

Druckfiltration von Eisenerztrüben Nur zum persönlichen Gebrauch Vom Verfasser überreicht

Pressure filtration of iron ore slurries

Filtration à pression de pulpes de minerais de fer

Filtración a presión de pulpas de minerales de hierro

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

Zusammenfassung

Der steigende Feinstkornanteil in der Aufbereitungsindustrie bereitet bei der Fest-Flüssig-Trennung durch kontinuierliche Filtration zunehmend Schwierigkeiten. Das bei der konventionellen Vakuumfiltration begrenzte Druckpotential ergibt ungenügende Restfeuchten. Die kontinuierliche Druckfiltration bzw. die kombinierte Druck/Vakuumfiltration (hyperbare Vakuumfiltration) ermöglicht bei frei wählbaren Druckniveaus sowohl signifikante Restfeuchteverbesserungen des Filterkuchens als auch gleichzeitige Durchsatzsteigerungen. Die derart verbesserte Restfeuchte kann den häufig in einem Anlagenschema nachgeschalteten Verfahrensschritt „Trocknung“ überflüssig machen. In einem Versuchsprogramm mit einem fein aufgemahlene Eisenerz wird das Filtrationsverhalten bei Druckfiltration untersucht und seine wirtschaftliche Bedeutung herausgestellt.

Résumé

Du pourcentage toujours accru de grains très fins dans l'industrie de préparation il résulte que la séparation solides-liquides à l'aide de la filtration continue est chaque fois plus difficile. Le potentiel de pression, limitée dans le cas de la filtration à vide conventionnelle, donne des résultats insuffisants quant à l'humidité résiduelle. La filtration à pression continue ou la filtration combinée pression/vide (filtration à vide hyperbar) permet d'obtenir non seulement une amélioration significative de l'humidité résiduelle du tourteau, mais également une augmentation simultanée du débit, les niveaux de pression pouvant être élus librement. Avec une humidité résiduelle améliorée de cette manière, on peut renoncer bien souvent à l'étape de "séchage" placée en aval dans le schéma de l'installation. Au cours d'un programme d'essais, relatif à la filtration à pression, les auteurs étudient le comportement à la filtration d'un minerai de fer broyé fin, tout en soulignant l'importance économique de cette méthode de séparation.

Resumen

El creciente porcentaje de granos finísimos en la industria de preparación hace que la separación sólidos-líquidos por medio de la filtración continua resulte cada vez más difícil.

Summary

The increasing amount of fines in the beneficiation industrie gives a lot of difficulties in the solid-liquid-separation using continuous filtration methods. The limited pressure potential of the conventional vacuum filtration results insufficient moisture contents. The continuous pressure filtration i. e. the combined pressure/vacuum filtration (hyperbar vacuum filtration) makes it possible to reach at any pressure level substantial moisture content reductions of the filter cake. Higher throughputs are simultaneously attained. The reduced moisture content may allow to eliminate the complete succeeding drying equipment often otherwise needed in the flow scheme of a beneficiation plan. In a research program using the pressure filtration the filtration behaviour of a very fine grinded iron ore is investigated. The economic importance of the new solid-liquid-separation method is pointed out.

The continuous vacuum filtration is the solid liquid separation process that is nowadays most frequently used in the beneficiation industry all over the world. The sufficient mechanical dewatering of very fine disperse filter cakes represents a problem of great importance¹⁾. Different technological requirements, such as better recovery ratios or the elimination of vitiating elements or the increasing environment requirements yield that an ever increasing amount of disseminated ores must be ground to more and more fine grain size²⁾.

The vacuum filtration no longer meets the present and future technological requirements. The moisture content of the filter cake is too high. Their thermal secondary drying is too expensive (coal, ores) and may bring about undesirable material changes and their filter cake conditioning with waterbinding substances for dumping purposes is too costly.

To discern more efficient filtration solutions, it is first necessary to have a better insight into the filter cake dewatering process.

The cake formation rate \dot{m}_s and the cake thickness h_K for a continuously operating rotary filter are defined, with neglecting various influencing factors, by the following two equations that can be derived from the simple law of Darcy:

El potencial de presión, limitado en el caso de la filtración al vacío convencional, da unas humedades residuales demasiado altas. La filtración a presión continua o la filtración combinada presión/vacío (filtración al vacío hiperbaria) permite conseguir no solamente una mejora significativa de la humedad residual de la torta, sino también un aumento simultáneo del rendimiento, pudiéndose elegir libremente los niveles de presión. Con una humedad residual mejorada de esta manera, se puede prescindir muchas veces de la etapa de "secado" que suele seguir a la de filtración en el esquema de la instalación. En un programa de ensayos, referente a la filtración a presión, se estudia el comportamiento de un mineral de hierro finamente molido, poniéndose de relieve la importancia económica de este método de separación.

Druckfiltration von Eisenerztrüben

Die kontinuierliche Vakuumfiltration ist heute weltweit das in der Aufbereitungsindustrie am häufigsten eingesetzte Verfahren zur Fest-Flüssig-Trennung von Massenprodukten. Die genügende mechanische Entfeuchtung fein- und feinstdisperser Filterkuchen, wie sie gerade in diesem Industriebereich in großen Mengen anfallen, stellt ein Problem von eminenter Bedeutung dar¹⁾. Verschiedene verfahrenstechnische Forderungen, wie bessere Ausbringungsgrade bei immer stärker verwachsenen Rohstoffen, die Eliminierung störender und toxischer Begleitelemente oder gestiegene Umweltschutzforderungen, führen zu immer feineren Aufmahlungen und einem Anfall großer Feingutmengen²⁾.

Die Vakuumfiltration wird heutigen und zukünftigen verfahrenstechnischen Forderungen oft nicht mehr gerecht. Die Feuchten der Filterkuchen sind zu hoch. Ihre thermische Nachd Trocknung kostet zu viel Geld (Kohle, Erze) und bringt u. U. unerwünschte stoffliche Veränderungen mit sich, ihre Konditionierung mit wasserbindenden Stoffen im Fall der Deponie ist zu aufwendig.

Um effektivere Filtrationslösungen zu erkennen, ist zunächst ein besseres Verständnis des Vorgangs bei der Entfeuchtung von Filterkuchen erforderlich.

Die Kuchenbildungsrate \dot{m}_s und die Kuchenhöhe h_K werden bei einem kontinuierlich arbeitenden Drehfilter unter Vernachlässigung verschiedener Einflüsse durch folgende beiden Gleichungen beschrieben, die sich aus dem einfachen Gesetz von Darcy herleiten lassen:

$$\dot{m}_s = A (1 - \varepsilon) \rho_s \sqrt{\frac{2}{\eta R_c}} \sqrt{\alpha} \sqrt{\Delta p} \sqrt{\frac{\alpha_1}{360}} \sqrt{60} \sqrt{n}$$

Filterfläche
 Kuchenporosität
 Feststoffdichte
 Zähigkeit der Flüssigkeit
 spez. Kuchenwiderstand
 Suspensionskonzentration
 Druckdifferenz
 α_1 Kuchenbildungswinkel
 Filterdrehzahl

Analog wird die Dicke des Kuchens beschrieben:

$$h_K = \sqrt{\frac{2}{\eta R_c}} \sqrt{\alpha} \sqrt{\Delta p} \sqrt{\frac{\alpha_1}{360}} \sqrt{\frac{60}{n}}$$

Wir sehen also, daß, abgesehen von den als unveränderlich anzusehenden Produktwerten, durch Veränderung der Drehzahl, des Kuchenbildungswinkels, d. h. der Eintauchtiefe, und der an der Zelle wirksamen Druckdifferenz die spezifische Durchsatzmenge jeweils allerdings nur in der Wurzelabhängigkeit geändert werden kann.

$$\dot{m}_s = A (1 - \varepsilon) \rho_s \sqrt{\frac{2}{\eta R_c}} \sqrt{\alpha} \sqrt{\Delta p} \sqrt{\frac{\alpha_1}{360}} \sqrt{60} \sqrt{n}$$

Filter area
 Cake porosity
 Solids density
 Viscosity of liquid
 Specific cake resistance
 Suspension concentration
 Pressure difference
 Cake formation angle
 Filter speed

The cake thickness is defined analogously:

$$h_K = \sqrt{\frac{2}{\eta R_c}} \sqrt{\alpha} \sqrt{\Delta p} \sqrt{\frac{\alpha_1}{360}} \sqrt{\frac{60}{n}}$$

As can be seen, apart from the product values to be considered as invariable, the specific throughput can, exclusively in its root dependence, be changed by variation of speed, cake formation angle, i.e. immersion depth ET and pressure difference being efficient at the cell. The possible throughput increase is not only limited by the pressure difference for vacuum operation but also by the cake thickness diminishing with rising speed. Under a minimum thickness, the cake can no longer be removed from the cloth.

If the proved filtration processes for dewatering mass products should be retained and nevertheless substantial moisture content reductions are to obtain, the application of overpressures i.e. the superposition of the vacuum filtration with overpressures (hyperbar vacuum filtration) seems to be successful. In the case of hyperbar vacuum filtration it is possible to have recourse to the sound functional design of all conventional vacuum filter designs (drum-, disc-, beltfilter). These vacuum filter types are working in a pressurized room, so that both pressure potentials (under- and overpressure) are able to dewater simultaneously the filter cake. Now the following questions of the cake dewatering are to be answered:

How can the moisture content of a filter cake be further reduced by a downdraft or updraft air flow? Is it advisable to apply suction during a longer time for vacuum filtration or has the efficient pressure difference to be raised? Which is the ratio of expenses to the results obtained, if a greater air volume is blown through the filter cake and the residual moisture content is thus diminished?

To reply to these questions, a laboratory-type filter was installed as shown in Fig. 1.

The main item of the pilot plant is a laboratory-type filter of 20 cm² filter area. In this plant, filter cakes of about 4–25 mm cake thickness can be formed. The equipment is designed for overpressures of up to 4 bar. The blowing air from the compressor is adjusted by a reducing valve to the desired dewatering pressure and passes through a flowmeter to the laboratory-type filter. In combination with compressed air, but also without additional overpressure, it is possible to produce underpressure behind the filter medium through a water ring pump. Consequently, pressure, vacuum and hyperbar vacuum filtration can be realized. The displaced filtrate is recorded on an electronic weighing machine and its quantity is plotted against the time on an x-t-recorder.

The typical result diagramm of the bench scale test is shown in Fig. 2.

On the middle diagram the residual moisture content is represented as a function of the dewatering time. At the beginning of dewatering, the residual moisture content first decreases very abruptly. One can imagine this phenomenon as a shifting of the liquid quantity freely movable at the pressure difference applied. Only when this "liquid piston" has been forced through the cake, the first air passes through the cake pores.

Die Durchsatzsteigerungsmöglichkeit findet neben der Begrenzung der Druckdifferenz bei Vakuumbetrieb ihre Grenzen durch die mit zunehmender Drehzahl abnehmende Kuchen Dicke. Unterhalb einer minimalen Dicke kann dieser Kuchen nicht mehr vom Tuch abgenommen werden.

Will man die bewährten Filtrationsverfahren zur Entwässerung von Massengütern beibehalten und trotzdem signifikante Restfeuchteverbesserungen erzielen, scheint die Anwendung von Überdrücken bzw. Überlagerung der reinen Vakuumfiltration mit Überdrücken, die sog. hyperbare Vakuumfiltration, erfolgversprechend. Bei diesem letztgenannten Vorschlag der kombinierten Anwendung bleiben besonders die Vorteile der konstruktiv ausgereiften Vakuumfilter erhalten: Vakuumfilter bekannter Bauarten (Trommel-, Scheiben-, Bandfilter) werden bei mäßig erhöhten Drücken in einem Überdruckraum betrieben, so daß die beiden anwendbaren Druckpotentiale — Unter- und Überdruck — überlagert am Filterkuchen zur Entfeuchtung wirksam werden können.

Formulieren wir nun weiter die aktuellen Fragen bezüglich der Entfeuchtung:

Wie läßt sich die Feuchte in einem Filterkuchen durch Luftdurchsaugen oder -blasen weiter herabdrücken? Hat es Sinn, bei der Vakuumfiltration länger zu saugen, oder β die wirksame Druckdifferenz erhöht werden? Welches Verhältnis von Aufwand zu Nutzen ergibt sich, wenn mehr Luft durch den Filterkuchen hindurchgesetzt und dadurch die Restfeuchte gesenkt wird?

Um diese Fragen zu beantworten, wurde zunächst eine Filter-Nutschenapparatur aufgebaut, wie sie Bild 1 zeigt.

Kernstück dieser Versuchsapparatur ist eine Labordrucknutsche mit 20 cm² Filterfläche. In der Nutsche können Filterkuchen von ca. 4 mm bis 25 mm Kuchenhöhe gebildet werden. Die Apparatur ist für Überdrücke bis 4 bar ausgelegt. Die Blasluft wird, vom Kompressor kommend, mittels eines Reduzierventils auf den gewünschten Entfeuchtungsdruck eingestellt und gelangt über ein Durchflußmeßgerät in die Nutsche. In Kombination mit Druckluft, aber auch ohne zusätzlichen Überdruck kann über eine Wasserringpumpe auch Unterdruck hinter dem Filtermedium erzeugt werden. Es kann also Druck-, Vakuum- und hyperbare Vakuumfiltration realisiert werden. Das verdrängte Filtrat wird auf einer elektronischen Waage registriert und seine Menge über der Zeit auf einem x-t-Schreiber aufgezeichnet.

Die typischen Ergebnisdiagramme des Labortests zeigt Bild 2.

Im mittleren Diagramm ist die Restfeuchte als Funktion der Entfeuchtungszeit dargestellt. Die Restfeuchte sinkt zu Beginn der Entfeuchtung zunächst sehr steil ab. Man kann sich dies als ein Verschieben der beim angelegten Differenzdruck frei beweglichen Flüssigkeitsmenge im Filterkuchen vorstellen. Erst wenn dieser „flüssige Kolben“ durch den Kuchen hindurchgedrückt ist, tritt die erste Luft durch die entleerten Poren hindurch.

Im entsprechenden Luftdurchsatzdiagramm direkt darüber sieht man, daß der Luftvolumenstrom in dieser Phase steil ansteigt und sich bei längeren Blaszeiten einer Asymptote nähert. Damit verbunden ist eine zunächst noch stark, dann jedoch immer flacher fallende Restfeuchtekurve. Die unterste Kurve des Bildes stellt die zeitliche Integration des momentanen Gasdurchsatzes dar. Man erkennt, daß bei langen Blaszeiten der Luftverbrauch steil ansteigt, wohingegen die Restfeuchte fast nicht mehr abnimmt.

Derartige Versuche wurden zunächst für verschiedene Sorten von Eisenerz mit systematisch variierten Druckdifferenzen und Kuchenstärken durchgeführt.

Bild 3 zeigt ein typisches Nutzen/Aufwand-Diagramm in dreidimensionaler Darstellung. Im oberen Teil ist die

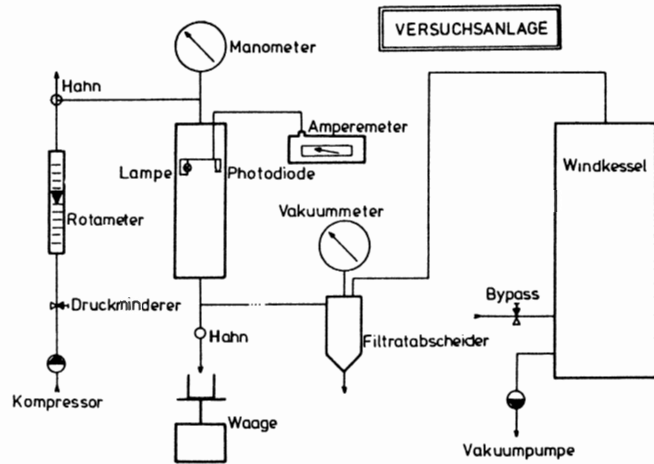


Bild 1: Schema der Labordrucknutschenapparatur

Schematic diagram of experimental apparatus (pressure filter cell)

As can be seen from the corresponding air flow rate diagram, the air flow rate now increases considerably and after a prolonged blowing time approaches an asymptote. In this connection, a first rapidly then more gradually declining residual moisture curve is obtained. The lower curve of the figure represents the temporal integration of the gas throughput. As can be seen, after long blowing times the air consumption progressively increases whereas the residual moisture content does almost not decrease.

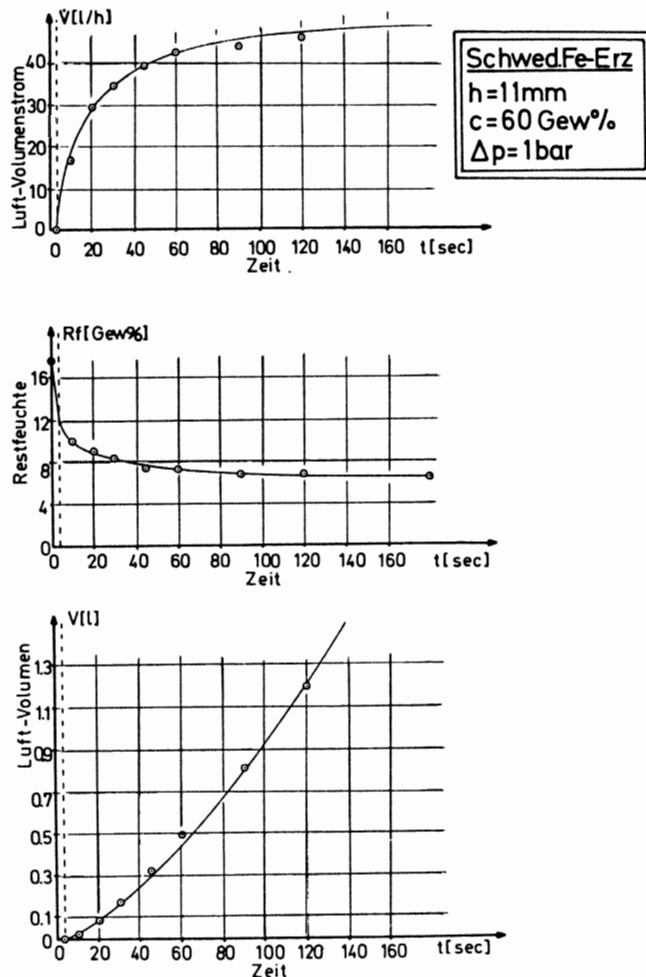


Bild 2: Typisches Ergebnisdiagramm eines Drucknutschenversuchs

Typical result diagram of the bench scale filter cell

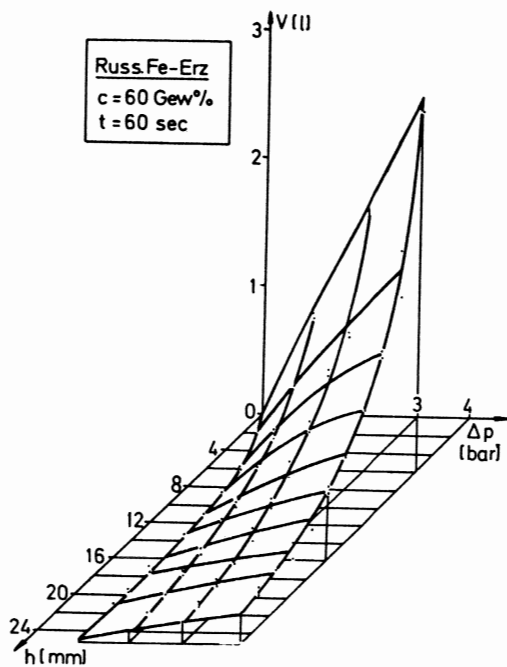
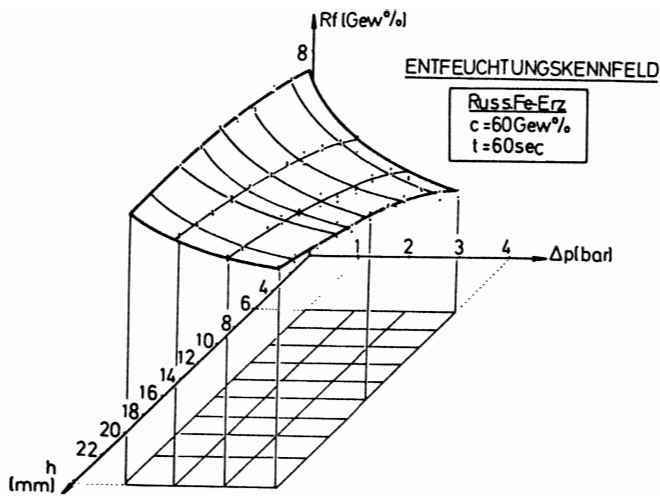


Bild 3: Entfeuchungskennfelder der Drucknutsche: RF (Δp , h_K) und V_g (Δp , h_K)

Characteristic dewatering fields of the filter cell

Restfeuchte, im unteren das integrale Luftvolumen jeweils als Funktion von wirksamer Druckdifferenz und Filterkuchenhöhe aufgezeichnet.

Man erkennt, daß die absolut niedrigsten Feuchten im Gebiet höchster Druckdifferenzen und niedrigster Kuchenstärken liegen, daß aber andererseits dabei auch die größten Gasmengen verbraucht werden.

Im Gebiet von Druckdifferenzen, die mäßig höher sind als das Vakuum, ist die relative Restfeuchteabsenkung am stärksten.

Die Nachprüfung mit mehreren Erzsorten ergab, daß besonders bei der Vakuumfiltration ($\Delta p = 0,8$ bar) sehr feiner Eisenerzsorten eine Druckerhöhung um 1 bar, als Überdruck aufgebracht, die wirkungsvollsten Ergebnisse erbrachte.

Aufbauend auf den Ergebnissen der Labornutschenapparatur und auf der Basis dieser Überlegungen wurde eine kontinuierlich arbeitende Pilotanlage projektiert, in der ein handelsübliches Vakuumtrommelfilter von $0,7 \text{ m}^2$ Filterfläche in einen Überdruckraum eingebaut wurde, siehe Bild 4 und Bild 5.

Such tests were first carried out for various iron ore types at systematically varied pressure differences and cake thicknesses.

Fig. 3 shows a typical result/expense diagram in three dimensional representation. In the upper part, the residual moisture content and in the lower part the integral air flow rate are plotted as a function of efficient pressure difference and filter cake thickness.

As can be seen, the absolutely lowest moisture contents are naturally in the zone of maximum pressure differences and minimum cake thicknesses, but on the other hand the maximum gas rates are consumed in this zone.

At pressure differences which are somewhat higher than the vacuum, the relative residual moisture decrease is the highest.

The reexamination with several ore types showed that during vacuum filtration ($\Delta p = 0.8$ bar) particularly in the case of very fine iron ore types, a pressure increase by 1 bar in the form of overpressure yielded the optimum results.

On the basis of the results obtained with the laboratory-type filter and in the light of these considerations, a pilot plant was designed in which a commercial vacuum drum-type filter of 0.7 m^2 filter area was installed in a pressurized room (Figs. 4 and 5).

The flow sheet is shown in Fig. 6.

The laboratory-type drum filter is located in a pressurized room being designed for an overpressure of up to 4 bar. The pressure vessel can be opened by loosening a flange

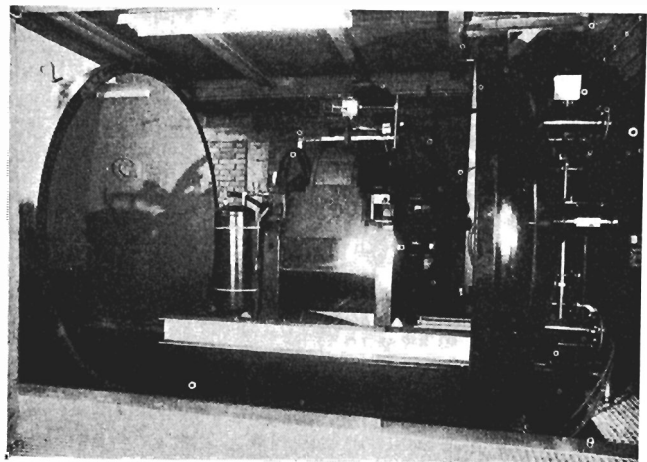


Bild 4: Pilotanlage zur Druck- und hyperbaren Vakuumfiltration: geöffneter Druckbehälter

The pilot plant for the pressure- and hyperbar vacuum filtration: total view of the opened pressure tank

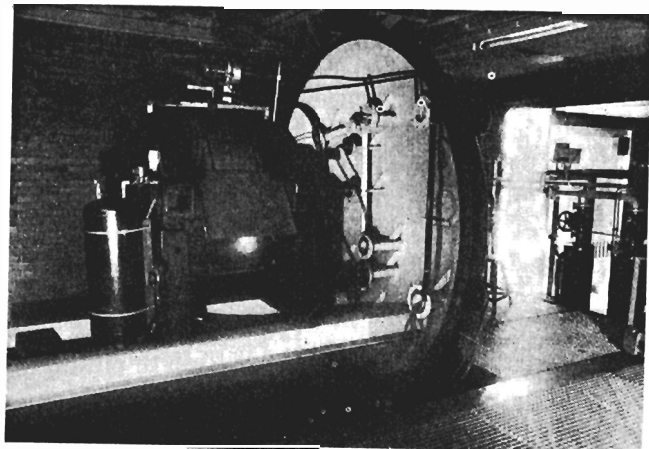


Bild 5: Pilotanlage zur Druck- und hyperbaren Vakuumfiltration: Blick auf das Trommelfilter

The pilot plant for the pressure- and hyperbar vacuum filtration: view of the rotary drum filter

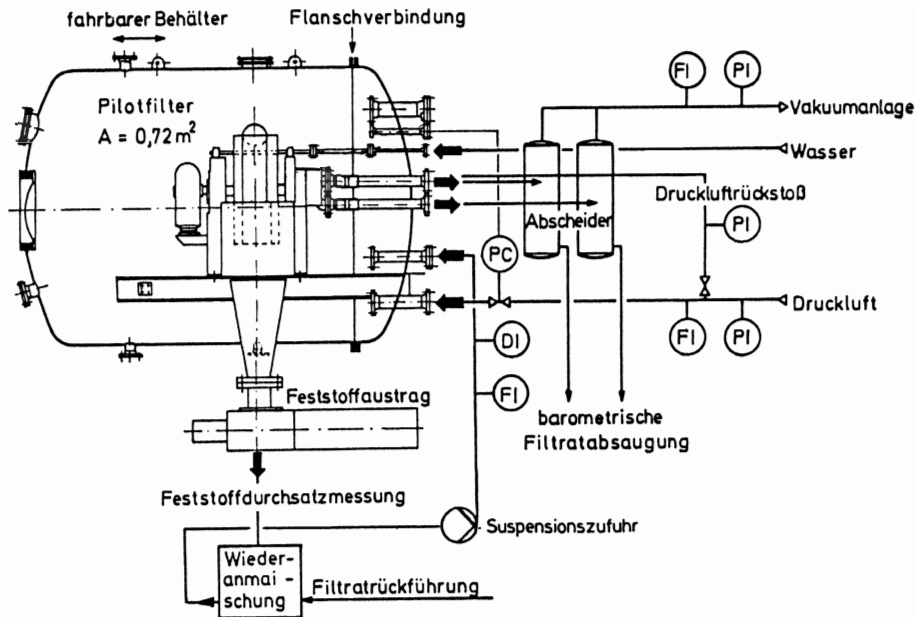


Bild 6: Schema der Versuchsanlage zur Druck- und hyperbaren Vakuumfiltration

Schematic diagram of the pilot plant for the pressure- and hyperbar vacuum filtration

Das Fließschema ist in Bild 6 dargestellt.

Das Versuchstrommelfilter ist in einem Druckraum untergebracht, der bis 4 bar Überdruck ausgelegt wurde. Der Druckbehälter kann über eine Flanschverbindung geöffnet und auseinandergefahren werden. Das Filter steht im Behälterinnern auf einer Konsole. So ist der Filterapparat für Umbauarbeiten wie Tuchwechsel, Steuerkopfveränderungen, Inspektionen und Meßarbeiten leicht zugänglich. Um die Menge des Untersuchungsgutes in einem versuchstechnisch sinnvollen Maße zu halten, wird die Versuchsanlage in Kreislauffahrweise betrieben (siehe auch Schema der Pilotanlage).

Die zu filtrierende Suspension wird außerhalb des Druckraumes in einem Rührbehälter bevorratet und von dort zum Filtertrog im Druckkessel gepumpt. Dabei werden radiometrisch die Dichte und induktiv der Durchfluß gemessen. Der anfiltrierte und entfeuchtete Filterkuchen wird nach der Kuchenabnahme über ein Austragsorgan (z. Zt. eine Zellenradschleuse) aus dem Druckraum ausgeschleust, nach Probenahme in den Rührbehältern transportiert und dort zusammen mit dem ebenfalls zurückgeführten Filtrat wieder angemaischt. Das Zweiphasengemisch aus Luft und Filtrat wird nach der Fest-Flüssig-Trennung im Filter in den Abscheidern getrennt. Die Filtratabsaugung erfolgt über barometrische Rohre und einen barometrischen Fuß. Dort werden die Filtratströme gemessen, in einem Sammelbehälter aufgefangen und zum Wiederanrührbehälter zurückgepumpt.

Nach dem Filter entweicht die entspannte Luft über das Filtratrohrsystem und die Abscheider. Dabei wird der tatsächlich durch den Filterkuchen hindurchgesetzte Luftstrom gemessen und nach Druck- und Temperaturkorrektur in Normvolumen angegeben.

Bei reiner Druckfiltration wird die durch Kompressoren verdichtete Druckluft auf den gewünschten Filtrationsdruck eingestellt. Bei der reinen Vakuumfiltration wird der Unterdruck mit einer Wasserringpumpe erzeugt und über die Abscheider an das Filter angelegt. Bei der hyperbaren Vakuumfiltration schließlich werden Über- und Unterdruck gleichzeitig angelegt.

Die bisher damit durchgeführten Versuche beschäftigten sich im wesentlichen mit dem Filtrationsverhalten eines fein aufgemahlenden, brasilianischen, hämatitischen CVRD-

connection and be divided. Inside the vessel, the filter is placed on a bracket. In this way, the filter is easily accessible for modifications such as cloth exchange, control head variations, inspections and measurements. To limit the test material quantity to a technically reasonable extent, the pilot plant is operated according to the circulating method (see also scheme of pilot plant).

The suspension to be filtered is stored in an agitator tank arranged outside the pressurized room and is pumped from the agitator tank to the filter trough inside the pressure vessel. On this occasion, the density is measured radiometrically and the flow rate inductively. After cake removal, the filtered and dewatered filter cake is discharged through a discharging device (presently a star feeder) from the pressurized room, is transported after sampling to the agitator tank and is there repulped together with the recycled filtrate.

The two-phase mixture consisting of air and filtrate is discharged, after the solid-liquid separation in the filter, through the filtrate pipes into the separators where it is separated. The filtrate suction is accomplished through barometric pipes and a barometric leg where the filtrate flows are measured, gathered in a collecting tank and repumped to the repulping tank.

The air leaving the filter escapes through the filtrate piping system and separators. On this occasion, the air passing through the filter cake is measured and after pressure and temperature correction indicated in standard volumes.

In the case of a pure pressure filtration, the compressed air is adjusted to the desired filtration pressure, in the case of a pure vacuum filtration the underpressure is produced by a water ring pump and applied through the separators to the filter. In the event of the hyperbar vacuum filtration, the over- and underpressure are simultaneously applied.

Up to now, the experiments were especially carried out to investigate the filtration behaviour of a very fine grinded, Brazilian hematite CVRD-iron ore. The size distribution is indicated in Fig. 7.

The remarkable values are the following:

CVRD ore: 100% < 120 μm ,

50% < 27 μm ,

10% < 10 μm .

Specific surface $S_M = 1890 \text{ cm}^2/\text{g}$ (Blaine).

Eisenerzes. In Bild 7 ist die Korngrößenverteilung wiedergegeben. Markante Punkte daraus sind:

100% < 120 μm ; 50% < 27 μm ; 10% < 10 μm .

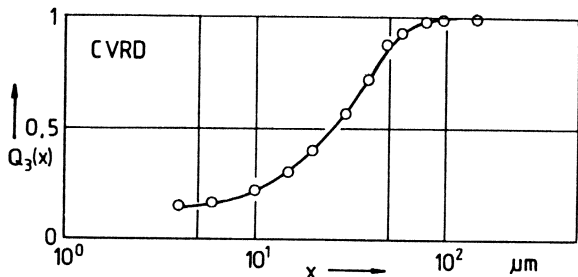


Bild 7: Korngrößenverteilung des untersuchten CVRD-Eisenerzes
The grain size distribution of the investigated CVRD-iron ore

Die spezifische Oberfläche S_M , nach Blaine ermittelt, liegt bei 1890 cm^2/g .

Die zusätzlich zum ständig konstanten Vakuum von $-0,8$ bar angelegten Überdrücke wurden frei gewählt und in Stufen von $+0,5$ bar gesteigert. Der Suspensionsfüllstand ET im Filtertrog wurde auf eine Eintauchtiefe der Filtertrommel von 30% konstant geregelt. Als wichtigste Größen wurden gemessen:

der Feststoffdurchsatz \dot{m}_s in $\text{t}/\text{m}^2 \text{ h}$,

— die Restfeuchte RF des ausgetragenen Feststoffs in Gewichtsprozent,

— der Gasdurchsatz \dot{V}_g durch den Filterkuchen in $\text{Nm}^3/\text{m}^2 \text{ h}$.

Aus diesen Werten wurden die wichtigsten Ergebnisdiagramme zusammengestellt:

Bild 8 zeigt die beiden Ergebniswerte Restfeuchte und Feststoffdurchsatz gegeneinander aufgetragen, wobei der Gesamtdifferenzdruck und die Trommeldrehzahl als Parameter erscheinen.

Die hyperbare Betriebsweise reduziert die Restfeuchte stufenweise, wobei gleichzeitig auch höhere Durchsätze erreicht werden. In Bild 9 ist die Verbesserung der Restfeuchte durch Drucksteigerung bei hyperbarer Vakuumfiltration gegenüber reiner Vakuumfiltration dargestellt.

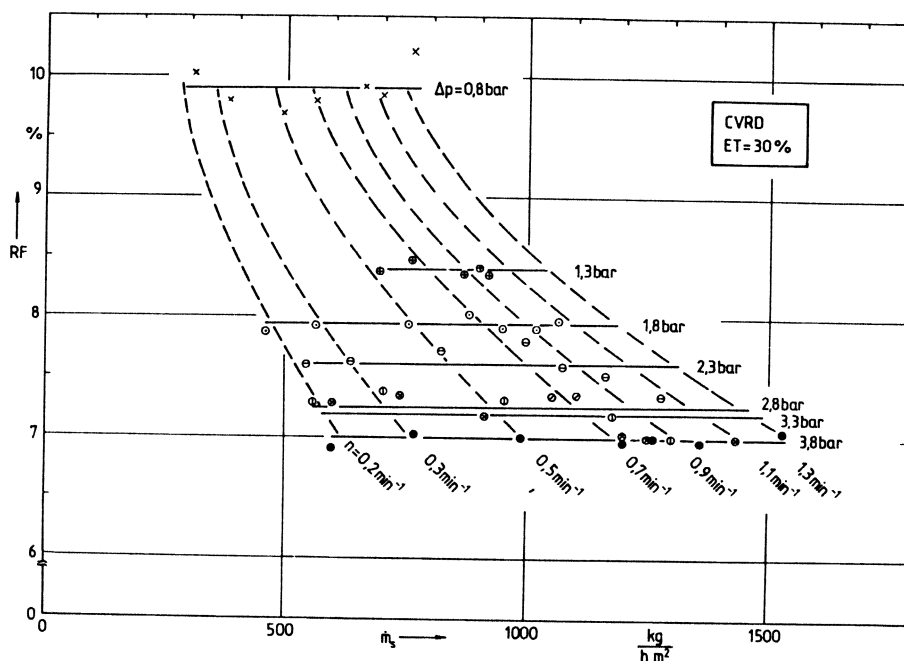


Bild 8: Ergebnisdiagramm: Restfeuchte RF aufgetragen über dem Feststoffdurchsatz \dot{m}_s für CVRD-Eisenerz

The overpressures additionally applied to the continuously constant vacuum of -0.8 bar were freely selected. The suspension level ET in the filter trough was constantly adjusted to a specific immersion depth of 30%. The following important values were measured:

— solids throughput \dot{m}_s in $\text{t}/\text{m}^2 \text{ h}$,

— residual moisture content mc of the discharged solids in % by weight,

— gas throughput \dot{V}_g through the filter cake in $\text{Nm}^3/\text{m}^2 \text{ h}$.

On the basis of these values, the principal result diagrams were prepared.

Fig. 8 shows the two results of residual moisture content and solids throughput plotted one above the other with the total differential pressure as parameter.

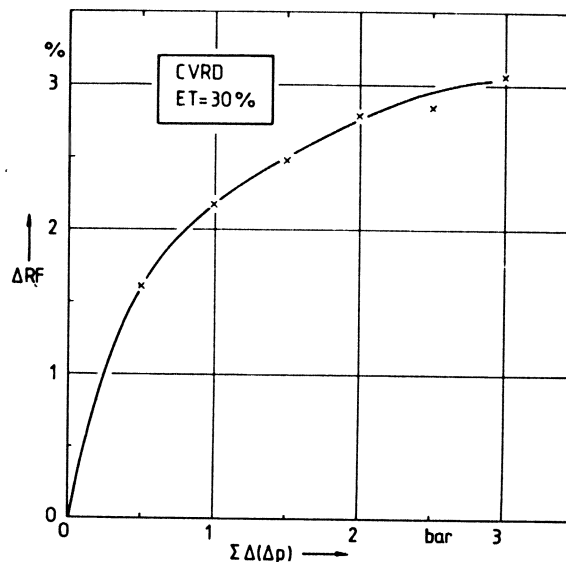


Bild 9: Verbesserung der Restfeuchte ΔRF gegenüber reiner Vakuumfiltration bei Überlagerung der Vakuumfiltration mit Überdrücken $\Delta(\Delta p)$

Reduction of the moisture content related to the moisture content of the vacuum filtration by simultaneous application of overpressures

Result diagram of the pilot plant: moisture content plotted against solids throughput, related to the CVRD-iron ore

Der Verlauf der Restfeuchtereduktion ist zunächst sehr steil und flacht dann stark ab. So bewirkt z. B. der Drucksprung von $-0,8$ bar bei Vakuumfiltration auf $\Delta p_{\text{hyp}} = 1,8$ bar eine Reduktion der Restfeuchte im Mittelwert um $2,2\%$, während der betragsgleiche Drucksprung von $2,8$ auf $3,8$ bar Gesamtdruckdifferenz die Restfeuchte nur noch unwesentlich um $0,28\%$ absenkt.

Diese erste Restfeuchteabsenkung von $10,2\%$ auf etwa 8% beim Übergang auf hyperbare Betriebsweise stellt im Fall der Eisenerzfiltration den entscheidenden Schritt dar, da bei dieser Restfeuchte der Feststoff i. a. ohne weitere Zuschlagstoffe pelletiert werden kann. Beim Drucksprung von $\Delta p = 0,8$ bar (Vakuum) auf $\Delta p_{\text{hyp}} = 1,8$ bar sind die mittleren Durchsätze von $500-600 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$ auf $800-1000 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$ angewachsen, was einer Einsparung von ca. 40% Filterfläche entsprechen kann.

Beachtenswert ist bei der Darstellung in Bild 8 der horizontale Verlauf der Restfeuchte über der Drehzahl. Dies bedeutet, daß die Restfeuchte hier nur eine Funktion der Druckdifferenz Δp ist, für größer werdende Drehzahlen jedoch konstant bleibt.

Dieses Ergebnis steht zunächst im Widerspruch zu den von den Autoren bei vielen Vakuumfiltrationsversuchen in der Praxis gemachten Beobachtungen, daß sich über der Drehzahl ein flaches Restfeuchteminimum ausbildet.

Zu höheren Druckdifferenzen scheint die Auswirkung der abnehmenden Kuchendicke auf die Restfeuchte durch die bei höheren Drehzahlen ebenfalls kleiner werdende Entfeuchtungszeit gerade kompensiert zu werden.

Die Restfeuchte-Durchsatz-Ergebnisse bei hyperbarer Fahrweise sind insgesamt sehr erfreulich; es ist jetzt aber auch der Energie-Aufwand zu berücksichtigen, der infolge der aus der Atmosphäre bis auf den Überdruckzustand zu verdichtenden Luft getrieben werden muß.

In the case of the hyperbar operating method, the residual moisture content is stepwise reduced with higher throughputs being simultaneously attained. Fig. 9 shows the improvement of the residual moisture content by pressure increase for hyperbar vacuum filtration as compared with pure vacuum filtration.

The residual moisture reduction curve is first very abrupt and then considerably diminishes. For instance, the pressure increase from $\Delta p_{\text{vac}} = 0.8$ bar to $\Delta p_{\text{hyp}} = 1.8$ bar brings about an average reduction of the residual moisture content of 2.2% whereas the pressure rise from 2.8 to 3.8 bar total pressure difference decreases the residual moisture content only insignificantly by 0.28% .

This first residual moisture content reduction from 10.2% to about 8% during the transition to hyperbar operation method is the decisive step in the case of iron ore filtration because at this residual moisture content the solids can be pelletized without further additives. At a pressure increase from $\Delta p_{\text{vac}} = 0.8$ bar to $\Delta p_{\text{hyp}} = 1.8$ bar, the average throughputs rose from $500-600 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$ to $800-1000 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$ which can correspond to a saving of abt. 40% filter area.

In Fig. 8 the horizontal curve of the residual moisture content in dependence on the speed is remarkable which means that in this case the residual moisture content is only a function of the pressure difference Δp and at higher speeds remains constant.

This result is first in contradiction to the observations made by the authors in many vacuum filtration tests namely that a flat residual moisture content minimum is formed in dependence on the speed.

It seems that at higher pressure differences the effect of the decreasing cake thickness at higher filter speed is just compensated by the likewise decreasing dewatering time.

The residual moisture content-throughput results obtained by adopting the hyperbar operating method are hence very favourable; on the other hand the energy-expenses are to be borne in mind which are required for the compression of atmospheric air to overpressure condition.

In the vacuum/pressure-filtration tests the air flow rates sucked through the filter cake in vacuum condition were first measured and then converted into standard volumes. In Fig. 10 the flow rate passed through the cake is plotted against the filter speed for various pressure differences.

As can be seen, the gas consumption values for a constant pressure difference rise in dependence on the speed which is to be attributed to the lower cake thickness and thus to the lower flow resistance. These values also rise in dependence on the differential pressure which is explainable in two ways: on one hand this is due to the increasing pressure difference and on the other to the greater flow sectional area of the more intensively dewatered cake.

However, the air consumption tendency dependent on the speed may be at the first glance misleading for the feasibility study. It must be considered that at a higher speed a greater quantity of cake is produced so that the parameter — gas consumption per cake throughput — is most expressive. This parameter is plotted against the filter speed in Fig. 11. As can be seen from the curves, minimum consumption values are reached when the speed is now increased.

From a multiplication of these gas consumption figures by the pertinent specific technical compression work results a comparison of the air compression energies for the operation of such filter plants with the machine efficiencies not yet being taken into account. The diagram in

Fig. 12 shows this value $\frac{W}{\dot{m}_s}$ plotted against the solids throughput \dot{m}_s . The diagram covers the whole range of vacuum filtration with $\Delta p = 0.8$ bar up to superimposed

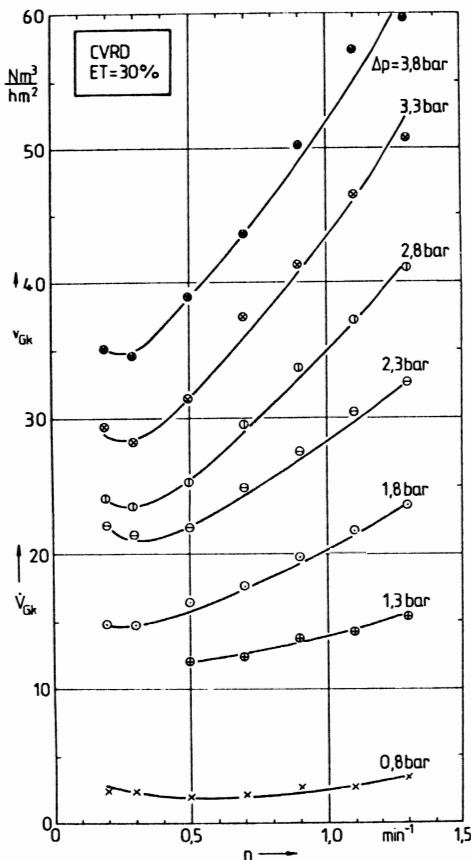


Bild 10: Diagramm: Gasdurchsatz $\dot{V}_{g,k}$ über der Filterdrehzahl n

Gas flow rate, sucked through the filter cake, plotted against the filter speed

Bei den Druck/Vakuum-Filtrationsversuchen wurden zunächst die im Vakuumzustand durch den Filterkuchen gesaugten Luftmengen gemessen und anschließend im Normvolumen umgerechnet. In Bild 10 ist dieser durch den Kuchen hindurchgesetzte Luftvolumenstrom für verschiedene Druckdifferenzen über der Filterdrehzahl aufgetragen.

Man sieht, daß die Gasverbräuche für konstante Druckdifferenz über der Drehzahl ansteigen. Dies ist auf den dünner werdenden Kuchen und somit auf den geringeren Durchströmungswiderstand zurückzuführen. Natürlich steigen die Werte auch über dem Differenzdruck stark an, was in doppelter Weise erklärbar ist: Zum einen liegt dies an der höheren treibenden Druckdifferenz und zum anderen an dem „offeneren Durchströmungs-Querschnitt“ des weitgehend entfeuchteten Kuchens.

Die über der Drehzahl steigende Tendenz im Luftverbrauch kann jedoch auf den ersten Blick bei der Wirtschaftlichkeitsbetrachtung irreführend sein. Es muß beachtet werden, daß bei höheren Drehzahlen gleichzeitig mehr Filterkuchen produziert wird (s. o.), so daß der Kenngröße — Gasverbrauch pro produzierter Kuchenmenge — hier die eigentliche Aussagekraft zukommt. Diese Kenngröße ist in Bild 11 über der Filterdrehzahl aufgetragen. Wie aus den Kurvenverläufen zu ersehen ist, ergeben sich nun bei Steigerung der Drehzahl Luftverbrauchsminima.

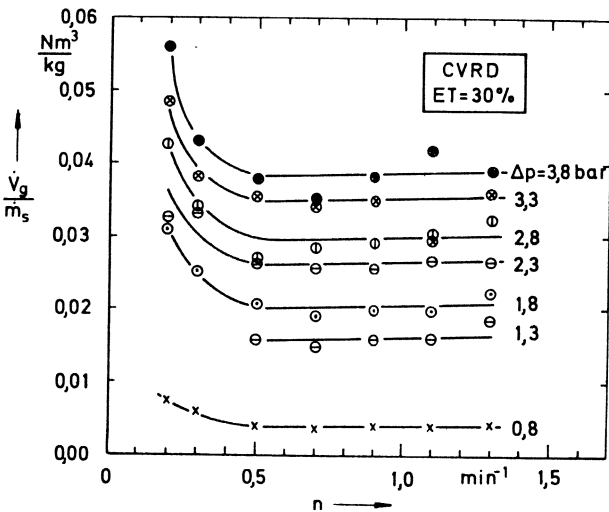


Bild 11: Diagramm: Gasdurchsatz pro Feststoffdurchsatz \dot{V}_g/\dot{m}_s der Filterdrehzahl n aufgetragen

Gas throughput related to the solids throughput plotted against the filter speed

Multipliziert man jetzt noch diese Gasverbräuche mit den jeweiligen spezifischen technischen Verdichtungsarbeiten, so erhält man bei noch nicht berücksichtigten Maschinenwirkungsgraden zur Erzeugung der unterschiedlichen Luftzustände einen Vergleich der Luftverdichtungsenergien für den Betrieb solcher Filteranlagen. Das Diagramm in Bild 12 deckt den gesamten Bereich von der Vakuumfiltration mit $\Delta p = 0,8$ bar bis hin zu überlagerten Überdrücken von 3 bar ab. Auch diese Kurven haben Minima, deren Lage mit steigendem Druck ins Gebiet größerer Feststoffdurchsätze wandert.

Das Bild 13 stellt alle bisherigen Ergebnisse zusammen. In das schon bekannte Restfeuchte-Durchsatzdiagramm ist über die jeweilige Basislinie die Höhe der adiabaten (theoretischen) Verdichtungsleistung aufgetragen. Die senkrecht zur $RF-\dot{m}_s$ -Ebene einzutragende Verdichtungsleistung ist wie eine umgekippte Kulisse in die Ebene gezeichnet.

overpressures of 3 bar. Also these curves show minimum values whose position shifts with increasing pressure to the zone of higher solids throughputs.

Fig. 13 summarizes all previous results. The extent of the adiabatic (theoretical) compression power is plotted on the relevant basis line in the already known residual moisture content-throughput diagram. The compression power to be plotted vertically to the $mc-\dot{m}_s$ -level is shown in the plane as an overturned coulisse.

The real compression capacities are obtained by dividing these theoretical compression capacities by the total efficiency of the compressors used. In this case, an unfavourable relation results from the fact that the water ring pumps used for the vacuum production have a particularly low efficiency of abt. 0.30 whereas the turbocompressors utilized for overpressure production have a better efficiency of around 0.75.

In the case of the hyperbar vacuum filtration at $\Delta p = 1.8$ bar the real energy consumption for vacuum production is abt. 2.5 kWh/t and that for compressed air production is abt. 0.54 kWh/t.

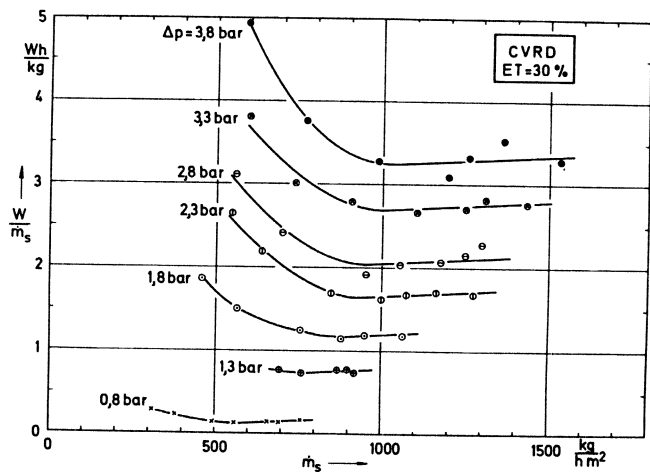


Bild 12: Diagramm: Gasverdichtungsarbeit pro Feststoffdurchsatz W/\dot{m}_s aufgetragen über Feststoffdurchsatz

Work for gas compressing related to the solids throughput plotted against the solids throughput

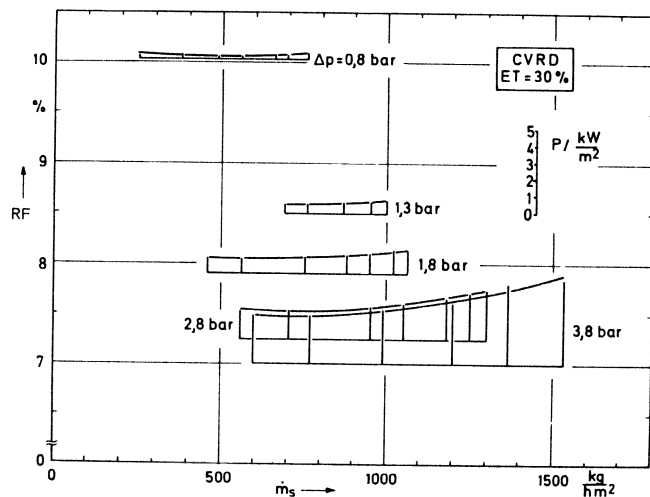


Bild 13: Ergebnisdiagramm Nutzen/Aufwand: Gasverdichtungsleistung — Restfeuchte RF — Feststoffdurchsatz \dot{m}_s

Compounded result diagram of hyperbar vacuum filtration: moisture content plotted against the solids throughput with superposed work for gas compressing

Die wirklichen Verdichtungsleistungen erhält man, indem man diese theoretischen Verdichtungsleistungen durch den Gesamtwirkungsgrad der verwendeten Luftverdichter dividiert. Hier ergibt sich eine gewisse Verzerrung durch die Tatsache, daß die für die Vakuumherzeugung verwendeten Wasserringpumpen einen besonders niedrigen Wirkungsgrad von nur etwa 0,30 haben, wogegen die zur Überdruckerzeugung häufig eingesetzten Turbokompressoren einen besseren Wirkungsgrad von etwa 0,75 aufweisen.

Für den Fall der hyperbaren Vakuumfiltration mit $\Delta p = 1,8$ bar liegen die wirklichen Energiemengen zur Vakuumherzeugung bei etwa 2,5 kWh/t, die zur Druckluftherzeugung bei etwa 0,54 kWh/t.

Der benötigten Mehrleistung für den Kompressorbetrieb von ca. 0,5 kWh/t steht damit eine Einsparung an Verdampfungskosten für 24 kg Wasser/t Feststoff (Restfeuchtereduktion) gegenüber.

Es kann jetzt auch die Frage beantwortet werden, inwieweit es sinnvoll erscheint, die Druck- bzw. hyperbare Vakuumfiltration einzusetzen, um niedrige Restfeuchten zu erhalten.

Das Diagramm in Bild 14 zeigt für die Stelle des jeweiligen Minimums der durchsatzspezifischen Verdichtungsarbeit (Bild 12) den Zusammenhang zwischen dem Mehrverbrauch an Verdichtungsarbeit W_{mech}/m_s und der Restfeuchteverbesserung. Der Nullpunkt ist dabei der heutige Stand der Technik der üblichen Vakuumfiltration bei $\Delta p = 0,8$ bar.

Im gleichen Diagramm ist der Verlauf des thermischen Energiebedarfs W_{therm}/m_s eingezeichnet, der aufgebracht werden muß, wenn der Filterkuchen, ausgehend von $RF = 10\%$, auf dieselben Feuchten als gesamter Massenstrom getrocknet wird. Die rechte Ordinate zeigt die dazugehörige Skala. Wie man sieht, ist selbst im mechanisch aufwendigsten Fall bei $\Delta p = 3,8$ bar der thermische Energiebedarf um mehr als das Siebenfache größer als die Energie zur Verdichtung der Luft.

Der Restfeuchtepunkt, in dem sich beide Kurven schneiden, kann nur durch Extrapolation der steil ansteigenden W_{mech}/m_s -Kurve ermittelt werden; er liegt jedoch sicher außerhalb des technisch realisierbaren Bereiches.

Multipliziert man die beiden Energiewerte der Ordinaten mit den spezifischen Energiekosten auf der Basis elektrischer Energie bzw. Heizöl, so ergibt sich, bezogen auf europäische Verhältnisse, beim untersuchten Erz ein Aufwand von ca. 0,98 DM/t bei mechanischer Entfeuchtung gegenüber 3,14 DM/t bei thermischer Entfeuchtung für eine geforderte Restfeuchte von 7%.

Die bedeutende Restfeuchteverbesserung bei der Filtration von Eisenerz durch Druck- bzw. hyperbare Vakuumfiltration macht es möglich, daß ein gesamter nachfolgender Verfahrensschritt, nämlich die Trocknungsanlage, entfallen kann.

Es muß dabei jedoch berücksichtigt werden, daß wegen der druckfesten Anlagenausführung die apparativen Kosten steigen. Ein wesentlicher Punkt stellt auch die Ausschleusung des feuchten Schüttgutes „Filterkuchen“ dar. Für diese Aufgabe werden inzwischen jedoch zuverlässige Lösungen angeboten. Zudem sind weitere neuere Entwicklungen speziell für diesen Einsatzfall in der Bearbeitung.

Schrifttum — References

- 1) Somasundaran, P.: Processing of mineral fines. Eng. & Min. J. 12, 1979, S. 64—68.
- 2) Leininger, D., Erdmann, W., und Köhling, R.: Neuere Entwicklungen bei der Entwässerung fein- und feinstkörniger Steinkohlen. Erzmetall 34 (1981) Nr. 6, 334—343.

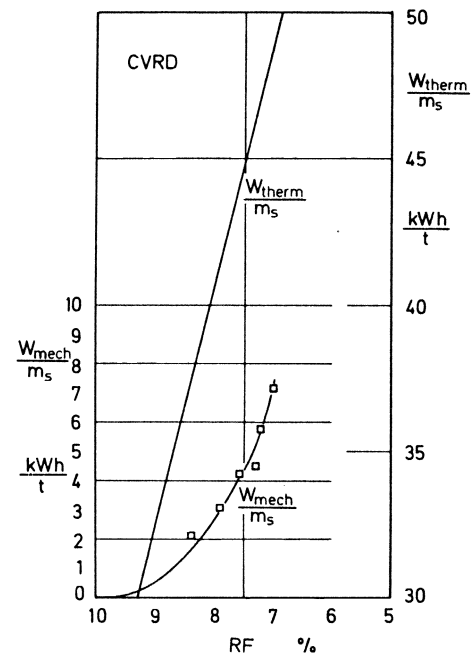


Bild 14: Vergleich des thermischen und mechanischen Energieaufwandes zur weiteren Restfeuchteabsenkung, bezogen auf das Ergebnis der reinen Vakuumfiltration

Comparison of the thermal and mechanical energy consumption for a further reduction of moisture content based on the results of the vacuum filtration

The additional energy consumption required for the compressor is abt. 0.5 kWh/t against a saving of evaporation costs of 24 kg water/t solids (moisture content reduction).

Now the question can be answered to which extent it is advisable to use the pressure or hyperbar vacuum filtration to obtain low residual moisture contents.

The diagram (Fig. 14) shows the relation between the additional expenses required for compression energy W_{mech}/m_s and the saving in residual moisture for the place of the pertinent minimum of throughput-specific compression energy (Fig. 12). The zero point is appropriate to the case of the usual vacuum filtration ($\Delta p = 0.8$ bar) which corresponds to today's technology.

The same diagram shows the curve of the thermal energy consumption W_{therm}/m_s which is needed if the filter cake starting from $mc = 10\%$ is dried as a whole mass flow to the same moisture content. The right and ordinate represents the relevant scale. As can be seen, the thermal energy consumption is by more than seven times greater than the energy required for air compression even in the case of the highest mechanical forces at $\Delta p = 3.8$ bar.

The residual moisture value at which both curves intersect can only be determined by extrapolation of the steeply rising W_{mech}/m_s -curve; however, this point is securely outside the technically realizable range.

From a multiplication of the two energy values of the ordinates by the specific energy cost based on electric energy or fuel oil results on expenditure of approx. 0.98 DM/t tested ore for mechanical dewatering against 3.14 DM/t tested ore for thermal dewatering at a demanded residual moisture content of 7% on the basis of European conditions.

The considerable moisture content reduction as a result of the pressure filtration i.e. the hyperbar vacuum filtration of iron ore permits, that a complete succeeding unit operation, that means the drying equipment otherwise needed, can be omitted. It must not be concealed that a certain expenditure is required for the pressure resistant design of the process chamber including discharging device for the moist bulk material "filter cake". For this discharging device meanwhile reliable apparatus are offered. Moreover new projects for this job will be developed.