

## Über die Kinetik des Entfeuchtungsvorgangs bei der Druckfiltration feinstkörniger Suspensionen

Harald Anlauf, Reinhard Bott, Werner H. Stahl \*)

### Zusammenfassung

Auf der Basis breit angelegter praxisorientierter Filtrationsuntersuchungen im Labor- und halbtechnischen Maßstab konnten Möglichkeiten und Grenzen einer Berechnung des Entfeuchtungsvorganges in Filterkuchen aufgezeigt werden. Zur Gewinnung von Auslegungsdaten werden Methoden zur Senkung des experimentellen Aufwandes diskutiert. Die Möglichkeit der Beschreibung von Sättigungsgrad und Gasverbrauch im gesamten technisch realisierbaren Bereich von Druckdifferenz, Kuchenhöhe und Entfeuchtungszeit macht eine Optimierung dieser Einstellgrößen möglich. Die Kombination aus Laborfiltration und Pilotfilteranlage ermöglicht die Erarbeitung verlässlicher Scale-up Unterlagen zur Auslegung kontinuierlich arbeitender Drehfilter für die Vakuum-, Druck- und Druck/Vakuum-Filtration. Ein Vergleich der Meßergebnisse zwischen Labor- und Drehfilter ist dabei nur möglich, wenn durch weitgehend identische Randbedingungen während der Kuchenbildung eine hinreichend vergleichbare Porenstruktur der Filterkuchen entsteht.

## 1 Zielsetzung

Die Auslegung eines kontinuierlich arbeitenden Vakuum- oder Druckfilters erfordert u.a. die Beantwortung folgender Fragen:

- Läßt sich ein geforderter Suspensionsdurchsatz realisieren?
- Kann der entstehende Filterkuchen befriedigend entfeuchtet werden?
- Gewährleistet der benötigte Energieverbrauch zur Verdichtung der durch den Filterkuchen strömenden Luft noch einen wirtschaftlichen Betrieb?

Zur Beantwortung dieser Fragen müssen der Kuchenbildungs- und der Entfeuchtungsvorgang der entstehenden Haufwerke in Abhängigkeit von den frei wählbaren Einstellparametern des Filtergerätes beschrieben werden können.

Die Filterkuchenbildung ist bereits vielfach untersucht worden und kann in ihren physikalischen Zusammenhängen auch für schwierige Filtrationsprodukte (kompressible Kuchen) als weitgehend geklärt betrachtet werden [1].

Die vorliegenden Ausführungen konzentrieren sich daher auf den Entfeuchtungsvorgang, wobei hier der Druckgradient in der Gasphase konstant gehalten werden soll.

## 2 Apparaturen und Versuchsprodukte

Die zur Erreichung des oben formulierten Zieles notwendigen Experimente sollten so weit wie möglich an den Verhältnissen des praktischen Filterbetriebes orientiert sein.

Apparativ führte diese Forderung zum Einsatz einer diskontinuierlich mit Suspension zu beschickenden Labordrucknutsche mit einer Filterfläche von  $A = 20 \text{ cm}^2$  (Abb. 1) [2] und eines kontinuierlich arbeitenden Pilottrommelfilters ( $A = 0,72 \text{ m}^2$ ), welches in einem Druckraum installiert ist (Abb. 2) [3].

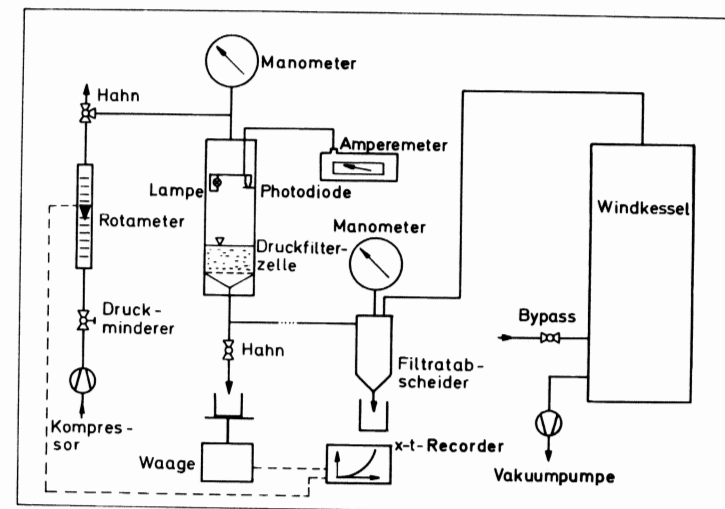


Abb. 1: Labordruckfilter

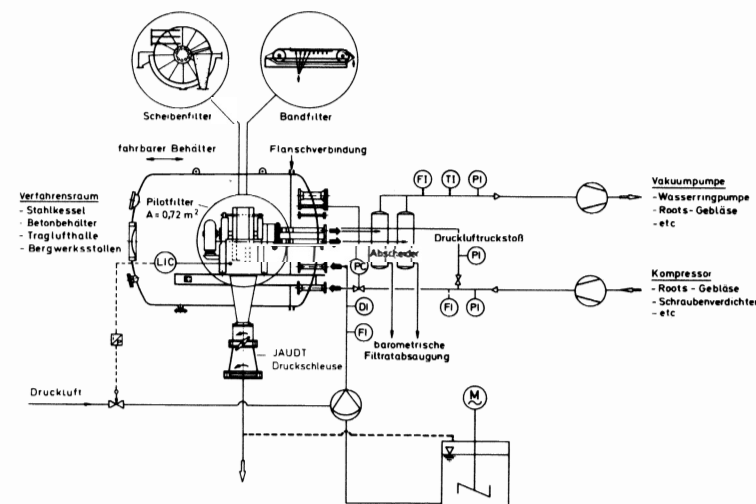


Abb. 2: Pilottrommelfilter

Beide Anlagen sind dazu geeignet, Vakuum- (bis  $p_u = 0,2 \text{ bar}$ ), Überdruck- (bis  $p_o = 5 \text{ bar}$ ) und die kombinierte Druck/Vakuumfiltration (hyperbare Vakuumfiltration) zu betreiben.

Als Versuchsprodukte kamen ausschließlich Konzentrate aus der Erz-, Kohle- und Mineralaufbereitung zur Anwendung |4|. Darunter fanden sich mehrere limonitische, hämatitische und magnetitische Eisenerze, sulfidisches Kupfer-, Zink- und Bleierz, Flotationskohle sowie Fluß- und Schwerspat.

Tabelle 1 gibt für einige typische Produkte charakteristische Kennwerte der jeweiligen Kornverteilung an.

Tabelle 1: Produktdaten

Produkt	$x_{3,50}/\mu\text{m}$	$S_v(\text{Fisher})/\text{cm}^{-1}$
lim. Fe 1	32	12784
häm. Fe 2	26	11495
magn. Fe 4	23	9836
ZnS	26	11163
PbS	18	10174
CuS1	29	8220
Flot. Kohle 1	65	4880
Fluorit	22	11700
Baryt	3.5	24000

Alle diese Produkte waren vom Standpunkt der Vakuumfiltration her gesehen als schwierig filtrierbar einzustufen.

Als Filtermittel wurden mono- und multifile technische Kunststoffgewebe gewählt, welche entweder vom jeweiligen Aufbereitungsbetrieb vorgegeben oder durch eigene Untersuchungen festgelegt wurden.

### 3 Ansatz zur Beschreibung des Entfeuchtungsvorgangs in luftdurchströmten Filterkuchen bei konstanter Druckdifferenz

Während der Entfeuchtung eines zunächst als homogen, isotrop und inkompressibel angenommenen Filterkuchens bildet sich eine parallel und gleichsinnig verlaufende Zweiphasenströmung von Flüssigkeit und Gas aus.

Die Flüssigkeitsverdrängung erfolgt dabei nahezu ausschließlich durch Überwindung der in den Haufwerksporen wirksamen Kapillarkräfte infolge des Druckgradienten in der Gasphase. Thermisch bedingter Flüssigkeitsentzug durch Verdunstung darf unter den hier untersuchten Bedingungen ebenso vernachlässigt werden, wie die von der strömenden Luft auf die Flüssigkeit übertragenen dynamischen Kräfte.

Weiterhin konnte im hier betrachteten Bereich durch die Wahl des Druckniveaus für reine Überdruck- und Druck/Vakuumfiltration kein signifikanter Einfluß auf den erreichbaren Sättigungsgrad nachgewiesen werden.

Über die genannten Voraussetzungen hinaus muß bei der Betrachtung des Entfeuchtungsvorganges an einem Filterkuchen der Einfluß des Filtermediums berücksichtigt werden. Wie Abb. 3 verdeutlicht, läßt sich der Einfluß des Filtermittels näherungsweise durch eine sog. "Ersatzkuchenhöhe"  $h_{KE}$  beschreiben, welche sich rechnerisch aus dem Produkt von spez. Kuchendurchlässigkeit  $P_C$  und Filtertuchwiderstand  $R_M$  ergibt.

$$h_{KE} = P_C \cdot R_M \quad (1)$$

Der Druckverlust der im Filterkuchen strömenden Fluide wird als linear vorausgesetzt.

Die Strömung sei weiterhin laminar und die Flüssigkeit besitze newtonisches Fließverhalten. Dann darf die Darcy-Gleichung zur Beschreibung des Filtrattransportes angesetzt werden.

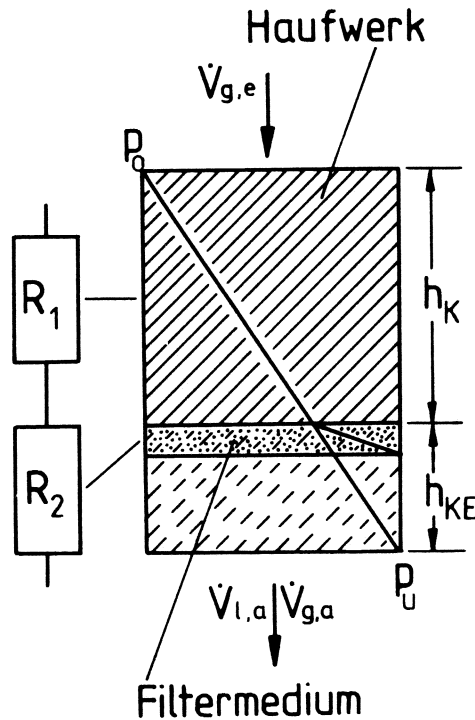


Abb. 3: Widerstände bei der Kuchendurchströmung

Einem Vorschlag von Wyckoff und Botset folgend [5], wird die spez. Flüssigkeitsdurchlässigkeit  $P_{c,l}(S)$  während der Zweiphasenströmung durch ein Produkt aus spez. Permeabilität bei Einphasenströmung  $P_c$  und einer vom Sättigungsgrad abhängigen relativen Flüssigkeitsdurchlässigkeit  $P_{c,rel,l}(S)$  ausgedrückt.

Um diese Zweiphasenströmung überhaupt entstehen zu lassen, d.h. um dem Haufwerk Flüssigkeit entziehen zu können, müssen die in den Kuchenporen wirksamen Kapillarkräfte über-

wunden werden. Dadurch vermindert sich die am Filterkuchen anliegende Druckdifferenz um den jeweiligen Betrag des gerade wirksamen Kapillardrucks  $P_K(S)$ .

Setzt man schließlich noch voraus, daß die Flüssigkeit nahezu gleichmäßig aus allen Haufwerksbereichen entzogen wird, dann kann die Darcy-Gleichung integriert werden. Mit einem zusätzlichen Bilanzansatz für den Flüssigkeitsentzug um den Filterkuchen herum folgt eine Differentialgleichung, wie sie bis auf die Berücksichtigung des Filtermitteleinflusses erstmals von Schubert [6] angegeben und hergeleitet wurde.

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{2 \cdot P_c \cdot P_{c,rel,l}(S) \cdot (\Delta p - P_K(S))}{\eta_l \cdot \epsilon \cdot (h_K + h_{KE})^2} \quad (2)$$

Approximiert man die Funktion  $P_{c,rel,l}(S)$  nach Brutsaert [7] durch einen Potenzansatz und nimmt vereinfachend an, daß der Kapillardruckeinfluß durch die Angabe eines mittleren Kapillardruckes  $\bar{P}_K$  ausreichend berücksichtigt wird, ist Gl. (2) integrierbar.

$$\begin{aligned} \frac{S - S_r}{1 - S_r} &= \left[ 1 + \frac{2(n-1) \cdot P_c \cdot (\Delta p - \bar{P}_K) \cdot t_2}{\epsilon \cdot \eta_l \cdot (h_K + h_{KE})^2 \cdot (1 - S_r)} \right]^{1/(1-n)} \\ &= \left[ 1 + (n-1) \cdot K \right]^{1/(1-n)} \end{aligned} \quad (3)$$

Gl.(3) setzt voraus, daß die anliegende Druckdifferenz  $\Delta p$  hinreichend groß gegenüber dem mittleren Kapillardruck  $\bar{P}_K$  ist und sich die Grenze der mechanischen Entfeuchtung  $S_r$  erreichen läßt. Für  $\bar{P}_K$  ergibt sich dann der Kapillardruck an der Stelle

$$S = S_r + (1 - S_r)/2 \quad (4)$$

#### 4 Experimentelle Überprüfung des Entfeuchtungsmodells

Die Annahme homogener Kuchenzusammensetzung konnte durch Siebanalysen und Bestimmung der spez. Oberfläche von über die Kuchenhöhe verteilt gezogenen Proben weitgehend bestätigt werden. Feststoffvolumenkonzentrationen von ca. 25% sicherten Schwarmsinkverhalten in der Trübe. Lediglich bei erheblichem Anteil von Partikeln, deren Feinheit sich bis in den kolloidalen Bereich erstreckte, war bei der Laborfiltration in Richtung der Schwerkraft deren Anreicherung in den obersten Kuchenschichten zu beobachten.

Als zu weitgehende Vereinfachung erwies sich die vorausgesetzte ideale Inkompressibilität der Filterkuchen. Abb. 4 verdeutlicht exemplarisch für einige Produkte, wie sich die

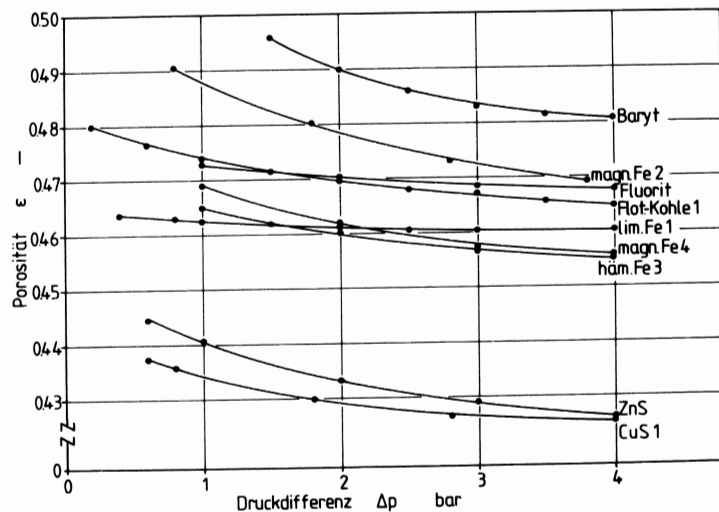


Abb. 4: Filterkuchenporosität

über den ganzen Filterkuchen gemittelte Porosität zu größeren Filtrationsdrücken hin verringert. In Übereinstimmung mit der Theorie kompressibler Filterkuchenbildung [1] ergab die Analyse von in Scheiben zerlegten Filterkuchen einen Porositätsgradienten über der Kuchenhöhe.

In Übereinstimmung mit diesem Befund konnte auch eine Abnahme der über den Filterkuchen gemittelten spez. Durchlässigkeit mit steigendem Kuchenbildungsdruck gemessen werden. Doch nicht nur die Kuchendurchlässigkeit unterlag dem Druckeinfluß, sondern auch der Durchströmungswiderstand des Filtermediums. Wie aus Abb. 5 hervorgeht, nimmt der Tuchwiderstand in der Regel mit wachsendem Filtrationsdruck zu.

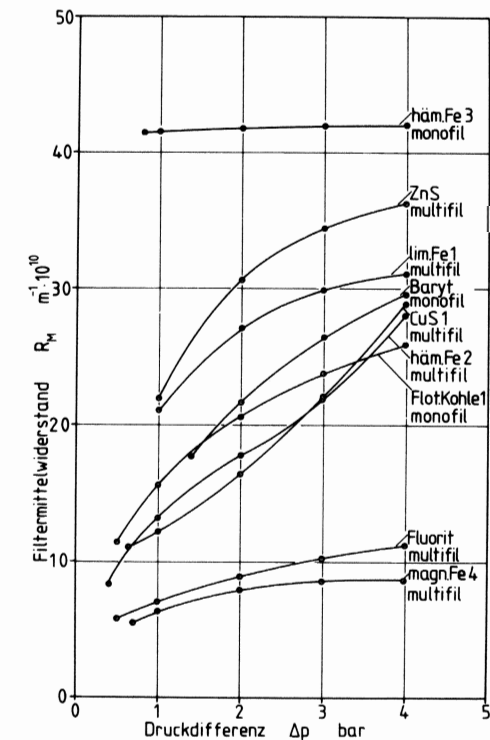


Abb. 5: Durchströmungswiderstand des Filtertuches

Dies ist weniger auf eine Verformung des Gewebes als vielmehr darauf zurückzuführen, daß eingelagerter Feststoff bei höherem Druck fester in die Tuchporen hineingepreßt wird. Kuchendurchlässigkeit und Tuchwiderstand werden im Labor-

filter aus dem zeitlichen Filtratanfall während der Kuchenbildung bestimmt |4|.

Als Konsequenz dieser Ergebnisse dürfen in Gl. (2) und Gl. (3) keine Konstantwerte für  $\varepsilon$ ,  $P_C$  und  $h_{KE}$  eingesetzt werden, sondern es sind die vom jeweiligen Kuchenbildungsdruck abhängigen Größen zu verwenden.

An dieser Stelle sei darauf hingewiesen, daß die bei der Filtration entstehende Kuchenstruktur äußerst empfindlich von der chemischen Zusammensetzung und von der mechanischen Beanspruchung der Suspension während der Kuchenbildung abhängt. Häufig liegt der Feststoff in der Suspension nicht als Einzelkorn sondern in der Form von Agglomeraten vor. Diese wiederum hängen in ihrer Größe und Stabilität u.a. stark vom pH-Wert, dem Salzgehalt und den Strömungsverhältnissen innerhalb der Suspension ab |8|. Deshalb können übereinstimmende Ergebnisse bezüglich des Kuchenaufbaus zwischen Laborfilter und Trommelfilter nur dann erwartet werden, wenn hinsichtlich der oben genannten Einflußgrößen weitgehend identische Bedingungen herrschen.

Nach der Diskussion der Struktur und Durchströmungseigenschaften des Systems Kuchen/Tuch kennzeichnenden Größen folgt nun die Untersuchung der erst beim Entfeuchtungsvorgang zur Geltung kommenden Kapillarkräfte. Wie schon weiter oben erwähnt, besitzt die Kapillardruckverteilung  $p_K(S)$  fundamentale Bedeutung für die Entfeuchtbarkeit eines Filterkuchens.

Die Messung der Kapillardruck-Kurve erfolgte direkt aus dem Entfeuchtungsversuch im Laborfilter. Es wurde bei konstanter Druckdifferenz solange entfeuchtet, bis kein weiterer Filtratanfall registriert werden konnte. Aus dem zeitlichen Verlauf der Sättigungskurve ließ sich dann als unterer Grenzwert ein Gleichgewichtssättigungsgrad abschätzen |4|. Als Resultat ergab sich entsprechend dem in Abb. 6 dokumen-

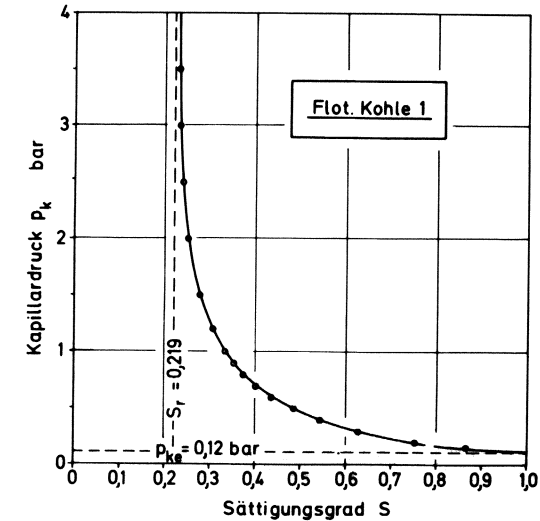


Abb. 6: Kapillardruck-Kurve

tierten Beispiel für jedes Produkt eine individuelle, mit der jeweiligen Porengrößenverteilung korrespondierende Kapillardruck-Kurve.

Wie aus Abb. 6 deutlich wird, liegen die Kapillardrücke im untersuchten Sättigungsbereich bei den eingesetzten feinkörnigen Produkten in der Regel im Bereich der eingestellten Entfeuchtungsdrücke.

Dieser Befund ergibt, daß die Definition eines charakteristischen mittleren Kapillardruckes nach Gl. 4 nicht sinnvoll ist, denn dieser kann durchaus höher sein als die am Kuchen zur Entfeuchtung anliegende Druckdifferenz. Die Bedingung, daß die anliegende Druckdifferenz ausreichend

groß gegenüber dem mittleren Kapillardruck sein muß, ist nicht mehr erfüllt. Aus diesem Grund wurde zur Auswertung von Gl. (3) als charakteristischer mittlerer Kapillardruck  $\bar{p}_K$  der kapillare Eintrittsdruck  $p_{KE}$  verwendet. Bei diesem Druck kann gerade der erste Flüssigkeitsentzug aus dem Filterkuchen beobachtet werden.

Eine Auswertung von Gl. (3) mit Hilfe experimenteller Daten ist in Abb. 7 am Beispiel einer Flotationskohle dargestellt. Der zeitliche Verlauf jedes einzelnen Experiments ist durch einen Kurvenzug verdeutlicht.

Es entsteht nicht der erwartete einheitliche Kurvenzug, sondern eine ganze Kurvenschar. Zu sehr großen Entfeuchtungszeiten hin geht jede einzelne Kurve in eine horizontale Asymptote über. Der Anstieg des Kapillardruckes ist hier gegenüber der anliegenden Druckdifferenz nicht zu vernachlässigen. Während sich der experimentell gemessene Sättigungswert bei Annäherung an das hydrostatische Gleichgewicht nicht mehr meßbar ändert, ergibt die Rechnung zu höheren Entfeuchtungszeiten hin immer größere Werte für die Kennzahl. In Abb. 7 ist zusätzlich das theoretische Ergebnis in Form einer gepunkteten Linie eingetragen, wenn für die Größe  $n$  der nur für dieses Produkt geltende Wert  $n = 1.5$  eingesetzt wird.

Bei einer Übertragung der Laborergebnisse auf die Verhältnisse eines Trommelfilters [4] mit fest vorgegebenem Verhältnis von Kuchenbildungs- und Entfeuchtungswinkel (hier  $\alpha_1 = 87.5^\circ$ ,  $\alpha_2 = 167.5^\circ$ ), entstehen die in Abb. 7 durch Kreissymbole markierten Betriebspunkte. Es entsteht ein über den gesamten Sättigungsbereich eng zusammenliegendes Punktfeld. Das Ergebnis ist praktisch unbrauchbar, weil einem einzigen Kennzahlwert mehrere Sättigungsgrade zugeordnet werden können. Dieses im Laborversuch ermittelte Resultat wurde durch direkte Messung am Trommelfilter bestätigt und kann auf die anderen untersuchten Produkte qualitativ übertragen werden.

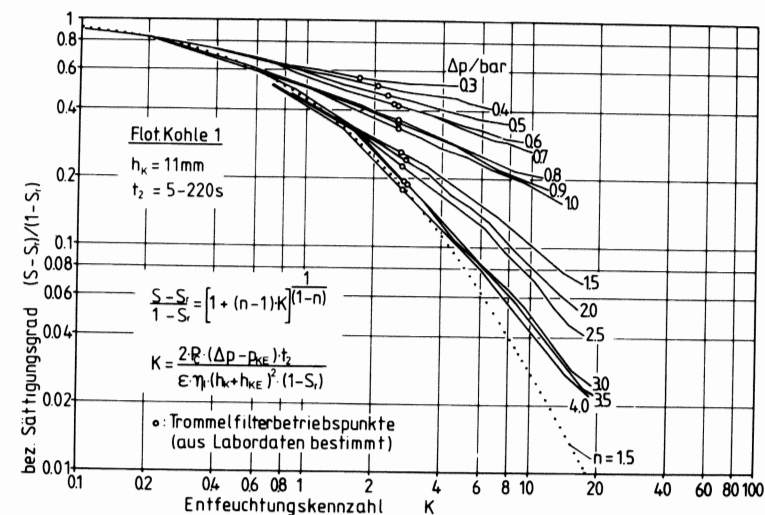


Abb. 7: Entfeuchtungskennzahl

Die zum Ausdruck gekommene mangelnde Berücksichtigung des Kapillardruckeinflusses wird durch die Verwendung von Gl. (2) vermieden. Wenn die Funktion für die relative Flüssigkeitsdurchlässigkeit und die Kapillardruckverteilung bekannt ist, ist Gl. (2) numerisch integrierbar. In Abb. 8 ist das Resultat dieser Auswertung exemplarisch an vier Beispielen, darunter auch die diskutierte Flotationskohle, dokumentiert. Es wird jeweils der gemessene mit dem berechneten Sättigungswert verglichen. Es ergibt sich nun eine befriedigende Übereinstimmung der Werte.

Daraus ist der Schluß zu ziehen, daß Gl. (2) den Einfluß von Entfeuchtungszeit, Druckdifferenz und Kuchenhöhe auf den Sättigungsgrad richtig wiedergibt, sofern die notwendigen Materialfunktionen bekannt sind und das Haufwerk homogen aufgebaut ist.

Dies gilt dann nicht mehr, wenn der Filterkuchen z.B. durch eine nicht mehr zu vernachlässigende Schicht feinsten Teil-

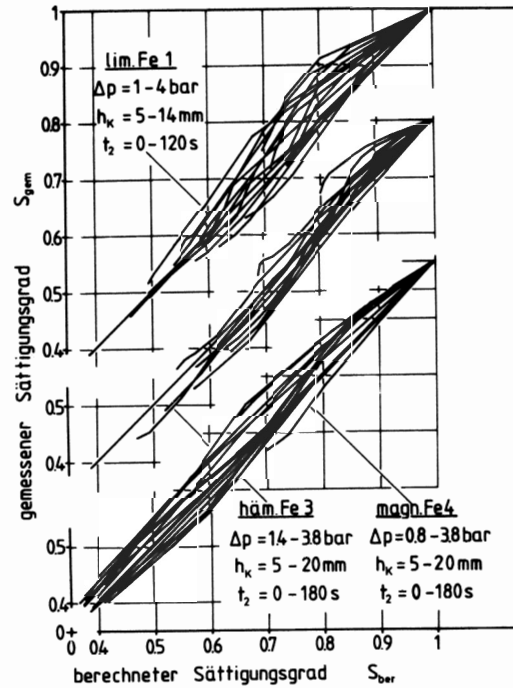


Abb. 8: Berechnung des Sättigungsgrades

chen auf der Kuchenoberfläche in seinem homogenen Aufbau zu stark beeinträchtigt wird.

Für diesen Grenzfall, wie natürlich für alle anderen Fälle (auch, kann das Entfeuchtungsergebnis im gesamten technisch interessierenden Bereich durch sog. Restfeuchtekenfelder beschrieben werden.

Abb. 9 zeigt hierfür ein Beispiel. Zur Aufstellung der dargestellten Kennfelder muß der zeitliche Verlauf der Entfeuchtung für mindestens neun Filterkuchen mit unterschiedlicher Kombination von Kuchenhöhe und Druckdifferenz gemessen werden. Diese  $\Delta p/h_K$ -Kombinationen müssen gleichmäßig

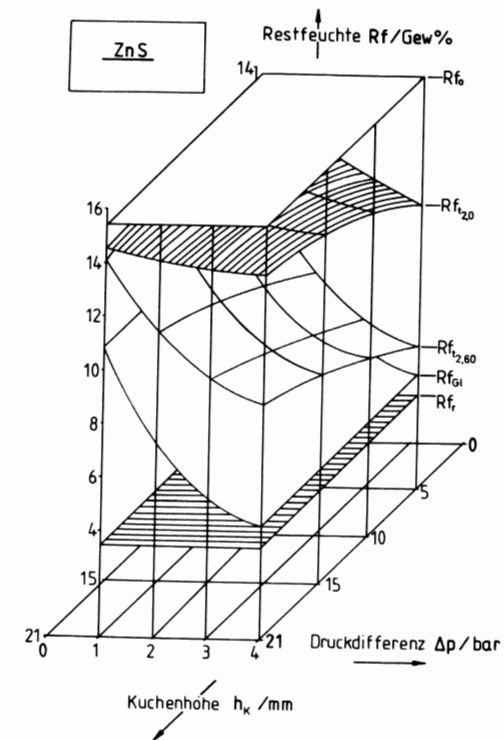


Abb. 9: Entfeuchungskennfelder

über den gesamten technisch interessierenden Bereich verteilt sein.

Wischen diesen Punkten spannt sich bei jeder beliebigen konstant gehaltenen Entfeuchtungszeit ein Entfeuchungskennfeld auf. Da die Abhängigkeiten der Restfeuchte von  $t_2$ ,  $\Delta p$  und  $h_K$  durch Regressionsformeln beschreibbar sind, erschließt sich innerhalb eines gemessenen Feldes jeder weitere Betriebspunkt durch Interpolation.

Diese Methode erfordert keine Information über die zur Lösung von Gl. (2) benötigten Materialfunktionen. Der Meßaufwand liegt in der gleichen Größenordnung und die Methode ist uneingeschränkt anwendbar. Diesen Vorteilen steht aller-



dings ein Nachteil gegenüber, keinerlei Abschätzungsmöglichkeit für die Entwicklung des erreichbaren Sättigungsgrades bei einer geänderten Porenstruktur des Haufwerks zu besitzen.

#### 5 Die Erfassung des Gasdurchsatzes durch teilentfeuchtete Filterkuchen im Modell

Zunächst sei vorausgesetzt, dem als ideal angenommenen Gasstände ein homogenes, isotropes und inkompressibles Porensystem für die Durchströmung zur Verfügung. Für das Gas seien die Bedingungen der Kontinuumsströmung gegeben, welche laminar und stationär sei. Das lineare Widerstandsgesetz gelte. Im Gegensatz zur Flüssigkeit wird das Gas als kompressibles Strömungsmedium behandelt.

Die Darcy-Gleichung muß in ihrer differentiellen Form angewendet werden, um eine mittlere Strömungsgeschwindigkeit im Haufwerk zu beschreiben.

$$\bar{v}_g = - \frac{P_c \cdot dp}{\eta_g \cdot dh} \quad (5)$$

Weiterhin gilt:

$$p \cdot \bar{v}_g = p_o \cdot \bar{v}_{g,e} = \text{konst.} \quad (6)$$

Berücksichtigt man auch hier den Widerstand des Filtermediums in Form einer "Ersatzkuchenhöhe", so kann Gl. (5) integriert werden.

$$\bar{v}_{g,e} = \frac{P_c \cdot p_m \cdot \Delta p \cdot A}{\eta_g \cdot p_o \cdot (h_K + h_{KE})} \quad (7)$$

Der hier im Zustand über dem Filterkuchen angegebene Gasvolumenstrom ist gegenüber einer Rechnung ohne Kompressi-

bilitätseinfluß um den Faktor  $p_m/p_o$  verringert.  $p_m$  ist der arithmetische Mittelwert der Absolutdrücke über und unter dem Filterkuchen.

$$p_m = \frac{p_o + p_u}{2} \quad (8)$$

Während der Entfeuchtung ändert sich die für das Gas zur Verfügung stehende Hohlraumgeometrie ständig. Deshalb muß analog zur Betrachtung des Filtratabflusses eine relative Permeabilität für das Gas eingeführt werden.

$$\bar{v}_{g,e} = \frac{P_c \cdot P_{c,rel,g}(S) \cdot p_m \cdot \Delta p \cdot A}{\eta_g \cdot p_o \cdot (h_K + h_{KE})} \quad (9)$$

Gl. (9) erlaubt noch keine Aussage über die zeitliche Entwicklung des Gasdurchsatzes während des Entfeuchtungsvorganges. Diese Zeitabhängigkeit ist an eine Information über die zeitliche Abnahme des Sättigungsgrades gekoppelt, da der Gasdurchsatz nicht Ursache, sondern Folge des Entfeuchtungsvorganges ist.

Aus Gl. (9) folgt für einen Vergleich zwischen reiner Überdruck- und kombinierter Druck/Vakuumerzeugung die auch experimentell bestätigte Tendenz, daß bei gleicher Gesamtdruckdifferenz der Gasvolumenstrom mit sinkendem Druckniveau abnimmt. Der geringere Gasverbrauch wird jedoch dadurch überkompensiert, daß für die Vakuumerzeugung erheblich mehr Energie aufgewendet werden muß als für einen vergleichbaren Überdruck.

#### 6 Experimentelle Untersuchung des Gasdurchsatzes

Zur Lösung von Gl. (9) muß sozusagen als Anpassungsgröße zunächst die Funktion  $P_{c,rel,g}(S)$  bestimmt werden. Dazu werden die zeitliche Entwicklung von Sättigungsgrad und Gasdurchsatz gemessen und Gl. (9) wird bezüglich

$P_{c,rel,g}(S)$  ausgewertet. Abb. 10 zeigt dafür ein Beispiel. Es ergibt sich für alle Entfeuchtungszeiten, Kuchenhöhen und Druckdifferenzen ein einziger Kurvenzug, wenn durch die Meßpunkte eine Ausgleichskurve gelegt wird. Die Abweichungen von dieser Kurve weisen keine systematischen Tendenzen auf.

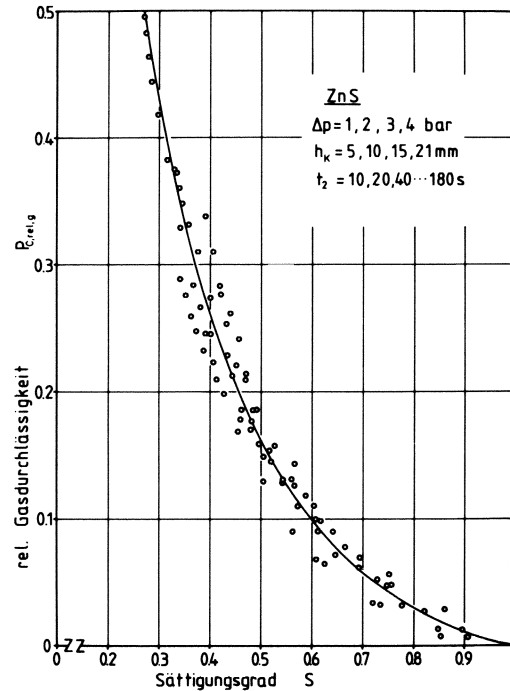


Abb. 10: Relative Gasdurchlässigkeit

Hier sei angemerkt, daß nur Filterkuchen ohne Schrumpfrisse in die Untersuchung eingeschlossen wurden. Auf der Basis der in Abb. 11 eingezeichneten Ausgleichskurve wurde der Gasdurchsatz in Abhängigkeit von den in Gl. (9) genannten Einflußgrößen berechnet. In Abb. 11 erfolgt am Beispiel des Zinksulfiderzes ein Vergleich zwischen Meß- und Rechenwert des Gasdurchsatzes. Die Rechnung erweist sich als grundsätzlich richtig, doch zeigen die einge-

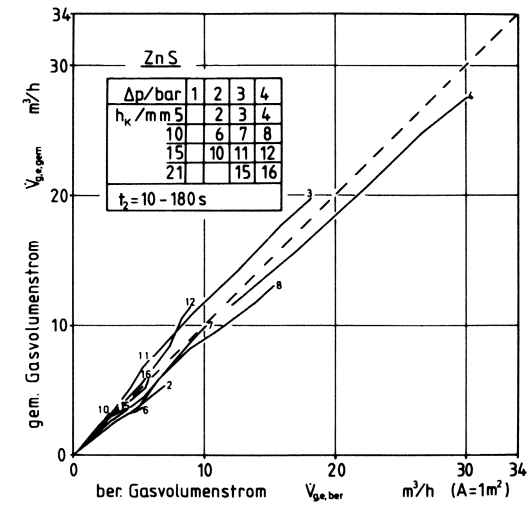


Abb. 11: Berechnung des Gasdurchsatzes

zeichneten Kurven, daß z.T. mit deutlichen Abweichungen zwischen  $\dot{V}_{ber}$  und  $\dot{V}_{gem}$  gerechnet werden muß. Die Ergebnisse für andere Produkte liefern ähnliche Resultate. Der Gasdurchsatz reagiert sehr empfindlich auf jede Änderung der Porengeometrie. Die hier dokumentierten Ergebnisse basieren jeweils auf mehreren Messungen an verschiedenen Filterkuchen. Dabei ist eine völlige Reproduzierbarkeit der Porengeometrie von Filterkuchen zu Filterkuchen nicht möglich.

Analog zu der schon für die Restfeuchte beschriebenen Vorgehensweise kann auch der Gasdurchsatz alternativ in Form von Kennfeldern beschrieben werden. Da das Ziel der Betrachtung meist eine Abschätzung des Energieaufwandes zur

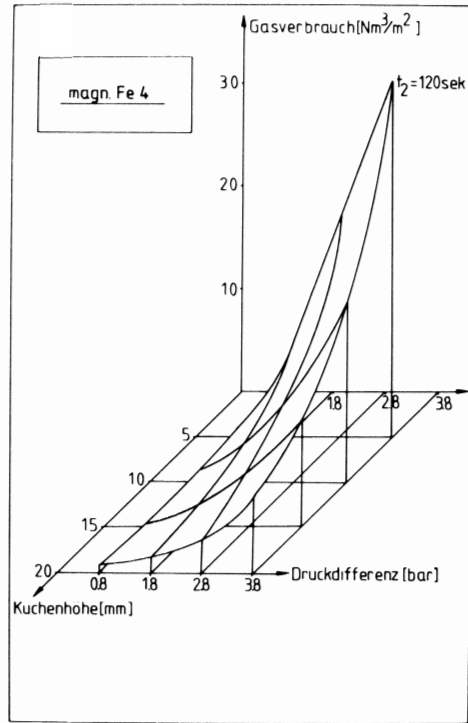


Abb. 12: Gasverbrauchskennfeld

Entfeuchtung ist, empfiehlt es sich, anstatt des momentanen Gasdurchsatzes das jeweils bis zu einer bestimmten Entfeuchtungszeit verbrauchte Gasvolumen zugrunde zu legen. Abb. 12 zeigt ein Beispiel für ein solches Gasverbrauchskennfeld, welches ebenfalls durch rechnerische Interpolation erschlossen werden kann. Aus der Abbildung geht anschaulich hervor, wie stark der Gasverbrauch in Richtung kleiner Kuchenhöhen und großer Druckdifferenzen ansteigt. Die Entfeuchtungszeit muß unter diesen Bedingungen so kurz wie möglich gehalten werden, da der Gasverbrauch hier in kurzer Zeit sehr stark ansteigt, während dem keine vergleichbare Absenkung des Sättigungsgrades gegenübersteht. Bei der Übertragung der im Labor ermittelten Gasdurchsätze auf ein kontinuierliches Druckfilter müssen folgende Dinge berücksichtigt werden:

- der "Schöpfvolumenstrom" zur Evakuierung der Filterzellen und des Filtratrohrsystems ;
- der Gasverlust durch den Feststoffaustrag;
- eventuelle Fehlluftmengen durch Undichtigkeit des Steuerkopfs

#### 7 Schlußfolgerungen für die kontinuierliche Filtration bei erhöhtem Druck

Die entwickelten Möglichkeiten zur Beschreibung des Entfeuchtungsvorganges erlauben nun eine Gegenüberstellung von Aufwand und Ergebnis.

Dabei hat sich die kontinuierliche Druck- bzw. Druck/Vakuumfiltration in vollem Umfang als technisch und wirtschaftlich interessante Alternative zu herkömmlichen Verfahren der Entwässerung schwierig zu filtrierender Aufbereitungsgüter erwiesen.

Dies soll an einem Beispiel erläutert werden.

Nachdem durch Labortests die Filtrationseigenschaften eines bestimmten Konzentrates ermittelt und sowohl Möglichkeiten als auch Grenzen der Druckfiltration bekannt sind, wird zur Gewinnung von Auslegungsdaten der kontinuierliche Pilotversuch durchgeführt.

Das dabei resultierende Filtrationsergebnis in Form eines spez. Feststoffmassendurchsatzes und eines Restfeuchtewertes ist in Abb. 13 dargestellt.

Mit einer Erhöhung der Filterdrehzahl und damit des spez. Feststoffmassendurchsatzes muß keine Einbuße bei der Restfeuchte in Kauf genommen werden.

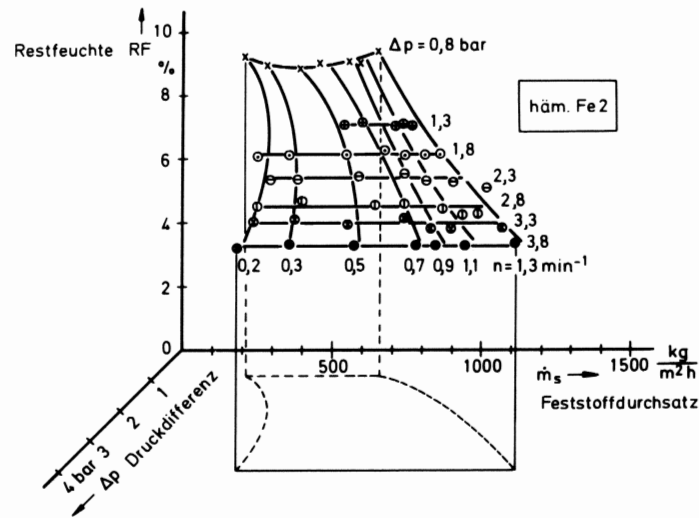


Abb. 13: Entfeuchtungsergebnis des Drehfilters

Erhöht man die Druckdifferenz, so wird bei konstanter Drehzahl nicht nur die Restfeuchte erniedrigt, sondern es erhöht sich zusätzlich der spez. Feststoffmassendurchsatz. Es muß nun allerdings festgestellt werden, daß eine Erhöhung der treibenden Druckdifferenz zu einer Erhöhung des Aufwandes zur Verdichtung des durch den Kuchen strömenden Gases führt.

In Abb. 14 ist die pro kg produziertem Feststoff erforderliche Gasverdichtungsarbeit über dem spez. Feststoffmassendurchsatz aufgetragen. Mit einer Erhöhung der treibenden Druckdifferenz und damit einer Verbesserung des Restfeuchteergebnisses ist eine Erhöhung der notwendigen spez. Gasverdichtungsarbeit verbunden.

Diese Energieverbräuche sind jedoch klein im Verhältnis zu jenen, die aufgebracht werden müssen, wenn eine konventionelle Vakuumfiltration keine ausreichende Restfeuchte liefert und thermisch nachgetrocknet werden muß.

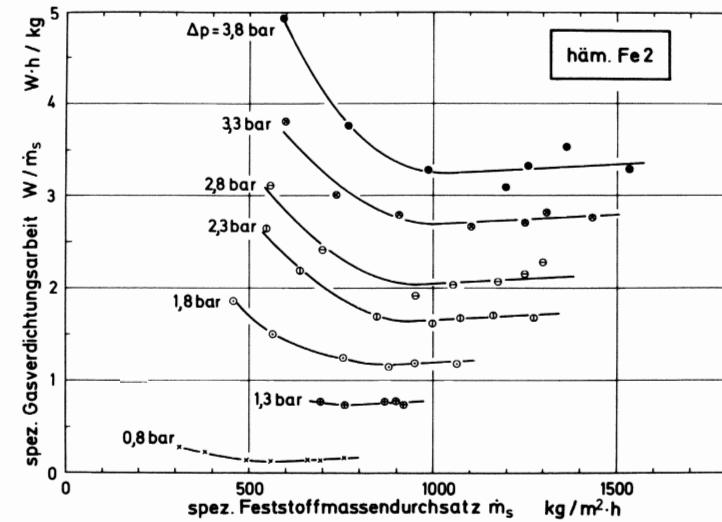


Abb. 14: Gasverdichtungsarbeit für die Entfeuchtung

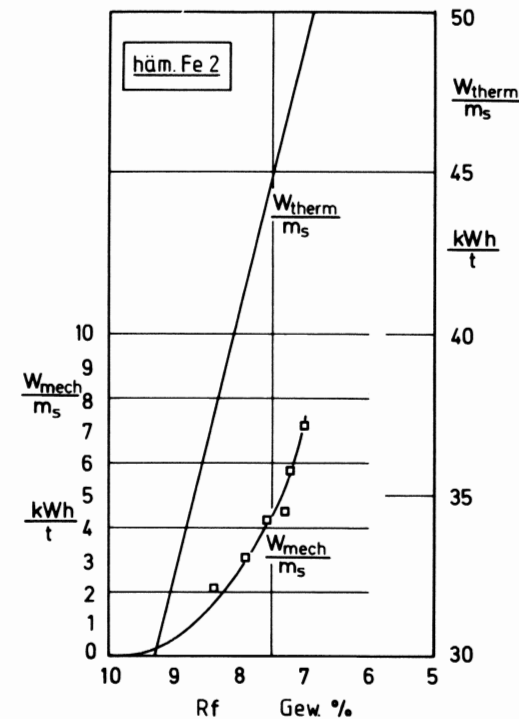


Abb. 15: Vergleich thermischer und mechanischer Energie

In Abb. 15 sind mechanischer und thermischer Energieaufwand zur Restfeuchteabsenkung einander vergleichend gegenübergestellt.

Ausgangspunkt für diesen Vergleich ist eine mit der Vakuumfiltration erreichbare Restfeuchte von 10%. Die Kurve für die spez. mechanische Energie gibt den Energiemehraufwand an, der getrieben werden muß, um die Restfeuchte durch Drucksteigerung noch weiter zu senken.

Die andere Kurve gibt die thermische Energie an, die aufgebracht werden muß, um den gesamten Massenstrom, ausgehend von einer Restfeuchte von 10%, weiter herunterzutrocknen.

Selbst bei schärfsten mechanischen Bedingungen (hier  $\Delta p = 3.8$  bar) ist der thermische Aufwand noch um den Faktor 7 größer als die zur Gasverdichtung erforderliche Energie.

Dieses Beispiel zeigt, daß wenn sich ein geforderter Sättigungsgrad noch mechanisch erreichen läßt, u.U. die ganze Trocknerstufe eingespart werden kann und das gewünschte Ergebnis mit Hilfe einer rein mechanischen Entwässerung durch kontinuierliche Druckfiltration wesentlich günstiger erreicht werden kann.

### Literatur

- | 1 | F.M. Tiller, What the filter man should know about theory, Filtration and Separation 12 (1975), S. 386-410
- | 2 | W. Stahl, R. Bott, H. Anlauf, Druckfiltration von Eisenerztrüben, Aufbereitungstechnik Jahrgang 24 (1983), Heft 5, S. 243-251
- | 3 | R. Bott, H. Anlauf, W. Stahl, Kontinuierliche Druckfiltration feinstkörniger Kohlekonzentrate, Aufbereitungstechnik, Jahrgang 25 (1984), Heft 5, S. 245-258
- | 4 | W. Stahl, H. Anlauf, R. Bott, Untersuchungen zur optimalen Flüssigkeitsabtrennung bei der Aufbereitung schwieriger Erze durch kontinuierliche Vakuum-, Druck- und hyperbare Vakuumfiltration, BMFT-FB-T84-232 (1984)
- | 5 | R.D. Wyckoff, H.G. Botset, The flow of gas-liquid mixtures through unconsolidated sands, Physics 7 (1936), S. 325-345
- | 6 | H. Schubert, Kapillarität in porösen Feststoffsystemen, Springer-Verlag (1982), S. 264 f
- | 7 | W. Brutsaert, Some methods of calculating unsaturated permeability, Trans. ASAE 10 (1967), S. 400-404
- | 8 | E. Koglin, Einfluß der Agglomeration auf die Filtrierbarkeit von Suspensionen, Chem.-Ing.-Techn. 56 (1984), Nr. 2, S. 111-117

Verwendete Formelzeichen

A	=	Filterfläche
$h_K$	=	Kuchenhöhe
$h_{KE}$	=	Ersatzkuchenhöhe
p	=	Druck
$p_K$	=	Kapillardruck
$p_{KE}$	=	kapillarer Eintrittsdruck
$p_C$	=	spez. Kuchendurchlässigkeit
$R_M$	=	Filtertuchwiderstand
S	=	Sättigungsgrad
$S_r$	=	mechanische Grenze der Entfeuchtung
$S_v$	=	spez. Oberfläche
t	=	Zeit
v	=	Strömungsgeschwindigkeit
$\dot{V}$	=	Volumenstrom
$x_{3,50}$	=	mittlerer Korndurchmesser der Volumensummenverteilung

## Griechische Symbole

$\alpha$	=	Winkel einer Verfahrenszone im Steuerkopf des Drehfilters
$\epsilon$	=	Porosität
$\eta$	=	dynamische Viskosität
$\Delta$	=	Differenz

## Indizes

g	=	gas
l	=	liquid
rel	=	relativ
u, o, m	=	unter, über, in der Mitte des Kuchens
e, a	=	ein, aus
1	=	Kuchenbildung
2	=	Entfeuchtung