

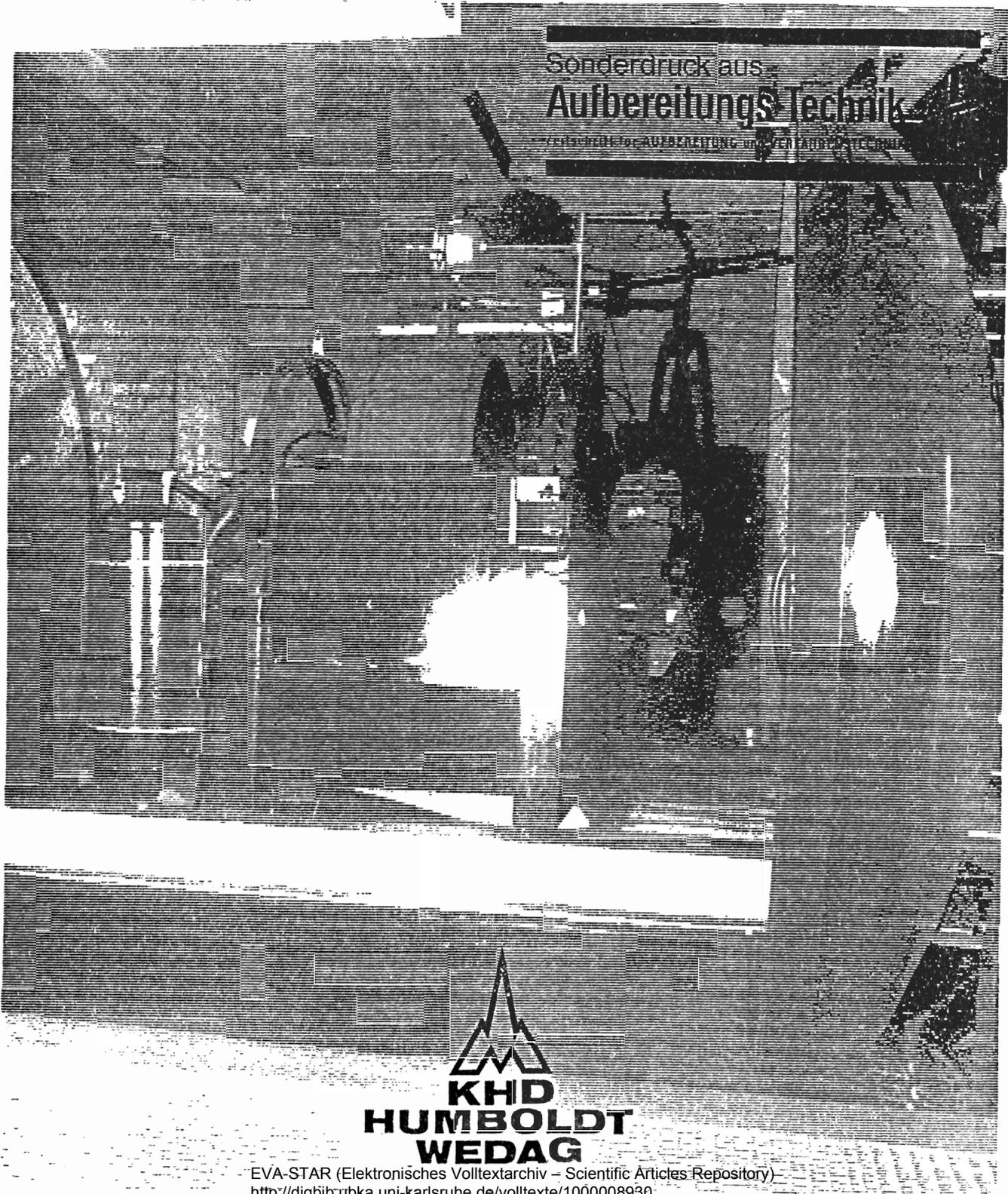
# Kontinuierliche Druckfiltration feinstkörniger Kohlekonzentrate Continuous pressure filtration of very fine coal concentrates

S 5-202 d/e

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

7. (753)

Nur zum persönlichen Gebrauch  
Vom Verfasser überreicht



## Kontinuierliche Druckfiltration feinstkörniger Kohlekonzentrate Continuous pressure filtration of very fine coal concentrates

*Filtration à pression continue de concentrés de charbon très fins*

*Filtración a presión continua de concentrados de carbón finísimos*

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

### Zusammenfassung

Die Filtration feinstkörniger Schlämme bei der Aufbereitung von Kohle erfolgt in den meisten Fällen durch kontinuierliche Vakuumfiltration oder durch diskontinuierliche Preßfiltration. Für einen Einsatz der kontinuierlichen Druckfiltration auf Basis der herkömmlichen Technik liegen für eine betriebsmäßige Realisierung nur unzureichende Untersuchungen des Verfahrensablaufs, der Überprüfung geeigneter Anlagekomponenten und Aufzeigung des Nutzen/Aufwand-Verhältnisses gegenüber der konventionellen Vakuumfiltration vor. Durch Versuche auf einer halbtechnischen Trommelfilterpilotanlage wurden nun die kontinuierliche Druckfiltration und die kombinierte Druck/Vakuumfiltration (hyperbare Vakuumfiltration) für die Entwässerung von Kohletrüben im Bereich mäßiger Überdrücke auf ihre technische Anwendbarkeit und ihre Erfolgsaussichten hin getestet. Die ermittelten Ergebnisse wurden in bereits erarbeitete Gesetzmäßigkeiten eingeordnet. Die halbtechnischen Experimente wurden durch Labortests mit einer Drucknutsche ergänzt, um weitere grundlegende physikalische Zusammenhänge der Filtration mittels Überdruck einfließen zu lassen. Als Versuchsprodukt diente ein außergewöhnlich feinkörniges Flotationskohlekonzentrat des Verbundbergwerkes Westerholt der Ruhrkohle AG.

### Résumé

La filtration de concentrés de charbon très fins s'effectue le plus souvent à l'aide de la filtration continue à vide ou moyennant des filtres-presses discontinus. Quant à l'application de la filtration à pression continue, sur la base de la technique conventionnelle, il manquait jusqu'à présent une étude détaillée sur le déroulement du processus, l'examen de composants d'installations appropriés et l'analyse du rapport des frais et du profit, par comparaison à la filtration à vide conventionnelle. On a effectué des essais sur une installation pilote semi-industrielle, c'est-à-dire sur un filtre à tambour, afin de tester les possibilités techniques d'application de la filtration à pression continue et de la filtration combinée pression/vide (filtration à vide hyperbare), destinées à la déshydratation de pulpes de charbon dans des conditions de surpressions moyennées. Les résultats obtenus ont été incorporés aux lois générales déjà établies. Les expériences semi-industrielles ont été complétées par des essais au laboratoire effectués à l'aide d'un dispositif de filtration type "Nutsche" afin de tenir compte également des données physiques essentielles de la filtra-

### Summary

In the preparation of coal, the filtration of very fine slurries is mostly done by continuous vacuum filtration or by discontinuous pressure filtration. For the application of the continuous pressure filtration based on conventional techniques, examinations of the process, of suitable plant components, of the profitability/expenditure ratio in comparison to the conventional vacuum filtration are insufficient for a realisation in industrial plants. In a pilot drum filter plant continuous pressure filtration and the combined pressure/vacuum filtration (hyperbar vacuum filtration) were tested for the dewatering of coal slurries in the field of moderate overpressures in view of their technical applicability and their chances of success. The results were integrated into existing regularities. The semi-scale experiments are supplemented by laboratory tests with a pressure filter cell in order to gain additional fundamental physical connections of filtration by overpressure. Test material is an extremely fine flotation coal concentrate of the Verbundbergwerk Westerholt of the Ruhrkohle AG.

### Introduction

The preparation of important minerals, e.g. iron ore, copper, zinc and especially coal, is characterized by an increasing amount of fines in the raw material<sup>1)</sup>. In the western world, in 1980, more than 120 mill. t/year of ground iron ore had to be recovered and filtered subsequently<sup>2)</sup>. In the preparation of pit-coal the development is characterized by

- recovery of coals more difficult to prepare due to, among others, higher amounts of rejects (influence of the mainly mechanical recovery, joint mining of coal and refuse);
- increasing amount of fines < 500 µm due to more stringent requirements on dust pollution underground;
- increasing water content of the raw fine coal due to more stringent requirements on dust pollution underground<sup>3)</sup>.

This is why as early as 1978 10,7% of the recovery of run-of-mine pit-coal in the Federal Republic of Germany had to be floated.

The relatively high amount of fines has several disadvantages in the preparation of pit-coal. On the one hand, the proportion of ultrafines has a very large surface due to the fineness of the particles as well as to the mineral components as clay minerals and silicates, so that

\*) Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik der Universität Karlsruhe (TH).

tion à surpression. Le produit utilisé pour ces essais a été un concentré de charbon de flottation exemplaire, très fin, provenant de la mine Westerholt de la Ruhrkohle AG.

#### Resumen

Los concentrados de carbón finísimos se filtran en la mayoría de los casos al vacío continuo ó mediante filtración a presión discontinua. Para el uso de la filtración a presión en régimen continuo, basada en la técnica actual, faltaban hasta estos momentos unas investigaciones detalladas del transcurso del proceso y de la elección de componentes apropiados así como mostrar la relación costo/rendimiento en comparación con el filtrado al vacío actual. Mediante experimentos en un equipo piloto de filtro rotativo a escala semiindustrial se investigó el filtrado a presión y la combinación de este con el vacío (filtrado hiperbar) para el secado de una suspensión de carbón con ligeras sobrepresiones en vista a su realización técnica y sus posibilidades de éxito. Los resultados obtenidos correspondieron con las leyes elaboradas anteriormente al respecto. Estos experimentos a escala semiindustrial se completaron con investigaciones en un filtro a escala de laboratorio, para poder ampliar los fundamentos físicos de la filtración a presión. Para estos fines se utilizó un concentrado de carbón flotado ejemplar con respecto al tamaño de sus granos de la mina Westerholt, cia. Ruhrkohle AG (RFA).

#### Einleitung

Die Aufbereitung wichtiger Minerale wie z. B. Eisenerz, Kupfer, Zink und vor allem Kohle ist gekennzeichnet durch einen zunehmenden Anteil an Feinstkorn im Rohstoffangebot<sup>1)</sup>. So mußten im Jahr 1980 in der westlichen Welt über 120 Mill. t/Jahr des aufgemahlten Eisenerzes durch Flotation ausgebracht und anschließend filtriert werden<sup>2)</sup>. Im Bereich der Steinkohlenaufbereitung ist die Entwicklung gekennzeichnet durch:

- Förderung von Kohlen erschwerter Aufbereikbaarheit, hervorgerufen u. a. durch höhere Bergegehalte (Einfluß der weitgehend mechanischen Gewinnung, gemeinsame Förderung von Kohle, Aus- und Vorrichtungsberge);
- Zunahme des Feinstkornanteils < 500  $\mu\text{m}$  aufgrund der Entwicklung der Gewinnungs- und Fördertechnik unter Tage;
- Anstieg des Wassergehaltes der Rohfeinkohle aufgrund verstärkter Staubbekämpfungsmaßnahmen unter Tage<sup>3)</sup>.

Dadurch wurde es erforderlich, daß bereits im Jahre 1978 10,7% der Rohförderung an Steinkohle in der Bundesrepublik Deutschland flotiert werden mußte.

Der relativ hohe Feinstkornanteil wirkt sich in mehrfacher Hinsicht nachteilig bei der Aufbereitung von Steinkohle aus. Einmal hat der Feinstkornanteil aufgrund der Kornfeinheit, aber auch der mineralischen Komponenten, wie Tonminerale und Silikate, eine sehr große Oberfläche, so daß in diesem Kornbereich große Mengen an Wasser gebunden werden. Zudem können die Feinstpartikel die Kapillaren des Filterkuchens bei der Filtration des Flotationskonzentrates verengen, so daß der Prozeß der Entwässerung durch kontinuierliche Vakuumfiltration insgesamt eingeschränkt wird<sup>4)</sup>. Bezogen auf wasserfreien Feststoff beträgt der Anteil an gefiltertem Kohleschlamm

in this particle range large quantities of water are bound. Moreover the very fine particles may narrow the capillaries of the filter cake in the filtration of the flotation concentrate, so that the vacuum dewatering process is hampered<sup>4)</sup>. Related to the water-free solids, the amount of filtered coal slurry in the products sold is approximately 16%. As the water content of the filter cake is on the average 22% w/w, more than 40% of the water content in the products sold, which contain an average of 9,5% w/w moisture content, are caused by continuous vacuum filtration<sup>5)</sup>. The reduction of the water content in the filter cake, e.g. from 23 to 22% w/w could improve by approximately 2% the selling price per ton of filter cake (wf). Apart from this economically relevant advantage and possible reduction in transport cost, the simplified storage and conveying of filtered slurry related to the reduction in water content gains importance in the areas of dosage and mixing.

#### Research programme "pressure filtration"

The high proportion of ultrafines in the flotation coal induces a number of conditions which make filtration more difficult. Apart from the permanent blinding of the filter cloth, the increased danger of cracks in the filter cake and other things, it becomes more difficult sufficiently to remove water from the formed filter cake by vacuum filtration with  $\Delta p = 0.8$  bar.

A first assumption maintains that the pore diameter of the porous filter cake decreases proportionally to the fineness of the average particle diameter<sup>6)</sup>. It may be concluded that the capillary pressure to be overcome in the dewatering of the filter cake during the continuous filtration process increases when the particle size shifts into the range of ultrafine ( $p_k \sim 1/x$ ). In many materials to be prepared (iron ores, copper ores, zinc ores, different kinds of coal) the initial capillary pressure amounts to  $p_{k,E} = 0.3-0.5$  bar according to experiments carried out by the authors.

As the differential pressure for vacuum filtration can only amount to ca.  $\Delta p_{vac} = 0.8$  bar, only small and insufficient residual moisture decreases are possible, especially in the area of technically applicable dewatering times. However, by increasing the differential pressure, residual moisture may be significantly improved.

If conventional technology is used, this increase in differential pressure, however, implies the use of pressure filtration plants. In principle, differential pressure may be produced in two ways: by pure overpressure, which in the filtration process acts on the suspension surface and the filter cake (in this case there is atmospheric pressure in the filter cell of the rotary filter), and by a combined use of vacuum and moderate overpressure, the so-called hyperbar vacuum filtration; in this case there is underpressure in the filter cell and at the same time overpressure acts on the suspension surface and the filter cake.

In order to establish data for the calculation and evaluation of the continuous pressure filtration processes, the GVT (AIF) research programme "Examination of the pressure and hyperbar vacuum filtration of solids concentrates from preparation processes in continuous pressure filters and comparison with results of pure continuous vacuum filtration" was started at the Institute für

in den Verkaufserzeugnissen ca. 16%. Da der Filterkuchen im günstigsten Fall einen Wassergehalt von durchschnittlich 22 Gew.-% hat, werden z. Z. durch die kontinuierliche Vakuumfiltration mehr als 40% des Wassergehaltes der Verkaufserzeugnisse, die im Mittel etwa 9,5% Feuchtigkeit enthalten, verursacht<sup>5)</sup>. Die Senkung des Wassergehaltes im Filterkuchen, z. B. von 23 auf 22 Gew.-%, könnte das Betriebsergebnis um rd. 2% des Verkaufspreises pro Tonne Filterkuchen (wf) verbessern. Abgesehen von diesem wirtschaftlich bewertbaren Nutzen und evtl. Ersparnissen beim Transport gewinnt die mit der Wassergehaltreduzierung verbundene erleichterte Handhabung des gefilterten Schlammes beim Bunkern und Fördern, beim Dosieren und Mischen mehr und mehr an Bedeutung.

#### Forschungsprogramm „Druckfiltration“

Der hohe Feinstkornanteil in der Flotationskohle induziert eine Reihe filtrationserschwerender Bedingungen. Neben der dauerhaften Filtertuchverlegung, der erhöhten Gefahr der Ribbildung im Filterkuchen u.a.m. steigt die Schwierigkeit, das Wasser im gebildeten Filterkuchen genügend weit durch Vakuumfiltration mit  $\Delta p = 0,8$  bar entfernen zu können.

In einer ersten Annahme gilt, daß der Porendurchmesser des porösen Filterkuchens proportional zur Feinheit des mittleren Korndurchmessers sinkt<sup>6)</sup>. Daraus kann gefolgert werden, daß der Kapillardruck, der bei der Entwässerung des Filterkuchens während des kontinuierlichen Filtrationsprozesses überwunden werden muß, bei einer Verschiebung des Kornspektrums in den Feinstbereich ansteigt ( $p_k \sim 1/x$ ). Bei vielen Aufbereitungsgütern (Eisenerze, Kupfererz, Zinkerz, verschiedene Kohlen) ergibt sich nach Untersuchungen der Verfasser ein Eintrittskapillardruck  $p_{k,E} = 0,3-0,5$  bar.

Mit der für die Vakuumfiltration möglichen Druckdifferenz  $\Delta p_{vak} = 0,8$  bar sind deshalb nur geringe und unzureichende Restfeuchteverminderungen möglich, insbesondere im Bereich technisch anwendbarer Entwässerungszeiten. Durch eine Erhöhung der Filtrationsdruckdifferenz können jedoch signifikante Restfeuchteverbesserungen erzielt werden.

Diese Differenzdruckerhöhung bedeutet jedoch unter Beibehaltung der gewohnten Technologie mit Drehfiltern den Betrieb von Druckfiltrationsanlagen. Dabei kann die Druckdifferenz prinzipiell auf zwei Arten erzeugt werden: zum einen durch reinen Überdruck, der dann bei der Filtration auf Suspensionsoberfläche und Filterkuchen wirkt (in diesem Fall herrscht in der Filterzelle des Drehfilters Atmosphärendruck), zum anderen durch eine kombinierte Anwendung von Vakuum und mäßigem Überdruck, die sog. hyperbare Vakuumfiltration; in diesem Fall herrscht in der Filterzelle Unterdruck, während gleichzeitig auf Suspensionsoberfläche und Filterkuchen ein Überdruck lastet.

Um die Auslegungsunterlagen für die Berechnung und Einschätzung kontinuierlicher Druckfiltrationsprozesse zu erarbeiten, wurde am Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik der Universität Karlsruhe (TH) das GVT (AIF)-Forschungsvorhaben „Untersuchung der Druck- und hyperbaren Vakuumfiltration von Feststoffkonzentraten aus Aufbereitungsprozessen auf kontinuierlichen Druckfiltern und Vergleich mit Ergebnissen der

Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik of the Universität Karlsruhe (TH). This programme aims at a systematic examination of the pressure and hyperbar vacuum filtration in all process stages. For this purpose a test plant in pilot scale was set up, the main part of which is a drum filter with a filter area of  $A = 0,7$  m<sup>2</sup>. By using this pilot plant, suitable data for set-up should be collected parallel to scientific research for a technologically uncomplicated but new filtration method (hyperbar vacuum filtration), allowing a safe scale-up according to the specific conditions of a plant. Moreover it is aimed to find out by comparing the results realized in the pilot plant with the results of a pure laboratory plant (pressure filter cell) whether and to what extent the continuous pressure filtration may be precalculated by means of simplified laboratory experiments and may prove to be economical<sup>9, 12, 13, 14)</sup>.

When the pilot plant was conceived, special care was taken that no unrealistic conditions were created and that only practicable components were used<sup>9)</sup>. Thus it is possible in carrying out the tests and evaluating the results to take into account the effects characterizing the continuous filtration process such as

- influence of the sedimentation and classification effects in the filter trough,
- pollution rate of the filter cloth,
- removability of the filter cake,
- crack formation and penetrability of the gas flow on the interface.

The flow sheet of such a pressure filtration plant (and of the pilot plant as well) shown in Fig. 1 indicates how the supplemental plant components are grouped around the rotary filter (drum-, disc-, belt filter). The complete filter, including control valve and several motors, is installed in a pressurized room and run at differential pressures up to 4 bar. The slurry to be filtered is pumped from an agitator tank outside the pressurized container to the filter trough. After cake removal the filtered and dewatered filter cake is continuously discharged through a discharging device which is completely independent of the filtration process (presently a special design of a "Jaudt" lock hopper).

In hyperbar vacuum filtration, the underpressure is produced in the usual way by a water ring pump or more effectively by a fan. Thus vacuum filtration is made possible. In order to realize hyperbar vacuum filtration, the pressurized container is closed and compressed air, produced by a suitable compressor, is applied. An overpressure of  $p_{abs} = 1,5$  bar in the container yields already a differential pressure of  $\Delta p = 1,3$  bar, i.e. below the filter medium, in the filter cell, an underpressure of  $p_{abs} = 0,2$  bar is effective, above the filter medium an overpressure of  $p_{abs} = 1,5$  bar exists. The overpressure weighs on the suspension surface so that the filter cake is formed and dewatered by a differential pressure of  $\Delta p = 1,3$  bar. However, hyperbar vacuum filtration also allows the application of diverse differential pressures for cake formation and dewatering via the control head. Thus it is possible to decrease the cake thickness by a smaller underpressure while still dewatering at a maximum differential pressure (see also<sup>7, 8)</sup>).

The differential pressure necessary for pressure filtration is produced by a compressor.

reinen kontinuierlichen Vakuumfiltration“ gestartet. Ziel dieses Vorhabens ist es, die Druck- und hyperbare Vakuumfiltration in allen Verfahrensphasen systematisch zu untersuchen. Zu diesem Zweck wurde eine Versuchsanlage im Pilotmaßstab in Betrieb genommen, deren Kernstück ein Trommelfilter mit einer Filterfläche von  $A = 0,7 \text{ m}^2$  bildet. Durch Einsatz dieser Pilotanlage sollen für eine verfahrenstechnisch unkomplizierte, aber neue Filtrationsmethode (hyperbare Vakuumfiltration) parallel zur wissenschaftlichen Untersuchung geeignete Auslegungsunterlagen geschaffen werden, die ein sicheres Scale-up auf die Bedingungen einer Betriebsanlage erlauben. Weiterhin wird angestrebt, durch einen Vergleich der auf der Pilotanlage gewonnenen Ergebnisse mit denen einer reinen Laborapparatur (Drucknutsche) zu klären, ob und inwieweit die kontinuierliche Druckfiltration mit vereinfachten Laborexperimenten vorherberechnet und als wirtschaftlich nachgewiesen werden kann<sup>9, 12, 13, 14</sup>).

Bei der Konzeption der Pilotanlage wurde besonders darauf geachtet, keine anwendungsfremden Bedingungen zu schaffen und nur praxistgerechte Komponenten zu verwenden<sup>8</sup>). Auf diese Weise ist es möglich, die den kontinuierlichen Filtrationsvorgang kennzeichnenden Effekte wie

- Einfluß des Sedimentations- und Klassiereffektes im Filtertrog,
- Verschmutzungsgrad des Filtertuches,
- Abnahmefähigkeit des Filterkuchens und
- Ribbildung und Randgängigkeit der Gasdurchströmung

bei der Versuchsdurchführung und Auswertung der Ergebnisse mit zu berücksichtigen.

Das Fließschema einer solchen Druckfiltrationsanlage (und zugleich der Pilotanlage) zeigt (Bild 1), wie um das Drehfilter (Trommel-, Scheiben-, Bandfilter) die ergänzenden

## Pressure filtration of coal

Based on experiments carried out earlier on, further research of filtration behaviour of a flotation coal slurry was started, suggested and supported by the KHD Humboldt Wedag AG, Bochum. When choosing the coal, special care was taken to use an extremely fine material. Moreover the coal should resist to friction in order to avoid breakage in the experiment on the pilot plant which is run in the circulating method. This had been confirmed by preliminary experiments. With the consent of the Bergbau-Forschung GmbH a flotation coal concentrate of a gas-fat coal from the Verbundbergwerk Westerholt (Marl) was chosen. This concentrate is a product of the pneumatic flotation applied by this firm in the regeneration of the wash water cycle, see<sup>3</sup>) and Fig. 2. The most important physical data of the coal slurry used are listed below:

Solids density  $\rho_F = 1.39 \text{ kg/dm}^3$

Specific surface  $O_v = 4880 \pm 200 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$  (determined by Fisher Sub-Sieve-Sizer)

The particle size distribution was determined by wet sieving using dried coal. The cumulative particle size distribution shown in Fig. 3 yields the following characteristic data:

15% < 10  $\mu\text{m}$ ; 50% < 63  $\mu\text{m}$ ; 87% < 400  $\mu\text{m}$ .

As the flotation concentrate is mixed with a flocculation agent prior to being put into rotating drum filter<sup>10</sup>), special care was taken to choose a test material free of flocculation agents in order to avoid a product change during the experiment due to deagglomeration.

The filter cloth used on the experimental drum filter was chosen by hand filter tests. Major criteria were the solids content in the filtrate and complete cake removal. Finally the monofil polyamid-12 filter cloth type GD 1050 K-57

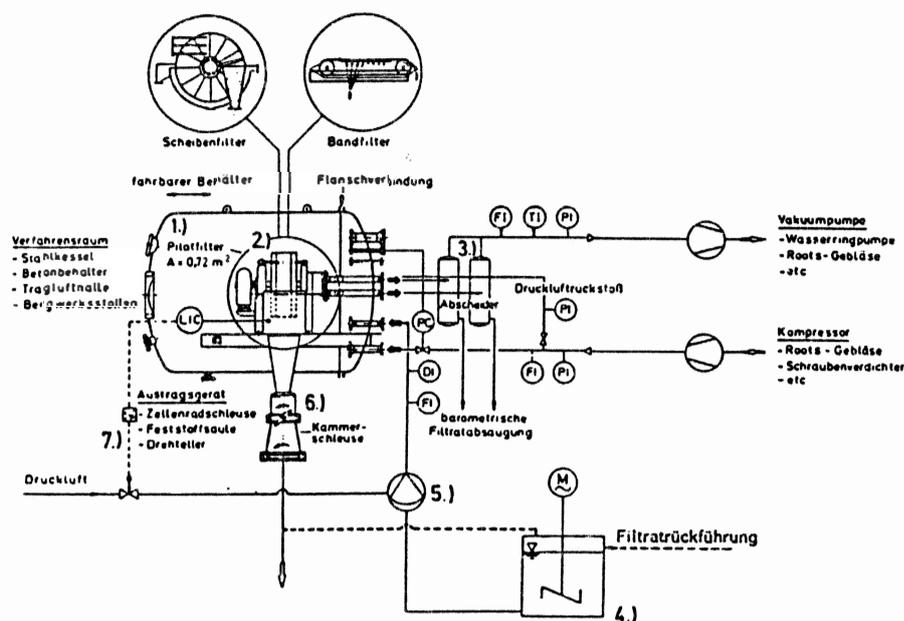


Bild 1: Fließbild einer Druckfiltrationsanlage

Flow sheet of a pressure filtrator. plant

Anlagekomponenten gruppiert sind. Das Filter wird komplett, inklusive Steuerventil und diverser Antriebe, in einem Druckbehälter installiert und mit Differenzdrücken bis zu 4 bar betrieben. Die zu filtrierende Trübe wird von einem Rührbehälter außerhalb des Druckraumes zum Filtertrog gepumpt. Der anfiltrierte und entwässerte Filterkuchen wird nach der Kuchenabnahme über ein vom Filtrationsvorgang vollkommen getrenntes Austragsgerät kontinuierlich ausgeschleust (z. Z. eine Jaudt-Kammer-schleuse in Sonderausführung).

Zur hyperbaren Vakuumfiltration kann der Filtrationsunterdruck wie üblich mit einer Wasserringpumpe oder effektiver mit einem Gebläse erzeugt werden. Damit ist Vakuumfiltration möglich. Zur Realisierung der hyperbaren Vakuumfiltration wird der Druckbehälter geschlossen und Druckluft, von einem geeigneten Kompressor erzeugt, beaufschlagt. Ein Behälterüberdruck von  $p_{abs} = 1,5$  bar ergibt dann bereits einen Filtrationsdifferenzdruck von  $\Delta p = 1,3$  bar, d. h. unterhalb des Filtermediums, in der Filterzelle, ist ein Unterdruck von  $p_{abs} = 0,2$  bar wirksam, oberhalb des Filtermediums herrscht der Überdruck von  $p_{abs} = 1,5$  bar. Der Überdruck lastet auf der Suspensionsoberfläche, so daß der Filterkuchen sowohl mit einem Differenzdruck von  $\Delta p = 1,3$  bar gebildet als auch entfeuchtet wird. Das System der hyperbaren Vakuumfiltration erlaubt jedoch auch über den Steuerkopf die Anwendung unterschiedlicher Differenzdrücke zur Kuchenbildung und Entfeuchtung. Dadurch kann u. U. durch einen geringeren Unterdruck die Kuchenhöhe verkleinert und trotzdem mit maximalem Differenzdruck entfeuchtet werden (vgl. auch 7. 9)).

Die zur Druckfiltration erforderliche Druckdifferenz wird von einem Kompressor erzeugt.

### Kohle-Druckfiltration

Aufbauend auf früherem Versuchsbetrieb wurde nun, angeregt und unterstützt von der KHD Humboldt Wedag AG, Bochum, die Untersuchung des Filtrationsverhaltens einer Flotationskohletrübe aufgegriffen. Bei der Auswahl der Kohle wurde besonderer Wert darauf gelegt, ein außergewöhnlich feinstkörniges Produkt einzusetzen. Zudem sollte diese Kohle möglichst abriebfest sein, um eine Zerkleinerung bei den Versuchen mit der im Kreislauf betriebenen Pilotanlage zu vermeiden; dies wurde auch durch Vorversuche bestätigt. Nach Abstimmung mit der Bergbau-Forschung GmbH entschied man sich für ein Flotationskohlekonzentrat einer Gas-Fettkohle des Verbundbergwerkes Westerholt (Marl). Dieses Konzentrat fällt als Abgang der dort eingesetzten pneumatischen Flotation im Rahmen der Regenerierung des Waschwasserkreislaufes an, vgl. 3) und siehe Bild 2. Die wichtigsten physikalischen Daten der verwendeten Kohletrübe sind nachfolgend aufgeführt:

Feststoffdichte  $\rho_F = 1,39 \text{ kg/dm}^3$

spez. Oberfläche  $O_v = 4880 \pm 200 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$  (ermittelt mit Fisher Sub-Sieve-Sizer)

Die Ermittlung der Korngrößenverteilung erfolgte mit getrockneter Kohle durch Naßsiebung. Aus der Korngrößenverteilungssumme, die in Bild 3 dargestellt ist, ergeben sich als charakteristische Daten:

15 % < 10  $\mu\text{m}$ ; 50 % < 63  $\mu\text{m}$ ; 87 % < 400  $\mu\text{m}$ .

(nominal pore size 57  $\mu\text{m}$ ) of the firm ZBF was chosen. During the test the solids content in the filtrate constantly averaged approximately 2 g/l. The removal of the filter cake with a scraper and compressed air repulsion went so well that usually it was possible to see the cloth structure on the bottom of the cake.

Taking pattern from the washing process, the solids concentration was fixed at  $F_c = 300 \text{ g/l}$  (equals a volume concentration of  $F_v = 21.4 \text{ Vol. } \%$ ). But during the experiment the concentration varied between 240 g/l and 350 g/l. Therefore the measured cake thickness used for the calculation of the mass throughput was corrected to the nominal concentration value. On the supposition that the law of Darcy on cake formation and negligible filter cloth resistance is applicable, the following equation applies for the rotary filtration:

$$h_K = \sqrt{\frac{2}{\eta \cdot R_c}} \cdot \sqrt{\kappa} \cdot \sqrt{\Delta p} \cdot \sqrt{\frac{\alpha_1}{360}} \cdot \sqrt{\frac{1}{n}} \quad [1]$$

$\kappa$  is the concentration parameter according to

$$\kappa = \frac{d V_L}{d h_K/A} = \frac{F_v}{(1-\varepsilon)(100-F_v) - \varepsilon F_v} \quad [2]$$

The other test parameters (filter speed  $n$ , differential pressure  $\Delta p$ , filter immersion depth and cake formation angle  $\alpha_1$  resp.) being kept constant, the cake thickness in the present variation range depends only on the concentration parameter and it follows:

$$h_K \sim \sqrt{\kappa} \quad [3]$$

For two corresponding test values the following equation is applicable:

$$h_{K,korr.} = h_{K,ist} \cdot \frac{\sqrt{\kappa_{oll}}}{\sqrt{\kappa_{ist}}} \quad [4]$$

All experiments were carried out at a constant filter immersion depth  $ET = 30\%$  equivalent to a cake formation angle  $\alpha_1 = 89^\circ$ .

### Discussion of the results

#### Capillary pressure diagram

In order to gain a basic insight into the dewatering behaviour of the flotation coal, the capillary pressure diagram "water content  $W = f(\Delta p)$ " for  $h_K = 11 \text{ mm}$  shown in Fig. 4 was established by using the laboratory-type pressure filter. The balance curve  $t_2 = \infty$  shows the minimum water content to be obtained by mechanical dewatering, i.e. by overcoming the capillary pressure. The curve indicates that the initial capillary pressure  $p_{K,E}$  is 0.12 bar. The curve for air breakthrough indicates the water content obtained after the first measurable gas flow through the porous filter cake. It is assumed that under the influence of the differential pressure the water displaceable by air first sinks in the filter cake as a piston. The decrease in water content to be obtained through shifting of the "piston" thus happens without air consumption. Considering that the water content at which the filter cake is still completely filled with liquid ( $S = 1$ ) is  $W_0 = 39\%$ , it follows that at  $\Delta p = 0.8 \text{ bar}$  (equivalent to

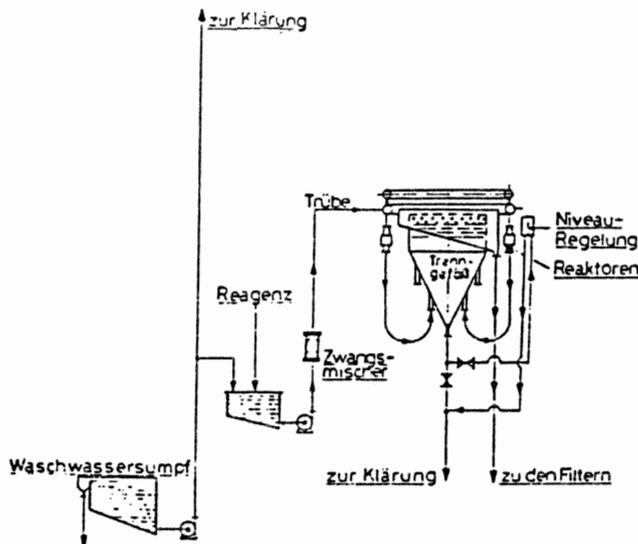


Bild 2: Aufbau der halbtechnischen Anlage „Pneumatische Flotation“

Set-up of the semi-scale plant "pneumatic flotation"

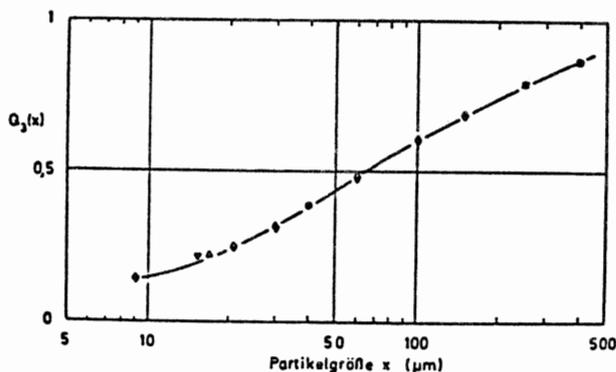


Bild 3: Korngrößenverteilung des Westerholt-Filterationskohlenkonzentrats

Cumulative percentage distribution by mass of the Westerholt flotation coal concentrate

Da das Flotationskonzentrat vor der Aufgabe auf das im Betrieb befindliche Trommelfilter mit Bandabnahme mit Flockungsmittel versetzt wird<sup>10)</sup>, wurde bei der Versuchsgutbeschaffung darauf geachtet, flockungsmittelfreien Feststoff zu bekommen, um auf diese Weise eine Produktveränderung während des Versuchsbetriebs durch Flockenzerstörung zu verhindern.

Das auf dem Versuchstrommelfilter aufgespannte Filtertuch wurde durch Handfilterplattentests ausgewählt. Dabei wurden als wesentliche Kriterien der Feststoffgehalt im Filtrat und eine einwandfreie Kuchenabnahme berücksichtigt. Mit dem schließlich eingesetzten monofilen Polyamid-12-Filtertuch Typ GD 1050 K-57 (nominale Porengröße 57 µm) der Firma ZBF ergab sich im Betrieb ein konstanter Mittelwert für den Feststoffgehalt im Filtrat von ca. 2 g/l. Der Filterkuchen löste bei der Kuchenabnahme mit Schaber und Druckluftrückstoß so gut ab, daß im allgemeinen auf der Kuchenunterseite die Tuchstruktur zu erkennen war.

usual vacuum filtration differential pressure), due to piston displacement, already 40% of the maximum obtainable decrease in water content  $\Delta W_{\max} = 19.7\%$  are reached and that at  $\Delta p = 1.8$  bar, as a typical example of an overpressure filtration differential pressure, 37% of  $\Delta W_{\max} = 24.8\%$  are reached. The curves  $t_2 = 25, 50, 100$  s show the additional reduction in water content reached after technically realizable dewatering times. The dewatering of the filter cake for the certain differential pressure starts at the saturation water content  $W_0$  and runs to the left side on a horizontal line. First the water content at air breakthrough is reached. After this the dewatering is accompanied by gas flow. With increasing time  $t_2$  the water content decreases because, due to the differential pressure, more and more capillaries may empty. Finally, after a sufficiently long dewatering time the balance water content characteristic for this pressure is reached. Related to the example for  $\Delta p = 0.8$  and  $\Delta p = 1.8$  bar, the curve  $t_2 = 100$  s makes it clear that with dewatering time being the same, i.e. at equal filter speed in the continuous filtration, a gain in water content of nearly  $\Delta W = 6\%$  results due to increase in differential pressure by  $\Delta p = 1$  bar. This does not take into consideration that parallel to the above increase, the mass throughput increases as well. Moreover, this diagram shows that for the dewatering of this flotation coal only differential pressures up to approximately 2 bar are useful because above this value the water content improvement ratio decreases rapidly, see Table 2.

#### Cake formation in rotary filtration

When examining the filtration behaviour in the pilot filter it was first determined whether and to what extent the theoretical cake formation laws are influenced by the filtration pressure increase in the range  $\Delta p = 0.8-3.8$  bar and by the change in filter speed in the range  $n = 0.2-1.3$  min<sup>-1</sup>. Especially when changing the pressure the question arose whether the coal is prone to compressibility of the filter cake. To answer this question, mainly two criteria were taken into account: 1) porosity of the filter cake and 2) linearity of the cake formation law  $h_K \sim \sqrt{\Delta p}$  (see equation [1]).

The cake porosity determined by weighing and measuring defined cake specimen volumes resulted in rotary filtration as  $\varepsilon = 0.47$  independent of the pressure used. This value was confirmed in most cases by measurements in the pressure filter cell where the porosity was  $\varepsilon = 0.47 \pm 0.01$  slightly decreasing with increasing pressures.

The validity of the cake formation equation was examined by means of the "characteristic fields of the cake-forming filtration" shown in Fig. 5. According to theory (equation [1]) it follows:

$$h_K \sim \sqrt{\Delta p} \quad [5]$$

$$h_K \sim 1/\sqrt{n} \quad [6]$$

Therefore the cake thickness  $h_K$  was shown three-dimensionally as function of  $\sqrt{\Delta p}$  and  $1/\sqrt{n}$  in the pure pressure filtration as well as in hyperbar vacuum filtration. The linear dependence of the plotted values was examined by regression analysis. The resulting correlation coefficients ranged between  $r = 0.99-1.00$  (optimum  $r = 1.00$ ) so that the linearity of the examined dependencies and the incompressibility of the filter cake in the range under

**TABELLE 1**  
Sieb-Asche-Analyse der Flotationskohle Westerholt

| Fraktion<br>Fraction                          | < 66  | 66-90 | 90-200 | 200-315 | 315-514 | > 514 | $\mu\text{m}$      |
|---|-------|-------|--------|---------|---------|-------|--------------------|
| Massenanteil<br>Mass ratio                    | 50,5  | 7     | 16,5   | 8,5     | 7,5     | 10    | $\mu\text{m}^{-1}$ |
| Aschegehalt<br>Ash content                    | 9,30  | 7,64  | 4,89   | 3,19    | 2,96    | 2,69  | %                  |
| flüchtige Bestandteile<br>Volatile components | 20,62 | 21,96 | 23,21  | 23,5    | 22,05   | 21,29 | %                  |

**Table 1**  
Sieve-ash analysis of the flotation coal Westerholt

In Anlehnung an den Wäschebetrieb wurde die Feststoffkonzentration auf einen Wert von  $F_c = 300 \text{ g/l}$  (entspricht einer Volumenkonzentration von  $F_v = 21,4 \text{ Vol.-%}$ ) eingestellt. Dieser Wert schwankte während des Versuchsbetriebes jedoch im Bereich zwischen  $240 \text{ g/l}$  und  $350 \text{ g/l}$ . Daher wurde die gemessene Kuchenhöhe, mit der dann der Massendurchsatz errechnet wurde, jeweils auf den Sollkonzentrationswert korrigiert. Unter der Annahme der Gültigkeit des Darcy-Gesetzes zur Beschreibung der Kuchenbildung und vernachlässigbarem Filtertuchwiderstand  $R_M$  ( $R_M \ll R_c \cdot h_K$ ) gilt für die Drehfiltration:

$$h_K = \sqrt{\frac{2}{\eta \cdot R_c}} \cdot \sqrt{\kappa} \cdot \sqrt{\Delta p} \cdot \sqrt{\frac{a_1}{360}} \cdot \sqrt{\frac{1}{n}} \quad [1]$$

Dabei ist  $\kappa$  der Konzentrationsparameter entsprechend

$$\kappa = \frac{d V_L}{d h_K/A} = \frac{F_v}{(1-\varepsilon)(100-F_v) - \varepsilon F_v} \quad [2]$$

Bei ansonsten konstant gehaltenen Versuchsparametern (Filterdrehzahl  $n$ , Differenzdruck  $\Delta p$ , Filtereintauchtiefe bzw. Kuchenbildungswinkel  $\alpha_1$ ) hängt die Kuchenhöhe im vorliegenden Schwankungsbereich nur noch vom Konzentrationsparameter  $\kappa$  ab, und es folgt:

$$h_K \sim \sqrt{\kappa} \quad [3]$$

Für zwei entsprechende Versuchseinstellungen kann somit geschrieben werden:

$$h_{K,\text{korr.}} = h_{K,\text{ist}} \cdot \sqrt{\frac{\kappa_{\text{soll}}}{\kappa_{\text{ist}}}} \quad [4]$$

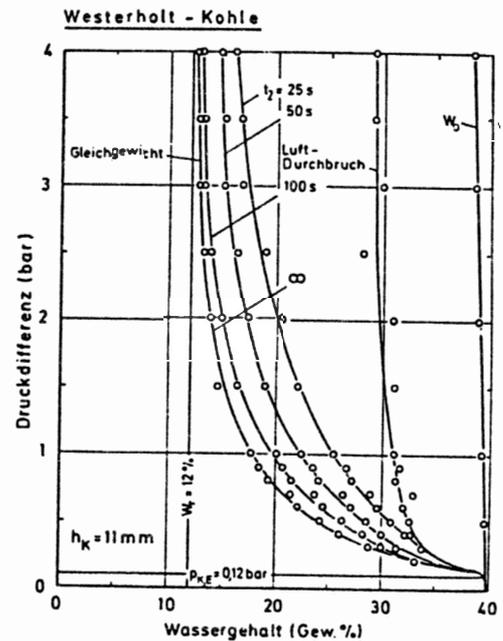
Alle Versuche wurden bei einer konstanten Filtereintauchtiefe  $ET = 30\%$ , entsprechend einem Kuchenbildungswinkel  $\alpha_1 = 89^\circ$  durchgeführt.

#### Diskussion der Ergebnisse

##### Das Kapillardruckdiagramm

Um zunächst einen grundlegenden Einblick in das Entfeuchtungsverhalten der Flotationskohle zu bekommen, wurde mit Hilfe der Drucknutschen-Laborapparatur das in Bild 4 dargestellte Kapillardruckdiagramm Wassergehalt  $W = f(\Delta p)$  für  $h_K = 11 \text{ mm}$  erstellt. Die Gleichgewichtskurve  $t_2 = \infty$  gibt den durch mechanische Entfeuchtung, d. h. durch Überwinden des Kapillardruckes, minimal erreichbaren Wassergehalt wieder. Aus dem Kurvenverlauf ist zu erkennen, daß der Eintrittskapillardruck  $p_{K,E}$  bei  $0,12 \text{ bar}$  liegt. Die Luftdurchbruchskurve gibt den Wassergehalt an, der sich nach dem ersten meßbaren Gasdurchsatz durch das poröse Hautwerk einstellt. Hierbei wird angenommen, daß sich das durch die Luft

scrutiny may be regarded as proven. The fact that the extension of the straight line  $h_K = \text{const.} \cdot 1/\sqrt{n}$  does not cross the origin ( $1/\sqrt{n} \rightarrow 0$ ) indicates that the cake thickness decreases to zero at a finite speed. In this case the flow resistance to be overcome in the cake formation consists only of the filter cloth resistance  $R_M$ . As shown later on, a substitutional cake thickness  $h_{K,E}$  may be allocated to the negative part of the axis in the characteristic fields.  $h_{K,E}$  may be regarded as an apparent increase in filter cake thickness. It should be pointed out that corresponding to earlier experiments with iron ore and confirmed by results reached in the laboratory-type filter, the combined pressure/vacuum filtration yielded a better cake formation with flotation coal. Particularly at higher differential pressures variations up to 9% may arise between the various filter cake thicknesses reached at equal pressure levels. This is possibly caused by different filter cloth behaviour. A final explanation of this phenomenon is not available yet.



**Bild 4:** Kapillardruckdiagramm für die Flotationskohle  
Diagram of capillary pressure for the flotation coal

From the filter cake thickness  $h_K$  the solids mass throughput  $\dot{m}_F$  related to the filter area has been calculated according to

$$\dot{m}_F = h_K \cdot (1-\varepsilon) \cdot \rho_F \cdot n \quad [7]$$

verdrängbare Wasser bei Wirksamwerden der Filtrationsdruckdifferenz zunächst in der Form eines Flüssigkeitskolbens im Haufwerk absenkt. Die durch das „Kolben“-Verschieben erreichbare Wassergehaltsabsenkung ist somit ohne Luftverbrauch. Berücksichtigt man, daß der Wassergehalt, bei dem das Haufwerk noch vollständig mit Flüssigkeit gefüllt ist ( $S = 1$ ), bei  $W_0 = 39\%$  liegt, so ergibt sich, daß bei  $\Delta p = 0,8$  bar (entsprechend üblicher Vakuumfiltrationsdruckdifferenz) durch Kolbenverdrängung bereits  $40\%$  der maximal erreichbaren Wassergehaltsabsenkung  $\Delta W_{\max} = 19,7\%$  erreicht und bei  $\Delta p = 1,8$  bar, als ein typisches Beispiel für eine Überdruckfiltrationsdruckdifferenz,  $37\%$  von  $\Delta W_{\max} = 24,8\%$  aufgebraucht sind. Die Kurven  $t_2 = 25, 50, 100$  s zeigen die weitere Wassergehaltsreduzierung, die sich nach technisch realisierbaren Entfeuchtungszeiten einstellt. Die Entfeuchtung des Haufwerkes beginnt für die jeweilige Druckdifferenz beim Sättigungswassergehalt  $W_0$  und verläuft auf einer Horizontalen nach links. Zunächst erreicht man den Luftdurchbruchswassergehalt. Nach diesem Zeitpunkt wird die Entfeuchtung von Gasdurchsatz begleitet. Mit fortschreitender Entfeuchtungszeit  $t_2$  nimmt der Wassergehalt ab, da sich aufgrund der angelegten Druckdifferenz immer mehr Kapillaren entleeren können. Schließlich wird nach genügend langer Entfeuchtungszeit der für diesen Druck charakteristische Gleichgewichtswassergehalt erreicht. Bezogen auf das Beispiel für  $\Delta p = 0,8$  bar und  $\Delta p = 1,8$  bar wird aus der Kurve  $t_2 = 100$  s deutlich, daß bei gleicher Entfeuchtungszeit, dies bedeutet bei der kontinuierlichen Filtration bei gleicher Filterdrehzahl, durch Steigerung der Druckdifferenz um  $\Delta p = 1$  bar ein Wassergehaltsgewinn von nahezu  $\Delta W = 6\%$  resultiert; dabei ist zunächst noch nicht berücksichtigt, daß parallel dazu auch der Massendurchsatz ansteigt. Weiterhin kann diesem Diagramm entnommen werden, daß zur Entfeuchtung dieser Flotationskohle nur Differenzdrücke bis ca. 2 bar sinnvoll sind, da danach die Wassergehaltsverbesserungsrate  $\Delta W$  rapide abnimmt, vgl. Tabelle 2.

TABELLE 2 — Table 2

$\Delta W = f(\Delta p)$  aus Gleichgewichtskapillardruckkurve für  $\Delta p = 0,2$  bar bei verschiedenen Druckniveaus  
 $\Delta W = f(\Delta p)$  from balance capillary pressure curve for  $\Delta p = 0,2$  bar at different pressure levels

| $\Delta p_2 - \Delta p_1$ | bar | 1,0—0,8 | 2,0—1,8 | 2,2—2,0 | 3,0—2,8 | 4,0—3,8 |
|---------------------------|-----|---------|---------|---------|---------|---------|
| $\Delta W$                | %   | 1,9     | 0,5     | 0,25    | 0,125   | 0,05    |

#### Die Kuchenbildung bei der Drehfiltration

Bei der Untersuchung des Filtrationsverhaltens auf dem Pilotfilter wurde zunächst die Frage geklärt, ob und inwieweit die theoretischen Kuchenbildungsgesetzmäßigkeiten zum einen durch die Filtrationsdrucksteigerung im Bereich  $\Delta p = 0,8$ —3,8 bar und zum anderen durch die Filterdrehzahlvariation im Bereich  $n = 0,2$ —1,3  $\text{min}^{-1}$  beeinflusst werden. Insbesondere bei der Variation des Druckes stellte sich die Frage, ob die Kohle zur Kompressibilität des Filterkuchens neigt. Zur Klärung dieser Frage wurden vor allem zwei Kriterien herangezogen: 1.) die Porosität des Filterkuchens und 2.) die Linearität des Kuchenbildungsgesetzes  $h_K \sim \sqrt{\Delta p}$  (vgl. Gl. [1]).

Die Porosität des Kuchens, die gravimetrisch durch Ausmessen definierter Kuchenprobestückchen bestimmt wurde, ergab sich bei der Drehfiltration unabhängig vom

Equations [1] and [7] indicate that the solids throughput  $\dot{m}_F$  is proportional to  $\sqrt{n}$ . This dependence is illustrated in Fig. 6. In conformity to the linearity of  $h_K \sim 1/\sqrt{n}$ , the values plotted also yield straight lines. This diagram, however, shows clearly that increased differential pressure does not only result in an improved water content but also in an increase of the mass throughput. When looking at the values listed in Table 3 it has to be considered that the filtration process occurred without the addition of a flocculation agent. A comparison with practical efficiency data indicates that the values obtained by conventional vacuum filtration are realistic (see <sup>10</sup>) so that a scale-up seems permissible.

In Table 3 the ratio of the mass flows of subsequent differential pressures for the pure pressure filtration is listed, see  $\dot{m}_{F,\Delta p_2} / \dot{m}_{F,\Delta p_1}$ . The ratio  $\sqrt{\Delta p_2} / \sqrt{\Delta p_1}$  to be related to this shows that the relation confirmed by theory

$$\dot{m}_F \sim \sqrt{\Delta p} \quad \text{resp.} \quad \frac{\dot{m}_{F,2}}{\dot{m}_{F,1}} = \frac{\sqrt{\Delta p_2}}{\sqrt{\Delta p_1}} \quad [8]$$

is valid and may be used as calculation basis.

As indicated earlier on <sup>9</sup>), an increase in solids throughput at otherwise constant conditions may not only be realized by an increase in differential pressure but also by a simultaneously possible increase in filter speed. It is assumed that for a complete cake removal a minimum cake thickness  $h_{K,\min}$  is necessary. In this case  $h_{K,\min} = \text{const.}$  and it follows:

$$\dot{m}_F \sim \sqrt{\Delta p} \cdot \sqrt{n}$$

respectively

$$\frac{\dot{m}_{F,2}}{\dot{m}_{F,1}} = \sqrt{\frac{\Delta p_2 \cdot n_2}{\Delta p_1 \cdot n_1}} = \sqrt{\frac{\Delta p_2 \cdot n_1 \cdot \Delta p_2}{\Delta p_1 \cdot n_1 \cdot \Delta p_1}} = \frac{\Delta p_2}{\Delta p_1} \quad [9]$$

Overlaying the vacuum filtration at  $\Delta p = 0,8$  bar with an overpressure of  $\Delta p = 1$  bar ( $\Delta p_{\text{total}} = 1,8$  bar) and assuming the minimum admissible cake thickness to be  $h_{K,\min} = 5$  mm, it follows:

$$\frac{\Delta p}{\Delta p} = \frac{1,8}{0,8} = 2,25 \quad \frac{\dot{m}_{F,2}}{\dot{m}_{F,1}} = \frac{196,0}{98,2} = 2 \quad [10]$$

This means that in the case under review the theoretical estimates are approximately 11% above the value reached by experiments.

The evaluation of the cake formation also yields the resistance for the filter cake  $R_c$  and the filter medium  $R_M$ . Both parameters are determined by means of the cake thickness  $h_K$ . While the filter cake shows a constant resistance  $R_c = 1,039 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-2}$  at all pressures (comp. incompressibility), the resistance of the filter medium increased from  $R_M = 7 \cdot 10^{10} \text{ m}^{-1}$  for  $\Delta p = 0,8$  bar to  $R_M = 27 \cdot 10^{10} \text{ m}^{-1}$  for  $\Delta p = 3,8$  bar. Relating  $R_M$  to a cake resistance specific to length (assuming homogenous bulk material), the dimension length results according to

$$h_{K,E} = \frac{R_M}{R_c} / \frac{\text{m}^{-1}}{\text{m}^{-2}} = \text{m} /$$

Druck zu  $\bar{\epsilon} = 0,47$ . Dieser Wert wurde durch Messungen auf der Drucknutsche weitestgehend bestätigt. Hier betrug die Porosität  $\bar{\epsilon} = 0,47 \pm 0,01$  mit leicht fallender Tendenz zu hohen Drücken hin.

Die Gültigkeit der Kuchenbildungsgleichung wurde anhand der in Bild 5 dargestellten „Kennfelder der kuchenbildenden Filtration“ überprüft. Nach der Theorie (entspr. Gl. [1]) gilt:

$$h_K \sim \sqrt{\Delta p} \quad [5]$$

$$h_K \sim 1 / \sqrt{n} \quad [6]$$

Dementsprechend wurde sowohl für die reine Druckfiltration als auch für die hyperbare Vakuumfiltration die Kuchenhöhe  $h_K$  als Funktion von  $\sqrt{\Delta p}$  und  $1/\sqrt{n}$  in dreidimensionaler Darstellung aufgetragen. Die eingezeichneten Meßwerte wurden durch Regressionsanalyse auf ihre lineare Abhängigkeit hin überprüft. Dabei ergaben sich Korrelationskoeffizienten zwischen  $r = 0,99$  bis 1,00 (Optimalwert  $r = 1,00$ ), so daß die Linearität der überprüften Abhängigkeiten und die Inkompressibilität des Filterkuchens im untersuchten Bereich als bewiesen betrachtet werden können. Die Tatsache, daß die Verlängerung der Geraden  $h_K = \text{const.} / \sqrt{n}$  nicht durch den Ursprung geht ( $1/\sqrt{n} \rightarrow 0$ ) deutet darauf hin, daß die Kuchenhöhe schon bei einer endlichen Drehzahl zu Null wird. In diesem Fall besteht der zu überwindende Durchströmungswiderstand bei der Kuchenbildung nur aus dem Filtertuchwiderstand  $R_M$ . Wie später noch gezeigt werden wird, kann dem negativen Achsenabschnitt in den Kennfeldern eine Ersatzkuchenhöhe  $h_{K,E}$  zugeordnet werden, die als scheinbare Erhöhung der Filterkuchendicke betrachtet werden kann. Es soll an dieser Stelle auch darauf

This magnitude  $h_{K,E}$  also called substitutional cake thickness indicates the amount by which the filter cake would

TABELLE 3 — Table 3

Vergleich der Feststoffmassendurchsätze  $\dot{m}_F$  bei Filterdrehzahl  $n = 1 \text{ min}^{-1}$  für Druckfiltration D.F. und Hyperbare Vakuumfiltration H.V.F.

Comparison of the solids mass throughput  $\dot{m}_F$  at filter speed  $n = 1 \text{ min}^{-1}$  for pressure filtration (D.F.) and hyperbar vacuum filtration (H.V.F.)

| $\Delta p$                              | bar                 | 0,8   | 1,3   | 1,8   | 2,3   | 2,8   | 3,3   |        |
|---|---------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|--------|
| $\dot{m}_F$                             | kg/m <sup>2</sup> h | 154,5 | 168,6 | 206,2 | 220,4 | 261,1 | 266,4 | H.V.F. |
| $\dot{m}_F$                             | kg/m <sup>2</sup> h | 144,6 | 192,1 | 208,1 | 221,1 | 242,8 | 256,2 | D.F.   |
| $\dot{m}_{F,2} / \dot{m}_{F,1}$         | —                   | —     | 1,33  | 1,08  | 1,06  | 1,10  | 1,06  | D.F.   |
| $\sqrt{\Delta p_2} / \sqrt{\Delta p_1}$ | —                   | —     | 1,28  | 1,18  | 1,13  | 1,10  | 1,08  |        |

have to be increased in order to reach the same absolute flow resistance  $R$ .

Considering that, for example, in hyperbar vacuum filtration at  $\Delta p = 2.3 \text{ bar}$  the cake thickness is  $h_K = 7.57 \text{ mm}$  ( $n = 0.5 \text{ min}^{-1}$ ) and the substitutional cake thickness is  $h_{K,E} = 2 \text{ mm}$ , it becomes clear how important the choice of the filter cloth is. In this case more than 1/4 of the cake thickness and thus of the mass throughput is reduced by the filter medium.

#### Water content

As shown in the capillary pressure diagram in Fig. 4, the water content and consequently the saturation  $S$  decreases in pressure filtration depending on the dewatering time

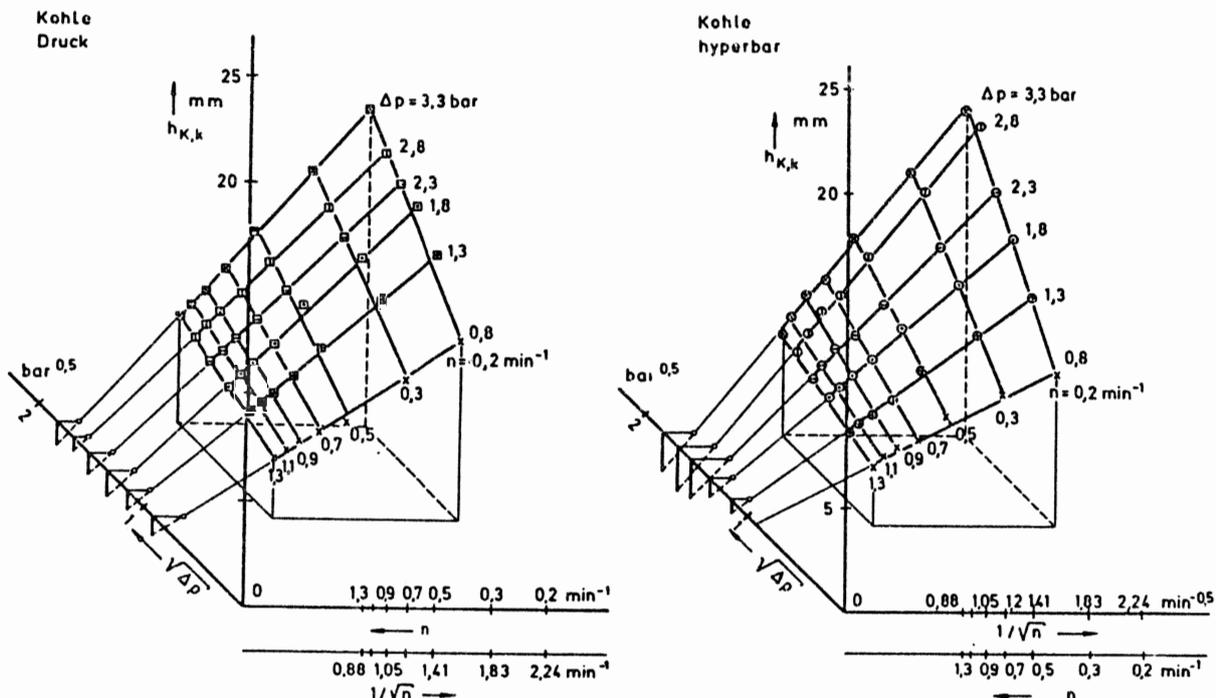


Bild 5: Kennfeld der kuchenbildenden Filtration — Druck und hyperbare Vakuumfiltration

Characteristic fields for cake-forming filtration — pressure and hyperbar vacuum filtration

hingewiesen werden, daß in Anlehnung an frühere Versuche mit Eisenerz und bestätigt durch Ergebnisse der Labordrucknutschenapparatur sich auch mit der Flotationskohle eine bessere Kuchenbildung bei der kombinierten Druck/Vakuumfiltration ergab. Insbesondere bei den höheren Druckdifferenzen können sich dabei Abweichungen bis zu 9% zwischen den bei gleichen Druckniveaus gebildeten Filterkuchenhöhen ergeben. Eine mögliche Ursache dafür könnte im unterschiedlichen Filtertuchverhalten liegen; eine letztendliche Klärung dieses Phänomens steht im Augenblick jedoch noch aus.

Aus der Filterkuchenhöhe  $h_K$  wurde der flächenbezogene Feststoffmassendurchsatz  $\dot{m}_F$ , entsprechend

$$\dot{m}_F = h_K \cdot (1-\varepsilon) \cdot \rho_F \cdot n \quad [7]$$

berechnet.

Aus Gl. [1] und Gl. [7] folgt, daß sich der Feststoffdurchsatz  $\dot{m}_F$  proportional zu  $\sqrt{n}$  verhält. Diese Abhängigkeit ist in Bild 6 dargestellt. Entsprechend der Linearität von  $h_K \sim 1/\sqrt{n}$  ergeben sich bei dieser Auftragung ebenfalls Geradenverläufe. In diesem Diagramm wird nun jedoch deutlich, daß die Steigerung der Filtrationsdruckdifferenz nicht nur eine Verbesserung des Wassergehaltes, sondern auch eine Erhöhung des Massendurchsatzes bewirkt. Bei den in Tabelle 3 angegebenen Werten muß berücksichtigt werden, daß die Filtration ohne Flockungsmittelzugabe erfolgte. Ein Vergleich mit den in der Praxis erfaßten Leistungsangaben zeigt, daß die durch konventionelle Vakuumfiltration erreichten Werte realistisch sind (vgl. 10)), so daß ein Scale-up zulässig erscheint.

In Tabelle 3 ist für die reine Druckfiltration das Verhältnis der Massenströme aufeinanderfolgender Druckdifferenzen angegeben, vgl.  $\dot{m}_{F, \Delta p_2} / \dot{m}_{F, \Delta p_1}$ . Das darauf zu beziehende Verhältnis  $\sqrt{\Delta p_2} / \sqrt{\Delta p_1}$  zeigt, daß die durch die Theorie belegte Beziehung

$$\dot{m}_F \sim \sqrt{\Delta p} \quad \text{bzw.} \quad \frac{\dot{m}_{F,2}}{\dot{m}_{F,1}} = \frac{\sqrt{\Delta p_2}}{\sqrt{\Delta p_1}} \quad [8]$$

gültig ist und als Berechnungsgrundlage verwendet werden kann.

Wie früher schon gezeigt wurde 9), kann ein Feststoffdurchsatzanstieg bei ansonsten gleichbleibenden Bedingungen nicht nur durch die Erhöhung der Druckdifferenz, sondern auch durch eine gleichzeitig mögliche Filterdrehzahlerhöhung erreicht werden. Dabei wird angenommen, daß zur vollständigen Abnahme des Filterkuchens eine Mindestkuchenhöhe  $h_{K, \min}$  erforderlich ist. In diesem Fall gilt  $h_{K, \min} = \text{const.}$ , und es folgt:

$$\dot{m}_F \sim \sqrt{\Delta p} \cdot \sqrt{n} \quad \text{bzw.}$$

$$\frac{\dot{m}_{F,2}}{\dot{m}_{F,1}} = \sqrt{\frac{\Delta p_2 \cdot n_2}{\Delta p_1 \cdot n_1}} = \sqrt{\frac{\Delta p_2 \cdot n_1 \cdot \Delta p_2}{\Delta p_1 \cdot n_1 \cdot \Delta p_1}} = \frac{\Delta p_2}{\Delta p_1} \quad [9]$$

Überlagert man die Vakuumfiltration bei  $\Delta p = 0,8$  bar mit einem Überdruck von  $\Delta p = 1$  bar ( $\Delta p_{\text{total}} = 1,8$  bar) und nimmt man die minimal zulässige Kuchenhöhe zu  $h_{K, \min} = 5$  mm an, so ergibt sich:

$$\frac{\Delta p}{\Delta p} = \frac{1,8}{0,8} = 2,25 \quad \frac{\dot{m}_{F,2}}{\dot{m}_{F,1}} = \frac{196,0}{98,2} = 2 \quad [10]$$

Dies bedeutet, daß im vorliegenden Fall die theoretische Voraussage um rd. 11% oberhalb des praktisch ermittelten Wertes liegt.

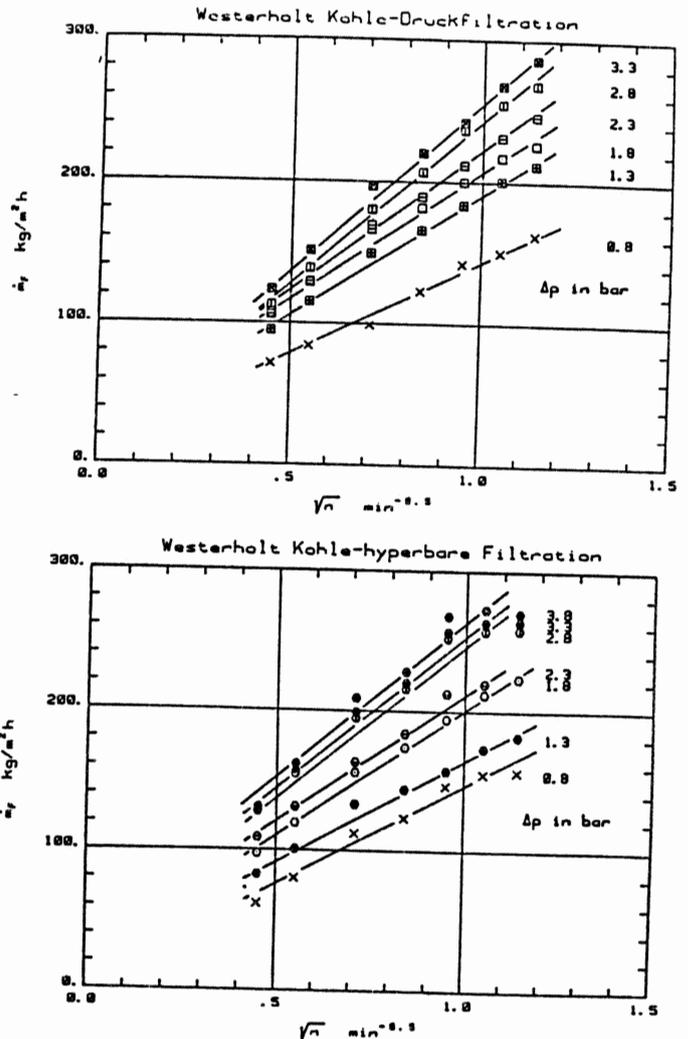


Bild 6: Diagramme  $\dot{m}_F = f(\sqrt{n})$

Diagrams  $\dot{m}_F = f(\sqrt{n})$

available during the filter rotation. This is why in Fig. 7 the water content is plotted against the speed. It is conspicuous that the curve runs nearly horizontally. According to an assumption by Schubert 11), the dewatering process may be described as follows if the influence of the filter medium is negligible:

$$\frac{S-S_r}{1-S_r} = f\left(\frac{(\Delta p - p_K) \cdot t_2}{R_c \cdot \varepsilon \cdot \eta_L \cdot (1-S_r) \cdot h_K^2}\right) \quad [11]$$

From equation [1] follows that  $h_K \sim 1/\sqrt{n}$  resp.  $h_K^2 \sim 1/n$ . The dewatering time  $t_2$  in rotary filtration is determined by the dewatering angle  $\alpha_2$  and the filter speed  $n$  according to

$$t_2 = \frac{\alpha_2}{360} \cdot \frac{1}{n} \quad [12]$$

Aus der Auswertung der Kuchenbildung resultieren auch die Widerstandswerte für den Filterkuchen  $R_c$  und das Filtermedium  $R_M$ . Beide Parameter werden mit Hilfe der Kuchenhöhe  $h_K$  ermittelt. Während sich für den Filterkuchen ein konstanter Wert von  $\bar{R}_c = 1,039 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-2}$  über alle Drücke ergab (vgl. Inkompressibilität), stieg der Filtermediumwiderstand von  $R_M = 7 \cdot 10^{10} \text{ m}^{-1}$  für  $\Delta p = 0,8$  bar bis zu  $R_M = 27 \cdot 10^{10} \text{ m}^{-1}$  bei  $\Delta p = 3,8$  bar an. Bezieht man  $R_M$  auf den längerspezifischen Kuchenwiderstand (Annahme: homogenes Haufwerk), so ergibt sich gemäß

$$h_{K,E} = \frac{R_M}{R_c} \cdot \frac{\text{m}^{-1}}{\text{m}^{-2}} = \text{m} /$$

die Dimension Länge. Diese als Ersatzkuchenhöhe bezeichnete Größe  $h_{K,E}$  gibt an, um wieviel der Filterkuchen vergrößert werden müßte, um auf den gleichen absoluten Durchströmungswiderstand  $R$  zu kommen.

Betrachtet man, daß z. B. bei der hyperbaren Vakuumfiltration mit  $\Delta p = 2,3$  bar die Kuchenhöhe  $h_K = 7,57 \text{ mm}$  ( $n = 0,5 \text{ min}^{-1}$ ) und gleichzeitig die Ersatzkuchenhöhe  $h_{K,E} = 2 \text{ mm}$  beträgt, so erkennt man den bedeutenden Einfluß der Filtertuchauswahl; bei diesem Beispiel wird mehr als ein Viertel der Kuchenhöhe und somit des Masseudurchsatzes durch das Filtermedium reduziert.

#### Der Wassergehalt

Wie bereits anhand des Kapillardruckdiagrammes in Bild 4 dargestellt wurde, nimmt der Wassergehalt und somit der Sättigungsgrad  $S$  bei der Druckfiltration in Abhängigkeit von der bei der Drehbewegung des Filters zur Verfügung stehenden Entfeuchtungszeit ab. In Bild 7 ist deshalb der Wassergehalt über der Drehzahl aufgetragen. Dabei fällt auf, daß sich nahezu horizontale Kurvenverläufe ergeben. Nach einem Ansatz von Schubert<sup>11)</sup> kann die Entfeuchtung nach folgendem Ansatz beschrieben werden, wenn der Einfluß des Filtermediums vernachlässigbar ist:

$$\frac{S - S_r}{1 - S_r} = f \left( \frac{(\Delta p - \bar{p}_K) \cdot t_2}{R_c \cdot \varepsilon \cdot \eta_L \cdot (1 - S_r) \cdot h_K^2} \right) \quad [11]$$

Nach Gl. [1] gilt, daß  $h_K \sim \frac{1}{\sqrt{n}}$  bzw.  $h_K^2 \sim \frac{1}{n}$  ist.

Die Entfeuchtungszeit  $t_2$  wird bei der Drehfiltration bestimmt durch den Entfeuchtungswinkel  $\alpha_2$  und die Drehzahl  $n$  entsprechend

$$t_2 = \frac{\alpha_2}{360} \cdot \frac{1}{n} \quad [12]$$

Durch Einsetzen beider Beziehungen in Gl. [11] ergibt sich, daß der Sättigungsgrad  $S$  für eine bestimmte Betriebseinstellung nur noch von einer Konstanten bestimmt wird und somit unabhängig von der Drehzahl ist.

Für den praktischen Betrieb folgt daraus, daß bei geeigneter Auswahl des Filtertuches ( $R_M \ll R_c \cdot h_K$ ) und genügend großem Entfeuchtungsdifferenzdruck ( $\Delta p \ll \bar{p}_K$ ) die Filterdrehzahl zur Durchsatzsteigerung bis an den Rand der zulässigen Minimalfilterkuchendicke erhöht werden darf, ohne daß dadurch Wassergehaltseinbußen hingenommen werden müssen.

Wie man in Bild 7 jedoch auch erkennen kann, nimmt die Wassergehaltsverbesserungsrate mit steigendem Differenzdruck ab (vgl. auch Kapillardruckdiagramm und Ta-

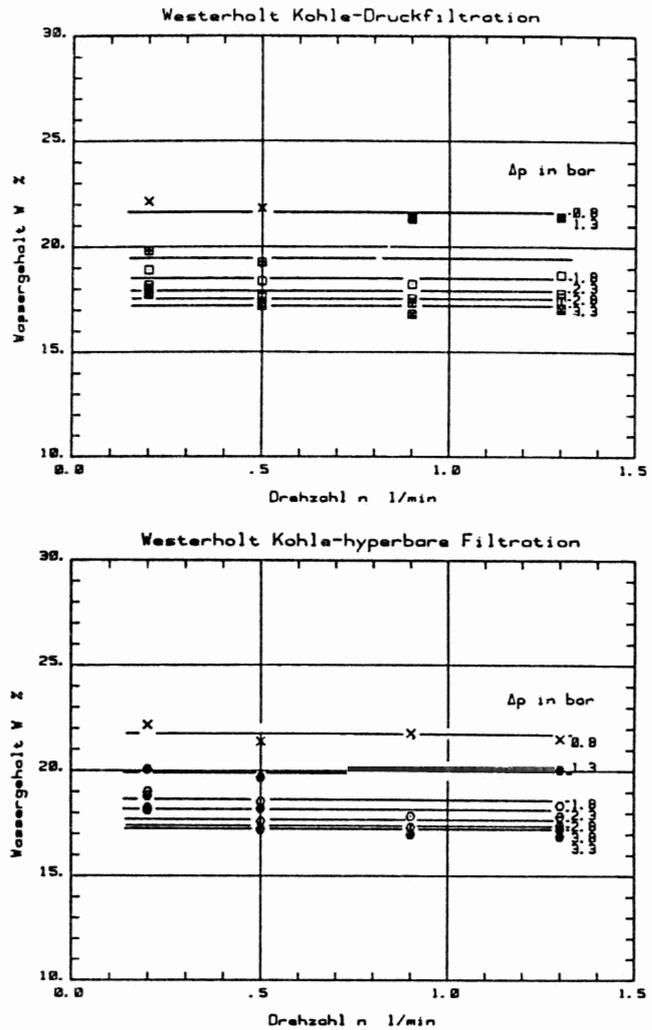


Bild 7: Diagramme  $W = f(n)$   
Diagrams  $W = f(n)$

The insertion of both relations into equation [11] proves that the saturation  $S$  for a defined operating condition is determined by only one constant and is therefore independent of the speed.

For practical operating this means that with a suitable filter cloth ( $R_M \ll R_c \cdot h_K$ ) and a sufficiently high de-watering differential pressure ( $\Delta p \gg \bar{p}_K$ ) the filter speed may be increased nearly up to the admissible minimum filter cake thickness without increases of water content occurring.

In Fig. 7 it may also be seen, however, that the water content improvement rate decreases with increasing differential pressure (see also capillary pressure diagram and Table 2). This relation is illustrated in Fig. 8 where the improvement of the water content  $\Delta W$  is plotted against the increase in differential pressure  $\Delta(\Delta p)$  related to the conditions of the usual vacuum filtration. As illustrated the water content may be improved by  $\Delta W = 2\%$  by increasing of a first filtration pressure by 0.5 bar ( $\Delta p_{\text{total}} = 0.8 + 0.5 = 1.3$  bar). However, an increase in the differen-

belle 2). Dieser Sachverhalt wird in Bild 8 verdeutlicht. In diesem Diagramm ist die Verbesserung des Wassergehaltes  $\Delta W$  über der Differenzdrucksteigerung  $\Delta(\Delta p)$ , bezogen auf die Bedingungen der normalen Vakuumfiltration, aufgetragen. Wie man erkennt, kann durch eine erste Steigerung des Filtrationsdruckes um 0,5 bar ( $\Delta p_{\text{total}} = 0,8 + 0,5 = 1,3$  bar) eine Verbesserung des Wassergehaltes um  $\Delta W = 2\%$  erreicht werden. Hingegen bringt die Steigerung des Differenzdruckes, entsprechend dem Kapillardruckdiagramm um  $\Delta p = 0,5$  bar von 2,8 bar auf 3,3 bar gerade eine Verbesserung von ca.  $\Delta W = 0,2\%$ . Der durchgehend niedrige Wassergehalt bei der hyperbaren Vakuumfiltration um ca.  $\Delta W = 0,2\%$  ist systematisch und im selben Zusammenhang wie die bessere Kuchenbildung zu sehen. Auch hier steht die physikalische Klärung noch aus.

Die im gleichen Diagramm eingezeichneten Mittelwerte für den Wassergehalt in Abhängigkeit vom Druck (rechte Skala) verdeutlicht das bei diesem Produkt zur Verfügung stehende Entfeuchtungspotential. Die Kurve nähert sich, beginnend bei  $W = 22\%$  für  $\Delta p = 0,8$  bar, zu hohen Drücken hin einer horizontalen Asymptote, die bei ca.  $W_r = 16\%$  liegt.

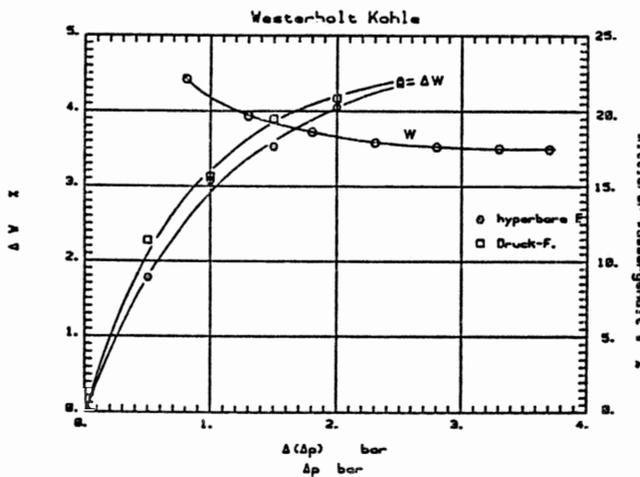


Bild 8: Diagramme  $\Delta W = f(\Delta(\Delta p))$  und  $\bar{W} = f(\Delta p)$   
Diagrams  $\Delta W = f(\Delta(\Delta p))$  and  $\bar{W} = f(\Delta p)$

#### Der Gasdurchsatz

Das Prinzip der Entfeuchtung bei der kontinuierlichen Druckfiltration, nämlich das Überwinden des Kapillardruckes in den Poren des Filterkuchens, bringt nun auch einen Gasdurchsatz mit sich, der sich zur Aufrechterhaltung der Druckdifferenz  $\Delta p = \text{const.}$  einstellt. In Anlehnung an die Versuchsdurchführung wird in Bild 9 der Gasdurchsatz  $V_g$  für  $\Delta p = \text{const.}$  über der Drehzahl  $n$  aufgetragen. Dabei ergeben sich nahezu geradenförmige Kurvenverläufe, die nur bei kleinen Drehzahlen und hohen Drücken, d. h. bei dicken Filterkuchen, abweichen. In diesem Fall neigt der Filterkuchen zur Randablösung und somit zur Bypass-Strömung der Entfeuchtungsluft. Berücksichtigt man, daß für  $\Delta p = \text{const.}$  der Wassergehalt des Filterkuchens bei Variation der Drehzahl ebenfalls konstant ist (vgl. Bild 7), so folgt für eine beliebige Gerade  $\Delta p = \text{const.}$  in Bild 9, daß bei Erhöhung der Drehzahl nur noch die Kuchenhöhe, entsprechend  $h_K \sim 1/\sqrt{n}$ , eingeht; die Gasdurchtrittsfläche im Filterkuchen bleibt

tial pressure by  $\Delta p = 0,5$  bar from 2.8 bar to 3.3 bar according to the capillary pressure diagram only yields a water content improvement by approximately  $\Delta W = 0,2\%$ . The consistently lower water content in hyperbar vacuum filtration by approx.  $\Delta W = 0,2\%$  is systematic and to be seen in the same connection as the improved cake formation. A solution to this physical phenomenon is not yet available either.

The average values for the water content in relation to the pressure given in the same diagram (right scale) indicate the dewatering potential of this product. With increasing pressure, starting at  $W = 22\%$  for  $\Delta p = 0,8$  bar, the curve approaches a horizontal asymptote which lies at approx.  $W_r = 16\%$ .

#### Gas flow rate

The principle of dewatering in continuous pressure filtration, namely overcoming the capillary pressure in the filter cake pores, also involves a gas flow rate to maintain the differential pressure  $\Delta p = \text{const.}$  Based on the test procedure, the gas flow rate  $V_g$  for  $\Delta p = \text{const.}$  is plotted against the filter speed  $n$  in Fig. 9. The resulting curves are nearly straight lines; only at low speeds and high pressures, i.e. thick filter cakes, the curves vary. In this case the filter cake is prone to marginal removal and may cause dewatering air to flow via a bypass. Taking into account that for  $\Delta p = \text{const.}$  the water content of the filter cake at varying speeds is also constant (see Fig. 7), it follows for any straight line  $\Delta p = \text{const.}$  in Fig. 9 that at increasing speed it is only affected by the cake thickness according to  $h_K \sim 1/\sqrt{n}$  while the gas flow rate area in the filter cake remains constant. A comparison between pressure and hyperbar vacuum filtration shows that here, too, the results realized with a combined filtration procedure are better ( $\Delta V_g = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ).

#### Profitability/expenditure ratio

By starting the solids throughput, the water content and the gas flow rate, it is possible to examine the profitability/expenditure ratio for the continuous pressure filtration. Thus the optimum operating point of the pressure filtration may be estimated and it may be judged to what extent the expenditure in the form of increased gas flow rate changes over against the conventional vacuum filtration. These calculations have to be included in a profitability study in which the increased use of devices (pressurized container, more efficient pumps, filter cake discharge apparatus etc.), more complicated M+R technology and many other things have to be taken into consideration. Therefore the gas flow rate is related to the solids throughput and plotted against the filter speed (Fig. 10). At speeds  $n > 0,5 \text{ min}^{-1}$  conditions prove to be most favourable. So a further presupposition is met allowing to maximize the solids throughput by increasing the speed.

A multiplication of these gas flow rates by the specific technical power for gas compression for this pressure level makes it possible to determine the energy necessary for the compression of the dewatering air. This conversion shows that the specific technical power values  $P_t/\dot{m}_F$  are considerably higher in hyperbar vacuum filtration than in pressure filtration. In this case the total gas volume

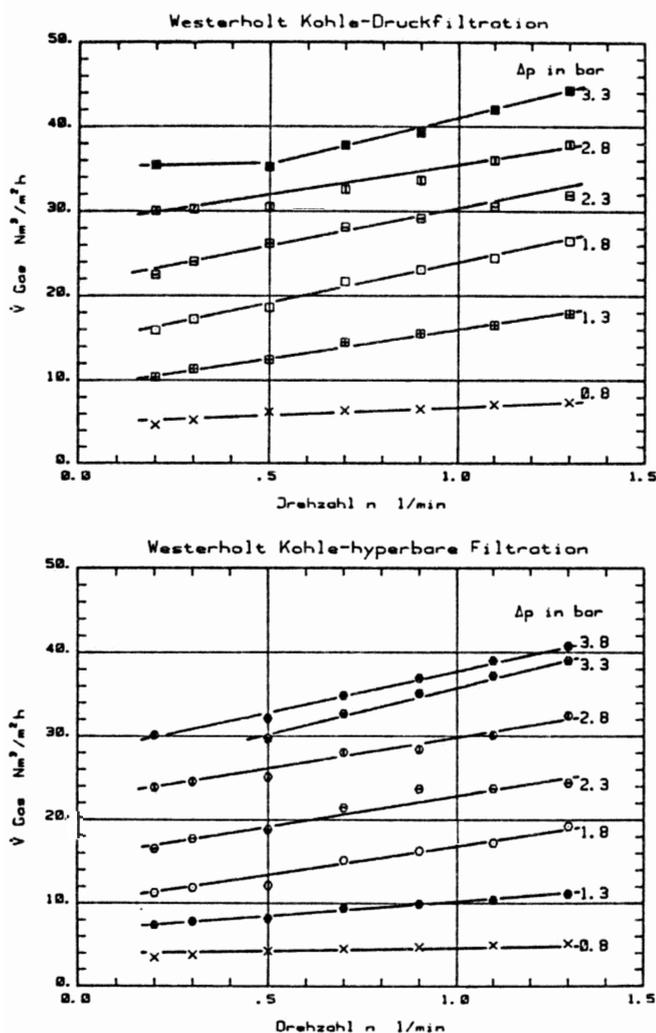


Bild 9: Diagramme  $\dot{V}_g = f(n)$   
Diagrams  $\dot{V}_g = f(n)$

jedoch konstant. Ein Vergleich zwischen Druck- und hyperbarer Vakuumfiltration zeigt, daß auch hier die Werte der kombinierten Filtrationsart günstiger liegen ( $\Delta \dot{V}_g = 0,4 \text{ Nm}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ).

#### Das Nutzen/Aufwand-Verhältnis

Mit den Angaben für den Feststoffdurchsatz, den Wassergehalt und den Gasdurchsatz läßt sich nun eine Überprüfung des Nutzen/Aufwand-Verhältnisses für die kontinuierliche Druckfiltration durchführen. Dadurch kann zum einen abgeschätzt werden, wo der optimale Betriebspunkt der Druckfiltration liegt und inwieweit sich der Aufwand in Form von erhöhtem Gasdurchsatz gegenüber der konventionellen Vakuumfiltration ändert. Diese Berechnungen sind dann in einer Wirtschaftlichkeitsstudie miteinzubringen, in der der erhöhte Apparatenaufwand (Druckbehälter, leistungstärkere Pumpen, Filterkuchen, Ausstragsgerät etc.), der geringere durchsatzspezifische Platzbedarf für die Filteranlage, die aufwendigere M+R-Technik u.v.m. zu berücksichtigen sind. Zu diesem Zweck wird zunächst in Bild 10 der Gasdurchsatz auf den Fest-

flow penetrating the filter cake has to be relieved to the conditions of the vacuum filtration with  $p_{\text{abs}} = 0.2 \text{ bar}$ . In Fig. 11  $P_1/\dot{m}_F$  is plotted against the solids throughput  $\dot{m}_F$  in diagrams. According to Fig. 10 here, too, the most favourable values lie in the area of higher solids throughputs, but this time distinct minima appear. This minima values  $(P_1/\dot{m}_F)_{\text{min}}$  shift to increased mass throughputs at higher pressure.

The increased energy demand specific to the solids throughput necessary for hyperbar vacuum filtration is illustrated in Table 4.

The value  $P_1/\dot{m}_F$  being known, it is possible to make a rough calculation of the operating cost for a pressure filter plant and to compare the profitability/expenditure ratio with other competing procedures (thermal drying, filter press, steam filtration and other).

Fig 12 shows clearly the most important magnitudes to be considered. For pressure — and hyperbar vacuum filtration the water content is plotted against the solids throughput for different pressure levels. According to Fig. 7, it becomes clear that the water content  $W$  stays constant with increasing solids throughput  $\dot{m}_F$  plotted for each pressure level  $\Delta p$  but decreases with increasing pressure. Above the pertinent water content curve the technical power  $P_1$  necessary for a specific profitability point  $(W/\dot{m}_F)$  is plotted as a coulisse. The height of the pertinent coulisse and its course indicate that at higher pressures the power demand of the air compressors increases (see also pressure — and hyperbar vacuum filtration) and that more power is necessary for the production of more filter cake. In practice, the power values stated in Fig. 11 and 12 have to be divided by the efficiency of the compressors used in order to calculate the driving capacity to be installed for a specific plant.

#### Conclusion

The discussed results on the continuous pressure filtration of a flotation coal slurry realized on a pilot plant indicate the improvement potential to be reached by exceeding the vacuum filtration differential pressure  $\Delta p = 0.8 \text{ bar}$ . The pilot plant with its tested and mature components (filter, compressor, pump etc.) demonstrates that the continuous pressure filtration is practicable and safe to operate. Now the problem "Discharge of solids from a pressurized room" has been solved satisfactorily<sup>9)</sup>, too. Moreover, hyperbar vacuum filtration offers the technologically diverse advantage of high flexibility and possibility to adapt the filter plant to the persistent procedure conditions. Here the pure vacuum filtration is combined with a pressure filtration. The so caused higher compression power for the gas flow rate may be compensated in specific cases by increased safety in operation.

The increases in solids throughput to be reached by pressure filtration allow — even at low differential pressures — to cut down operating cost. In the case under review when vacuum filtration was used, it was only possible to reach a solids throughput of  $\dot{m}_F = 200 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$  by using flocculation agents. On the assumption that  $20 \text{ g}/\text{t}$  (wf) of flocculation agents at a price of  $7,50 \text{ DM}/\text{kg}$  have to be added, the cost involved would be  $0,03 \text{ DM}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ . The power demand specific to the solids throughput which has to be divided by the efficiency  $\eta = 0.25$

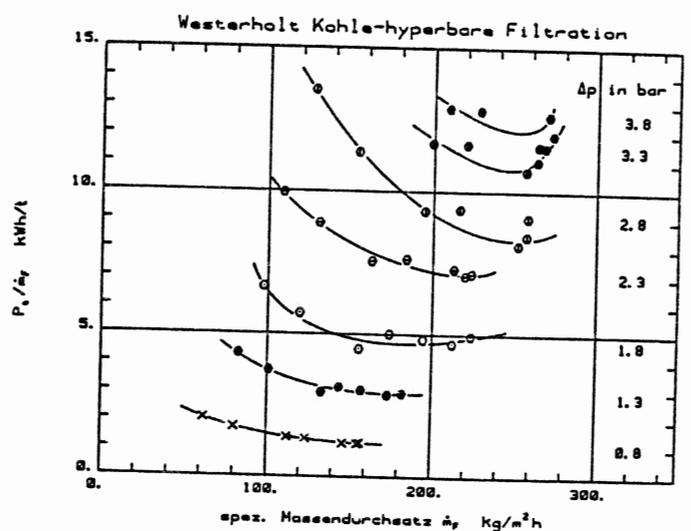
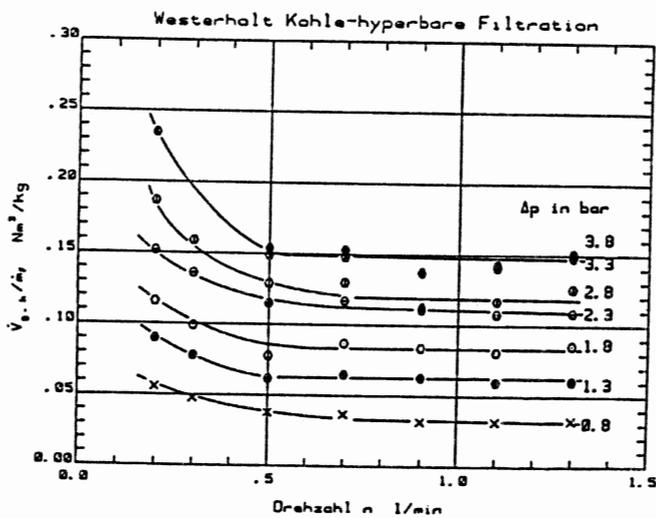
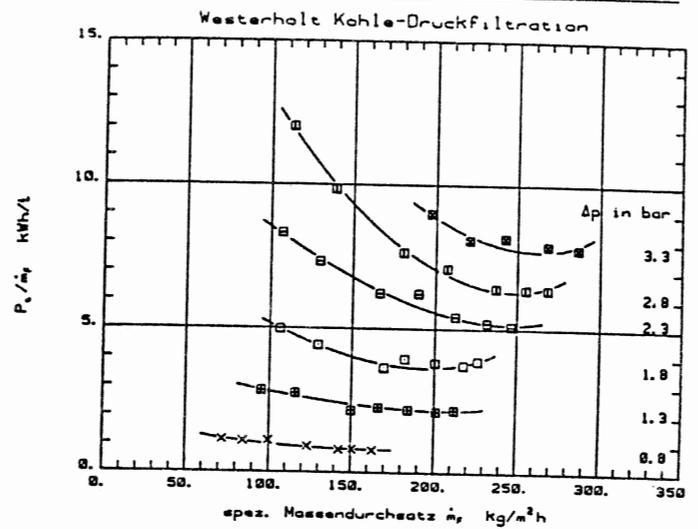
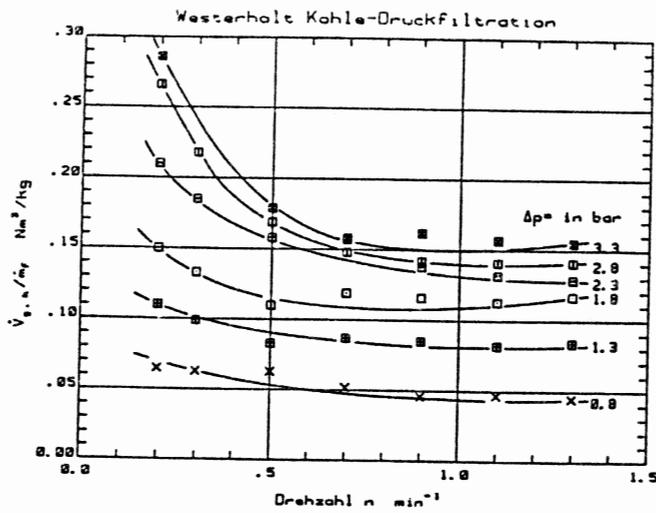


Bild 10: Diagramme  $\dot{V}_g/\dot{m}_F = f(n)$

Diagrams  $\dot{V}_g/\dot{m}_F = f(n)$

Bild 11: Diagramme  $P_t/\dot{m}_F = f(\dot{m}_F)$

Diagrams  $P_t/\dot{m}_F = f(\dot{m}_F)$

stoffdurchsatz bezogen und über der Filterdrehzahl aufgetragen. Es zeigt sich, daß sich für Drehzahlen  $n > 0,5 \text{ min}^{-1}$  die günstigsten Verhältnisse ergeben. Somit ist eine weitere Voraussetzung erfüllt, die eine Maximierung des Feststoffdurchsatzes durch Erhöhen der Drehzahl erlaubt. Multipliziert man nun die so erfaßten Gasdurchsätze mit der spezifischen technischen Verdichtungsleistung für dieses Druckniveau, so ergibt sich die Möglichkeit, den erforderlichen Energieaufwand für die Kompression der Entfeuchtungsluft zu ermitteln. Durch diese Umrechnung wird nun auch deutlich, daß die spezifischen technischen Leistungswerte  $P_t/\dot{m}_F$  für die hyperbare Vakuumfiltration wesentlich größer sind als bei der Druckfiltration. In diesem Fall muß der gesamte durch den Filterkuchen hindurchgesetzte Gasvolumenstrom auf die Bedingungen der Vakuumfiltration mit  $p_{\text{abs}} = 0,2 \text{ bar}$  entspannt werden. In Bild 11 ist der Wert  $P_t/\dot{m}_F$  über dem Feststoffdurchsatz  $\dot{m}_F$  in Diagrammen dargestellt. Entsprechend Bild 10 er-

usual for the production of underpressure with water ring pumps, amounts to  $P_t = 5 \text{ kWh/t (wf)}$ . At an energy price of  $0,15 \text{ DM/kWh}$  the operating cost involving both cost items would be  $K = 0,03 \text{ DM/m}^2 \cdot \text{h} + 0,144 \text{ DM/m}^2 \cdot \text{h} = 0,174 \text{ DM/m}^2 \cdot \text{h}$ . In pressure filtration with  $\Delta p = 1,3 \text{ bar}$  the same mass throughput is possible without the use of flocculation agents. The specific power demand is  $P_t = 2,1 \text{ kWh/t (wf)}$  so that the operating cost is  $K = 0,112 \text{ DM/m}^2 \cdot \text{h}$  taking into account the efficiency  $\eta = 0,75$  possible for compressors. The most important advantage of pressure filtration, however, is the decrease of the water content in the filter cake.

Here the advantage is obvious, especially when judging the effective heating value of power station coal, but the facilities in handling caused by the reduction in water content should be rated just as highly.

geben sich auch hier die günstigsten Werte im Bereich größerer Feststoffmassendurchsätze, wobei sich allerdings nun deutlich Minima abzeichnen. Diese Minimalwerte  $(P_t/\dot{m}_F)_{\min}$  verschieben sich bei höheren Drücken zu größeren Massendurchsätzen hin.

Der höhere feststoffdurchsatzspezifische Leistungsbedarf für die hyperbare Vakuumfiltration wird in Tabelle 4 deutlich.

Mit dem Wert  $P_t/\dot{m}_F$  ist nun eine weitgehende Berechnung der Betriebskosten für eine Druckfiltrationsanlage möglich. Darüber hinaus kann damit ein Nutzen/Aufwand-Vergleich zu konkurrierenden Verfahren (therm. Trocknung, Filterpresse, Dampfhaubenfiltration u.a.) angestellt werden.

In diesem Zusammenhang verdeutlicht Bild 12 die wesentlichen zu berücksichtigenden Größen auf einen Blick. Hier ist für Druck- und hyperbare Vakuumfiltration zunächst der Wassergehalt über dem Feststoffdurchsatz für die verschiedenen Druckniveaus aufgetragen. Entsprechend Bild 7 erkennt man, daß der Wassergehalt  $W$  mit zunehmendem Feststoffdurchsatz  $\dot{m}_F$  pro Druckniveau  $\Delta p$  konstant bleibt, mit ansteigendem Druck jedoch abnimmt. Über der jeweiligen Wassergehaltsverlaufslinie ist nun als Kulisse die für den jeweiligen Nutzenpunkt  $(W/\dot{m}_F)$  erforderliche technische Leistung  $P_t$  eingetragen. Die Höhe der jeweiligen Kulisse und deren Verlaufskurve zeigen, daß zum einen bei höheren Drücken der Leistungsbedarf der Luftverdichter ansteigt (vgl. auch Druck- und hyperbare Vakuumfiltration) und zum anderen zur Produktion von mehr Filterkuchen mehr Leistung benötigt wird. Die in Bild 11 und 12 angegebenen Leistungsgrößen sind in der Praxis nun noch mit den Wirkungsgraden der verwendeten Verdichter zu dividieren, um zu der pro Anlage zu installierenden Antriebskapazität zu kommen.

### Schlußbemerkungen

Die diskutierten Ergebnisse über die kontinuierliche Druckfiltration einer Flotationskohletrübe, gewonnen auf einer halbertechnischen Versuchsanlage im Pilotmaßstab, zeigen das Verbesserungspotential auf, das durch Überschreiten der Vakuumfiltrationsdruckdifferenz  $\Delta p = 0,8$  bar erschlossen werden kann. Die eingesetzte Pilotanlage mit ihren bewährten und ausgereiften Komponenten (Filter, Verdichter, Pumpen etc.) demonstriert, daß die kontinuierliche Druckfiltration praktikabel und betriebssicher ist. Auch der Prozeßschritt „Feststoffaustrag aus einem Druckraum“ ist nun <sup>8)</sup> befriedigend gelöst. Die Filtrationsmethode „Hyperbare Vakuumfiltration“ bietet darüber hinaus den verfahrenstechnisch vielfältigen Vorteil der hohen Flexibilität und Anpassungsmöglichkeit der Filteranlage an die jeweiligen Prozeßbedingungen. Hier ist eine reine Vakuumfiltrations- mit einer Druckfiltrationsanlage kombiniert. Die dadurch bedingten höheren Verdichtungsleistungen für den Gasdurchsatz können je nach Einsatzfall durch die erhöhte Betriebssicherheit kompensiert werden.

Die durch die Druckfiltration erreichbaren Feststoffdurchsatzsteigerungen erlauben schon bei niedrigen Differenzdrücken eine Reduzierung der Betriebskosten. So erreicht man im vorliegenden Fall bei der Vakuumfiltration erst durch Einsatz von Flockungsmitteln einen Feststoffdurchsatz von  $\dot{m}_F = 200 \text{ kg/m}^2\text{h}$ . Nimmt man an, daß 20 g/t (wf) Flockungsmittel zugesetzt werden müssen, so ergibt

TABELLE 4 — Table 4

Unterschiedlicher Leistungsbedarf für Druck (D.F.)- und Hyperbare Vakuumfiltration (H.V.F.) bei  $\dot{m}_F = 200 \text{ kg/m}^2\text{h}$  feststoffdurchsatzspez. Verdichtungsleistungsbedarf

Different power demands for pressure filtration (D.F.) and hyperbar vacuum filtration (H.V.F.) for  $\dot{m}_F = 200 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}$  Compression power demand specific to solids throughput

| Druckdifferenz<br>Differential pressure | bar   | 1,3 | 2,3 | 3,3  |
|---|-------|-----|-----|------|
| D.F.                                    | kWh/t | 2,1 | 5,5 | 8,8  |
| H.V.F.                                  | kWh/t | 3   | 7,2 | 11,7 |

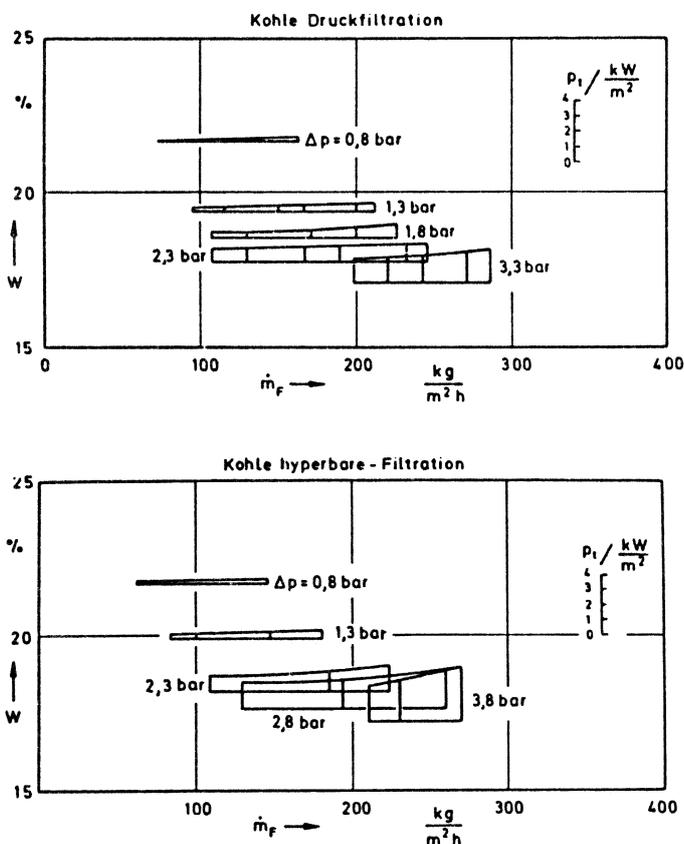


Bild 12: Diagramme  $W = f(\dot{m}_F)$  mit  $P_t$   
Diagrams  $W = f(\dot{m}_F)$  with  $P_t$

---

sich bei einem Flockungsmittelpreis von 7,50 DM/kg ein Kostenaufwand von 0,03 DM/m<sup>2</sup>·h. Der feststoffdurchsatzspezifische Leistungsbedarf, der noch mit dem für Wasserringpumpen zur Erzeugung des Unterdrucks üblichen Wirkungsgrad  $\eta = 0,25$  dividiert werden muß, liegt bei  $P_t = 5$  kWh/t (wf). Bei einem Energiepreis von 0,15 DM/kWh ergeben sich somit, bezogen auf diese beiden Kostenpositionen, Betriebskosten in Höhe von  $K = 0,03$  DM/m<sup>2</sup>·h + 0,144 DM/m<sup>2</sup>·h = 0,174 DM/m<sup>2</sup>·h. Bei der Druckfiltration mit  $\Delta p = 1,3$  bar ist der gleiche Masseudruchsatz ohne Flockungsmittelsinsatz möglich. Der spezifische Leistungsbedarf liegt hier bei  $P_t = 2,1$  kWh/t (wf), so daß sich, unter Berücksichtigung des für Verdichter möglichen Wirkungsgrads  $\eta = 0,75$ , Betriebskosten in Höhe von  $K = 0,112$  DM/m<sup>2</sup>·h ergeben.

Der bedeutendste Erfolg der Druckfiltration liegt jedoch in der Verringerung des Filterkuchenwassergehaltes. Hier liegt der Vorteil, insbesondere bei der Beurteilung der Kraftwerkskohle entsprechend ihrem effektiven Heizwert, auf der Hand, doch sind die durch die Wassergehaltsreduzierung bewirkten Handling-Erleichterungen nicht minder einzuschätzen.

Die dargelegten Ergebnisse und die verwendeten Anlagekomponenten erlauben nun eine betriebsmäßige Umsetzung der kontinuierlichen Druckfiltration von feinstkörnigen Kohlekonzentrat durch und für die Grundstoffindustrie.

#### Anmerkung

Die Verfasser weisen darauf hin, daß die erörterten Forschungsarbeiten durch ein Forschungsvorhaben der Forschungsgesellschaft Verfahrenstechnik e.V., Düsseldorf, ermöglicht wurden.

The results presented and the applied plant components make it possible to use the continuous pressure filtration for dewatering very fine coal concentrates in basic industry.

#### Note

The authors would like to point out that the discussed research programmes have been made possible by the support of the Forschungsgesellschaft Verfahrenstechnik e.V., Düsseldorf.

Verzeichnis der Abkürzungen — List of symbols

Indices

|                  |  |                                  |
|------------------|--|----------------------------------|
| A                | Filterfläche<br>filter area  | m <sup>2</sup>                   |
| ET               | Eintauchtiefe<br>immersion depth   | %                                |
| F <sub>c</sub>   | Feststoffkonzentration<br>solids concentration                             | g/l                              |
| F <sub>v</sub>   | Volumenkonzentration<br>concentration by volume                            | Vol.-%                           |
| h <sub>K</sub>   | Filterkuchenhöhe<br>filter cake thickness                                  | m                                |
| h <sub>K.E</sub> | Ersatzkuchenhöhe<br>substitutional filter cake thickness                   | m                                |
| K                | Kosten<br>expenditure  | DM                               |
| m                | Massendurchsatz<br>mass throughput   | kg/m <sup>2</sup> · h            |
| n                | Filterdrehzahl<br>filter speed   | min <sup>-1</sup>                |
| O <sub>v</sub>   | spez. Oberfläche<br>specific surface                                       | m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>   |
| p                | Druck<br>pressure  | bar                              |
| P <sub>K</sub>   | Kapillardruck<br>capillary pressure  | bar                              |
| P <sub>K.E</sub> | Eintrittskapillardruck<br>initial capillary pressure                       | bar                              |
| P <sub>t</sub>   | techn. Verdichtungsleistung<br>technical compression power                 | kWh                              |
| R                | Widerstandswert<br>value of resistance                                     | m <sup>-2</sup>                  |
| r                | Korrelationskoeffizient<br>correlation coefficient                         | —                                |
| S                | Sättigungsgrad<br>saturation   | —                                |
| t                | Zeit<br>time   | s                                |
| V                | Volumen<br>volume  | m <sup>3</sup>                   |
| $\dot{V}$        | Volumendurchsatz<br>volume flow  | m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h |
| W                | Wassergehalt<br>water content  | Gew.-%                           |
| W <sub>0</sub>   | Wassergehalt bei t <sub>s</sub> = 0<br>water content at t <sub>s</sub> = 0 | Gew.-%                           |
| wf               | wasserfrei<br>water-free   | —                                |
| x                | Partikeldurchmesser<br>particle diameter                                   | m                                |
| α                | Verfahrenswinkel<br>process angle  | —                                |
| Δ                | Differenz<br>difference  | —                                |
| ε                | Porosität<br>porosity  | —                                |
| η                | Fluidzähigkeit<br>fluid viscosity  | N/sec · m <sup>2</sup>           |
| K                | Konzentrationsparameter<br>parameter of concentration                      | —                                |
| ρ <sub>F</sub>   | Feststoffdichte<br>solids density  | kg/dm <sup>3</sup>               |

|      |                                 |
|------|---------------------------------|
| C    | Filter-Kuchen<br>filter cake    |
| F    | Feststoff<br>solids             |
| g    | Gas                             |
| kor. | korrigiert<br>corrected         |
| L    | Liquid<br>liquid                |
| M    | Filter-Medium<br>filter medium  |
| max  | maximal<br>maximum              |
| min  | minimal<br>minimum              |
| r    | remanent<br>remanent            |
| Vak  | Vakuum<br>vacuum                |
| 1    | Kuchenbildung<br>cake formation |
| 2    | Entfeuchtung<br>dewatering      |

Schrifttum — References

- 1) **Bethe, W. P.:** Künftige Anforderungen an die Steinkohlenaufbereitung durch Rohkohlen- und Marktentwicklung. Glückauf 1980, S. 1117—1123.
- 2) **Houot, R.:** Beneficiation of iron ore by flotation — Review of industrial and potential applications. Int. J. Miner. Process, 10 (1983), S. 183—204.
- 3) **Mehrhoff, F. W., und Lüdke, H.:** Optimierung der Eigenschaften der feinkörnigen Aufbereitungserzeugnisse. Teilvorhaben: Pneumatische Flotation. Bergbau-Forschung GmbH, 1980.
- 4) **Müller, D., und Padberg, W.:** Ermittlung der optimalen unteren Trennkorngröße und Trennung im Feinstkornbereich der Steinkohle zur Verbesserung von Sortierung und Entwässerung. Projekt Nr. 2-594 202 SBW TP3, Bergbau-Forschung GmbH, 1982.
- 5) **Kubitza, K. H., und Lüdke, H.:** Optimierung der Eigenschaften der feinstkörnigen Aufbereitungserzeugnisse. Teilvorhaben: Verbesserung der Vakuumfiltrierung. Bergbau-Forschung GmbH, 1975.
- 6) **Batel, W.:** Menge und Verhalten der Zwischenraumflüssigkeit in körnigen Stoffen. Chem. Ing. Techn. 33 (1961) 8, S. 541—547.
- 7) **Stahl, W., Bott, R., und Anlauf, H.:** Druckfiltration von Eisenerztrüben. Aufbereitungs-Technik 24 (1983) 5, S. 243—251.
- 8) **Bott, R., und Stahl, W.:** Improvement of the residual moisture content by hyperbar vacuumfiltration. Preprints zum Symposium "Solids/Liquids-Separation and the Influence of New Techniques", Leeds, England, April 1984.
- 9) **Stahl, W., Anlauf, H., und Bott, R.:** Entwässerung von Erzkonzentraten — Wege zur weiteren Restfeuchteverminderung. Erzmetall 36 (1983) 6, S. 266—270.
- 10) **Legner, K., und Schwerdtfeger, J.:** Entwässerung feinsten Kohleschlämme auf einem Trommelfilter mit Bandabnahme. Glückauf 119 (1983) 5, S. 237—239.
- 11) **Schubert, H.:** Kapillarität in porösen Feststoffsystemen. Springer Verlag Berlin, Heidelberg, New York, 1982.
- 12) **Kubitza, K. H.:** Der Entwässerungserfolg bei der Filterung von Steinkohlenschlämmen in Abhängigkeit von der wirk-samen Druckdifferenz. Glückauf 98 (1962), S. 832—841.
- 13) **Reuter, J.:** Verbesserungsmöglichkeiten bei der Entwässerung von Steinkohlenschlämmen. Chem.-Ing.-Techn. 35 (1963), S. 725—729.
- 14) **Lemke, K.:** Entwässerung von Steinkohlenschlämmen auf einem Druckfilter, Bauart Fest, mit Hilfe von Dampf. Glückauf 99 (1963), S. 1380—1387.