

Diese ruft im Trommelmantel eine Axialspannung σ_a hervor. Wir betrachten zunächst den Suspensionsring zwischen r_i und r_a (Bild 4.47). In diesem erhalten wir den Druck der Suspension auf die Seitenwände an einer beliebigen Stelle r aus der Gl. (4.74):

$$p_1 = \frac{\varrho_m \omega^2}{2} (r^2 - r_i^2) \quad (4.111)$$

Der örtliche Druck des Kuchens auf die Seitenwände beträgt:

$$p_2 = \frac{\varrho_K \omega^2}{2} (r^2 - r_a^2) + p_{SR} \quad (4.112)$$

Nun können wir die auf die seitlichen Begrenzungsfächen der Trommel wirkende Druckkraft berechnen:

$$F_a = \int_{r_i}^{r_a} p_1 2 \pi r dr + \int_{r_a}^{r_T} p_2 2 \pi r dr \quad (4.113)$$

Mit p_1 und p_2 aus den Gln. (4.111) und (4.112) liefert die Integration nach dem Einsetzen von p_{SR} aus der Gl. (4.74):

$$F_a = \frac{\pi \omega^2}{4} [\varrho_m (r_a^2 - r_i^2)^2 + \varrho_K (r_T^2 - r_a^2)^2 + 2 \varrho_m (r_a^2 - r_i^2) (r_T^2 - r_a^2)] \quad (4.114)$$

Die Axialspannung im Trommelmantel beträgt:

$$\sigma_a = \frac{F_a}{2 \pi \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right) \delta_T} \quad (4.115)$$

Durch Einsetzen von F_a aus der Gl. (4.114) finden wir daraus:

$$\sigma_a = \frac{\omega^2 [\varrho_m (r_a^2 - r_i^2)^2 + \varrho_K (r_T^2 - r_a^2)^2 + 2 \varrho_m (r_a^2 - r_i^2) (r_T^2 - r_a^2)]}{8 \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right) \delta_T} \quad (4.116)$$

Für sehr dünne Kuchen oder falls $\varrho_K \approx \varrho_m$ gesetzt werden kann, vereinfacht sich die Gl. (4.116) zu:

$$\sigma_a \approx \frac{\omega^2 \varrho_m (r_T^2 - r_i^2)^2}{8 \left(r_T + \frac{\delta_T}{2} \right) \delta_T} \quad (4.117)$$

Für die Hypothese der Gestaltänderungsenergie [34] beträgt die maßgebende Vergleichsspannung für den vorliegenden ebenen Spannungszustand:

$$\sigma_0 = \sqrt{\sigma_t^2 + \sigma_a^2 - \sigma_t \sigma_a} \quad (4.118)$$

Bei Vollmanteltrommeln aus nichtrostenden Stählen darf diese Vergleichsspannung höchstens 15% bis 20% der Bruchgrenze (Trennbruch R_m [5]) erreichen. Ein Programm zur Berechnung der Vergleichsspannung nach den obigen Ausführungen findet man im Paket MVT [93]. Für konische und durchlässige Trommeln wird die Festigkeitsrechnung in [69] ausführlich behandelt.

Beispiel 4.8 Welche Zentrifugalbeschleunigung lässt sich in einer Vollmantelzentrifuge mit einem Trommellinnendurchmesser von 500 mm und in einer Rohrzentrifuge mit einem Innendurchmesser von 75 mm höchstens erreichen, wenn die Trommel aus dem Werkstoff X5CrNi 18 9 (1.4301) mit einer Zugfestigkeit von 500 N/mm² gefertigt ist und die maximale Vergleichsspannung höchstens ein Siebtel davon – also 71,4 N/mm² = 7,14 · 10⁷ Pa – erreichen darf?

Suspension: Feststoffdichte = 1500 kg/m³,
Flüssigkeitsdichte = 1000 kg/m³,
Feststoffbeladung = 0,01;

Schlamm: Porosität = 0,65, $r_s/r_T = 0,92$;

Trommel: Dichte des Trommelwerkstoffs = 7820 kg/m³,

Dicke des Trommelmantels = 15 mm, $r_i/r_T = 0,72$.

Die beiden Winkelgeschwindigkeiten erhalten wir durch Einsetzen der Gln. (4.109) und (4.116) in (4.118) und Auflösen nach ω zu 305 1/s für die Vollmantelzentrifuge und zu 2070 1/s für die Rohrzentrifuge. Die sich bei diesen Winkelgeschwindigkeiten ergebenden Spannungen, Beschleunigungen und Schleuderziffern (Verhältnis der Zentrifugalbeschleunigung zur Erdbeschleunigung) sind in der Tab. 4.6 zusammengestellt.

Tabelle 4.6 Lösung des Beispiels 4.8

		Vollmantelzentrifuge	Rohrzentrifuge
Innenradius Suspensionsring r_i	[m]	0,180	0,0270
Innenradius Schlamschicht r_s	[m]	0,230	0,0345
Trommellinnenradius r_T	[m]	0,250	0,0375
Dicke des Trommelmantels δ_T	[m]	0,015	0,015
Drehzahl n	[1/s]	48,5	329,3
Winkelgeschwindigkeit $\omega = n \cdot 2 \pi$	[1/s]	305	2070
Dichte Suspensionsring aus (4.71)	[kg/m ³]	1003	1003
Schlammtdichte = $0,35 \cdot 1500 + 0,65 \cdot 1000$	[kg/m ³]	1175	1175
Tangentialspannung σ_t aus (4.109)	[Pa]	$7,28 \cdot 10^7$	$7,16 \cdot 10^7$
Axialspannung σ_a aus (4.116)	[Pa]	$2,78 \cdot 10^6$	$3,71 \cdot 10^5$
Vergleichsspannung σ_0 aus (4.118)	[Pa]	$7,14 \cdot 10^7$	$7,14 \cdot 10^7$
Näherung: σ_t aus (4.110)	[Pa]	$7,15 \cdot 10^7$	$7,14 \cdot 10^7$
σ_a aus (4.117)	[Pa]	$2,73 \cdot 10^6$	$3,65 \cdot 10^5$
σ_0 aus (4.118)	[Pa]	$7,02 \cdot 10^7$	$7,12 \cdot 10^7$

Tabelle 4.7 Vergleichsspannungen in Abhängigkeit der Trommeldicke für das Beispiel 4.8
Drehzahlen und übrige Abmessungen in Tabelle 4.6

Dicke des Trommelmantels [mm]	Vergleichsspannung in Trommel der Vollmantelzentrifuge [N/mm ²]	Vergleichsspannung in Trommel der Rohrzentrifuge [N/mm ²]
4		65,8
5		64,4
6		64,0
7		64,1
8	90,5	64,5
10	82,1	65,9
15	71,4	71,4
20	66,5	
40	61,7	
50	61,9	

Die Tab. 4.7 zeigt, daß die Vergleichsspannung bei bestimmten Trommelwanddicken (42 mm bei Vollwandzentrifuge und 6 mm bei Rohrzentrifuge) minimal wird. Bei kleineren Wandstärken nimmt die Vergleichsspannung zu, weil dann die von der Trommeldicke unabhängige Beanspruchung durch den Inhalt (Suspensionsring und Schlammschicht) dominant werden. Größere Wandstärken führen ebenfalls zu höheren Vergleichsspannungen, da die Fliehkraftwirkung auf die Trommel selbst immer größer wird. Die Beanspruchung durch den Inhalt verliert dann zunehmend an Bedeutung. Die Abhängigkeit der Vergleichsspannung von der Trommelwanddicke ist allerdings so schwach, daß beispielsweise für die Vollmantelzentrifuge eine Trommel mit einer Dicke von etwa 10 mm durchaus genügt.

4.4 Trennen im Zyklon

Die Abscheidung der dispersen Phase erfolgt in den Zyklenen (Fliehkraftabscheider, cyclone) wie in den Sedimentierzentrifugen durch Fliehkraft. Im Gegensatz zur aufwendigen Konstruktion der Zentrifuge weist der sehr einfach aufgebaute Zyklon keine bewegten Apparateile auf: Bild 4.48. Zyklen sind deshalb sehr preisgünstig. Ihr hoher Druckverlust und die oft bescheidene Trennschärfe (Abschn. 4.5.1) sind allerdings erhebliche Nachteile.

Das zu trennende Gemisch strömt i.allg. tangential in einen rotationssymmetrischen Raum. Dadurch wird in diesem eine Drehströmung erzeugt. In dieser werden die Teilchen (mit größerer Dichte) nach außen geschleudert. Die kontinuierliche Phase entweicht durch das Tauchrohr nach oben (overflow), während die disperse am Zyklonmantel nach unten gleitet (underflow). Die Entnahme erfolgt im Falle fester disperser Phasen durch Zellradschleusen oder bei flüssiger disperter Phase durch Überläufe oder Pumpen. Der unten an den Zyklonmantel anschließende Abscheide-

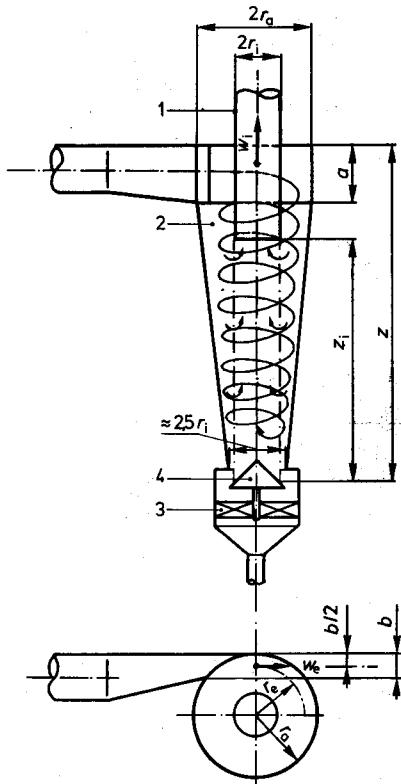


Bild 4.48 Zyklonabscheider mit Tangentialeneinlauf
 1 Tauchrohr
 2 Abscheideraum
 3 Feststoffsammelbehälter
 4 Abschirmkegel

Wir beschränken uns im folgenden auf die Auslegung eines Zylkons für den wichtigen Einsatzbereich der Staubabscheidung aus Gasen. Die dafür gebauten Zylkone nennt man auch Aerozyklone oder Gaszyklone. Sie dienen hauptsächlich zur Grobstaubung und damit zur Entlastung der nachgeschalteten Staubfilter. Näheres in [40].

4.4.1 Trennteilchengrößen

Die sich im Zyklon einstellende räumliche Strömung ist sehr kompliziert und lässt sich auch mit aufwendigen Ansätzen nur näherungsweise beschreiben (Zweiphasenströmung, räumliche Sekundärströmungen, Turbulenzeinfluss auf den Absetzvorgang). Die in einem Zyklonabscheider erreichbare Trennteilchengröße d_T (Abschn. 4.5.1) lässt sich aber mit einem sehr einfachen Modell schon recht gut abschätzen. Wir müssen uns im Rahmen dieser Einführung damit begnügen. Für eine exaktere Berech-

raum und der darin angebrachte Abschirmkegel verhindern ein Wiederaufwirbeln abgeschiedener Feststoffteilchen. Der Zyklonmantel kann zylindrisch oder – wie im Bild 4.48 – mit einem konisch unteren Teil ausgeführt werden. Neben dem im Bild 4.48 dargestellten tangentialen Einlauf werden Zylkone auch mit Spiraleinlauf und axialem Einlauf mit Leitschaufeln zur Erzeugung der Rotationsströmung gebaut. Zur Trennung größerer Volumenströme werden mehrere kleinere Zylkone parallel geschaltet, da man dadurch eine bessere Abscheidung erreicht als mit einem einzelnen großen Zyklon (Multizyklon, multiple cyclone) [88].

Zylkone eignen sich zur Abscheidung fester Teilchen aus Gasen und Flüssigkeiten. Sie werden auch häufig für die Tropfenaabscheidung aus Gasen eingesetzt [12, 355]. Auch das Klassieren von Feststoffen zählt zu den Einsatzgebieten des Zylkons [40, 72, 356]. Hier wirkt sich allerdings die geringe Trennschärfe (Abschn. 4.5.1) einschränkend aus. Bedingt eignen sich Zylkone auch zum Trennen von Emulsionen [72], [357], [358]. Die zur Abtrennung fester Teilchen aus Flüssigkeiten gebauten Zylkone werden als Hydrozyklone (hydrocyclone) bezeichnet. Ihre Auslegung erfolgt nach ähnlichen Überlegungen wie jene der Gaszyklone. Für Besonderheiten in den Bauformen, dem Betrieb und der Berechnung von Hydrozyklonen sei auf [10, 62, 72], [359] bis [362] verwiesen.

nung, die Bestimmung der optimalen Abmessungen und die Ermittlung des Abscheidungsgrads für beliebige Teilchengrößen sei auf [10], [88], [363] bis [369] verwiesen. Entscheidend für die Feststoffabscheidung sind die Strömungsverhältnisse entlang der im Bild 4.48 strichpunktet angedeuteten, gedachten Zylindermantelfläche mit dem Innenradius des Tauchrohrs r_i und der Länge z_i . Grob vereinfacht, läßt sich die Strömung im Bereich dieser Fläche als ebene Wirbelströmung mit der Bedingung $w_u r = \text{konstant}$ [4] aus der Umfangsgeschwindigkeit am Eintritt in den Zyklon berechnen. Versuche an Zyklonabscheidern haben gezeigt, daß die Beziehung $w_u r^m = \text{konstant}$ die wirklichen Verhältnisse zutreffender wiedergeben vermag. Damit erhalten wir die gesuchte Umfangsgeschwindigkeit w_e an der Stelle $r = r_e$ (Bild 4.48) zu:

$$w_{ui} = r_i \omega_i = w_e (r_e / r_i)^m \quad (4.119)$$

Je nach Zyklonbauart (Tangentialeinlauf wie im Bild 4.48, Einlaufspirale oder axialer Einlauf mit Schaufelkranz [88]), geometrischen Verhältnissen, Feststoffbeladung und Eintrittsgeschwindigkeit liegt der Wert des Exponenten m zwischen 0,5 und 1.

Die längs der Höhe z_i als konstant angenommene Radialgeschwindigkeit an der Stelle r_i können wir aus der Kontinuitätsgleichung bestimmen:

$$w_{ri} = \dot{V} / (2 \pi r_i z_i) \quad (4.120)$$

Die nach der Gl. (4.119) berechnete Umfangsgeschwindigkeit bewirkt eine entsprechende Fliehkraft auf die Teilchen. Hier können wir auf das bei den Sedimentierzentrifugen Erarbeitete zurückgreifen. Da wir vor allem an der Abscheidung möglichst feiner Teilchen interessiert sind, können wir die durch die Fliehkraft bedingte Sedimentation der dispersen Phase als laminar annehmen. Die Absetzgeschwindigkeit der Teilchen an der Stelle $r = r_i$ kann deshalb mit der Winkelgeschwindigkeit $\omega = \omega_i$ aus der Gl. (4.119) und der Beziehung (4.94) berechnet werden. An der Stelle $r = r_i$ müssen Partikel mit der Trennteilchengröße gerade in der Schwebe bleiben. Der Betrag der mit $d_p = d_t$ aus der Gl. (4.94) berechneten Sinkgeschwindigkeit muß somit jenem der Radialgeschwindigkeit aus der Gl. (4.120) entsprechen. Diese Bedingung führt mit der Eintrittsgeschwindigkeit

$$w_e = \dot{V} / A_e \quad (4.121)$$

(A_e = Eintrittsquerschnitt) auf die folgende Beziehung für die Trennteilchengröße:

$$d_t = \sqrt{\frac{9 \eta A_e^2}{\pi z_i (\rho_p - \rho_f)} \dot{V}} (r_i / r_e)^m \quad (4.122)$$

4.4.2 Druckverlust und Auslegung

Die Zyklonabscheider zur Staubabscheidung weisen leider recht hohe Druckverluste im Bereich von 1000 bis 2500 Pa auf. Die Gl. (1.122) legt zunächst nahe, einen Zyklon zur Erzielung einer kleinen Trennteilchengröße mit kleinem Radienverhältnis r_i/r_e und kleinem Eintrittsquerschnitt A_e zu betreiben. Dies ergäbe zwar sehr hohe Zentri-

fugalbeschleunigungen an der entscheidenden Stelle mit $r = r_i$; würde aber auch zu entsprechend hohen Druckverlusten führen, weil das Tauchrohr dann nur noch einen kleinen Durchmesser hätte.

Am Eintritt ins Tauchrohr entsteht nämlich der Hauptdruckverlust (Größenordnung 80 bis 90 % des Gesamtdruckverlusts). Die für den Druckverlust entscheidene Größe ist deshalb die mittlere Geschwindigkeit im Tauchrohr. Auch in der Eintrittszone entstehen beachtliche Druckverluste. Für die Berechnung des Druckverlusts in einem Zyklon benötigen wir deshalb Widerstandsbeiwerte für die Einlaufzone c_{fe} und für das Tauchrohr c_{fi} . Damit kann der Druckverlust in Analogie zur Gl. (3.17) aus der folgenden Beziehung bestimmt werden:

$$\Delta p = (\rho/2) (c_{fi} + c_{fe}) w_i^2 \quad (4.123)$$

Die beiden Widerstandsbeiwerte können nach Barth-Muschelkautz [88] aus einem von der Feststoffbeladung X abhängigen Wandreibungsbeiwert

$$c_w = 0,005 (1 + 3 \sqrt{X}) \quad (4.124)$$

der dimensionslosen Umfangsgeschwindigkeit w_{ui}/w_i

$$Wu = 1 / [(Av/Ra) + c_w Z] \quad (4.125)$$

und der nach der Gl. (3.15) mit dem Tauchrohrinnendurchmesser ($L_c = 2 r_i$) und der Geschwindigkeit im Tauchrohr w_i zu bildenden Reynoldszahl Re_i aus dem Bild 4.49 und der folgenden Gleichung ermittelt werden:

$$c_{fe} = \frac{Wu^2}{Ra} \left[\frac{1}{(1 - c_w Z Wu)^2} - 1 \right] \quad (4.126)$$

Der Druckverlustkennwert Av und die geometrischen Verhältnisse Ra und Z können für drei Zyklontypen mit tangentialem Einlauf der Tab. 4.8 entnommen werden. Nebst der hier gezeigten Näherungsmethode ist im Paket MVT [93] auch die rechnerische Ermittlung der Abscheidungsgradkurve nach Mothes [40, 368] programmiert.

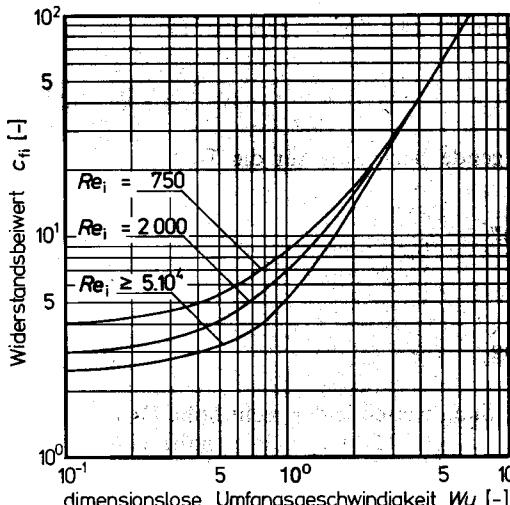


Bild 4.49

Widerstandsbeiwert des Tauchrohrs für Zyklone mit Tangentialeinlauf in Abhängigkeit der dimensionslosen Umfangsgeschwindigkeit und der Reynoldszahl im Tauchrohr (nach [88])

Tabelle 4.8 Geometrische Verhältnisse und Kennwerte häufig gebauter Zyklontypen mit Tangentialeinlauf

Typ	$Z = z/r_i$	z_i/r_i	$Ra = r_a/r_i$	b/r_a	A_e/A_i	Av
A	7,5	4,5	4	0,3	0,8	0,7
B	10	7	3,2	0,3	0,8	0,7
C	15	12	2,5	0,53	1,4	1,2

Beispiel 4.9 Zur Reinigung von $5000 \text{ m}^3/\text{h}$ eines Industrieabgases (Dichte = $1,0 \text{ kg/m}^3$, dynamische Viskosität = $18,43 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms}$) von einem Staub mit einer Feststoffdichte von 2500 kg/m^3 (Staubbeladung = 0,005) ist ein Zyklon mit den Geometrieverhältnissen des Typs B der Tab. 4.8 auszulegen. Welche Trennteilchengröße ist bei einem maximalen Druckverlust von 1670 Pa zu erreichen?

a) Zyklonabmessungen:

Wandreibungsbeiwert aus (4.124)	$c_w = 0,00606,$
dimensionslose Umfangsgeschwindigkeit aus (4.125)	$Wu = 3,58,$
Widerstandsbeiwert c_{fe} aus (4.126)	$c_{fe} = 2,53,$
Widerstandsbeiwert c_{fi} aus Bild 4.49	$c_{fi} = 35,0,$
Gesamtwiderstandsbeiwert	$c_f = c_{fe} + c_{fi} = 37,5,$
Tauchrohrgeschwindigkeit aus (4.123)	$w_i = \sqrt{2 \Delta p / (c_f \rho)} = 9,43 \text{ m/s},$
Volumenstrom	$\dot{V} = 5000 / 3600 \text{ m}^3/\text{s} = 1,389 \text{ m}^3/\text{s},$
Tauchrohrquerschnitt	$A_i = \dot{V} / w_i = 0,1472 \text{ m}^2,$
Tauchrohrradius	$r_i = \sqrt{A_i / \pi} = 0,217 \text{ m},$
Gesamthöhe	$z = 10 r_i = 2,17 \text{ m},$
Abstand Tauchrohr-Abschirmkegel	$z_i = 7 r_i = 1,52 \text{ m},$
Eintrittsquerschnitt	$A_e = 0,8 A_i = 0,118 \text{ m}^2,$
Außenradius	$r_a = Ra r_i = 0,693 \text{ m},$
Breite des Eintrittsstutzens	$b = 0,3 \cdot r_a = 0,208 \text{ m},$
Höhe des Eintrittsstutzens	$a = A_e / b = 0,568 \text{ m},$
Radius r_e	$r_e = r_a - b/2 = 0,589 \text{ m};$

b) Trennteilchengröße

$$d_T \text{ mit } m = 1 \text{ aus der Gl. (4.122)} \quad d_T = 4,34 \cdot 10^{-6} \text{ m.}$$

Die exaktere Auslegung nach Barth-Muschelkautz liefert für dieses Beispiel die gleiche Trennteilchengröße [88]. (Mit $m = 0,5$ ergäbe die Gl. (4.122) übrigens eine Trennkorngröße von $7,15 \cdot 10^{-6} \text{ m}$, mit $m = 0,75$ eine solche von $5,57 \cdot 10^{-6} \text{ m}$.) Die gleiche Rechnung liefert für einen nur halb so großen Druckverlust des Zylkons von 835 Pa (und $m = 1$): $w_i = 6,67 \text{ m/s}$, $r_i = 0,257 \text{ m}$, $r_a = 0,824 \text{ m}$, $b = 0,247 \text{ m}$, $a = 0,674 \text{ m}$, $r_e = 0,700 \text{ m}$, $z = 2,57 \text{ m}$, $z_i = 1,80 \text{ m}$ und eine Trennteilchengröße von immer noch $d_T = 5,63 \cdot 10^{-6} \text{ m}$. Die hier erkennbare, starke Abhängigkeit des Druckverlusts von der Trennteilchengröße erklärt, weshalb Zykline i.allg. nur zur Abscheidung von Staubteilchen über $5 \cdot 10^{-6} \text{ m}$ wirtschaftlich sind. Für kleinere Trennteilchengrößen ergeben sie zu hohe Druckverluste.

4.5 Ergänzungen

In diesem Abschnitt wollen wir uns noch überlegen, wie das Trennverhalten aller mechanischer Trennverfahren charakterisiert werden kann und wie aus den zahlreichen Trennapparaten der richtige auszuwählen ist.

4.5.1 Abscheidungsgrad und Trennschärfe

Es gibt kein mechanisches Trennverfahren, das Teilchen ab einer bestimmten Größe vollständig und Teilchen unterhalb dieser Trennteilchengröße überhaupt nicht mehr abscheiden würde. Der Übergang zwischen vollständig abgeschiedenen Teilchengrößen und überhaupt nicht mehr abgeschiedenen ist stetig. Jeder Trennapparat hat seine eigene Übergangscharakteristik. Wir müssen uns deshalb überlegen, wie diese in allgemeiner Form beschrieben werden kann.



Bild 4.50

Zur Bestimmung des Abscheidungsgrads

Durch Messen der Beladung vor (X_e) und nach (X_a) dem Trennapparat (Meßmethoden im Kap. 1) gelangen wir bereits zu einer ersten wichtigen Aussage über das Trennverhalten: Bild 4.50. Der in den Trennapparat gelangende Massenstrom an disperser Phase und der daraus austretende betragen:

$$\dot{M}_{pe} = X_e \dot{M}_F ; \dot{M}_{pa} = X_a \dot{M}_F \quad (4.127)$$

Die pro Zeiteinheit im Trennapparat zurückgehaltene Masse an disperser Phase ist die Differenz dieser Massenströme. Bezieht man sie auf den eintretenden Massenstrom an disperser Phase, erhält man mit (4.127) den Gesamtabscheidungsgrad (total efficiency) zu:

$$\eta_{AG} = \frac{\dot{M}_{pe} - \dot{M}_{pa}}{\dot{M}_{pe}} = \frac{X_e - X_a}{X_e} \quad (4.128)$$

Der Gesamtabscheidungsgrad sagt zwar, welcher Anteil an disperser Phase in einem mechanischen Trennapparat abgeschieden wird. Er gibt aber keine Auskunft darüber, wieviel von einer bestimmten Korngröße abgeschieden wird. Dies ist aber oft von großem Interesse. Bei Entstaubern ist man beispielsweise an der Abscheidung des lungengängigen Staubanteils mit Teilchengrößen unter etwa $5 \cdot 10^{-5}$ m besonders interessiert. Um den Abscheidungsgrad für eine beliebige Teilchengröße berechnen zu können, müssen wir vor und nach dem Trennapparat auch noch die Teilchengrößeverteilung messen. Damit können wir nach den Ausführungen im 1. Kapitel den Verlauf der relativen Häufigkeit der Teilchengröße vor (y_{He}) und nach (y_{Ha}) dem Trennapparat berechnen. Der in und aus dem Trennapparat tretende Massenstrom einer infinitesimalen Teilchengrößenklasse folgt damit aus der Definitionsgleichung für die relative Häufigkeit (1.11) zu:

$$d\dot{M}_{pe} = y_{He} \dot{M}_{pe} d(d_p) ; d\dot{M}_{pa} = y_{Ha} \dot{M}_{pa} d(d_p) \quad (4.129)$$

Den Abscheidungsgrad für eine bestimmte Teilchengröße (differentieller Abscheidungsgrad, grade efficiency)

$$\eta_A = \frac{d\dot{M}_{pe} - d\dot{M}_{pa}}{d\dot{M}_{pe}} \quad (4.130)$$

erhalten wir nun durch Einsetzen der Massenströme der infinitesimalen Teilchen-

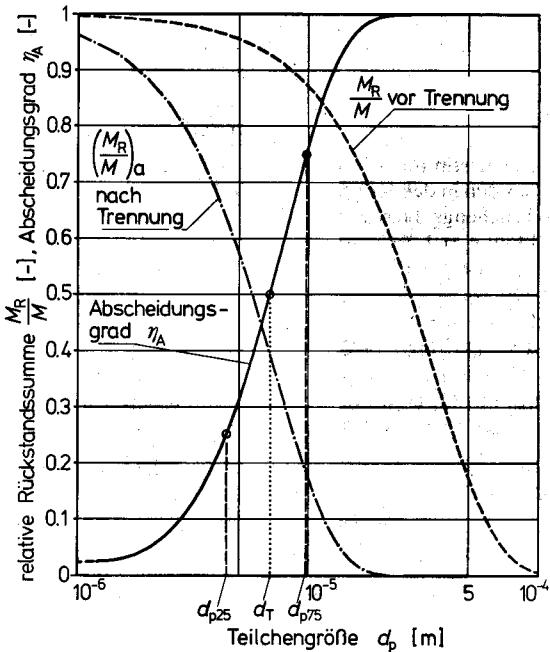


Bild 4.51
Beispiel einer mechanischen Trennung mit relativen Rückstandssummen vor und nach der Trennung mit daraus berechneter Abscheidungsgradkurve (Beispiel 4.10)

klasse nach (4.129) mit den Gesamtmassenströmen aus Gl. (4.127) zu:

$$\eta_A = \frac{y_{He} X_e - y_{Ha} X_a}{y_{He} X_e} \quad (4.131)$$

Das Bild 4.51 zeigt den Verlauf einer Abscheidungsgradkurve für ein Beispiel eines Zylkonabscheiders. Die Teilchengröße, von der die Hälfte abgeschieden wird ($\eta_A = 0,5$), bezeichnet man als Trennteilchengröße (cut size) d_T . Die obere Grenzteilchengröße (limit of separation) ist die Teilchengröße, ab welcher eine vollständige Abscheidung stattfindet ($\eta_A = 1$). Die untere Grenzteilchengröße ist die Teilchengröße, unterhalb der gar nichts mehr abgeschieden wird ($\eta_A = 0$).

Die Trennschärfe (sharpness of cut) einer mechanischen Trennung ist umso besser, je steiler die Abscheidungsgradkurve verläuft. Es existieren mehrere Definitionen für die Trennschärfe. Im allgemeinen ist es genügend, die Trennschärfe J mit dem Quotienten

$$J = d_{p25} / d_{p75} \quad (4.132)$$

zu charakterisieren. Darin sind d_{p25} und d_{p75} die Korngrößen mit einem Abscheidungsgrad von 25% und von 75%. Für eine sehr scharfe Trennung geht J gegen 1; für eine sehr verschwommene Trennung gegen Null. Das Paket MVT [93] ermöglicht die Berechnung des Gesamtabseidungsgrads nach (4.128) und des Abscheidungsgrads nach (4.131) für die im Abschnitt 1.3.2 erörterten Verteilungsgesetze am Ein- und Austritt des Trennapparats.

Beispiel 4.10 Die bei der Staubabscheidung in einem Zyklon aus Teilchengrößenanalysen am Ein- und Austritt bestimmten relativen Rückstandssummenkurven sind im Bild 4.51 eingetra-

gen. Die Staubbeladungsmessungen ergeben $X_e = 0,01$ am Eintritt und $0,0009$ am Austritt aus dem Zyklon. Wie groß sind der Gesamtabscheidungsgrad und der Abscheidungsgrad des Staubs bei einer Teilchengröße von 10^{-5} m? Welches ist die Trennteilchengröße, und wie groß ist die erreichte Trennschärfe?

Der Gesamtabscheidungsgrad folgt aus der Gl. (4.128) zu $\eta_{AG} = 0,91 = 91\%$.

Zur Bestimmung der relativen Häufigkeit gehen wir nach dem Abschn. 1.3.2 vor. Wir erkennen aus den in den Körnungsnetzen eingetragenen relativen Rückstandssummen, daß sich die beiden Teilchengrößenverteilungen mit dem RRSB-Gesetz darstellen lassen. Parameter vor dem Zyklon: $n = 1,58$, $d_p = 3,50 \cdot 10^{-5}$ m; nach dem Zyklon: $n = 1,66$, $d_p' = 7,09 \cdot 10^{-6}$ m. Dies ergibt nach der Gl. (1.28) für $d_p = 10^{-5}$ m die folgenden relativen Häufigkeiten: $y_{He} = 1,901 \cdot 10^4$ 1/m und $y_{Hn} = 5,01 \cdot 10^4$ 1/m. Die Gl. (4.131) liefert damit schließlich $\eta_A = 0,763$.

In gleicher Weise können weitere Punkte der Abscheidungsgradkurve ermittelt werden: Bild 4.51. Die Trennteilchengröße erhält man damit zu $d_T = 6,78 \cdot 10^{-6}$ m. Aus der Abscheidungsgradkurve im Bild 4.51 lesen wir weiter ab: $d_{p25} = 4,39 \cdot 10^{-6}$ m und $d_{p75} = 9,80 \cdot 10^{-6}$ m. Die Gl. (4.132) ergibt damit eine Trennschärfe von $J = 0,448$.

4.5.2 Auswahl mechanischer Trenneinrichtungen

Wir haben in diesem Kapitel eine ganze Anzahl von Apparaten und Maschinen zur mechanischen Trennung von Gemischen nach den Prinzipien der Filtration oder der Sedimentation kennengelernt. Für viele Trennaufgaben kommen meist zahlreiche Trenneinrichtungen in Frage, und es ist nicht leicht, eine optimale Wahl zu treffen. Neben dem Abscheidungsgrad, der Trennschärfe, den Investitions- und Betriebskosten sind die Betriebssicherheit, die Betriebsmöglichkeit unter Abschluß von der Umgebung (Geruch, Betrieb unter Schutzgas oder Inertisierbarkeit), der Platzbedarf – aber auch die mit einer bestimmten Trenneinrichtung bereits gesammelten Erfahrungen ausschlaggebend. Es gibt deshalb keine einfache Regel zur Auswahl mechanischer Trenneinrichtungen.

Schon der Entscheid „Sedimentation oder Filtration“ fällt oft schwer. Falls der Feststoff bei der Suspensionstrennung durch Waschen von der ursprünglichen Flüssigkeit befreit werden muß oder wenn hohe Anforderungen an geringe Restfeuchten im Feststoff gestellt werden, scheidet die Sedimentation im vornherein aus. Auch wenn die Dichtedifferenz zwischen der dispersen und der kontinuierlichen Phase sehr klein ist und das Prinzip der Flotation versagt, ist die Filtration vorteilhafter. In den übrigen Fällen ergeben die geringeren Kosten und der leichter erreichbare kontinuierliche Betrieb meist einen Entscheid zugunsten des Sedimentationsprinzips. Falls damit keine genügende Abscheidung erzielt werden kann, ist auch eine Kombination der Sedimentation mit einer nachfolgenden Feintrennung in einem Filter zu prüfen. Auch bei der Abtrennung von Feststoffen aus Gasen (Rauchtrennung) ist diese Kombination oft am zweckmäßigsten. So ist es meist sinnvoller, bei der Staubabscheidung zunächst eine Grobabscheidung durch einen Zyklon und anschließend eine Feinabscheidung in einem Gewebefilter vorzunehmen, als die oft hohen Reinheitsanforderungen nur mit einem Zyklon oder nur mit einem Gewebefilter erfüllen zu wollen. Für die Trennung von Emulsionen und Nebel kommen i.allg. nur nach dem Prinzip der Sedimentation arbeitende Einrichtungen in Frage.