

Die kontinuierliche Druckfiltration feiner Komplexerze — Scale Up, Prozeß- und Anlagengestaltung *)

The continuous pressure filtration of fine complex ores — scale up, process and plant design *)

La filtration à pression continue de minerais complexes fins, Scale up, conception du processus et de l'installation

La filtración a presión continua de minerales complejos finos, Scale up, concepción del proceso y de la instalación

Prof. Dr.-Ing. W. Stahl, Dipl.-Ing. R. Bott und Dipl.-Ing. H. Anlauf, Karlsruhe

Zusammenfassung

Anhand des sulfidischen Zn-Pb-Armerzes Meggen, wird aufgezeigt, welche Verbesserungen bei der Filtration von Aufbereitungstrüben durch Anwendung der Druckfiltration erreicht werden können. Dabei wird ausgehend von Laborversuchen mit einer Vakuumhandfilterplatte zur Bestätigung der Betriebsergebnisse aufgezeigt, wie schrittweise mit eigens entwickelten Laborapparaturen (Drucknutsche) über halbtechnische Versuche mit einer Druckfiltrationspilotanlage Nutzen und Aufwand für eine Betriebsanlage berechnet und die Wirtschaftlichkeit des neuen Prozesses (kombinierte Druck/Vakuumfiltration) abgeschätzt werden kann. Die deutliche Restfeuchteabsenkung ermöglicht zukünftig, in vielen Fällen auf eine thermische Nachtrocknung des Filterkuchens verzichten zu können und so eine komplette Prozeßstufe einzusparen.

Résumé

Le minerai sulfuré pauvre contenant Zn-Pb, de l'installation de Meggen, sert à montrer les possibilités qui existent d'améliorer la filtration des pulpes au cours du processus de préparation à l'aide de la filtration à pression. C'est sur la base d'essais de laboratoire, réalisés avec une plaque filtrante à vide et destinés à confirmer les résultats d'exploitation, que les auteurs nous expliquent comment il est possible — moyennant des appareils de laboratoire spécialement conçus à cet effet et des essais effectués à l'échelle semi-industrielle avec une installation pilote de filtration à pression — de calculer, pas à pas, le coût et le rendement d'une installation industrielle et d'évaluer la rentabilité du nouveau processus (filtration combinée à pression/à vide). La réduction nette de l'humidité résiduelle permettra, à l'avenir, de renoncer, dans bien des cas, à un séchage thermique postérieur du tourteau et d'économiser ainsi une étape complète du processus.

Resumen

El mineral sulfurado pobre, Zn-Pb, de la planta de Meggen, sirve para mostrar las posibilidades que existen para mejorar la filtración de las pulpas en el proceso de preparación por medio de la filtración a presión. Partiendo de unos

Summary

On the basis of the treatment of the low-grade sulphidic zinc and lead containing Meggen ore, it is demonstrated which improvements in the filtration of slurries can be achieved by the application of the pressure filtration process. In the light of laboratory tests with a hand-operated vacuum filter plate for the confirmation of the operational results it is shown how step by step the profit and expenditure of an industrial plant can be calculated on the basis of the results of laboratory tests (pressure filter cell) and of semi-industrial tests in a pressure filtration pilot plant and how the profitability of the new process (combined pressure/vacuum filtration) can be estimated. In view of the notable decrease of the residual moisture content it will, in future, be possible to renounce in many cases a thermal secondary drying of the filter cake and thus to save a complete process stage.

Description of the present situation

In the beneficiation plant of Sachtleben Bergbau GmbH at Meggen (Federal Republic of Germany) not only PbS and FeS₂ but also the ZnS-concentrate with about 57% Zn is obtained by selective flotation from a sulphidic ore body of sedimentary origin. The concentrate — average grain size diameter $\bar{x} = 25 \mu\text{m}$ — to be beneficiated is adjusted to a slurry concentration of $c_v = 23 \text{ vol.}\%$ after a multistage cleaning in a thickener and is then filtered¹⁾. The filtration is carried out on a vacuum drum filter with a filtering area of $A_f = 45 \text{ m}^2$ and at a pressure difference of $\Delta p = 0.8 \text{ bar}$. At a filter speed of $n = 9 \text{ rph}$ about 12.5 t/h filter cake with a mean residual moisture content of $m_c = 11\%$ is thus produced. The cake thickness is about $h_K = 15 \text{ mm}$. During the drying phase, the filter cake shows considerable cracks so that an excessive air throughput is obtained. According to the installed vacuum pump capacity ($P = 80 \text{ kW}$) an air volumetric flow of $\dot{V}_g = 908 \text{ m}^3/\text{h}$ is sucked through the filter cake.

After filtration the ZnS-concentrate is thermally dried to a residual moisture content $m_c \leq 8\%$ in a rotary kiln to obtain a marketable product. For this purpose a fuel consumption of about 4 kg per ton ZnS-concentrate is required which increases the energy consumption for the solid-liquid separation of the slurry by further 46.5 kWh/t.

*) Vortrag gehalten auf dem XV. Internationalen Kongreß für Mineralaufbereitung (2.-9. 6. 85) in Cannes über Untersuchungen des Institutes für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (TH).

*) Lecture hold at XVth Int. Mineral Processing Congress, Juni 2-9 1985, Cannes, about investigations executed by the Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (TH).

ensayos de laboratorio, realizados con una placa filtrante al vacío y destinados a confirmar los resultados de explotación, se explica cómo es posible — mediante unos aparatos de laboratorio especialmente concebidos al efecto y unos ensayos realizados a escala semiindustrial con una instalación piloto de filtración a presión — calcular, paso a paso, la utilidad y el costo de una instalación industrial y evaluar la rentabilidad del nuevo proceso filtración combinada a presión/al vacío. La notable reducción de la humedad residual permitirá, en el futuro, renunciar en muchos casos a un secado térmico posterior de la torta y ahorrarse así una etapa completa del proceso.

Darstellung des Ist-Zustandes

In der Aufbereitungsanlage Meggen (BRD) der Sachleben Bergbau GmbH wird aus einem sulfidischer Erzkörper sedimentären Ursprungs neben PbS und FeS₂ ein ZnS-Konzentrat mit ca. 57% Zn durch selektive Flotation gewonnen. Das aufzubereitende Konzentrat — mittlerer Korndurchmesser $\bar{x} = 25 \mu\text{m}$ — wird nach mehrstufiger Reinigung in einem Eindicker auf eine Trübekonzentration von $c_V = 23 \text{ Vol.-%}$ eingestellt und anschließend filtriert¹¹. Die Filtration erfolgt auf einem Vakuumpumpenfilter mit einer Filterfläche von $A_F = 45 \text{ m}^2$ und einer Druckdifferenz von $\Delta p = 0.8 \text{ bar}$. Bei einer Filterdrehzahl von $n = 9 \text{ U/h}$ werden so ca. 12,5 t/h Filterkuchen mit einer mittleren Restfeuchte von $RF = 11 \text{ %}$ produziert. Die Kuchenhöhe beträgt dabei ca. $h_K = 15 \text{ mm}$. Der Filterkuchen weist während der Entfeuchtungsphase eine erhebliche Rißbildung auf, so daß sich dadurch ein überhöhter Luftdurchsatz ergibt. Entsprechend der installierten Vakuumpumpenkapazität ($P = 80 \text{ kW}$) wird ein Luftvolumenstrom von $\dot{V}_g = 908 \text{ m}^3/\text{h}$ durch den Filterkuchen hindurchgesaugt.

Das ZnS-Konzentrat wird nach der Filtration in einem Drehrohr auf eine Restfeuchte $RF < 8 \text{ %}$ thermisch getrocknet, um ein verkaufsfähiges Produkt zu erzeugen. Dabei müssen ca. 4 kg Heizöl pro Tonne ZnS-Konzentrat aufgewendet werden, was den Energiebedarf zur Fest-Flüssig-Trennung der Trübe um weitere 46,5 kWh/t erhöht.

Labor- und halbtechnische Untersuchungen

Im Rahmen der Druckfiltrationsforschungsarbeiten am Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik der Universität Karlsruhe (TH) (vgl. 2, 3) wurde experimentell und theoretisch nachgewiesen, daß für verschiedene Aufbereitungsprodukte (Eisen-, Kupfererze, Flotationskohle) mit vergleichbarer Kornverteilung Verbesserungsmöglichkeiten hinsichtlich der Restfeuchte und des Feststoffdurchsatzes bereits bei mäßiger Erhöhung des Filtrationsdruckes bestehen⁴. Aus diesem Grund wurden mit dem Meggener ZnS-Konzentrat Filtrationsuntersuchungen sowohl diskontinuierlich im Labor als auch kontinuierlich im halbtechnischen Maßstab durchgeführt. Ziel dieser Untersuchungen war es, Auslegungsurterlagen für eine Neugestaltung der Filtrationsstufe für die erwähnte Zn-Erz-Aufbereitungsanlage zu erstellen. Dabei bestand die Forderung, ohne die momentan erforderliche thermische Trocknungsanlage die vorgegebene Restfeuchte von $< 8 \text{ %}$ zu gewährleisten.

Als Laborapparaturen dienten auf der einen Seite eine konventionelle Vakuumhandfilterplattenapparatur (Filterfläche $A_F = 100 \text{ cm}^2$) und auf der anderen Seite, im Bereich der Überdruckfiltration, die in Bild 1 skizzierte Drucknutscheapparatur (Filterfläche $A_F = 20 \text{ cm}^2$)⁴. Für die im halbtechnischen Maßstab durchgeführten Experimente stand ein kontinuierlich arbeitendes Trommelfilter (Filterfläche $A_F = 0.7 \text{ m}^2$) zur Verfügung, welches in einem druckfesten Behälter installiert ist (Bild 2) (vgl. 5). Die Filtration erfolgte dabei mit Differenzdrücken von $\Delta p = 0.8 \text{ bar}$ (Vakuum) bis $\Delta p = 4 \text{ bar}$. Die Kuchenhöhe variierte zwischen 5 mm und 25 mm. Die Trübekonzentration wurde in Anlehnung an den Aufbereitungsbetrieb auf ungefähr 25 Vol.-% eingestellt.

Die mit der Vakuumhandfilterplatte erzielten Filtrationsergebnisse entsprachen den aus dem Aufbereitungsbetrieb bekannten Leistungswerten (Tabelle 1).

Laboratory and pilot plant tests

Within the scope of the pressure filtration research work performed by the Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik of the Technical University in Karlsruhe (TH)^{2, 3}, it was demonstrated experimentally and theoretically that the residual moisture content and solids throughput of different beneficiation products (iron ores, copper ores, flotation coal) with comparable size distributions can already be improved at a moderate increase of the filtration pressure⁴. For this reason laboratory filtration tests and continuous pilot plant tests were carried out with the Meggen ZnS-concentrate. The purpose of these tests was to find out design data for the new design of the filtration stage of the above ZnS-ore beneficiation plant. In this connection it was demanded to ensure the predetermined residual moisture content of lower than 8% without the presently required thermal drying plant.

The laboratory equipment consisted on one hand of a conventional hand-operated vacuum filter plate apparatus (filtering area $A_F = 100 \text{ cm}^2$) and on the other, for the overpressure filtration, of the pressure filter cell apparatus shown in Fig. 1 (filtering area $A_F = 20 \text{ cm}^2$)⁴. A continuously operating drum filter (filtering area $A_F = 0.7 \text{ m}^2$) was available for the performance of the pilot plant tests. This drum filter is installed in a compression-proof container, Fig. 2⁵. The filtration was achieved at pressure differences ranging from $\Delta p = 0.8 \text{ bar}$ (vacuum) to $\Delta p = 4 \text{ bar}$. The cake thickness varied between 5 mm and 25 mm. The slurry concentration was adjusted similar to operating conditions to about 25 Vol. %.

The filtration results obtained with the hand-operated vacuum filter plate corresponded to the capacity values known from the industrial operation, see Table 1.

After the possible scale up of the laboratory results to the operational values had been demonstrated, the filtration behaviour of the ZnS-concentrate in the differential pressure range of 1–4 bar was found out for a great variety of filter operating conditions.

Fig. 3 shows, by way of example, the residual moisture content at a cake thickness of 10 mm in dependence on the filtration pressure difference and the dewatering time. As can be seen from this figure, the demanded residual moisture content of 8% is, in principle, already reached at $\Delta p = 1.6 \text{ bar}$. For the scale up of dewatering times typical for rotary filters (e. g. $t_2 = 60 \text{ s}$) the dewatering pressure must be raised, in the present case, to $\Delta p = 2.5 \text{ bar}$.

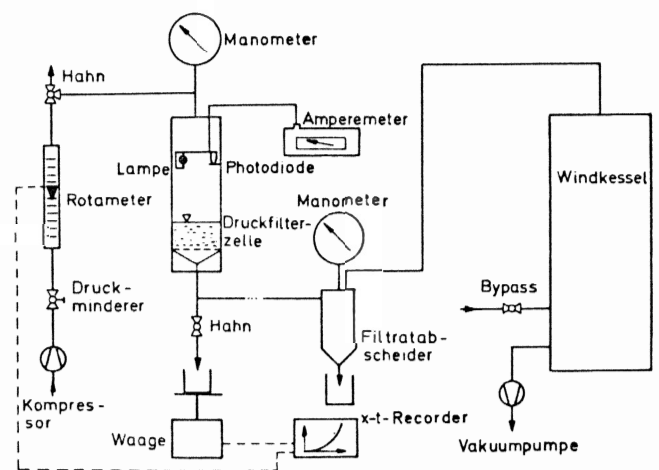


Bild 1: Drucknutsche

Fig. 1: Laboratory type pressure filter

Hahn	— valve
Rotameter	— flowmeter
Druckminderer	— reducing valve
Kompressor	— pressure air
Waage	— weighing machine
Druckfilterzelle	— pressure filter cell
Filtratabscheider	— separator
Windkessel	— pressure vessel

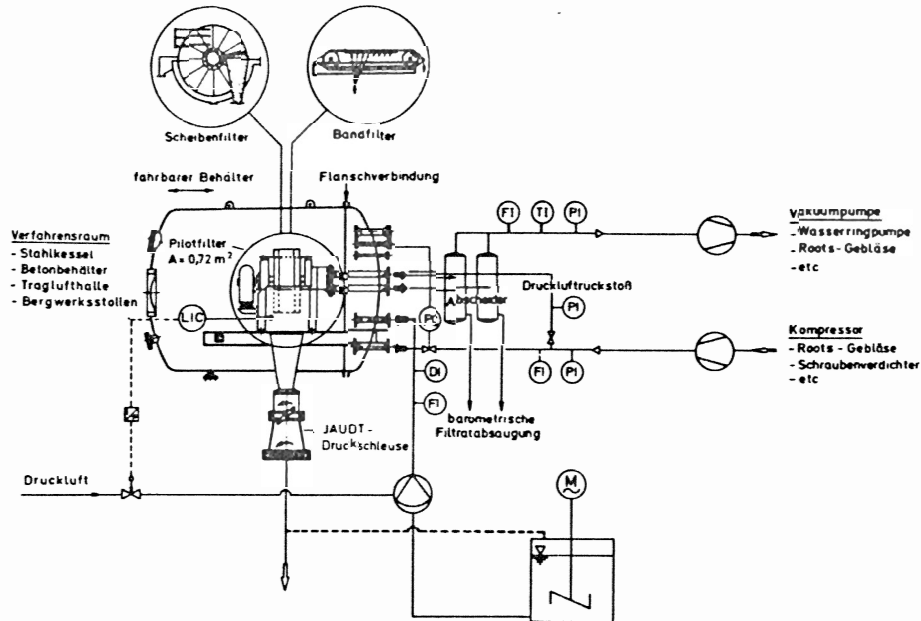


Bild 2: Pilotdrehfilteranlage

Fig. 2: Pilot plant

- Scheibenfilter — disk filter
- Bandfilter — belt filter
- fahrbarer Behälter — movable container
- Flanschverbindung — flange connection
- Verfahrensraum — process room
- Druckluft — pressure air
- Druckschleuse — discharge
- barometrische Filtratabsaugung — barometric filtrate suction
- Abscheider — separator
- Druckluftdruckstoß — snap blow

Tabelle 1: Vergleich zwischen Labor- und Betriebsergebnissen
Table 1: Comparison between laboratory and operational results

Vakuumhandfilterplatte Hand-operated vacuum filter plate	Betriebswerte Operational values
$J_p = 0,8 \text{ bar}$	$J_p = 0,8 \text{ bar}$
$h_K = 15,6 \text{ mm}$	$h_K = 15 \text{ mm}$
$m_s = 293 \text{ kg m}^{-2}\text{h}$	$m_s = 278 \text{ kg m}^{-2}\text{h}$
Filterdrehzahl $n = 0,14 \text{ Upm}$	filter speed $n = 0,14 \text{ rpm}$
Kuchenbildungszeit $t_1 = 147 \text{ s}$	Kuchenbildungswinkel $\alpha_1 = 124^\circ$
cake formation time	cake formation angle
Trockensaugzeit $t_2 = 227 \text{ s}$	Entfeuchtungszeit $t_2 = 190^\circ$
drying time	drying angle
Baumwoll-Filtertuch HVL 620 cotton filter cloth HVL 620	

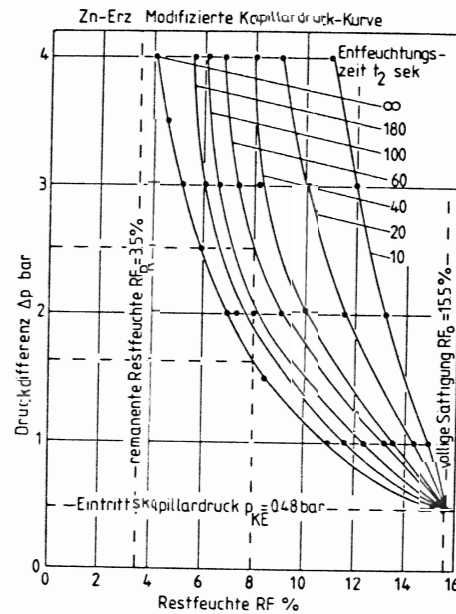


Bild 3: Modifizierte Kapillardruck-Kurve

Fig. 3: Modified capillary pressure curve

- Entfeuchtungszeit — dewatering time
- Druckdifferenz — pressure difference
- remanente Restfeuchte — remanent moisture content
- vollige Sättigung — total saturation
- Eintrittskapillardruck — pressure of first desaturation

Nachdem nun die Übertragbarkeit der Laborergebnisse auf die Betriebswerte nachgewiesen war, wurde bei den gleichen Randbedingungen das Filtrationsverhalten des ZnS-Konzentrates im Differenzdruckbereich von 1–4 bar für verschiedenste Filterbetriebseinstellungen ermittelt. Bild 3 zeigt exemplarisch für eine Kuchenhöhe von 10 mm das Restfeuchteergebnis in Abhängigkeit von der Filtrationsdruckdifferenz und der Entfeuchtungszeit. Hierbei ist zu erkennen, daß die geforderte Restfeuchte von 8% im Prinzip bereits bei $\Delta p = 1,6 \text{ bar}$ erreicht wird. Bei der Hochrechnung auf drehfiltertypische Entfeuchtungszeiten (z. B. $t_2 = 60 \text{ s}$) muß der Entfeuchtungsdruck im vorliegenden Fall auf $\Delta p = 2,5 \text{ bar}$ erhöht werden.

Für den ersten Schritt des Scale-up wurden die Labordruckfiltrationsergebnisse auf die Bedingungen des in der Pilotanlage eingesetzten Trommelfilters umgerechnet. In Bild 4 ist die Restfeuchte in Abhängigkeit vom spez. Feststoffdurchsatz aufgetragen. Dabei wurden die Kuchenbildungs- bzw. Entfeuchtungszeiten entsprechend dem Verhältnis von Kuchenbildungs- bzw. Entfeuchtungszeit im Steuerventil des Pilotfilters gewählt. Wie man sieht, reduziert sich das Restfeuchteniveau entsprechend der erhöhten Druckdifferenz, und zwar unabhängig vom Feststoffdurchsatz bzw. der Filterdrehzahl. Weiterhin wird bei gleicher Filterdrehzahl der Feststoffdurchsatz proportional zu $\sqrt{\Delta p}$ gesteigert.

For the first step of scale up the laboratory pressure filtration test results were converted to the conditions of the drum filter used in the pilot plant. Fig. 4 shows the residual moisture content in dependence on the specific solids throughput. The cake formation and dewatering times were chosen in accordance with the ratio of cake formation and dewatering angle in the control valve of the pilot filter. As appears from this figure, the residual moisture content

Bei der Druckfiltration nimmt andererseits auf Grund der gesteigerten Druckdifferenz und des weitgehend entfeuchteten, offeneren Filterkuchens der durch den Kuchen strömende Gasdurchsatz zu. Dieser Sachverhalt ist in Bild 4 über den entsprechenden $RF - \dot{m}_s$ -Kurven aufgetragen. Es zeigt sich, daß der Gasdurchsatz für eine feste Druckdifferenz bei Anwachsen des Feststoffdurchsatzes ebenfalls zunimmt. Der Gasdurchsatz bestimmt entscheidend die zu installierende Verdichterkapazität und damit die laufenden Betriebskosten.

Filtertuchauswahl

Bevor die Filtrationsversuche mit dem Drehfilter der Pilotanlage fortgesetzt wurden, wurde überprüft, ob und inwieweit sich die Filtrationsergebnisse durch die Verwendung eines optimierten Filtertuches weiter verbessern ließen; denn aus der Betriebspraxis war bekannt, daß das dort eingesetzte Filtertuch (Baumwolltuch HVL 620, Fa. Steinhaus) einen hohen Durchströmungswiderstand (verminderte Kuchenbildung) aufweist und nur kurze Standzeiten wegen Tuchverlegung mit Feinstkorn erlaubt. Eigene Untersuchungen mit der Originalröbe auf der Vakuumhandfilterplattenapparatur führten zu einem monofilen Kunststofffiltertuch (Verseidag PP 2886). Mit diesem Medium ergab sich bei gleichen Randbedingungen eine in gleicher Größenordnung liegende Kuchenbildung, aber eine um 0,7% bessere Restfeuchte. Das so ermittelte Gewebe wurde bei den anschließend durchgeführten Pilotdrehfilterversuchen eingesetzt.

Ergebnisse der halbtechnischen Experimente

Ein Vergleich der Ergebnisse zwischen reiner Überdruckfiltration und hyperbarer Vakuumfiltration ergab keinen signifikanten Unterschied, so daß die Methode der Druckfiltration zunächst unerheblich scheint. Wie jedoch bereits an anderer Stelle⁵⁾ gezeigt wurde, gibt es eine Reihe verfahrenstechnischer Gründe, die die Anwendung der kombinierten Druck/Vakuumfiltration im praktischen Einsatz vorteilhafter erscheinen lassen.

Die Kurven $RF = f(\dot{m}_s)$ in Bild 5 entsprechen prinzipiell in ihrem Verlauf den Ergebnissen der Laborfiltration (Bild 4). Die Restfeuchte nimmt mit steigender Druckdifferenz ab, bleibt jedoch innerhalb einer Druckdifferenz bei Steigerung des Feststoffdurchsatzes konstant. Die verbesserten Absolutwerte bringen nun den Einfluß des optimierten Filtertuches zum Ausdruck. Demnach ergibt sich bei vergleichbaren Versuchsbedingungen eine um 0,8% bessere Restfeuchte gegenüber den Laborexperimenten mit dem Originalfiltertuch. Der Gasdurchsatz als Kriterium für die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens dagegen stimmt, besonders im Bereich hoher Differenzdrücke, gut mit den Laborergebnissen überein. Daraus kann zum einen geschlossen werden, daß die Filtertuchart keinen wesentlichen Einfluß auf den Gasdurchsatz ausübt, und zum anderen, daß die mit Labormethoden ermittelten Werte für eine Primärauslegung des Filtrationsprozesses zuverlässig herangezogen werden können. Bild 5 beinhaltet weiterhin die Information, daß das neu ausgewählte Filtertuch ein zufriedenstellendes Standzeitverhalten besitzt. So erbringen die während der mehrwöchigen Experimentierphase täglich durchgeführten Referenzversuche ($\Delta p = 1,3$ bar, $n = 0,9$ Upm) konstante Leistungswerte.

Die Auslegung einer Druckfiltrationsbetriebsanlage erfordert neben der Kenntnis der Filtrationsdruckdifferenz zur Dimensionierung des Druckbehälters vor allen Dingen auch die Kenntnis der zu installierenden Verdichterkapazität. Deshalb werden die im halbtechnischen Versuch ermittelten Gasdurchsätze in die technische Verdichtungsleistung umgerechnet und auf den jeweiligen Feststoffdurchsatz bezogen. Wie aus Bild 6 hervorgeht, kann für eine vorgegebene Druckdifferenz der Feststoffdurchsatz in einem weiten Bereich ($n > 1,3$ Upm) ohne entscheidenden Energieaufwand gesteigert werden. Die tatsächliche Höhe des Energieaufwandes wird folglich bestimmt durch den vorgegebenen Restfeuchtwert und die dazu erforderliche Druckdifferenz. Auf Grund der thermodynamisch begründet energieintensiveren Vakuumherzeugung ergeben sich für die

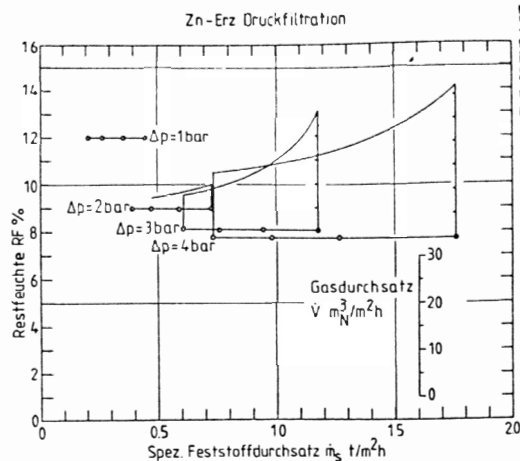


Bild 4: ZnS-Erz-Druckfiltration

Fig. 4: ZnS-ore pressure filtration

Restfeuchte — moisture content
Gasdurchsatz — gas throughput
Spez. Feststoffdurchsatz — spec. solids throughput

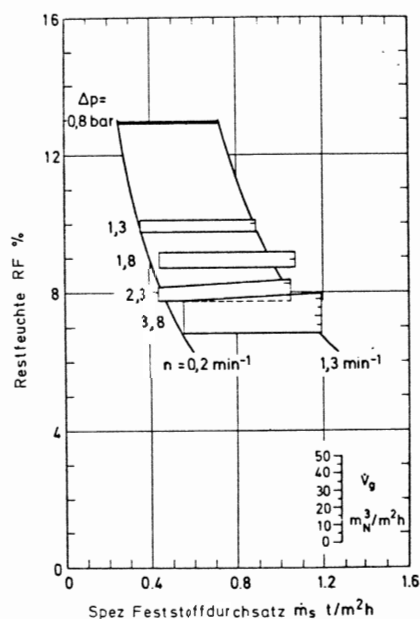


Bild 5: ZnS-Erz-Hyperbare Vakuumfiltration

Fig. 5: ZnS-ore hyperbar vacuum filtration

Restfeuchte — moisture content
Spez. Feststoffdurchsatz — spec. solids throughput

decreases with the raised pressure difference independently of solids throughput and filter speed. In conformity with the filtration theory the solids throughput is raised proportionally to $\sqrt{\Delta p}$.

On the other hand the gas rate flowing through the cake increases during pressure filtration due to the higher pressure difference and the more intensively dried and more porous filter cake. This phenomenon is plotted in Fig. 4 against the corresponding $mc - \dot{m}_s$ -curves. It appears that the gas throughput also rises with an increasing solids throughput at a constant pressure difference. The gas throughput decisively determines the compressor capacity installed and thus the operating costs.

Filter cloth choice

Before the filtration tests were continued with the rotary filter of the pilot plant, it was examined whether and to which extent the filtration test results can be further improved by

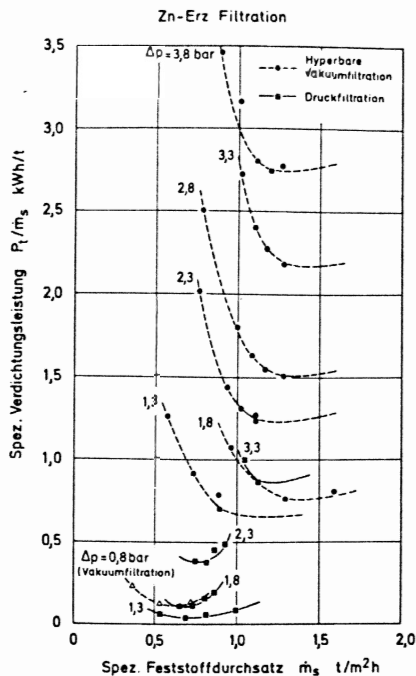


Bild 6: ZnS-Erz-Filtration

Fig. 6: ZnS-ore filtration

Druckfiltration — pressure filtration
 Spz. Feststoffdurchsatz — spec. solids throughput

kombinierte Druck/Vakuumfiltration vergleichsweise höhere spez. Verdichtungsleistungswerte als bei der reinen Druckfiltration.

Es soll an dieser Stelle erwähnt werden, daß die Rißbildung im Filterkuchen, die im Aufbereitungsbetrieb die Vakuumfiltration erheblich beeinträchtigt, bei der Filtration mit mäßigem Überdruck, besonders im Bereich hoher Feststoffdurchsätze und somit niedriger Kuchenhöhe, nicht aufgetreten ist.

Verfahrenstechnische Berechnung der Druckfiltrationsanlage

Mit Hilfe der halbtechnisch ermittelten Daten, die durch die Laborversuche bestätigt werden, ist es nun möglich, die ZnS-Konzentratfiltrationsanlage der Meggener Aufbereitungsanlage auf der Basis der kontinuierlichen Druck/Vakuum-Filtration neu auszulegen und zu berechnen. Wie aus Bild 5 zu ersehen ist, werden die von der Hütte geforderten 8% Restfeuchte sicher bei einer Druckdifferenz von 2,3 bar durch die hyperbare Vakuumfiltration erreicht. Aus diesem Grund und den bereits angesprochenen verfahrenstechnischen Vorteilen (An- und Abstellen der Filtrationsanlage und des Feststoffaustragsgerätes, Zugänglichkeit des Filters bei laufender Produktion, Belastung der druckbeaufschlagten Anlageteile mit niedrigerem Absolutdruck u. v. m.) beziehen sich die folgenden Ausführungen auf die kombinierte Druck/Vakuumfiltration.

Um eine sichere und weitgehende Filterkuchenabnahme zu gewährleisten, wird die minimale Kuchendicke bei 5 mm angenommen. Dieser Wert stellt sich unter den vorliegenden Betriebsbedingungen (Steuerventilwinkel, Eintauchtiefe, Trübekonzentration usw.) bei einer Filterdrehzahl von $n = 1,8$ Upm ein. Entsprechend Schrifftum¹⁾ (Gl. [1]) errechnet sich hiermit ein filterflächenbezogener Feststoffdurchsatz von $1,3 \text{ t/m}^2\text{h}$. Die Produktion des betriebsmäßigen ZnS-Konzentratdurchsatzes von $12,5 \text{ t/h}$ kann somit mit einer Filterfläche von 10 m^2 erreicht werden. In Anlehnung an das Betriebstrommelfilter und an das Marktangebot für Filter errechnet sich daraus eine geometrisch ähnliche Filtertrommel mit $2,1 \text{ m}$ Durchmesser und $1,6 \text{ m}$ Breite. Dieses so festgelegte serienmäßige Vakuumtrommelfilter wird in einem konventionellen Stahldruckkessel mit einem Volumen von ca. 31 m^3 eingebaut. Die Ausführung des Druckbehälters als klassischer Stahlkessel mit Klöpperböden stellt

an optimized filter cloth. It was known from the practical operation that the filter cloth used in the industrial plant (cotton cloth HVL 620 of Messrs. Steinhaus) has a high resistance to flow and only a short service life due to blinding. The tests carried out with the original slurry on the hand-operated vacuum filter plate apparatus resulted in the choice of a monofil synthetic filter cloth (Versaidag PP 2886). Under equal marginal conditions a by 0.7% better residual moisture content was achieved with this medium. The cloth thus found was used in the subsequent pilot rotary filter tests.

Pilot plant test results

A comparison of the mc-results between the pure overpressure filtration and the hyperbar vacuum filtration yielded no significant difference so that the kind of pressure filtration is insignificant for the present. As already outlined in another place⁵⁾, there are several process technical reasons for which the use of the combined pressure/vacuum filtration appears to be more advantageous in practical operation.

The curves $mc = f(\dot{m}_s)$ in Fig. 5 correspond, in principle, to the laboratory filtration test results (see Fig. 4). The residual moisture content rises with decreasing pressure difference but remains constant at a certain pressure difference when the solids throughput is raised.

The improved absolute values now express the influence of the optimized filter cloth. Under comparable test conditions a 0.8% better residual moisture content is obtained as compared with the laboratory tests performed with the original filter cloth. On the other hand, the gas throughput as criterion for the profitability of the process conforms, especially in the range of high differential pressure, with the laboratory test results. From this it can be concluded on one hand that the filter cloth does not exercise any great influence on the gas throughput and on the other that the values found in the laboratory tests are reliable values for the primary design of the filtration process. Fig. 5 shows that the new filter cloth type has a satisfactory service life. Thus, the reference tests ($\Delta p = 1,3 \text{ bar}$, $n = 0,9 \text{ rpm}$) carried out daily during the experimentation phase of several weeks yielded constant capacity values.

However, not only the knowledge of the filtration pressure difference for dimensioning the pressure vessel, but also and primarily the knowledge of the compressor capacity to be installed are required for the design of an industrial pressure filtration plant. Therefore the gas throughputs ascertained in the pilot plant tests are converted to the technical compressor capacity and referred to the relevant solids throughput. As can be seen from Fig. 6, the solids throughput can be raised for a given pressure difference within a wide range ($n > 1,3 \text{ rpm}$) without a much higher energy consumption. The effective energy consumption is thus determined by the given residual moisture content and the necessary pressure difference. Due to the more efficient vacuum production for thermodynamic reasons, higher specific compressor capacity values are reached for the combined pressure/vacuum filtration than for the pure pressure filtration.

It should be noted that the formation of cracks in the filter cake, which considerably impair the vacuum filtration in normal operation, did not occur during the overpressure filtration, especially at high solids throughputs and thus at small cake thickness.

Process-technical calculations of the pressure filtration plant

In the light of pilot plant test results, which were confirmed by laboratory tests, it is now possible to redesign and recalculate the ZnS-concentrate filtration plant of the Megger beneficiation plant on the basis of the continuous pressure/vacuum filtration. As can be seen from Fig. 5, the residual moisture content of 8% demanded by the smelter are definitely attained by the hyperbar vacuum filtration at a pressure difference of 2.3 bar. For this reason and on account of the above process-technical advantages (starting and stop-

für einen Aufbereitungsbetrieb die betriebs- und kosten- günstigste Variante dar (vgl. Bild 2 und^{3b}). Der Druckbehälter bestimmt nun den Platzbedarf der neuen Filtrationsanlage, der bei 10 m² liegt.

Zur Aufrechterhaltung der Filtrationsdruckdifferenz strömen entsprechend den neuen Betriebsbedingungen 12,5 m³/m²/h ($p_{abs} = 1,013 \text{ bar}$, $T = 0^\circ\text{C}$) Luft durch den Filterkuchen. Die Erzeugung der Druckdifferenz $\Delta p = 2,3 \text{ bar}$ bedeutet, daß dieser Luftvolumenstrom zunächst auf einen Überdruck von $p_{abs} = 2,5 \text{ bar}$ verdichtet und anschließend auf einen Unterdruck von $p_{abs} = 0,2 \text{ bar}$ entspannt werden muß; dementsprechend ergeben sich eine technische Verdichtungsleistung von 1,42 kW m² bzw. ein Feststoffdurchsatzspezifischer Energieaufwand von $P/\dot{m}_s = 1,09 \text{ kWh/t}$. Zur Erzeugung des Überdruckes wird ein Drehgebläse mit einem Wirkungsgrad $\eta = 0,75$ und zur Erzeugung des Unterdruckes eine Vakuumpumpe mit $\eta = 0,25$ gewählt. Daraus errechnet sich der reale Energiebedarf zu 1,45 kWh/t + 4,36 kWh/t = 5,81 kWh/t; multipliziert mit dem Betriebsfeststoffdurchsatz und der neu festgelegten Filterfläche errechnet sich daraus der Energiebedarf, der als Antriebsleistung für die Verdichtungsaggregate installiert werden muß: $P = 5,81 \text{ kWh/t} \times 1,25 \text{ t/m}^2 \text{ h} \times 10 \text{ m}^2 = 72,6 \text{ kW}$; dieser Wert wird nun mit dem Energieaufwand für den Schöpfvolumenstrom des Filters ($\dot{V}_{\text{Filter}} = V_{\text{Zellen}} \cdot n$) ergänzt. Somit ergibt sich ein Gesamtenergiebedarf von $P_{\text{ges}} = 72,6 \text{ kW} + 14,4 \text{ kW} = 87 \text{ kW}$.

Leistungsvergleich Vakuum/Druck-Filtration

Die durch halbtechnische Experimente ermittelten und durch Labormethoden bestätigten Leistungswerte der Druckfiltrationsanlage und die daraus errechneten Anlagengrößen wie:

- geringere Restfeuchte RF,
- höherer Feststoffdurchsatz \dot{m}_s ,
- kleinere Filterfläche A_F ,
- geringerer Platzbedarf A,
- größerer Gasdurchsatz \dot{V}_g ,
- kleinerer, spez. Leistungsbedarf P/\dot{m}_s ,

führen zu einem direkten Vergleich der einander entsprechenden Größen von laufender und neu zu projektierender, hier durch Scale-up-Berechnungen verfahrenstechnisch ausgelegter Filtrationsstufe.

Der Vergleich beinhaltet vorwiegend Werte, die eine Wirtschaftlichkeitsberechnung bezüglich der Betriebskosten erlauben. Die Angaben in Tabelle 2 erlauben weiterhin, die Filtrationsanlage auf der Basis der optimierten Leistungswerte auszulegen und die maschinentechnische Ausrüstung abzuschätzen. Einen wesentlichen, begünstigenden Einfluß wird hierbei zukünftig der empfehlenswerte Einsatz von platzsparenden Scheibenfiltern spielen. Auf diese Möglichkeit wird hier im Rahmen der geschlossenen Scale-up-Vorgehensweise von Labor- zu halbtechnischen Versuchen bis hin zum praktischen Betrieb zugunsten einer direkten Vergleichbarkeit verzichtet.

Schlußbemerkungen

Der Einsatz der kontinuierlichen Druckfiltration und hier insbesondere der hyperbaren Vakuumfiltration zur Fest-Flüssig-Trennung schwierig zu entwässernder Aufbereitungstrüben ermöglicht bereits bei mäßigen Überdrücken die Realisierung von Restfeuchtwerten, die bisher nur durch die wesentlich energieintensivere Kombination von Vakuumfiltration und thermischer Nach Trocknung erreicht werden konnten. Dadurch wird es möglich, eine komplette Verfahrenseinheit wegzulassen. Der Prozeß kann, auch auf Grund der verringerten erforderlichen Filterfläche, kompakter und somit platzsparender aufgebaut werden.

Mit Hilfe von Laborapparaturen und praxisorientierter Experimentiertechnik wurden mit geringen Produktmengen das Verbesserungspotential und die physikalischen Grenzen der Druckfiltration ermittelt. Die Ergebnisse zeigen in Übereinstimmung mit früheren Versuchserien, daß die beschriebene Überdruckfiltration wirtschaftlich zur Verarbeitung von Trüben ähnlich der hier beschriebenen Zusam-

page of the filtration plant and of the solids discharge device, accessibility of the filter during production, mechanical load of the plant items subjected to a lower absolute pressure, etc.) the explanations given below refer to the combined pressure/vacuum filtration.

To ensure a reliable and large filter cake removal, the minimum cake thickness is assumed as 5 mm. Under the present operating conditions (control valve angle, immersion depth, slurry concentration, etc.) this value is obtained at a filter speed of $n = 1,8 \text{ rpm}$. According to the theory¹¹ a filter surface dependent solids throughput of 1,3 t/m²h is found. The ZnS-concentrate throughput of 12,5 t/h can thus be achieved with a filter surface of 10 m². On the basis of the industrial drum filter and the filter types offered on the market, a geometrically similar filter drum of 2,1 m diameter and 1,6 m width is calculated. This standard vacuum drum filter is installed in a conventional steel pressure vessel with a volume of about 31 m³. The design of the pressure vessel as conventional steel vessel with dished ends is the optimum variant from an operational and economic view-point under normal operating conditions (see Figs. 2 and^{3b}). The pressure vessel now determines the space required for the filtration plant, which is 10 m².

To maintain the pressure difference corresponding to the new operating conditions an air throughput of 12,5 m³/m²h ($p_{abs} = 1,013 \text{ bar}$, $T = 0^\circ\text{C}$) is flowing through the filter cake. The realization of a pressure difference of $\Delta p = 2,3 \text{ bar}$ requires at first the compression of the air volumetric flow to an overpressure of $p_{abs} = 2,5 \text{ bar}$ and subsequently the decompression to an underpressure of $p_{abs} = 0,2 \text{ bar}$. Therefore a technical compression energy of 1,42 kW m² is required. This is equivalent to an energy demand of $P/\dot{m}_s = 1,09 \text{ kWh/t}$.

For the production of the overpressure a rotary piston compressor (efficiency $\eta = 0,75$) and for the underpressure a watering pump (efficiency $\eta = 0,25$) is chosen. This yields the real energy demand of 1,45 kWh/t + 4,36 kWh/t = 5,81 kWh/t; multiplied with the required solids throughput and the new designed filter area the energy demand, which has to be installed, is calculated: $P = 5,81 \text{ kWh/t} \times 1,25 \text{ t/m}^2 \text{ h} \times 10 \text{ m}^2 = 72,6 \text{ kW}$. This value has to be completed by the energy demand for evacuating the filter cells ($\dot{V}_{\text{filter}} = V_{\text{cells}} \cdot n$). Thus a total energy demand of $P_{\text{tot}} = 87 \text{ kW}$ yields.

Comparison of the capacity of the vacuum and a pressure filtration plant

The capacity values of the pressure filtration plant found in pilot plant tests and confirmed by the laboratory tests and the plant parameters resulting from these values such as:

- lower residual moisture content mc,
- smaller filter area A_F ,
- higher gas throughput \dot{V}_g ,
- higher solids throughput \dot{m}_s ,
- lower space requirements A,
- lower specific energy consumption P/\dot{m}_s ,

allow a direct comparison of the operating filtration stage with the filtration stage to be projected according to scale up calculations.

The comparison primarily refers to values which allow a feasibility study. On the basis of the data given in Table 2, it is possible to design a filtration plant for the optimized capacity values and to estimate the mechanical equipment. In future, the recommended disc filters will exercise an important and favourable influence in this respect. The use of such filters is renounced in favour of a direct comparability (between drum filters and disc filters) within the scope of the scale up procedure from laboratory through pilot plant tests up to the industrial operation as described above.

Conclusion

By the use of the continuous pressure filtration and especially of the hyperbar vacuum filtration for solid-liquid separation of slurries which are difficult to dewater, it is possible to achieve already at moderate overpressures residual moisture contents which up to now could only be reached by the much more energy intensive combination of vacuum

Tabelle 2: Vergleich zwischen laufender Vakuump- und neuer Druckfiltrationsanlage

Table 2: Comparison of the operating vacuum filtration and the new pressure filtration plant

Position Parameter	vorher Operating plant	nachher Projected plant
Druckdifferenz Pressure difference	$\Delta p = 0.8 \text{ bar}$	$\Delta p = 2.3 \text{ bar}$
Trommelfilterfläche Filter area	$A_F = 45 \text{ m}^2$	$A_F = 10 \text{ m}^2$
Filterkuchenhöhe Filter cake thickness	$h_K = 15 \text{ mm}$	$h_K = 5 \text{ mm}$
spez. Feststoffdurchsatz Spec. solids throughput	$m_s = 0.28 \text{ t m}^{-2} \text{ h}$	$\dot{m}_s = 1.3 \text{ t m}^{-2} \text{ h}$
geforderter Feststoffdurchsatz Demanded solids throughput	$M_s = 12.5 \text{ t h}$	$M_s = 12.5 \text{ t h}$
Druckbehältervolumen Pressure vessel volume	—	$V = 31 \text{ m}^3$
Grundflächenbedarf Base required	$A = 48 \text{ m}^2$	$A = 10 \text{ m}^2$
Restfeuchte nach Filter Residual moisture content behind filter	RF = 11–12 %	RF = 7.8 %
Restfeuchte nach therm. Trocknung Residual moisture content after thermal drying	RF = 8.0 %	—
Trocknerkapazität Dryer capacity	Drehrohröfen Rotary kiln $M_{\text{max}} = 14 \text{ t h}$	—
Grundflächenbedarf Base required	$A = 70 \text{ m}^2$	—
therm. Energiebedarf Thermal energy required	$P = 581 \text{ kW}$	—
Gasdurchsatz Gas throughput	$\dot{V}_g = 908 \text{ m}^3 \text{ h}$	$\dot{V}_g = 125 \text{ m}^3 \text{ h}$
Verdichteraggregat Compressor unit	Wasserringpumpe water ring pump	Wasserringpumpe, Drehgebläse water ring pump, rotary blower
Antriebskapazität Drive power	$P = 80 \text{ kW}$	$P = 87 \text{ kW}$
spez. Gesamtenergiebedarf Specific total energy consumption	$P \dot{m}_s = 52.9 \text{ kWh t}$	$P = 6.7 \text{ kWh t}$

mensetzung eingesetzt werden kann. Darüber hinaus können mit den Laborergebnissen für den neuen Prozeß der theoretische Energieaufwand berechnet und die Betriebskosten abgeschätzt werden. Nicht zuletzt können bereits aus den Laborversuchen wertvolle Hinweise für den kontinuierlichen Betrieb entnommen werden (Filtertuchauswahl, Kuchenabnahmemethode, Kuchendurchlässigkeit etc.). Im Rahmen mehrjähriger Entwicklungsarbeit wurde unter Ausnutzung der Laborversuchserkenntnisse und in enger Zusammenarbeit mit der Fa. Lurgi, Frankfurt, eine kontinuierlich arbeitende Druckfiltrationspilotanlage entwickelt. Die gesamte Anlage ist in allen Teilen so konzipiert, daß eine größtmögliche Praxisnähe gewährleistet ist. Für alle Prozeßteilfunktionen, wie Steuerventil, Trübezuführung und -regelung und vor allen Dingen Filterkuchenaus-schleusung (Kammerschleuse) wurden betriebstaugliche Lösungen erstellt. Somit ist eine uneingeschränkte Hochrechnung der mit dieser Anlage gewonnenen Versuchswerte auf den Betriebsmaßstab zulässig.

filtration and thermal secondary drying. In this way a complete process unit can be omitted. Due to the smaller filter area required a more compact layout of the plant based on this process is possible.

The possible improvements and the physical limits of the pressure filtration were found out with small product quantities by using laboratory equipment and by a field-proven experimentation technology. The results show in conformity with previous test series that the described overpressure filtration can be used economically for the treatment of slurries similar with the slurry used here. Moreover, the theoretical energy consumption for the new process can be calculated and its operating cost be estimated on the basis of the laboratory test results. In addition, the laboratory tests furnish valuable data for the continuous operation (filter cloth choice, cake removal methods, cake permeability, etc.). Within the scope of a development over several years a continuously operating pressure filtration pilot plant was developed in the light of the laboratory test results and in close cooperation with Lurgi GmbH, Frankfurt. The whole plant is so designed that it is very similar to an industrial plant. For all unit operations, such as control valves, slurry supply and control and chiefly filter cake discharge from the pressurized room (chamber lock) solutions suitable for an industrial plant operation were found out. Consequently an unlimited scale up of the test values obtained with this plant to the industrial scale is admissible. Due to the perfected experimentation technology on the laboratory and pilot plant scale based on the same parameters (e.g. use of the same optimized filter cloth, corresponding cake formation and dewatering times, use of original slurry, application of the same measuring methods, etc.) it is possible to predetermine already at an early date the efficiency of a new pressure filtration process with a small product-, material- and cash expenditure.

Schrifttum — References

- 1) Bergmann, A., und Heide, B.: The Meggen Concentrator. Mining Engineering, Juni 1973, 5 pages.
- 2) Stahl, W., Bott, R., und Anlauf, H.: Druckfiltration von Eisenerztrüben. Aufbereitungs-Technik 5 (1983), S. 243–251.
- 3) Bott, R., Anlauf, H., und Stahl, W.: Kontinuierliche Druckfiltration feinstkörniger Kohlekonzentrate. Aufbereitungs-Technik 5 (1984), S. 245–258.
- 4) Stahl, W., Anlauf, H., und Bott, R.: Entwässerung von Erzkonzentraten — Wege zur weiteren Restfeuchteverminderung. Erzmetall 36 (1983) 6, S. 266–270.
- 5) Bott, R., und Stahl, W.: Improvement of the residual moisture content by hyperbar vacuum filtration. Symposium Solids Liquids Sep. Practice and the Influence of New Techniques. University of Leeds, April 1984.