

Zur mechanischen Entfeuchtung von Stärkesuspensionen

Mechanical dewatering of starch suspensions

A. Karolis und W. Stahl, Karlsruhe

Aus den Untersuchungen geht hervor, daß der Einsatz von Dekantierzentrifugen heutiger Bauart zur kontinuierlichen Entfeuchtung von Stärkesuspensionen nicht zweckmäßig erscheint. Bechertests haben gezeigt, daß zum Erreichen von Restfeuchten unter 40 Gew. % hohe Zentrifugalkräfte verbunden mit langen Verweilzeiten notwendig sind. Beide Forderungen zugleich sind aber bei dem heutigen Entwicklungsstand des Dekanters nicht zu realisieren. Die alternative Möglichkeit der Entfeuchtung mittels Druckfiltration, die auch vollkontinuierlich betrieben werden kann, hat gezeigt, daß etwa die gleichen Restfeuchten erreicht werden können, wie sie heutzutage mit den Schälzentrifugen erzielt werden. Es ist anhand von Wirtschaftlichkeitsberechnungen festzustellen, bei welchen Entfeuchtungsverfahren bzw. Prozeßbedingungen am kostengünstigsten gearbeitet wird.

1 Problematik

Bei der Gewinnung von nativer Stärke werden die Rohstoffe (Mais, Weizen, Kartoffel usw.) im Naßverfahren so aufgeschlossen, daß eine – soweit wie technisch möglich und sinnvoll – reine Stärkesuspension von den übrigen Feststoffbestandteilen getrennt vorliegt. Zur Überführung der enthaltenen Stärke in die Pulverform ist eine Entfernung des Suspensionswassers und eine nachfolgende Trocknung der Stärke nötig. Um Energie einzusparen, wird angestrebt, das Suspensionswasser möglichst weitgehend auf mechanischem Wege abzuscheiden.

Aufgabe unserer Forschungsarbeiten war es, durch erste grundlegende Untersuchungen einen Beitrag zu Entscheidungshilfen für die Auswahl geeigneter mechanischer Trennverfahren in diesem Herstellungsprozeß zu liefern.

Heute ist es üblich, eine solche wasserreiche Suspension zunächst in Verbindung mit Waschprozessen im Stärkegehalt so zu konzentrieren, daß die Suspension noch genügend pumpfähig bleibt. Der hierfür erforderliche Wasch- und Eindickprozeß wird oft mit Hilfe von Separatoren, Hydrozyklonen und neuerdings auch Dekantierzentrifugen durchgeführt. Die mechanische Restentfeuchtung als Vorstufe vor der thermischen Stromtrocknung erfolgt oft durch filtrierend arbeitende Schälzentrifugen und Vakuumfilter.

Folgende Verbesserungswünsche stellt die Stärkeindustrie an diese mechanische Restentfeuchtung:

- Niedrige Restfeuchte (Energieeinsparung)
- Kontinuierlicher Betrieb
- Optimale Waschung
- Keimfreiheit
- Lärminderung.

Im Hinblick auf diese Fragen fehlen umfassende, systematische Untersuchungen dahingehend, ob anstelle des bisherigen Prozesses alternative mechanische Verfahren der Flüssigkeitsabtrennung denkbar sind. Entsprechend dem heutigen Stand der mechanischen Fest-Flüssig-Trennung ist zu erwarten, daß mit Hilfe von Dekantierzentrifugen oder Druckfiltern die obigen Anforderungen erfüllt werden können. Zur Kennzeichnung der grundlegenden Unterschiede dieser beiden Entfeuchtungsverfahren bei Stärkesuspensionen wurden erste systematische Untersuchungen durchgeführt.

2 Stand der Technik

Nach den Wasch- und Eindickprozessen liegt der Wassergehalt der Stärkesuspension bei ca. 60 Gew. %. Da Stärke im suspendierten Zustand je nach Art relativ große Wassermengen am Korn bindet, ist der freie Wassergehalt (Suspendierflüssigkeitsmenge) kleiner als der Gesamtwassergehalt. Da ein mechanisches Entfeuchten grundsätzlich billiger ist als ein Verdampfen des Wassers, wird versucht, mit mechanischen Verfahren die Restfeuchte bzw. den freien Wassergehalt möglichst weitgehend herabzusetzen.

Bei der Maisstärke erfolgt die mechanische Entfeuchtung mittels der chargenweise arbeitenden Schälzentrifuge. Das Funktionsprinzip ist in Bild 1 dargestellt.

Die zu trennende Suspension (1) fließt der Zentrifugentrommel (5) durch das Füllrohr (2) zu. Unter Einwirkung der Zentrifugalkraft filtriert die Flüssigkeit (12) durch ein Filtergewebe (3). Sie wird entweder durch einen gelochten Mantel der Trommel (hier nicht dargestellt) oder durch die Filtratbohrung (4) der Siphontrommel in das Filtratgehäuse (13) oder die Ringtasse (14) der Siphontrommel abgeleitet und verläßt durch einen Filtratschacht oder das Flüssigkeitsschälrohr (15) die Maschine. Der Feststoff verbleibt auf dem Filtergewebe (3) in der Trommel und bildet eine gleichmä-

Investigations have shown that use of decanter centrifuges of current designs is not ideal for continuous dewatering of starch suspensions. Beaker tests have shown that to reach residual moisture contents below 40 % high centrifugal force combined with long residence times are necessary. Neither of these conditions can, however, be achieved at the current state of development of decanters. The alternative possibility of dewatering by pressure filtration, which may operate continuously, has shown that about the same residual moisture contents may be achieved as are currently achieved with blade-discharge centrifuges. Which method and process conditions may be most economically used must be determined on the basis of cost calculations.

1 Problems

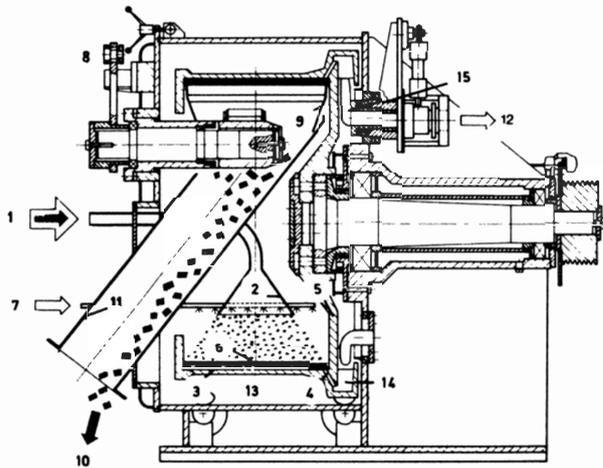
In recovery of native starch, the raw materials (maize, wheat, potatoes, etc.) are comminuted by a wet process so that, as far as is technically possible and necessary, a pure starch suspension separate from the other raw material constituents may be achieved.

To prepare powdered starch, it is necessary to remove the suspension water and finally dry the starch. To minimize energy consumption, the suspension water is eliminated as far as possible by mechanical means.

The aim of this study is to give, on the basis of fundamental studies, aid in selection of suitable mechanical separation methods for this process. Nowadays it is usual initially to concentrate such water-rich suspensions, in combination with washing processes, to such an extent that the suspension remains pumpable. The necessary washing and thickening process is commonly conducted with the aid of separators, hydrocyclones and, nowadays, also decanter centrifuges. Mechanical further dewatering, as a preliminary step before thermal drying, is often achieved by means of vacuum filters or filtering blade-discharge centrifuges. From the viewpoint of the starch industry, desirable improvements in these mechanical methods for elimination of residual water include:

- low residual moisture content (energy economy)
- continuous operation
- optimal washing
- freedom from microorganisms
- reduced noise level.

In the context of these requirements, there is a lack of comprehensive systematic studies on the possibility of use of other mechanical liquid separation processes in place of current methods. In accordance with the current state of mechanical liquid/solid separation, it might be expected that the above requirements could be met with the aid of decanter centrifuges or pressure filters. Systematic studies were conducted to characterize the differences between these two methods for dewatering of starch suspensions.



1. Funktionsprinzip einer Schälzentrifuge [1]
Operating principles of a blade-discharge centrifuge [1]

Bigge Schicht (6). Nach dem Abstellen des Suspensionszulaufs erfolgt ein Nachzentrifugieren des Feststoffs (10) auf einen vorgegebenen Restfeuchtegehalt. Ein hydraulisch betätigtes (8) Schwenkschälmesser (9) trägt den Feststoff bis auf eine auf dem Filtertuch verbleibende Restschicht, die sog. »Grundschicht«, aus. Der meist rieselfähige Feststoff (10) wird über eine Rutsche (11) oder über eine Schnecke ausgetragen.

Nach Zeppenfeld [2] kann die Restfeuchte der Maisstärke durch die Schälzentrifuge mit Siphontrommel je nach Leistung bis auf ca. 30 Gew. % herabgesetzt werden. Die anschließende thermische Trocknung auf Restfeuchten von 12–14 Gew. % erfolgt in Stromtrocknern bei Förderlufttemperaturen von 140 °C. Dabei ist zu beachten, daß die feuchte Stärke die notwendigen Eigenschaften (Konsistenz) für einen Transport zum Stromtrockner hin besitzt und sich im Stromtrockner so fein verteilen läßt (feinkrümelig), daß ein optimaler Wärme- und Stoffaustausch möglich ist. Während die Stärke im Bereich oberhalb etwa 41 Gew. % Restfeuchte klebriges, zähflüssiges Verhalten zeigt, bilden sich unterhalb etwa 41 Gew. % Restfeuchte weniger klebrige, zerkrümelbare Strukturen.

wirtschaftlicher und schneller erfolgen. Die Funktionsweise ist aus der Prinzipzeichnung (Bild 2) zu ersehen.

Der Rotor des Dekanters besteht aus einer Vollmanteltrommel und einem darin gelagerten Schneckenkörper. Beide laufen mit hoher Drehzahl, wobei die Schnecke, um den Feststofftransport zu bewirken, zur Trommel eine geringe Differenzdrehzahl aufweist, die durch ein mitumlaufendes koaxiales Getriebe (Planeten, Cyclo, Hydrostatik) erzeugt wird.

Die zu trennende Suspension fließt axial durch das Einlaufrohr zu, tritt durch die Öffnungen des Schneckenhohlkörpers hindurch in den eigentlichen Trennraum innerhalb der Trommel, und tritt in der Aufgabebzone in den »Sumpf«, d. h. in einen kreisringzylindrischen Flüssigkeitsraum. Dieser ist in seiner »Niveauhöhe« oder »Teichtiefe« durch den Innendurchmesser einer Wehrscheibe oder durch ein Schälrohr am Ende des Rotors fixiert. Der Feststoff sedimentiert in der Flüssigkeit an die Trommelwand, wird durch die Differenzbewegung zwischen Schnecke und Trommel zum Konus hingeschoben, tritt aus dem Flüssigkeitsspiegel aus, wird über den »trockenen Teil« des Konus hochtransportiert, entwässert dabei und wird über Öffnungen im Trommelkopf in den Feststoffschacht ausgeworfen. Die Flüssigkeit strömt – sich fortlaufend klärend – in den durch die Schneckenblätter gebildeten Kanälen spiralig zum anderen Ende des Rotors, wo sie dann abgeführt wird.

Die Untersuchungen in der Dekantierzentrifuge wurden mit Weizenstärke durchgeführt. Dabei war es möglich, sowohl Maschinen- als

2 The state of the art

After washing and thickening, the moisture content of the suspension is about 60 % by weight. As starch in the suspended state has a relatively large amount of water (depending on starch type) bound to the starch granule, the free water content (suspension liquid content) is smaller than the total water content. As mechanical dewatering is inherently cheaper than evaporation of water, studies were conducted on reduction of residual (free) water content by mechanical dewatering to the maximum extent possible.

For maize starch, mechanical dewatering was achieved by means of a batch blade discharge centrifuge. The principles of its operation are presented in figure 1. The suspension to be separated (1) flows into the centrifuge bowl (5) through the filling pipe (2). Under the influence of centrifugal force, the liquid (12) is filtered through the filter material (3). It passes through the perforations of the centrifuge basket (not shown here), or through the filtrate aperture (4) of the syphon drum into the filtrate vessel, or the ring passage of the syphon drum, and leaves the machine by a filtrate channel or pipe (15). The solids remain on the filter material (3) in the drum and form a uniform layer (6). After cessation of infeed of the suspension, the solids (10) are further centrifuged to a selected residual moisture content. A hydraulically actuated (8) swivelling discharge blade (9) removes the solids, leaving only a residual layer, the so-called basis layer, on the filter cloth. The solids, which are generally free-flowing, are removed by a chute (11) or a screw conveyor.

According to Zeppenfeld [2], the residual moisture content of maize starch can be reduced by up to 30 % by weight (depending on capacity) by means of a blade-discharge centrifuge with syphon drum. The final thermal drying to residual moisture content 12–14 % by weight takes place in air flow-type driers at conveying-air temperature 140°C. It is important to ensure that the starch has the correct characteristics (consistency) for transport to the drier, and that it may be dispersed in the drier sufficiently finely to allow optimal heat and material transfer. At residual moisture contents above about 41 % by weight, starch shows adhesive, viscous behaviour; below this moisture content it shows a less adhesive, crumbly structure.

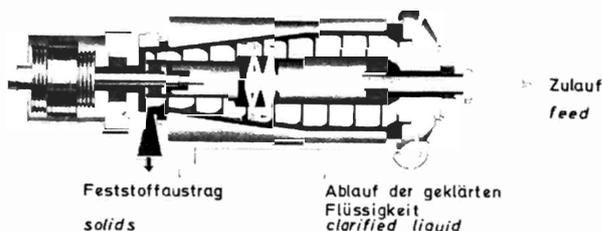
3 Die Problematik beim Einsatz von Dekantierzentrifugen

Dekanter sind kontinuierlich arbeitende, mehr oder weniger schnell laufende Vollmantelzentrifugen. Unter Ausnutzung des infolge Trommelrotation entstehenden Fliehkraftfeldes kann der Trennprozeß wirkungsvoller,

3 Problems with use of decanter centrifuges

Decanters are continuously-operating, more or less rapidly running fully-jacketed centrifuges. Use of the centrifugal force resulting from rotation of the drum permits the separation process to operate more efficiently, rapidly and economically. The operation principle is shown in figure 2.

The rotor of the decanter comprises a drum, with a helical conveyor unit mounted inside. Both rotate at high speeds; to achieve material transport, the helical conveyor has a small difference in rotation rate as compared to the



2. Funktionsprinzip einer Dekantierzentrifuge
Operating principles of a decanter centrifuge

drum, achieved by a co-rotating coaxial drive (planetary, cyclic or hydrostatic drive). The suspension flows axially through the inlet pipe, passes through the openings in the helical unit into the actual separation space within the drum, and passes into the application zone of the »sump«, i. e. an annular fluid space. This is fixed at the appropriate liquid level by the interior diameter of a weir disc or by a discharge pipe at the end of the rotor. The solids sediment onto the drum wall, and are pushed by the differential speeds of the drum and the helical unit towards the cone; they are then raised above the liquid level, dewatered while being lifted over the »dry section« of the cone, and transferred to the solids channel via openings in the head of the drum. The liquid flows (while being progressively clarified) through the channels formed by the blades of the helical conveyor to the other end of the rotor, where it is discharged.

Trials with decanters were conducted with wheat starch; machine and operating parameters were varied. The results showed that good dewatering could be achieved only with low differential rotation rates, i. e. very long residence times, at very high centrifugal force value C (= multiple of gravity). The throughput is restricted within relatively narrow limits by the high torque which occurs. As systematic changes in adjustment of the machine to further improve residual moisture content could not be performed because of the high forces involved, it was first necessary to determine the dependence of residual moisture content on the centrifugal force value C and the residence time t_v , using another centrifuge.

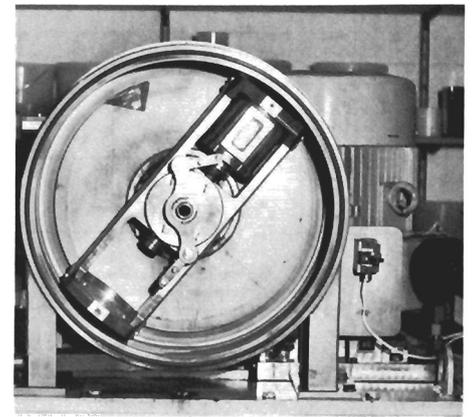
auch Betriebsparameter zu variieren. Die Versuche haben gezeigt, daß eine gute Entfeuchtung nur durch niedrige Differenzdrehzahlen, d. h. sehr lange Trockenverweilzeiten bei sehr hohen Schleuderziffern C (= das Vielfache der Erdbeschleunigung) zu erreichen ist. Gleichzeitig bleibt die Durchsatzleistung wegen der auftretenden hohen Drehmomente in sehr engen Grenzen, die bis zum Bruch der Überlastsicherung geführt haben.

Da systematische Änderungen der Maschineneinstellung zur weiteren Verbesserung der Restfeuchte der hohen erzeugten Momente wegen nicht gefahren werden konnten, war es zunächst nötig, die Abhängigkeit der Restfeuchte von der Schleuderziffer C und der Trockenverweilzeit t_v auf einer anderen Zentrifuge herauszuarbeiten.

4 Versuchsbecherzentrifuge

Hierfür ist am Institut eine spezielle »Schnell-Anfahr-Zentrifuge« vorhanden, mit der sog. »Bechertests« durchgeführt wurden. Bild 3 zeigt den Versuchsstand mit der Becherzentrifuge.

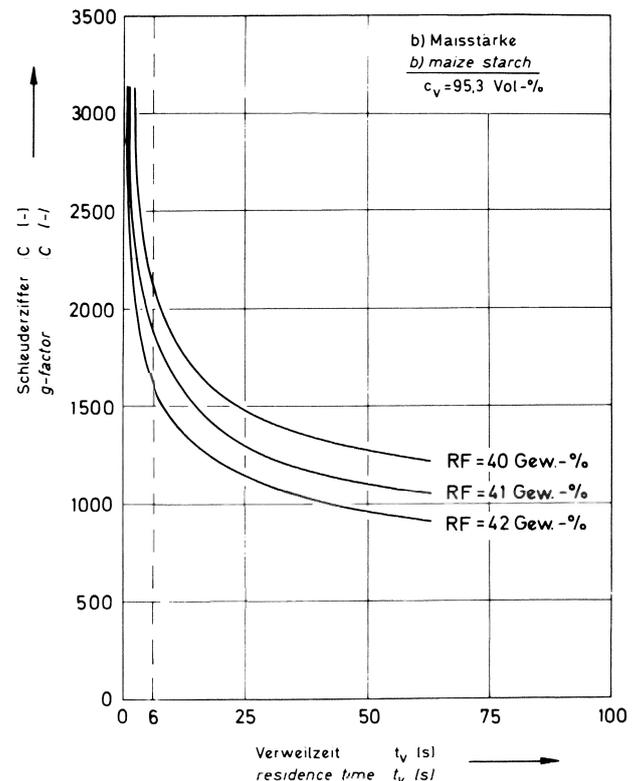
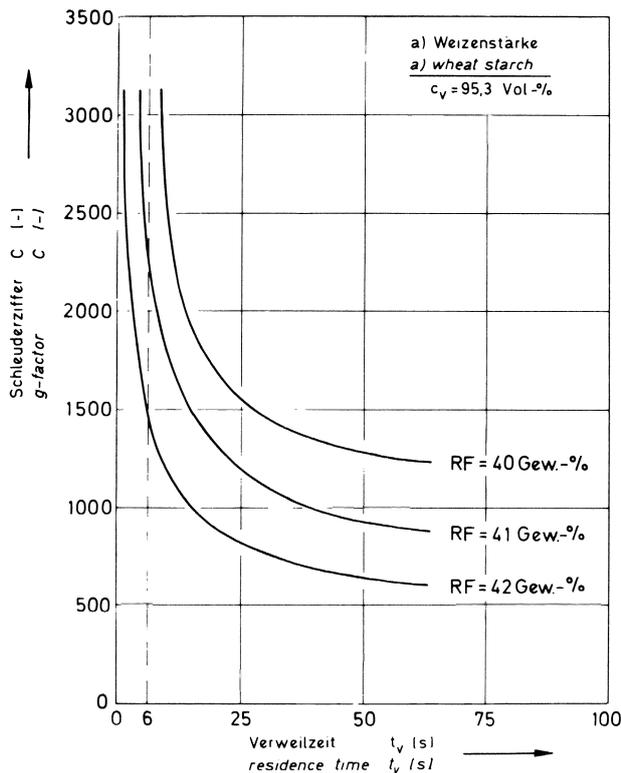
Der senkrechte Elektromotor treibt kontinuierlich einen Hydrostatik-Ölantrieb. Durch schnelles Umschalten eines Ventils wird der Ölförderstrom auf den Zentrifugenantrieb gelegt. Die Becher sind in die Arme eingelegt und federnd angedrückt. Das zu untersuchende Produkt wird – wegen der Unwuchtgefahr – gleichmäßig in die Becher eingebracht. Die Zentrifuge beschleunigt innerhalb von sehr kurzen Zeiten (etwa 1 s) auf die eingestellte Nennndrehzahl, hält diese eine vorgegebene



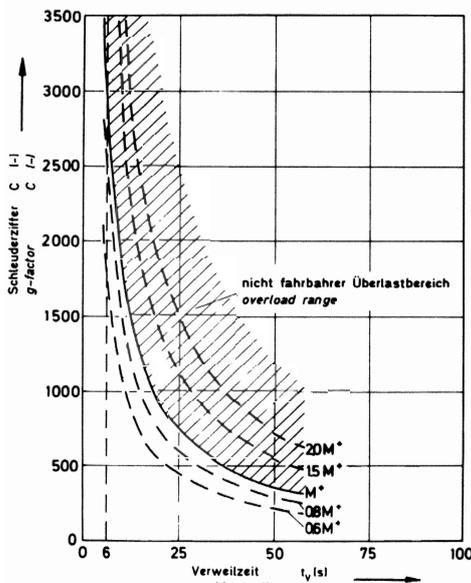
3. Versuchsstand Becherzentrifuge
Experimental-scale beaker centrifuge

Zeit konstant (Verweilzeit) und bremst ebenso schnell wieder ab. Um zu definierten Entfeuchtungsbedingungen zu kommen, muß die Zeit für Beschleunigungs- und Abbremsvorgänge möglichst kurz sein. Die Restfeuchte des Kuchens wird dann bestimmt und den beiden charakteristischen Werten Verweilzeit t_v und Schleuderziffer C ($C = (r \cdot \omega^2)/g$, mit r Radius, ω Winkelgeschwindigkeit, g Erdbeschleunigung) zugeordnet.

Die experimentellen Ergebnisse mit variierten C -Werten und Verweilzeiten werden meist in doppellogarithmischem Maßstab aufgetragen. Damit ist das Entfeuchtungsverhalten für die verschiedenen Zentrifugentypen, die sich in den C -Wert-Bereichen und in der Verweilzeit unterscheiden, genau genug festgelegt. Trägt man aus dieser hier nicht gezeigten Darstellung Wertekombinationen von C -Werten



4. Restfeuchteergebnisse von Weizen- bzw. Maisstärkesuspensionen
Residual moisture results for wheat and maize starch suspensions



5. C-t_v-Diagramm; Drehmoment als Parameter (M⁺ = M_{Grenz})
C - t_v diagram; torque as parameter (M⁺ = M_{fin})

und Verweilzeiten linear auf, die so gewählt sind, daß jeweils eine konstante, abgestufte Restfeuchte erreicht wird (RF = 40, 41, 42 Gew. %), so ergibt sich Bild 4. Diese Ergebnisse können direkt auf den Dekanter übertragen werden.

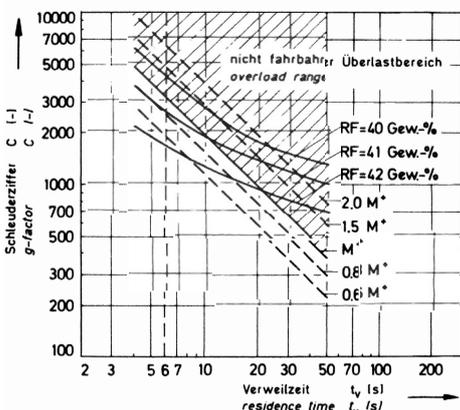
5 Betriebskennfelder des Dekanters

Es ist zu ersehen, daß in den auf Dekanter einstellbaren Verweilzeiten (t_v < 6 s) nicht realisierbar hohe C-Werte gefahren werden müßten, um Restfeuchten von 40 Gew. % oder darunter zu erreichen. Die Restfeuchten RF < 40 Gew. % sind dann besser zu erreichen, wenn bei mittleren C-Werten (1000 bis 2000) sehr lange Verweilzeiten eingestellt werden. Solche Einstellungen sind jedoch für eine Dekantierzentrifuge beim heutigen Stand der Konstruktion nicht realisierbar, da das Drehmoment nach der Formel

$$M = K \cdot \frac{r_{\text{Zyl}}^2 \cdot n_{\text{H}}^2 \cdot \dot{m}_s}{n_{\text{Diff}}}$$

bzw.

$$M = K^* \cdot \frac{r_{\text{Zyl}} \cdot C \cdot \dot{m}_s}{n_{\text{Diff}}} \quad (1)$$



6. Betriebskennfeld zur Entfeuchtung von Weizenstärkesuspension in einem Dekanter (M⁺ = M_{Grenz})
Operating parameters for dewatering of wheat starch suspensions in a decanter (M⁺ = M_{fin})

zu hohe Werte annimmt (K, K* Konstante, r_{Zyl} Radius des zylindrischen Trommelteils, n_H Hauptdrehzahl, n_{Diff} Differenzdrehzahl, m_s Feststoffmassendurchsatz).

Man kann das im Dekanter erzeugte Drehmoment nach Formel (1) in analoger Weise darstellen (Bild 5).

Das Moment M ist wie die Restfeuchte des Produkts als ein »Ergebnis« des Dekantiervorgangs über der durch die beiden unabhängigen variablen Parameter C und t_v aufgespannten Ebene dargestellt; dabei gilt t_v ~ 1/n_{Diff}. Die Momentenkurven sind symmetrische Hyperbeln mit dem Wert des maximalen für eine bestimmte Maschine zulässigen Moments als Grenzkurve. Weitere Momentenkurven sind als Vielfache bzw. Bruchteile dieses Grenzmoments ins Diagramm eingezeichnet. Für einen bestimmten Dekanter wurde für Weizenstärke bei einem Feststoffdurchsatz von m_s = 150 kg/h das Momentendiagramm in doppelt-logarithmischer Darstellung aufgestellt (Bild 6). In dieses Diagramm wurden die Ergebnisse des Bechertests aus Bild 5a eingezeichnet.

Aus dieser Darstellung ist zu ersehen, daß gewisse RF-Bereiche wegen zu hoher Drehmomente nicht erreichbar sind. Die 40 Gew. % Restfeuchtegrenze z. B. ist bei dem vorgegebenen Durchsatz von m_s = 150 kg/h bei keiner Einstellung zu erzielen.

Durch Zurücknehmen des Feststoffdurchsatzes könnte bei immer voll ausgenutztem Getriebegrenzmoment des Dekanters die Verweilzeit entsprechend Gleichung (1) erhöht werden. Bei Betriebseinstellungen in diesem Bereich der hohen Verweilzeiten, d. h. niederen Differenzdrehzahlen treten jedoch andere sehr unerwünschte Vorgänge auf:

Bedingt durch das Slip-Stick-Verhalten der Reibung zwischen der Stärke und dem Schneckenblatt und durch die elastische Verformbarkeit der Schneckenantriebswelle treten selbsterregte Drehschwingungen auf. Dieser schwellige Verlauf des Drehmoments läßt die mechanischen Umlaufgetriebe stark verschleifen und kann bis zur Zerstörung von Schneckenantriebswelle und Getriebe führen. Bisher unveröffentlichte Arbeiten über Drehschwingungen an Dekantern sind in [3] nachzulesen.

Verzichtet man auf eine reine Vollmantelzentrifuge und schaltet der Entwässerung auf dem Konus ein zylindrisches Sieb nach (Siebdekanter), so können je nach Länge dieses Siebes noch Verweilzeiten bis ca. 20 s realisiert werden. Damit müßte bei beiden Stärkesorten ab etwa C = 1600 - 1700 die 40 Gew. % Restfeuchtegrenze erreicht werden können. Voraussetzung ist jedoch eine ungewöhnlich stabile Konstruktion des Getriebes und der Schneckenantriebswelle, wie sie nach Wissen der Verfasser bis heute nicht gebaut werden.

6 Entfeuchtung mittels Druckfiltration

Nach den bisherigen Erkenntnissen scheint also der Einsatz von Dekantierzentrifugen zur Entfeuchtung von Stärkesuspensionen nicht zweckmäßig zu sein, da die erzielbaren Rest-

4 Experimental beaker centrifuge

A special rapidly-starting centrifuge available at the authors' institute was used in »beaker tests«. Figure 3 shows the experimental arrangement used.

The vertically-mounted electric motor continuously actuates a hydraulic oil drive; the oil stream is fed to the centrifuge drive by rapid switching of a valve. The beakers are placed in sprung holders on the centrifuge arms. The product to be studied is placed uniformly in the beakers, to avoid imbalance. The centrifuge rotor accelerates within a very short time (approx. 1 s) to the required rotation rate, maintains this rotation rate constant for a selected time (the holding time) and is then braked. To achieve defined dewatering conditions, the acceleration and braking times must be as short as possible. The residual moisture content of the dewatered cake is then determined and the two characteristic values residence time t_v and centrifugal force value C (C = (r · w²)/g, r being the radius, w the angular velocity and g normal gravity) are specified.

Experimental results with various C-values and residence times were generally plotted in log/log form. The dewatering behaviour of various centrifuge types, differing in C-value range and residence time, may thus be established with acceptable accuracy. If C-value and residence time combinations giving constant stepwise increases in residual moisture content (40, 41, 42 % by weight) are plotted linearly, the result is as presented in figure 4. These results may be applied directly to decanters.

5 Process parameters of the decanter

It may be seen that for the residence times which may be achieved in decanters (t_v < 6s), achievement of residual moisture contents of 40 % by weight or below would require impractically high C-values. Residual moisture contents < 40 % by weight may be achieved by operation at moderate C-values (1000-2000) with very long residence times. Such operating conditions cannot, however, be achieved with decanters of current construction, as the torques calculated by the formulae

$$M = K \cdot \frac{r_{\text{Zyl}}^2 \cdot n_{\text{H}}^2 \cdot \dot{m}_s}{n_{\text{Diff}}}$$

resp.

$$M = K^* \cdot \frac{r_{\text{Zyl}} \cdot C \cdot \dot{m}_s}{n_{\text{Diff}}} \quad (1)$$

are excessive (K and K* are constants, r_{Zyl} is the radius of the cylindrical part of the drum, n_H is the main rotation rate, n_{diff} is the differential rotation rate and m_s is the solids throughput). The torque in the decanter according to formula (1) may be presented analogously (figure 5). The torque M (considered like the residual moisture content as a »result« of the decanter process) is presented on a plane defined by the two independent variables C and t_v; thus t_v ~ n⁻¹ diff. The torque curves are symmetrical hyperbolae with the maximum value for a

feuchten und der vergleichsweise geringe Durchsatz die Parallelschaltung mehrerer kleiner Maschinen nötig macht und damit die Wirtschaftlichkeit kaum gegeben ist.

Als Alternative bietet sich eine mechanische Entfeuchtung mittels Druckfiltration an. Diese Untersuchungen wurden an einem Labor-druckfilter durchgeführt. Dabei wurde die Restfeuchte in Abhängigkeit von Konzentration, Druck, Entfeuchtungszeit und Kuchenhöhe bestimmt. Eine genaue Beschreibung der Versuchsvorrichtung befindet sich in [4, 5].

6.1 Versuche mit Weizenstärke

Die Versuche wurden zunächst mit Weizenstärke durchgeführt, wobei die Parameter Druck, Kuchenhöhe, Trockenblaszeit und Konzentration folgendermaßen variiert wurden:

Druck	$p_1 = 4, 3, 2$ bar Überdruck
Kuchenhöhe	$h_K = 5.5, 11.5, 16.5, 22$ mm
Trockenblaszeit	$t_2 = 180, 120, 60, 30, 10, 0$ s
Konzentration	$c_G = 35, 45$ Gew.-%.

Die Konzentrationen wurden so gewählt, daß sie dem Bereich der Hydrozyklonablaufkonzentration des letzten Auswaschvorgangs entsprechen.

Die wichtigsten Aspekte bei der Druckfiltration sind die Restfeuchte und die mit ihr verbundenen Kosten. Die Restfeuchte hängt neben der Entfeuchtungszeit t_2 , dem angelegten Überdruck p_1 und der Kuchenhöhe vor allem von der Versuchssubstanz und ihrer Konzentration ab. Die Kosten werden überwiegend durch den Druckluftverbrauch verursacht. Dieser ist als Volumen beim jeweiligen Kompressionszustand über der erreichten Restfeuchte für verschiedene Variationen der Versuchsparameter p_1 , h_K und t_2 dargestellt. Daraus lassen sich, wie in [4, 5] ausgeführt, die spezifischen Energiekosten errechnen.

Bei Versuchen mit 1 bar Überdruck zeigte sich, daß es unmöglich war, den Filterkuchen unter die Sättigungsfuchte zu entwässern. Dies liegt an dem hohen Eintrittskapillardruck der Weizenstärke, der hier größer als 1 bar ist. Bei den beiden getesteten Stärkekonzentrationen waren unterschiedliche Sättigungsfuchten zu beobachten. Beim Kuchen der 35%igen Stärkesuspension lag sie etwas höher (ca. 1 %) als bei der 45%igen Suspension. Dies läßt auf eine unterschiedliche Porosität schließen. Die unterschiedliche Porosität erklärt auch die verschiedenen Kapillardrucke, da bei größeren Porositäten das Wasser leichter aus den Hohlräumen verdrängt werden kann.

Bei der 35%igen Weizenstärkesuspension ergab sich dann auch mit 1,15 bar ein etwas geringerer Kapillardruck als bei der 45%igen Suspension mit 1,25 bar, wie auch aus theoretischen Überlegungen abgeleitet werden kann. Die Kuchenhöhe zeigte – wie erwartet – keinen Einfluß auf den Kapillardruck.

In den Bildern 7a bis 7d wird jeweils die Kuchenhöhe konstant gehalten. Dabei wird jeder

Meßreihe mit ihrem bestimmten Überdruck ein Symbol zugeordnet. Ein Meßpunkt entspricht genau einem Versuch mit einer Trockenblaszeit t_2 . Da mit größerer Blaszeit t_2 der Luftverbrauch ansteigt, können anhand der Punkte einer Meßreihe direkt die Zeiten t_2 abgelesen werden. Die Zeiten t_2 waren 180, 120, 60, 30, 10, 0 s, d. h. dem Meßpunkt mit dem höchsten Gasverbrauch einer Meßreihe wird die Trockenblaszeit $t_2 = 180$ s zugeordnet, dem Meßpunkt mit dem zweithöchsten Ordinatenwert eine Zeit von 120 s, usw. Die Entfeuchtung des gebildeten Filterkuchens beginnt auf der Abszisse bei der sog. Sättigungsfuchte bei ca. 44 Gew. %.

In einem ersten Stadium der Entfeuchtung wird die Flüssigkeit als »flüssiger Kolben« im Kuchen verdrängt, bis bei etwa 35 Gew. % bis 38 Gew. % die Luft durchbricht. Wie die vier folgenden Diagramme zeigen, ist dieser Übergang der Kolbenströmung ohne Luftverbrauch in die sich anschließende Entfeuchtung unter Luftverbrauch stark von der Kuchenstärke und vom angelegten Differenzdruck abhängig.

Im allgemeinen gilt für Stärke: Je höher der Differenzdruck und je dünner der Filterkuchen, desto größer wird die Wassermenge, die kolbenförmig verdrängbar ist. Die »Kolbenverschiebezeiten« liegen dabei in technisch gut realisierbaren Gebieten zwischen 10 und 30 s Entfeuchtungszeit.

Die problematische Grenze der Konsistenz von $RF = 40$ Gew. % wird durch die Druckfiltration auf jeden Fall unterschritten, der Kuchen ist nach dem Luftdurchbruch sofort krümelig. Soll die Entfeuchtung noch weiter verbessert werden, so ist dies unter Verlängerung der Blaszeit auf etwa 33 Gew. % herab möglich. Das Beenden des Entfeuchtungsprozesses ist eine Optimierungsfrage, die im Rahmen dieser Untersuchung nicht durchgeführt wurde. Dies kann nach den inzwischen am Institut an Eisenerz gewonnenen Erkenntnissen in Analogie zu [4,5] erarbeitet werden.

Die gleichen Diagramme wurden auch noch für die niedrigere Stärkekonzentration von $c_G = 0,35$ erstellt, die nicht graphisch dargestellt sind. Wie in den Abbildungen 7a bis 7d liegen auch hier die Restfeuchten bei langen Entfeuchtungszeiten und hohen Drücken p_1 am niedrigsten. Ein Vergleich der Diagramme der beiden Konzentrationen bei ansonsten gleichen Versuchsparametern zeigt, daß bei höheren Stärkekonzentrationen wesentlich kleinere Luftverbräuche auftreten. Dies liegt an der niedrigeren Porosität und dem dadurch höheren Kapillardruck p_k .

Eine weitere Darstellungsmöglichkeit bietet sich anhand von Diagrammen an, bei denen man bei konstantem Druck den Luftverbrauch über der Restfeuchte aufträgt, hierbei aber die Kuchenhöhen und Trockenblaszeiten als Parameter wählt (hier nicht dargestellt).

Mit Abnahme der Kuchenhöhe zeigt sich eine bessere Entfeuchtung, aber auch ein zunehmender Gasverbrauch, der durch den verminderten Durchflußwiderstand des Kuchens zu erklären ist.

Ein Vergleich der beiden Stärkekonzentra-

given machine as the limiting curve. Further torque curves are entered in the diagram as multiples or parts of this limiting torque. For a given decanter, processing wheat starch with a solids throughput of $m_s = 150$ kg/h, the torque diagram is presented as a log/log plot (figure 6). The results of the beaker test in figure 5a are entered in this diagram. From this diagram it can be seen that certain residual moisture ranges are unattainable because of excessive torque. The 40 % residual moisture level, for example, cannot be achieved at the given throughput ($m_s = 150$ kg/h) by any adjustment of process parameters. If the specified solids throughput is reduced, the residence time can be increased in accordance with equation (1), while maintaining full use of the limiting torque of the decanter drive. Adjustment of the process conditions to this high residence time range, i. e. low differential rotation values results, however, in other undesirable occurrences. Spontaneous oscillations in rotation occur as a result of the slip-stick behaviour of friction between the starch and the helical conveyor impeller, and the elastic deformability of the helical conveyor drive shaft. This fluctuation of torque may cause severe wear of the mechanical drive, and may result in failure of the helical conveyor drive shaft and the drive unit. Hitherto unpublished work on rotational oscillation in decanters may be found in [3]. If use of a bowl centrifuge is dispensed with, and the dewatering operation is conducted on the cone of a cylindrical sieve (basket decanter), residence times may be increased to up to 20s, depending on the length of the sieve unit. For both starch types, the 40 % by wt. residual moisture value limit could thus be reached at $C = 1600-1700$. A precondition for this would, however, be an extremely stable construction of the drive and the helical conveyor drive shaft, which has not yet been constructed as far as the author knows.

6 Dewatering by pressure filtration

On the basis of present knowledge, use of decanter centrifuges for dewatering of starch does not appear appropriate, as the residual moisture contents which may be achieved and the relatively low throughput require parallel operation of a number of small units, with consequent adverse effects on economics of the process. Mechanical dewatering by pressure filtration presents a possible alternative. Studies were conducted using a laboratory-scale pressure filter. Dependence of residual moisture content on concentration, pressure, dewatering time and cake thickness was determined. The experimental apparatus is fully described in [4, 5].

6.1 Trials with wheat starch

The trials were conducted with wheat starch, the parameters pressure, cake thickness, blowing-dry time and concentration being varied as follows:

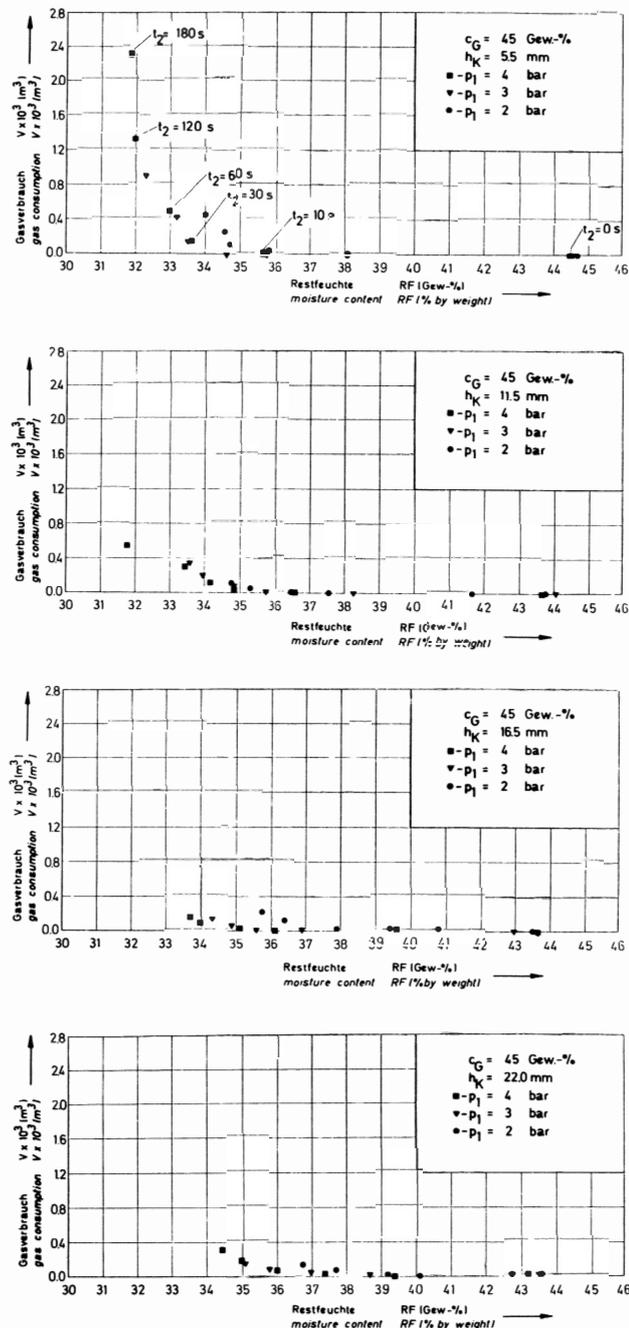
Pressure	$P_1 = 4, 3$ or 2 bar overpressure
----------	------------------------------------

Cake thickness	$h_k = 5.5, 11.5, 16.5$ or 22 mm
Blowing-dry time	$t_2 = 180, 120, 60, 30, 10$ or 0 s
Concentration	$c_g = 35$ or 45 % by weight.

The concentrations were selected to correspond to the hydrocyclone exit concn. of the last stage of washing-out. The most important aspect of pressure filtration is the residual moisture content and its associated costs. In addition to the dewatering time t_2 , the overpressure P_1 and the cake thickness, these values depend mainly on the material under test and its concentration. The costs are predominantly attributable to compressed air consumption. This is presented as volume (at appropriate degree of compression) in relation to the residual moisture content achieved, for various values of the parameters P_1 , h_k and t_2 . The specific energy costs may thus be calculated as in [4, 5]. Studies with 1 bar overpressure showed that it was impossible to dewater the filter cake to below the saturation moisture value. This lies at the initial capillary pressure of the wheat starch, which is here greater than 1 bar. Different saturation moisture values were observed for the two starch concentrations studied; it is higher (approx. 1 %) for filter cake from a 35 % suspension than for that from a 45 % suspension. This is attributable to differences in porosity; the porosity differences also explain the differences in capillary pressure, as at greater porosities the water may more easily be displaced from the spaces.

The 35 % wheat starch suspension gave a somewhat lower capillary pressure (1.15 bar) than the 45 % suspension (1.25 bar); this may also be deduced from theoretical considerations. Filter cake thickness had, as expected, no effect on capillary pressure. In figures 7a to 7d, the filter cake thickness was held constant; each series of measurements, with its specified overpressure, is indicated by a symbol. Each point corresponds to a trial with drying time t_2 . As air consumption increases with increasing t_2 value, the t_2 times may be determined directly from the points corresponding to a series of measurements. The t_2 values were 180, 120, 60, 30, 10 and 0 s, i. e. the point with the highest gas consumption corresponds to a drying time of 180 s, the second highest value corresponds to a drying time of 120 s, etc. The dewatering of the filter cake begins at an abscissa corresponding to the so-called saturation moisture value of 44 % by weight. In the first stages of dewatering, the liquid is forced through the cake as a 'liquid piston' until the air penetrates at moisture contents of 35–38 %. As the four following diagrams show, the transition from piston flow without air consumption to final dewatering with air consumption is dependent on filter cake thickness and the pressure differential applied.

In general, for starch, the higher the pressure differential and the thinner the filter cake, the greater is the quantity of water which may be displaced by piston-type flow. The piston-



7. RF-V-Diagramm für $c_G = 0.45$ (Filterfläche $A = 20$ cm²)
Residual moisture – V diagram for $c_G = 0.45$ (filter area $A = 20$ cm²)

tionen zeigt wiederum den geringeren Luftverbrauch und die niedrigere Restfeuchte bei der höheren Stärkekonzentration.

6.2 Versuche mit Maisstärke

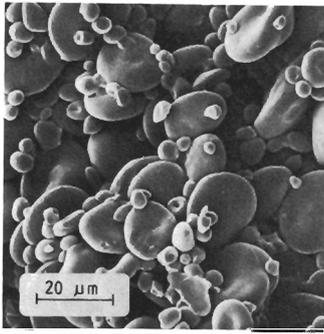
Bei den gleichen Versuchen mit Maisstärke zeigte sich, daß generell Risse im Kuchen auftreten. Nähere Untersuchungen ließen je nach Versuchsbedingung Unterschiede in der Ribbildung erkennen. Die wichtigste Einflußgröße war die Kuchenhöhe. Bei Kuchenhöhen kleiner 7 mm traten vorwiegend Querrisse auf, während über 7 mm vermehrt feine Risse an den Rändern des Kuchens zu beobachten waren.

Auch für Maisstärke wurde der Einfluß von Druck und Suspensionskonzentration untersucht. Diese Parameter zeigten aber keine Aus-

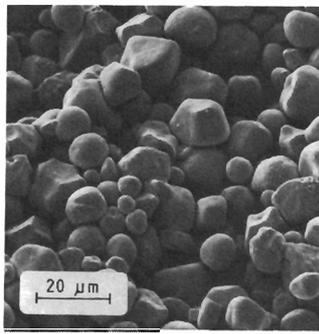
wirkungen auf die oben beschriebenen Ergebnisse. Die Versuche mit Maisstärke wurden abgebrochen, da sich bei Ribbildung keine Gesetzmäßigkeiten bezüglich Luftverbrauch und Restfeuchte feststellen lassen konnten. Des weiteren führt die Ribbildung zu erhöhtem Luftdurchsatz und damit zu hohen Entfeuchtungskosten.

Betrachtet man die REM-Aufnahmen beider Stärkesorten, so zeigen sie große Unterschiede (Bild 8 und 9). Während Maisstärkekörner (Bild 9) eine nahezu runde Form aufweisen, überwiegen bei der Weizenstärke (Bild 8) die sowohl großen wie auch kleinen flachen Stärkekörner.

Dies wird bestätigt durch eine Korngrößenverteilungsmessung im Coulter Counter (Bild 10). Bei der Weizenstärke liegen im Bereich



8. Weizenstärke (REM-Aufnahme)
Wheat starch (scanning electron micrograph)



9. Maisstärke (REM-Aufnahme)
Maize starch (scanning electron micrograph)

von ca. 6 μm und von ca. 18 μm 2 Verteilungsdichtemaxima vor, während bei der Maisstärke die Körner etwas kleiner und gleichmäßiger verteilt sind. Hierin könnte der Grund für das unterschiedliche Verhalten bezüglich der Ribbildung liegen.

Durch Erfahrungen, die nach Abschluß dieses Forschungsvorhabens an anderen Materialien mit Ribbildung bzw. deren Unterdrückung gewonnen wurden, gibt es berechtigte Hoffnung, dieses Problem durch eine spezielle Ausbildung des Filtertuchs in Zukunft lösen zu können.

7 Schlußbetrachtung und Ausblick

Aus den bisherigen Untersuchungen geht hervor, daß der Einsatz von Dekantierzentrifugen heutiger Bauart zur kontinuierlichen Entfeuchtung von Stärkesuspensionen nicht zweckmäßig erscheint. Bechertests haben erwiesen, daß zum Erreichen von Restfeuchten unter 40 Gew. % hohe Zentrifugalkräfte verbunden mit langen Verweilzeiten notwendig sind. Beide Forderungen zugleich sind aber bei dem heutigen Entwicklungsstand des Dekanters nicht zu realisieren.

Die alternative Möglichkeit der Entfeuchtung mittels Druckfiltration, die auch vollkontinuierlich betrieben werden kann, hat gezeigt, daß etwa die gleichen Restfeuchten erreicht werden können, wie sie heutzutage mit den Schälzentrifugen erzielt werden.

Es ist nun anhand von Wirtschaftlichkeitsberechnungen festzustellen, bei welchen Entfeuchtungsverfahren bzw. Versuchsbedingungen man am kostengünstigsten arbeitet.

Der Einsatz der hyperbaren Vakuumfiltration*) würde folgende Vorteile ergeben:

- Vollkontinuierliches Verfahren,
- optimale Waschung,
- keine Stromspitzenbelastungen,
- leicht zugänglich und einfach zu reinigen.

Wenn die vorliegenden Restfeuchteergebnisse durch Druckfiltration für die industrielle Anwendung von Interesse sind, sollte eine quantitative Auswertung der Luftverbrauchs-kosten noch durchgeführt werden. Dies ist jetzt in relativ kurzer Zeit möglich, da seit Abschluß dieses Vorhabens an anderen Produkten ähnliche Untersuchungen durchgeführt wurden.

Das Einschleusen der Stärkesuspension in den Druckraum ist unproblematisch; für das Ausschleusen des entfeuchteten Feststoffes stehen eine ganze Reihe von Möglichkeiten zur Verfügung (siehe Bericht »Ein- und Austragsysteme für Schüttgüter in und aus Druckräumen« 1982-8 der Forschungsgesellschaft Verfahrenstechnik e. V. (GVT), Graf-Recke-Str. 84 (VDI-Haus), 4000 Düsseldorf 1).

Eine spezielle Lösung - der Austrag über eine selbstdichtende, gleitende Säule, die in einem Druckschlauch zwangsweise bewegt wird - befindet sich am Institut gegenwärtig in Entwicklung. Die Verfasser geben der Anwendung der Druckfiltration auch für Stärke eine große Chance, nachdem ihre Vorteile für Erze bereits gezeigt wurden. (399)

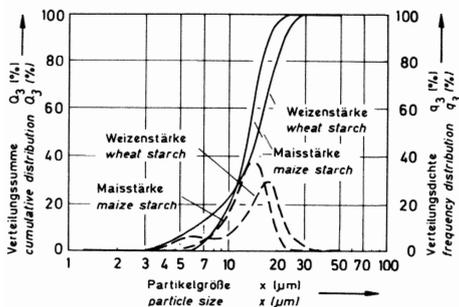
Dank

Die Mittel für diese Arbeit wurden vom Bundeswirtschaftsministerium über die Arbeitsgemeinschaft Industrieller Forschungsvereinigungen e. V. (AIF) in Zusammenarbeit mit dem Forschungsbereich der Ernährungsindustrie e. V. zur Verfügung gestellt. Die Autoren danken diesen Institutionen sowie der Firma Westfalia Separator AG für zusätzliche Unterstützung.

(Verfasser: Dipl.-Ing. A. Karolis und Prof. Dr.-Ing. W. Stahl, Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe, Kaiserstr. 12, D-7500 Karlsruhe 1)

ZFL

* Eine Versuchsfilteranlage, die aus einem Drehfilter besteht, das in einem Druckraum untergebracht ist, der bis 4 bar Atmosphärenüberdruck ausgelegt wurde. Als Drehfilter dient ein Trommelfilter; es können jedoch auch prinzipiell ein Scheibenfilter bzw. ein Bandfilter im Druckraum eingesetzt werden. Durch die Anwendung von Vakuum können Betriebszustände realisiert werden, die zwischen einem Unterdruck von 0,8 bar und 3 bar Überdruck liegen bzw. Kombinationen aus Vakuum plus Überdruck. Weitere Informationen in [5]



10. Verteilungssumme $Q_3(x)$ und Verteilungsdichte $q_3(x)$ für Weizen- und Maisstärkekörner
Total size distribution $Q_3(x)$ and distribution density $q_3(x)$ for wheat and maize starch particles

Literatur

- 1 Informationsbroschüre der Firma Krauss-Maffei AG, München: Schälzentrifuge
- 2 Zeppenfeld, K.: Betriebsergebnisse beim Einsatz von Stärkeentwässerungszentrifugen mit Siphontrommeln. Stärke 32 (1980) Nr. 12, 411-415
- 3 Stahl, W.: Hochschulkurs Fest-Flüssig-Trennung. Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik, Universität Karlsruhe (TH) (1981 bis 1983 und ff.)
- 4 Stahl, W.; Anlauf, H.; Bott, R.: Entwässerung von Erzkonzentraten - Wege zur weiteren Restfeuchte-Verminderung. Erzmetall 36 (1983) Nr. 6, 266-270
- 5 Stahl, W.; Bott, R.; Anlauf, H.: Druckfiltration von Eisenerztrüben. Aufbereitungs-Technik 24 (1983) Nr. 5, 243-251

displacement time lies in a technically feasible range from 10-30 s dewatering time.

The problematical consistency limit at residual moisture content 40 % by weight may always be passed in pressure filtration; the filter cake becomes crumbly immediately upon air penetration. If dewatering is to be further improved, residual moisture can be reduced to approximately 33 % by increased air-blowing time. Decision as to when to terminate dewatering is an optimization problem which was not considered in this study. It may, however, be calculated on the basis of results from the Iron Ore Institute, analogously to [4, 5]. The same diagrams were also developed for the lower starch concentration $C_G = 0.35$; these are not presented graphically. As for figures 7a to 7d, the residual moisture contents were lowest for long dewatering times and high pressure P_1 . Comparison of the diagrams for the two concentrations for otherwise identical experimental parameters showed that air requirements were lower at the higher starch concentration; this is attributable to the lower porosity and consequent higher capillary pressure P_k . An alternative method for presentation of the results is plotting air consumption against residual moisture content (at constant pressure), filter cake thickness and air-drying time being selected as parameters (not presented here).

Dewatering improved with decreasing filter cake thickness, but air consumption increased as a result of the reduced flow resistance of the filter cake. Comparison of the two starch concentrations showed lower air consumption and lower residual moisture content for the higher starch concentration.

6.2 Studies with maize starch

Corresponding studies with maize starch showed that cracks generally form in the filter cake; further studies showed differences in crack formation in dependence on experimental conditions. Filter cake thickness was the most important factor; for filter cake thicknesses less than 7 mm transverse cracks predominated, whereas for thicknesses greater than 7 mm multiple fine cracks were observed at the edges of the filter cake. Effects of pressure and the concentration of the suspension were also studied for maize starch; however, these parameters had no effect on the results described above. The studies with maize starch were discontinued, as crack formation prevented detection of any relation between air consumption and residual moisture content. Further-



more, crack formation led to high air consumption and consequent high dewatering costs. Scanning electron micrographs of the two starch types show considerable differences (figures 8 and 9). Maiz starch granules are almost round (figure 9), whereas in wheat starch (figure 8) large and small granules with a flattened shape predominate. Results of starch granule particle size determination using a Coulter counter (figure 10) confirm these observations. For wheat starch there are two maxima at about 6 and 18 μm ; for maize starch, the granules tend to be smaller, and particle size is more uniformly distributed. This may be the basis of the difference in behaviour in relation to crack formation. Experience in subsequent studies (on other materials) on crack formation and its control give prospects for solution of this problem by means of special filter cloth types.

7 Conclusions and prospects

The above results show that decanter centrifuges of current types are not suitable for dewatering of starch suspensions. Beaker tests have shown that, to reach residual moisture contents below 40 % by weight, high centrifugal forces combined with long residence times are necessary. Both requirements are, however, unattainable at the current state of development of decanters.

Studies on an alternative method, dewatering by pressure filtration (which may be operated continuously), showed that approximately the same residual moisture content may be achieved as is currently achieved with blade-discharge centrifuges.

On the basis of cost calculations, it is possible to identify the most economic dewatering method and operating conditions.

Use of hyperbaric vacuum filtration* offers the following advantages:

- fully continuous operation
- optimal washing
- no peaks in power consumption
- easy access and cleaning

If the above residual moisture contents which may be achieved by pressure filtration are of interest for industrial use, a quantitative evaluation of air consumption costs is needed. This is now possible, as similar studies on other materials have been conducted since the end of this investigation. Feeding the starch suspension into the pressurized space presents no problems; a wide range of possibilities exists for removal of the dewatered solids (see the report 1982-8 'Systems for feeding free-flowing materials into and out of pressurized vessels' of the Research Association for Process Technology e. V. (GVT), Graf-Recke-Straße 84 (VDI-Haus), 4000 Düsseldorf 1).

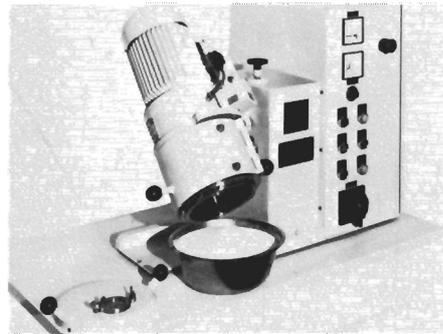
A special solution, removal of the solids by means of a self-sealing sliding column moved

*A research filter unit comprising a rotary filter operating in a pressurized space at up to 4 bar overpressure. A drum filter was used; in principle, however, a dish filter or a band filter could be used in the pressurized space. By application of vacuum, operating conditions of 0.8 bar vacuum to 3 bar overpressure, or combinations of vacuum and overpressure, may be achieved. See [5] for further information.

in a pressure tube, is currently under development. The authors consider pressure filtration to have good prospects in starch processing; its advantages in ore processing have already been shown. (399)

Acknowledgements

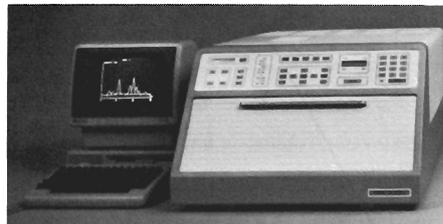
This work was supported by the Federal Mi-



Labor-Universalmischer M3 in Entleerungsstellung

Labor-Universalmischer

Der hauptsächlich für Entwicklungslabors



TLC Scanner II, rechnergesteuert mit HP 9816

DC-Auswertesystem

Das System zur Auswertung von Dünnschicht-Chromatogrammen besteht aus einem Scanner und einem Peripheriegerät zur Ergebnisberechnung und -Darstellung, Integrator oder Rechner mit Bildschirm.

Die 3 Lichtquellen des Scanners, Wolfram-, Deuterium- und Hg-Lampe, sind samt ihrer Stromversorgung eingebaut. Moderne Mikroelektronik gewährleistet eine komfortable,



Tragbarer Gasanalysator zur Sauerstoffmessung, Typ OXI

Sauerstoffmessung in Gasen

Der neue tragbare Gasanalysator zur Messung von Sauerstoffkonzentrationen mit 4 umschaltbaren Meßbereichen (0-3, 0-10, 0-30 und 0-100 Vol. % O₂) dient zur Anwendung im Betriebs- und Laborbereich. Das Gerät arbeitet nach dem Drehwaage-Meßprinzip und ist wartungsfrei. Es werden keine Chemikalien

in der Industrie durch die Committee of Industrial Research Associations (AIF) in collaboration with the Research Group of the Food Industry. The authors thank these Institutions, and also the company Westfalia Separator AG for additional funding.

konstruierte Mischer zeichnet sich durch Wechselbehälter mit 1,5, 2 und 3 l Mischvolumen aus. Er ist universell als Trocken- oder Naßmischer einsetzbar und gestattet horizontale und vertikale Betriebsweise. Der Bereich der stufenlos regelbaren Drehzahl reicht von 400 bis 4000 1/min. Das Gerät ist mit einem Doppelmantel zum Heizen oder Kühlen ausgerüstet. Der zerlegbare Mischbehälter erlaubt eine einfache Reinigung aller Teile, die – soweit sie produktberührend sind – aus Edelstahl bestehen. (304)

Weitere Informationen: MTI-Mischtechnik Industrieanlagen GmbH, Postfach 1663, D-4937 Lage, Tel. 05232/64094-96, Tx. 931495

einfache Bedienung, von der Eingabe aller Meßparameter in Dialogform (Klartext, keine Kodierung) bis zur automatischen Spektrenaufnahme. Als Optionen stehen Messung transparenter Objekte im Durchlicht (Elektropherogramme) und Auswertung zirkularer/antizirkularer Chromatogramme zur Verfügung.

Die Ausstattung des Systems mit Rechner und Bildschirm erlaubt das automatische Aufsuchen der Meßbahn mit Optimierung jeder Trennzone, die automatische Auswertung über Peakhöhe und -fläche, Speicherung aller Rohdaten auf Diskette, Zweiwellenlängen-Messung, Bildschirmintegration und das Erstellen des kompletten Analysenprotokolls. (450)

Weitere Informationen: Camag AG, Sonnenmattstr. 11, CH-4132 Muttenz, Tel. CH-0611613434, Tx. 62649

oder Austausch-Meßzellen benötigt. Zu den besonderen Vorteilen des Gerätes gehören die schnelle Anzeige, hohe Meßgenauigkeit, sofortige Betriebsbereitschaft und die Trägergasunempfindlichkeit. Der Akkubetrieb hat eine Kapazität von 12 h Meßzeit. Das Gerät kann mit Analog- oder Digitalanzeige ausgerüstet werden. Für Registrierzwecke steht ein Schreiber Ausgang von 1 V oder 0(4)-20 mA zur Verfügung. Der Analysator wird in zwei Varianten für kontinuierliche Analysen eines Probengasstromes oder zur Stichprobenanalyse kleiner Gasvolumina (typisch 4 cm³), z. B. zur Restgasanalyse bei verpackten Lebensmitteln, geliefert. Die hochpräzise Technik ist robust verpackt; so ist ein universeller Einsatz des inclusive Akku 6 kg schweren Analysators gewährleistet. (453)

Weitere Informationen: ASAG Instruments AG, Postfach 184, CH-8052 Zürich, Tel. CH-01/3024800, Tx. 822407