

Kostenreduktion durch höheres Leistungspotential bei Prozessfiltern in der Zementindustrie

Cost reduction through higher performance potential for process filters in the cement industry

H. Leibinger, U. Neumann, Auroldmünster/Austria



Kostenreduktion durch höheres Leistungspotential bei Prozessfiltern in der Zementindustrie

Teil 1: Erfahrungswerte aus der Praxis

H. Leibinger, U. Neumann, Auroldmünster/Austria

ZUSAMMENFASSUNG

Das von der österreichischen SCHEUCH GmbH entwickelte Energy-Minimizing-Concept (EMC) für Schlauchfilteranlagen in der Zementindustrie hat sich in der Praxis nachweislich bewährt. Hierzu wurden an zwei verschiedenen Filteranlagen mit EMC-Technologie – Ofenfilter bei der Lafarge Perlmooser AG in Mannersdorf, Österreich und Sichterfilter bei der SPZ Solnhofen, Deutschland – über einen längeren Zeitraum die Betriebsdaten erfasst und dargestellt. Die Praxiserfahrungen zeigen, dass die bisher marktüblichen Parameter von Filterflächenbelastung (FFB), Filterdifferenzdruck und Abreinigungsdruck wesentlich verbessert werden konnten. Das Einsparpotential bei den Betriebskosten kann als beachtlich bezeichnet werden. Daher soll in einem folgenden Beitrag auch die Kostenseite der Investitions- und Betriebskosten gerechnet und dargestellt werden, um dem Anspruch „Kostenreduktion durch höheres Leistungspotential bei Prozessfiltern in der Zementindustrie“ gerecht zu werden.

SUMMARY

The Energy-Minimizing Concept (EMC) developed by the Austrian company, SCHEUCH GmbH, for bag filter plants in the cement industry has given practical proof of its success. The operating data were recorded over a long period in two different filter plants using the EMC technology – the kiln filter at Lafarge Perlmooser AG in Mannersdorf, Austria, and the classifier filter at SPZ Solnhofen, Germany. Practical experience has shown that substantial improvements can be made in the previously accepted parameters for A/C-ratio (air to close-ratio), filter differential pressure and cleaning pressure. The potential savings in operating costs are considerable. The cost side of the capital and operating costs will therefore also be calculated and shown in a following article in order to justify the claim of “cost production through higher performance potential for process filters in the cement industry”.

Cost reduction through higher performance potential for process filters in the cement industry

Part 1: Actual values from industry

RÉSUMÉ

Le concept de minimisation d'énergie (EMC) développé par la Scheuch GmbH autrichienne pour les installations à filtre à manches, dans l'industrie du ciment, a fait ses preuves dans la pratique. A ce sujet, ont été saisies et montrées, pendant un temps de fonctionnement assez long, des données d'exploitation sur deux différentes installations de filtres à technologie EMC, le filtre du four chez Lafarge Perlmooser AG à Mannersdorf, Autriche et le filtre du séparateur chez SPZ Solnhofen, Allemagne. L'expérience acquise dans la pratique montre, que les paramètres jusqu'à présent usuels, sur le marché, de la charge par surface filtrante (FFB), la pression différentielle du filtre et la pression de nettoyage ont pu être nettement améliorées. Le potentiel d'économie pour les coûts d'exploitation peut être considéré comme remarquable. De ce fait, une contribution ultérieure doit aussi traiter le chapitre des coûts, à savoir coûts d'investissement et d'exploitation, avec calculs et présentation, afin de justifier la revendication „Réduction des coûts par un plus grand potentiel de performance aux filtres du processus de l'industrie du ciment“.

Réduction des coûts par un plus grand potentiel de performance aux filtres du processus dans l'industrie du ciment

RESUMEN

El Energy-Minimizing-Concept (EMC), desarrollado por Scheuch GmbH Austria para filtros de mangas en la industria del cemento, se ha acreditado en la práctica. Para ello se tomaron y presentaron datos de operación durante un tiempo largo en dos instalaciones de filtración con la tecnología EMC en el filtro del horno en Lafarge Perlmooser AG Mannersdorf, Austria y en el filtro del separador en SPZ Solnhofen, Alemania. Las experiencias prácticas muestran que los parámetros de ratio de filtración, diferencia de presión y presión de limpieza considerados hasta el momento en el mercado pueden ser mejorados considerablemente. El ahorro potencial en los costes de operación es considerable. En este sentido, el artículo „Reducción de costes mediante mayor capacidad potencial en los filtros de proceso en la industria del cemento“ considera y expone los costes de inversión y operación.

Reducción de costes mediante mayor capacidad potencial en los filtros de proceso en la industria del cemento.

Parte 1: Valores experimentales de la práctica.

1. Einleitung

Grundsätzlich kann davon ausgegangen werden, dass Schlauchfilteranlagen den Stand der Technik für die Entstaubung von Prozessgasen in der Zementindustrie darstellen. Die am Markt eingesetzten Filtersysteme erfüllen die gestellten Anforderungen an Reingasstaubwerte und Betriebssicherheit. Dennoch haben Untersuchungen gezeigt, dass bei bestehenden Anlagen die genauen Betriebsdaten zu wenig erfasst werden und das Leistungspotential des Schlauchfilters noch nicht voll ausgeschöpft ist.

Nur bei Vorlage der entsprechenden Betriebsparameter können für den jeweiligen Anwendungsfall die Auslegungsparameter im Zuge einer Kostenoptimierung festgelegt werden. Dieser Auslegungsvorgang setzt eine genaue Kenntnis der Staubeigenschaften, der Chemie des Prozessgases, eine ideale Anströmung der Filterschläuche und in weiterer Folge die richtige Wahl der Schlauchqualität voraus.

Als wesentliche Auslegungsparameter gelten die Filterflächenbelastung, der Filterdifferenzdruck Δp sowie das Abreinigungssystem generell. Eine gewichtige Kerngröße hierfür ist der Abreinigungsdruck p_t . Die Abstimmung dieser Parameter hat entscheidenden Einfluss auf die Investitions- und Betriebskosten einer Entstaubungsanlage. Dabei gilt es, marktübliche Parameter wie die Filterflächenbelastung von $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$, den Filterdifferenzdruck von $>14 \text{ mbar}$ sowie den Abreinigungsdruck von 3 bis 5 bar grundsätzlich in Frage zu stellen.

So hat beispielsweise bei den Betriebskosten einer Filteranlage der Energieverbrauch des Ventilators einen Anteil von 60–80 %. Der zweitgrößte Anteil der Betriebskosten entfällt auf die Anschaffung neuer Filtermedien. Gerade in Hinblick auf den vermehrten Ersatz von kostenintensiven Heißgasfiltermedien haben die Schlauchstandzeiten erhebliche Auswirkung auf das Kostengefüge. Als dritter wesentlicher Kostenfaktor darf der Druckluftverbrauch nicht unterschätzt werden.

2. Erklärung und Zusammenwirken der Auslegungsparameter

Aus der jeweiligen Filterflächenbelastung lässt sich die erforderliche Gesamterfläche ableiten. Eine höhere Filterflächenbelastung bewirkt in erster Linie eine Reduktion der Filterfläche und bestimmt somit aber auch die Baugröße der Filteranlage. In weiterer Folge können die Komponenten des Abreinigungssystems, wie Membranventile und Stützkörbe reduziert werden. Eine höhere Filterflächenbelastung (FFB) gestattet eine kompakte und daher auch kostengünstigere Ausführung der gesamten Anlage.

Grundvoraussetzung für eine FFB $> 1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ ist jedoch eine sehr gut funktionierende Abreinigung. Mangelhaft arbeitende Abreinigungssysteme können eine Erhöhung der FFB nur durch eine Erhöhung der Abreinigungsfrequenz und des -druckes erzielen. Gerade diese beiden Kerngrößen beeinflussen den mechanischen Verschleiß des kostenintensiven Filterschlauchmaterials. Insbesondere führt eine höhere FFB auch zu erhöhten Strömungswiderständen im Filtergehäuse, der Druckverlust wächst an.

Der Differenzdruck der gesamten Filteranlage summiert sich aus folgenden Teilkomponenten: Druckverlust im Rohgaskanal, Einströmverlust in das Filtergehäuse, Druckverlust über den Filterschlauch und Druckverlust im Reingasraum. Der Druckverlust über den Schlauch hat dabei den größten Anteil, wobei der Grunddruckverlust des Filtermaterials mit der Zeit mehr oder weniger zunimmt. Der Staub wird im Filtermaterial irreversibel eingelagert.

Ein höherer Differenzdruck erfordert eine höhere Ventilatorleistung. Daher ist der Differenzdruck immer im Auge zu behalten. Natürlich ergibt sich aus der Sicht des Anla-

1. Introduction

In principle, it can be assumed that bag filter plants represent the state of the art for dedusting process gases in the cement industry. The filter systems available on the market fulfil the stated requirements with respect to clean gas dust values and operational reliability. Investigations have, however, shown that with existing plants the precise operating data are inadequately recorded and the performance potential of the bag filter is not yet fully exhausted.

Only if the appropriate operating parameters are available is it possible to specify the design parameters for a particular application during cost optimization. This design procedure presupposes accurate knowledge of the dust properties and the chemistry of the process gas, an ideal approach flow to the filter bags, and then the correct choice of bag quality.

The important design parameters are generally the A/C-ratio, the filter differential pressure Δp and the cleaning system. A significant core variable here is the cleaning pressure p_t . The setting of this parameter has a crucial influence on the capital and operating costs of a dedusting system. Fundamental doubts should be cast on the accepted parameters such as A/C-ratio of $1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$, filter differential pressure of $> 14 \text{ mbar}$ and cleaning pressures of 3 to 5 bar.

For example, the power consumption of the fan accounts for 60–80 % of the operating costs of a filter system. The second largest share of the operating costs falls to the purchase of new replacement filter media. The bag service life has a substantial effect on the cost structure, especially in view of the increased use of expensive hot gas filtering media. The third most important cost factor, the compressed air consumption, should not be underestimated.

2. Explanation and interaction of the design parameters

The total filter area required can be deduced from the relevant filter area loading. The main effect of a higher A/C-ratio is to reduce the filter area, so it also determines the size of the filter plant. A further result is that the components of the cleaning system, such as diaphragm valves and support cages, can be reduced. A higher filter area loading permits a more compact and therefore less expensive design.

However, the basic precondition for a higher A/C-ratio of $> 1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ is a very effective cleaning system. Cleaning systems which operate inefficiently can only achieve an increase in the filter area loading by raising the cleaning frequency and the pressure. These two core variables affect the mechanical wear of the expensive filter bag material. A higher A/C-ratio also leads to increased flow resistance in the filter housing and the pressure drop increases.

The total differential pressure of the entire filter system is made up of the following sub-components: pressure drop in the raw gas duct, inlet flow loss in the filter housing, pressure drop across the filter bag, and pressure drop in the clean gas chamber. The pressure drop across the bag accounts for the largest proportion, and the basic pressure drop of the filter material increases to a varying extent with time as the dust becomes irreversibly embedded in the filter material.

A higher differential pressure requires a higher fan capacity. The differential pressure should therefore always be borne in mind. Naturally, from the point of view of the plant operator the prime requirement is to keep the differential pressure as low as possible. If a low filter

genbetreibers als oberstes Gebot, den Differenzdruck möglichst gering zu halten. Ist ein geringer Filterdifferenzdruck der Filteranlage gewährleistet, so kann der Ventilator mit geringerer Gesamtdruckerhöhung und Antriebsleistung ausgelegt werden.

Der Abreinigungsdruck ist definiert als Druck im Speicherbehälter, nicht als Druck in der Mündung der Treibstrahldüse. Der Druck an der Treibstrahldüse ist immer geringer als der Speicherdruck. Am Markt stehen derzeit vor allem die beiden Systeme High Pressure – Low Volume (HPLV) und Low Pressure – High Volume (LPHV) im Wettbewerb zueinander. HPLV zeichnet sich durch einen geringen Druckluftverbrauch aus. Die höheren Beschleunigungs- und Verzögerungskräfte beim Abreinigungsvorgang bewirken im Wesentlichen den erhöhten Verschleiß des Filtermaterials. Der hohe Abreinigungsdruck wirkt sich aber nachteilig auf die Standzeit der Filterschläuche aus. Beim LPHV-System erfolgt die Abreinigung durch einen Spülluftstrom. Man kann daher von einer schonenderen Abreinigung des Filterschlauches und somit von einer wesentlich höheren Lebensdauer der Filterschläuche ausgehen. In der Folge führt dieser Spülluftstrom aber zu einem erhöhten Druckluftverbrauch und ist nur bis zu einer bestimmten Filterflächenbelastung wirksam. Ist die Qualität der Abreinigung nicht ausreichend, so lässt sich diese nur durch Anheben des Abreinigungsdruckes und/oder Erhöhung der Abreinigungshäufigkeit korrigieren.

Aufgrund der Wechselwirkung der Auslegungsparameter ist für eine Kostenoptimierung der Filteranlage eine möglichst hohe FFB, ein möglichst geringer Differenzdruck und ein möglichst geringer Abreinigungsdruck anzustreben.

3. Grundzüge von EMC

Das EMC (Energy-Minimizing-Concept) basiert auf einer Niederdruck-Puls-Jet-Abreinigung. Das bewährte Impulsabreinigungssystem von Scheuch arbeitet nicht nur mit einem geringen Speicherdruck, sondern auch mit einem geringen Volumen an erforderlicher Druckluft. Man kann daher dieses System als Low Pressure – Low Volume-Abreinigung (LPLV) bezeichnen. Auf Grund des strömungslosen Zustandes genügt es, dass der Druckluftstoß leicht an das Filtermedium anknüpft. Der Staubkuchen fällt auf einen Schlag vom Filtermedium ab und hat genügend Zeit, sich im Trichter abzusetzen. Dieses Abreinigungssystem arbeitet so wirkungsvoll und nachhaltig, dass das Filter dadurch mit einem geringen Differenzdruck betrieben werden kann. Durch den geringen Speicherdruck werden die Filterschläuche wesentlich sanfter und schonender abgereinigt.

Grundlage für die Wirkungsweise der EMC-Technologie ist das Scheuch-Impulsabreinigungssystem. Im **Bild 1** – von links beginnend – wird zunächst ein Filterschlauch während der Filtrationsphase dargestellt. Der Staub lagert sich außen an der Oberfläche des Filterschlauches ab. Bei der Abreinigung wird nun ein Druckluftstoß ins Innere des Filterschlauches geleitet. Die spezielle Ausführung der Treibstrahldüsen bewirkt, dass trotz geringen Speicherdruckes der Filterschlauch über seine ganze Länge gereinigt wird. Die Doppeldüsen leiten vor allem den Druckluftstrahl exakt in die Mitte des Filterschlauches. Die beiden Freistrahlen aus den Düsen wirken dabei wie eine Strahlpumpe und reißen auf ihrem Weg in den Filterschlauch ein vielfaches an Umgebungsluft aus dem Reingasraum mit.

Um nun die Mechanismen und Wirkungsweise von EMC besser verstehen und zusätzlich weitere Verbesserungen und Optimierungen vornehmen zu können, wurden an der Versuchsanlage im Hause SCHEUCH Aufnahmen mit einer Hochgeschwindigkeitskamera durchgeführt. Sie erfolgten an einer Versuchsanlage mit 6 000 mm langen Filterschläu-

differential pressure is achieved in the filter plant then a fan can be specified with a lower overall pressure increase and drive rating.

The cleaning pressure is defined as the pressure in the tank, not as the pressure at the opening of the propulsive jet nozzle. The pressure at the propulsive jet nozzle is always lower than the tank pressure. At present the main competition in the market is between two systems, namely High Pressure – Low Volume (HPLV) and Low Pressure – High Volume (LPHV). HPLV is characterized by a low compressed air consumption. The main effect of higher acceleration and retardation forces during the cleaning process is to increase the wear on the filter material, and the high cleaning pressure has a detrimental effect on the service life of the filter bag. In the LPHV system the cleaning is carried out by a scavenging air flow. It can be assumed that the filter bag is cleaned more gently and therefore has a substantially longer life. However, this scavenging air flow leads to increased compressed air consumption and is only effective up to a certain filter area loading. If the quality of cleaning is not sufficient then it can only be corrected by raising the cleaning pressure and/or increasing the cleaning frequency.

Due to the interaction between the design parameters the effort should be made to achieve the highest possible filter area loading, the lowest possible differential pressure and the lowest possible cleaning pressure to optimize the costs.

3. Principle features of the EMC

The EMC (Energy-Minimizing Concept) is based on a low-pressure pulsed jet cleaning system. The proven pulsed cleaning system from Scheuch not only operates with a low tank pressure but also requires a low volume of compressed air. This system can therefore be designated a Low Pressure – Low Volume (LPLV) cleaning system. Because of the no-flow state it is sufficient for the compressed air blast to strike lightly against the filter medium. The dust cake falls from the filter medium at one blow and has sufficient time to drop into the hopper. This cleaning system works so effectively and thoroughly that the filter can be operated with a low differential pressure. The low tank pressure means that the filter bags are cleaned substantially more softly and gently.

The operation of the EMC technology is based on the Scheuch pulsed cleaning system. Starting from the left, **Fig. 1** first shows a filter bag during the filtration phase. The dust is deposited on the outer surface of the filter bag. During the cleaning a blast of compressed air is then introduced into the inside of the filter bag. The special design of the propulsive jet nozzles means that in spite of the low tank pressure the filter bag is cleaned over its



BILD 1: Schematische Darstellung des Scheuch Impulsabreinigungssystems

FIGURE 1: Diagrammatic representation of the Scheuch pulsed cleaning system

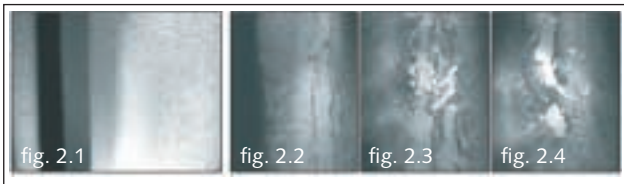


BILD 2: Verschiedene Stadien des EMC bei Niederdruck-Puls-Jet-Abreinigung eines Filterschlauches, bei einem Speicherdruck von 1,0 bar, Filterschlauchlänge 6000 mm, Messposition 4500 mm unterhalb des Injektors

FIGURE 2: Different stages of the EMC during low-pressure pulsed jet cleaning of a filter bag, with a tank pressure of 1.0 bar, filter bag length of 6000 mm, measurement position 4500 mm below the injector

chen, wobei die Aufnahmen durch ein Sichtfenster in einer Höhe von 4 500 mm unterhalb des Schlauchbodens gemacht wurden.

In der Filtrationsphase wurde eine Filterflächenbelastung von $1,5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ gefahren, dem Rohgasstrom kontinuierlich Staub $50 \text{ g}/\text{Bm}^3$ zudosiert und ein Filterkuchen von ca. 2 mm Stärke aufgebaut. Anschließend erfolgte die Niederdruck-Puls-Jet-Abreinigung bei einem Speicherdruck von 1,0 bar.

Im **Bild 2** wird – von links beginnend – die Filtrationsphase dargestellt. Sehr deutlich ist das sternförmige Anliegen des Filterschlauches am Stützkorb zu sehen. Am linken Bildrand ist bereits der Schlauch der benachbarten Schlauchreihe zu erkennen. Die nun folgenden Bilder zeigen das Ablösen des Filterkuchens bei der Niederdruck-Puls-Jet-Abreinigung. Zunächst läuft die durch die Abreinigung eingeleitete Druckwelle von oben nach unten den Schlauch entlang (fig. 2.2). Im Gegensatz zur Hochdruck-Abreinigung, bei der der Filterschlauch starken Beschleunigungs- und Verzögerungskräften ausgesetzt ist, wird bei EMC der Filterschlauch durch die durchlaufende Druckwelle nur leicht angeklopft. Der Filterkuchen bricht auf und beginnt sich in großen Schollen zu lösen.

Der abgelöste Filterkuchen behält nunmehr seine schollenartige Struktur bei (fig. 2.3 und 2.4). Die sehr flächigen Agglomerate gleiten regelrecht die Oberfläche des Filterschlauches entlang vertikal nach unten. Gerade in diesen Agglomeraten ist der Feinstaub gebunden, der ansonsten sehr schwer sedimentiert. Die schollenartigen Agglomerate haben aufgrund der langen Abreinigungsintervalle ausreichend Zeit, um sich im Staubsammeltrichter abzusetzen. Überdies sei an dieser Stelle darauf hingewiesen, dass der Filterkuchen an sich die beste Abscheidewirkung aufweist. Das Binden gerade der Feinstfraktion in diesen Agglomeraten und die hervorragende Sedimentation bewirken eine ideale Abscheidung der feinen Staubpartikel. Der Filterschlauch wird durch das EMC mit Niederdruck nachhaltig und gründlich über seine gesamte Länge abgereinigt, wodurch die Umlaufzeit verlängert werden kann.

Praxiserfahrungen zeigen, dass mit EMC je nach Anwendungsfall und Gaszusammensetzung folgende Auslegungsparameter entsprechend der **Tabelle 1** erreicht werden:

TABELLE 1: Auslegungsparameter nach EMC

TABLE 1: Design parameters for the EMC

Filterflächenbelastung (FFB)	bis $1.6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$
A/C-ratio	up to 1.6
Differenzdruck Δp differential pressure Δp	8–12 mbar
Abreinigungsdruck p_t tank pressure p_t	0.8–2.2 bar

Durch das optimierte Abreinigungsverhalten kann das Filter mit einem geringeren Differenzdruck betrieben werden. Die Kosten für die Ventilatorenergie werden somit um

entire length. The double nozzles introduce the jet of compressed air into the exact centre of the filter bag. The two free jets from the nozzles act like a jet pump and on their way into the filter bag they entrain a much larger volume of ambient air from the clean gas chamber.

Photographs were taken with a high-speed camera in the test plant at SCHEUCH to provide a better understanding of the mechanism and mode of operation of the EMC and enable further improvements and optimization work to be carried out. The photographs were taken in a test plant with 6000 mm long filter bags through an observation window located 4500 mm below the bag plate.

The filtration phase was carried out at a A/C-ratio of $1.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$. Dust was added continuously to the raw gas flow at a rate of $50 \text{ g}/\text{Am}^3$ and a filter cake with a thickness of about 2 mm built up. The low-pressure pulsed jet cleaning was then carried out at a tank pressure of 1.0 bar.

The filtration phase is shown in **Fig. 2** – starting from the left (fig. 2.1). This shows clearly how the filter bag lies against the supporting cage in the shape of a star. The bag from the adjacent bag row can just be seen on the left of the picture. The subsequent pictures show the detachment of the filter cake during the low-pressure pulsed jet cleaning. The first step is for the pressure wave induced by the cleaning system to run down the bag from top to bottom (fig. 2.2). With the EMC the filter bag is only lightly struck by the passing pressure wave, in contrast to high-pressure cleaning in which the filter bag is subjected to severe acceleration and retardation forces. The filter cake breaks up and starts to detach itself in large lumps.

The detached filter cake still retains its lump-like structure (figs. 2.3 and 2.4). The very 2-dimensional agglomerates slide vertically downwards along the surface of the filter bag. The fine dust, which is otherwise very difficult to collect, is combined in these agglomerates. Because of the long cleaning intervals the lump-like agglomerates have sufficient time to drop into the dust collecting hopper. It should be pointed out here that the filter cake itself provides the best collecting action. The binding of the ultrafine fraction in these agglomerates and the excellent sedimentation results in ideal collection of the fine dust particles. The filter bag is cleaned thoroughly and fundamentally over its entire length at low pressure by the EMC, so the cycle time can be extended.

Practical experience shows that, depending on the application and gas composition, the EMC can achieve the design parameters shown in **Table 1**.

Due to the optimized cleaning characteristics the filter can be operated with a lower differential pressure. The fan power costs are therefore lowered by 10–30 %. Due to the low cleaning pressure the bag is cleaned softly and gently. The no-flow state during the cleaning prevents the filter bag from rebounding against the support cage. The number of cleaning pulses is also significantly reduced by the EMC technology so that an increase in the life of the filter bag of at least 50 % can be expected. The EMC not only makes it possible to double the intervals between cleaning, and therefore halve the number of cleaning pulses, but also to reduce the cleaning pressure to 0.8 to 2.2 bar. These two facts lead to a reduction in compressed air consumption by 60–90 %.

The operating data and performance potential of the EMC high-performance filter are described and illustrated with the aid of two reports on industrial experience.

*) $\text{Am}^3 = \text{m}^3$ measured under operating conditions

10–30 % gesenkt. Durch den niedrigen Abreinigungsdruck wird der Schlauch sanft und schonend abgereinigt. Der strömungslose Zustand während der Abreinigung verhindert das Rückschlagen des Filterschlauches auf den Stützkorb. Zudem werden durch die EMC-Technologie die Anzahl der Abreinigungsimpulse deutlich reduziert, wodurch eine Verlängerung der Lebensdauer der Filterschläuche von mindestens 50 % zu erwarten ist. Durch EMC ist es gelungen, einerseits die Abreinigungsintervalle auf das Doppelte zu verlängern und somit die Anzahl der Abreinigungsimpulse auf die Hälfte zu reduzieren, andererseits wurde der Abreinigungsdruck auf 0,8 bis 2,2 bar gesenkt. Diese beiden Tatsachen führen zu einer Reduktion des Druckluftverbrauches um 60–90 %.

Anhand von zwei Erfahrungsberichten werden die Betriebsdaten und das Leistungspotential des Hochleistungsfilters EMC dargestellt und aufgezeigt.

4. Praxiserfahrung am Ofenfilter Lafarge Perlmöser AG, Mannersdorf, Österreich

Am Ofenfilter Mannersdorf wurde zum ersten Mal das Abreinigungssystem EMC in einer Großanlage umgesetzt. Diese Anlage ist mit einer Filterfläche von 7 000 m² ausgeführt und für einen Volumenstrom von 460 000 Bm³/h ausgelegt. Die Schlauchlänge beträgt 4 500 mm. Als Filtermaterial wurde auf Grund der Temperaturspitzen bis zu 220 °C ein Nadelfilz aus P84 mit anströmseitiger Mikrofaser-Konstruktion gewählt. Die Steuerung der Filteranlage erfolgt differenzdruckabhängig. Die Filteranlage war von Anfang an so ausgeführt, dass sie sowohl mit einer Standardabreinigung mit 5 bar als auch mit dem EMC-System mit 1 bar Abreinigungsdruck betrieben werden kann. Die Inbetriebnahme mit der Standardabreinigung erfolgte im Februar 2001. Nach dreimonatigem Betrieb mit der Standardabreinigung wurde die Filteranlage auf EMC umgeschaltet. Seit Sommer 2001 läuft die Ofenentstaubung mit einem Speicherdruck von 1,0 bis 1,2 bar ohne Probleme. Die ermittelten Betriebsdaten sind in **Tabelle 2** zusammengefasst.

Im Zuge der Messreihen an der Filteranlage wurde auch das Verhalten der Umlaufzeit bei verschiedenen Differenzdrücken untersucht. Bei annähernd konstantem Rohgasstaubgehalt und gleicher Filterflächenbelastung wurde sowohl bei der Standardabreinigung als auch bei der EMC-Betriebsweise die Umlaufzeit erfasst. Im **Bild 3** werden diese Ergebnisse bei einer Filterflächenbelastung von 0,9 m³/m² min gegenübergestellt. Der Grund für diese geringe FFB liegt darin, dass zum damaligen Zeitpunkt der Messungen aufgrund der Prozesssituation bei der Standardabreinigung keine höhere FFB gefahren werden konnte.

Betrachtet man den Differenzdruck von 10 mbar, so kann man deutlich erkennen, dass EMC nahezu die doppelte

TABELLE 2: Betriebsdaten der Ofenentstaubungsanlage bei Lafarge Perlmöser AG, Mannersdorf, Österreich

TABLE 2: Operating data of the kiln dedusting plant at Lafarge Perlmöser AG, Mannersdorf, Austria

Filterflächenbelastung im Verbundbetrieb: A/C-ratio in inter-connected operation:	1.0	m ³ /m ² min
Filterflächenbelastung im Direktbetrieb: A/C-ratio in direct operation:	1.2	m ³ /m ² min
Differenzdruck Δp	9.5	mbar (gemessen zwischen Flansch/Flansch)
differential pressure Δp		mbar (measured between flanges)
Abreinigungsdruck p _t cleaning pressure p _t	1.1	bar

4. Practical experience with the kiln filter at Lafarge Perlmöser AG, Mannersdorf, Austria

The EMC cleaning system was implemented for the first time in a large plant at the Mannersdorf kiln filter. This plant has a filter area of 7 000 m² and is designed for a volume flow of 460 000 Am³/h. The bag length is 4 500 mm. Because of temperature peaks up to 220 °C the chosen filter material was a P84 needle felt with a microfibre structure on the approach flow side. The filter plant is controlled on the basis of differential pressure. From the beginning the filter plant was designed so that it could be operated either with a standard cleaning system operating at 5 bar or with the EMC system with a cleaning pressure of 1 bar. Commissioning with the standard cleaning system took place in February 2001. After three months in operation with the standard cleaning system the filter plant was changed over to the EMC system. Since summer 2001 the kiln dedusting system has run at a tank pressure of 1.0 to 1.2 bar without any problems. The measured operating data are summarized in **Table 2**.

The behaviour of the cycle time at different differential pressures was also examined during the series of tests on the filter plant. At virtually constant raw gas dust content and the same filter area loading the cycle time was recorded both for the standard cleaning system and for the EMC mode of operation. These results are compared in **Fig. 3** for a filter area loading of 0.9 m³/m² min. The reason for this low filter area loading is that at the time of the measurements the plant was not operated at higher filter area loadings with the standard cleaning system because of the process situation.

Examination of the differential pressure of 10 mbar shows clearly that the EMC has almost twice the cycle time (= time for one cleaning cycle of all filter bags) when compared to the standard cleaning system. This means that with the EMC the cycle time is lengthened from 20 to 40 min. The ratio is virtually the same for a differential pressure of 14 mbar. As the compressed air consumption for cleaning a row of bags is known it is very simple to find the compressed air consumption under the particular operating conditions.

Fig. 4 shows a compressed air consumption of 90 m³ (stp) for the standard mode of operation at a differential pressure of 10 mbar. On the other hand only 10 Nm³ are required for the EMC operation.

However, there is a limit to the extent to which the differential pressure can be reduced. The limiting variable is the basic pressure drop of the filter medium used. This

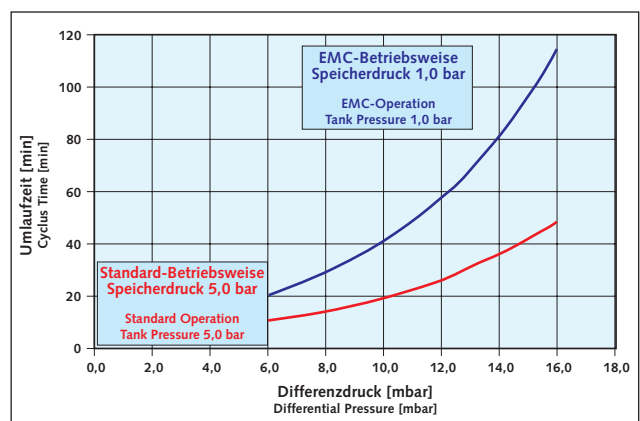


BILD 3: Vergleich der Umlaufzeit für die Betriebsweisen EMC und Standard bei einer Filterflächenbelastung von 0,9 m³/m² min

FIGURE 3: Comparison of the cycle times for the EMC and standard modes of operation at a A/C-ratio of 0.9 m³/m² min

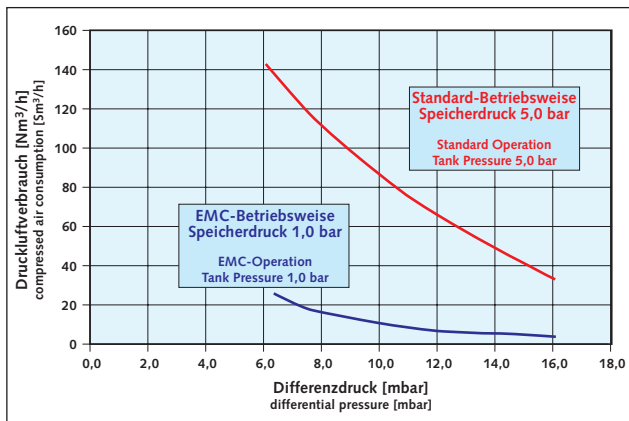


BILD 4: Druckluftverbrauch für die Betriebsweisen EMC und Standard bei einer Filterflächenbelastung von $0,9 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$

FIGURE 4: Compressed air consumption for the EMC and standard modes of operation at a filter area loading of $0.9 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$

Umlaufzeit (= Zeit eines Abreinigungsdurchganges für alle Filterschläuche) im Vergleich zur Standardabreinigung aufweist: Das bedeutet, mit EMC wird die Umlaufzeit von 20 auf 40 min verlängert. Bei einem Differenzdruck von 14 mbar ist das Verhältnis annähernd gleich. Da der Druckluftverbrauch bei der Abreinigung einer Schlauchreihe bekannt ist, kann daraus sehr einfach auf den Druckluftverbrauch im jeweiligen Betriebszustand geschlossen werden.

Im **Bild 4** kann man für einen Differenzdruck von 10 mbar einen Druckluftverbrauch von 90 Nm^3 für die Standard-Betriebsweise entnehmen. Dagegen sind bei EMC-Betrieb nur 10 Nm^3 erforderlich.

Eine Reduktion des Differenzdruckes ist allerdings nicht unbegrenzt möglich. Die limitierende Größe dabei ist der Grunddruckverlust des eingesetzten Filtermediums. Dieser Grunddruckverlust Δp_r ist derjenige Druckverlust, den das Filtermedium in die Druckverlustbilanz einbringt.

Im Neuzustand eines Filterschlauches ist der Restdruckverlust noch sehr gering. Sobald der Filterschlauch aber mit Staub beaufschlagt wird, wandern die Staubpartikel in die oberste Schicht des Filtermediums. Diese Staubpartikel bilden im Filtermedium die oberflächenorientierte Kuchenbasis. An der Kuchenbasis wird der eigentliche Filterkuchen anfiltriert und bildet die Grundlage für die Abscheidung. Der reine Faserverbund wäre für eine Staubabscheidung zu grobmaschig und muss durch die Kuchenbasis konditioniert werden (**Bild 5**). Nun reduziert dieser eingetragene Staub das durchströmbare Porenvolumen. Der Druckverlust des Filtermaterials steigt an. Dieses Verhalten kann sowohl bei Nadelfilzkonstruktionen als auch bei PTFE-Membranen beobachtet werden. Beide Qualitäten zeigen eine deutliche Zunahme des Flächengewichts. Eine gewisse Stärke der Kuchenbasis darf dabei nicht überschritten werden, weil ansonsten der Druckverlust deutlich zunehmen würde.

Bei der Standardabreinigung wird das Eindringen der Staubpartikel aufgrund der Beschleunigungs- und Verzögerungskräfte beim Abreinigen begünstigt. Mehr Staubpartikel wandern in den Filterschlauch und erzeugen über die Zeit einen höheren Druckverlust. Wird der Schlauch zu stark abgereinigt, kann man reingasseitig sogar Durchschläge von Staubpartikeln feststellen. Man spricht dann vom Teppichkloppereffekt. Diese Staubpenetration kann sich mehr oder weniger stabilisieren.

EMC jedoch verhindert weitestgehend das Eindringen von Staubpartikeln in den Nadelfilz. Man kann davon ausgehen, dass der Nadelfilz nach 400 bis 600 Stunden diese Kuchenbasis aufgebaut hat. In diesem Falle wird der Filterschlauch als „eingefahren“ bezeichnet.

basic pressure drop Δp_r is the pressure drop which the filter medium introduces into the pressure drop balance.

When a filter bag is new the residual pressure drop is very low. However, as soon as the filter bag comes into contact with dust the dust particles migrate into the upper layer of the filter medium. These dust particles form the surface-oriented base for the cake in the filter medium. The actual filter cake is filtered on the cake base and forms the basis for the dust collection. The mesh of the interlocking fibres by themselves would be too coarse for collecting dust and must be conditioned by the cake base (**Fig. 5**). This embedded dust now reduces the pore volume through which the flow can pass. The pressure drop of the filter material rises. This behaviour can be observed both with needle felt structures and with PTFE membranes. Both types exhibit a significant increase in weight per unit area. A certain thickness of the cake base must not be exceeded as otherwise there would be a significant increase in the pressure drop.

With the standard cleaning system the penetration of the dust particles is assisted during the cleaning because of the acceleration and retardation forces. More dust particles migrate into the filter bag and over time generate a higher pressure drop. If the bag is cleaned too severely then dust particles can be found which have broken through to the clean gas side. This dust penetration can stabilize itself to a certain extent.

The EMC, however, very largely prevents the penetration of dust particles into the needle felt. It can be assumed that after 400 to 600 hours the needle felt has built up this cake base, and the filter bag can be described as “run-in”.

At the Mannersdorf kiln filter one filter bag was removed after an operating time of 6 months and another bag after 15 months; these were examined in the laboratory. The cross-section of the unused P84 needle felt is shown in **Fig. 6** (fig. 6.1). A stable cake base with a thickness of 0.2 mm has formed after 6 months (fig. 6.2). No further penetration of dust can be detected after 15 months' operation (fig. 6.3). The cake base retains its thickness, which is very small compared with the thickness of the needle felt of 2.8 mm.

The air permeability is the main measure of the ability of a filter medium to regenerate. It is measured in the laboratory at 200 Pa as specified in DIN 53887. When it is new the filter bag has a weight per unit area of $550 \text{ g}/\text{m}^2$ and an air permeability of $150 \text{ l}/\text{dm}^2 \text{ min}$. For the subsequent examinations the filter bag was removed care-

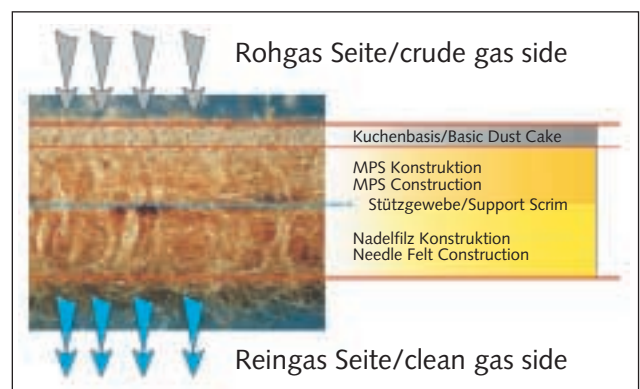


BILD 5: Querschnittaufnahme eines P84-Nadelfilzes zur Erläuterung der Nadelfilzkonstruktion und des Filtrationsverhaltens (Ofenfilter Mannersdorf)

FIGURE 5: Photograph of the cross-section of a P84 needle felt to illustrate the needle felt structure and the filter behaviour (Mannersdorf kiln filter)

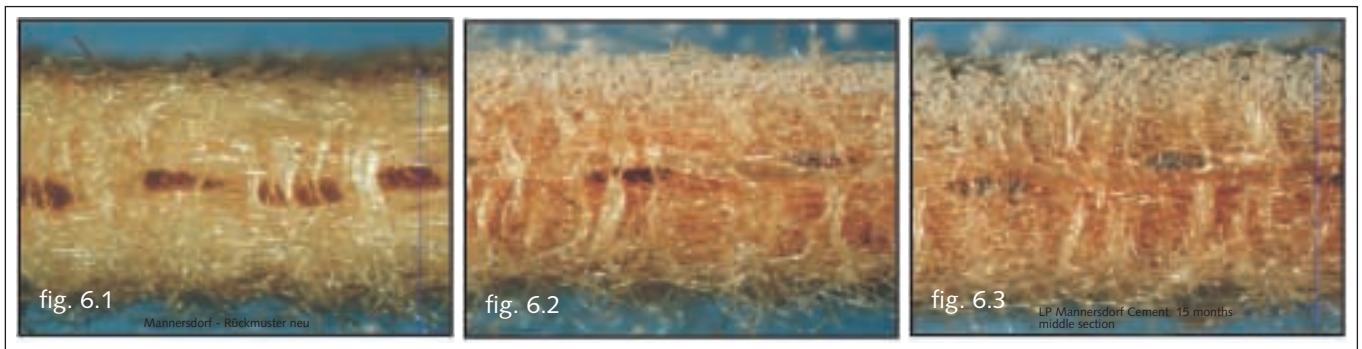


BILD 6: Querschnitte durch Nadelfilz in neuem Zustand und nach jeweils 10 und 15 Monaten Betriebseinsatz

FIGURE 6: Cross-sections through new needle felt when new and after 10 and 15 months in operation

Am Ofenfilter Mannersdorf wurden jeweils nach einer Betriebsdauer von 6 Monaten und 15 Monaten ein Filterschlauch gezogen und im Labor untersucht. Im **Bild 6** (fig. 6.1) wird der Querschnitt des neuwertigen P84 Nadelfilzes gezeigt. Bereits nach 6 Monaten (fig. 6.2.) hat sich eine stabile Kuchenbasis von 0,2 mm Stärke ausgebildet. Nach 15 Monaten Betrieb (fig. 6.3) ist kein weiteres Eindringen des Staubes zu erkennen. Die Kuchenbasis behält ihre Stärke bei, die bei einer Dicke des Nadelfilzes von 2,8 mm nahezu verschwindend ist.

Als Maß für die Regenerierbarkeit eines Filtermediums dient in erster Linie die Luftdurchlässigkeit. Sie wird im Labor bei 200 Pa nach DIN 53887 gemessen. Im neuwertigen Zustand hat der Filterschlauch ein Flächengewicht von 550 g/m² und eine Luftdurchlässigkeit von 150 l/dm² min. Der Filterschlauch war nun für die nachstehenden Untersuchungen vorsichtig aus der Anlage gezogen worden, um die Beschaffenheit weitestgehend beizubehalten. Nach einem 6-monatigen Betrieb hatte sich im Filterschlauch ein Staubkuchen von ca. 150–170 g/m² Filterfläche eingelagert. Die Luftdurchlässigkeit wurde mit 22,9 l/dm² min gemessen. Nach 15 Monaten Betrieb ist die eingelagerte Staubmasse der Kuchenbasis weitestgehend gleich geblieben. Das Flächengewicht hat sich zwar leicht erhöht, liegt aber immer noch in einem Bereich von 170 g/m² Filterfläche. Die Luftdurchlässigkeit ergab Werte von 17 bis 23 l/dm² min. Das Ergebnis dieser Laboruntersuchung deutet auf einen stabilen Filtrationsbetrieb hin. Das Staubeindringverhalten wird durch die Niederdruck-Puls-Jet-Abreinigung auf ein Minimum reduziert. Im Filzquerschnitt sind keine tiefen Staubeindringungen erkennbar.

Der Kuchenaufbau ist anhand der Mikroskopieaufnahme des Nadelfilzquerschnittes im Bild 6 gut zu erkennen. Durch eine maximale Eindringtiefe von ca. 0,2 mm in die Filzstruktur wird eine permanente Kuchenbasis gebildet. Die Staubpartikel verschiedenster Korngrößen bleiben an den multilobalen P84-Fasern haften und verhindern dadurch ein tieferes Eindringen weiterer Staubteilchen. Nach der Abreinigung durch das Niederdrucksystem bricht der über dem Filz stehende Kuchen schollenartig ab. Im erneuten Filtrationszyklus lagern sich frische Teilchen an der bestehenden Staubbasis an, wodurch die neue Kuchenschicht aufgebaut wird. Es ist deutlich erkennbar, dass der überwiegende Teil des Querschnitts frei von Staub ist. Fein- und Feinstpartikel werden somit effizient am Kuchen abgeschieden, was durch die extrem niedrigen Emissionswerte der Online-Messung am Kamin bestätigt wird.

5. Praxiserfahrung mit dem Sichterfilter SPZ Solnhofen, Deutschland

Gleichzeitig mit einem neuen Hochleistungssichter für die Zementmühle IV wurde die entsprechende Entstaubungsanlage installiert. Dieser Sichter ist dadurch gekennzeichnet, dass das Sichterfeingut nach unten aus dem Sichter

fully from the plant so that as far as possible its condition remained undisturbed. After six months' operation a dust cake of 150–170 g/m² filter area has become embedded in the filter bag. An air permeability of 22.9 l/dm² min was measured. After 15 months' operation the embedded weight of dust in the cake base was substantially the same. The weight per unit area had in fact slightly increased but still lay in the range of 170 g/m² filter area. The air permeability gave values of 17 to 23 l/dm² min. The result of this laboratory examination indicates a stable filtration operation. The dust penetration behaviour is reduced to a minimum by the low-pressure pulsed jet cleaning. No deep dust penetration could be detected in the filter cross-section.

The build-up of cake can be seen clearly in the photomicrograph of the needle felt cross-section in Fig. 6. A permanent cake base is formed by a maximum depth of penetration of about 0.2 mm into the felt structure. The dust particles with a wide variety of particle sizes are retained in the multi-lobed P84 fibres, and this prevents other dust particles penetrating more deeply. After the cleaning by the low-pressure system the cake on the felt breaks away in lumps. In a new filtration cycle fresh particles are deposited on the existing dust base and build up the new cake layer. It can be seen clearly that the majority of the cross-section is free from dust. Fine and ultrafine particles are therefore collected efficiently on the cake, which is confirmed by the extremely low emission values from the online measurement in the chimney.

5. Practical experience with the classifier filter at SPZ Solnhofen, Germany

An appropriate dedusting plant was installed at the same time as a new high-performance classifier for cement mill IV. This classifier is characterized by the fact that the classifier fines are discharged downwards from the classifier. All the fines are collected in the downstream bag filter equipped with the EMC (**Fig. 7**). It is designed for a volume flow of 76 000 Am³/h at an average operating temperature of 90 °C. The filter bag length is 4 500 mm and the filter area is 1120 m². Polyester needle felt with a special finish for cement was chosen as the filter material for this application. The cleaning system for the filter bags is controlled by differential pressure. At present three different grades of cement are ground in the cement mill. The Blaine value can lie between 2 800 and 4 500 cm²/g depending on the grade. The raw gas dust loading at maximum mill output lies between 700 and 1000 g/Am³. The operating data for the dedusting system are summarized in **Table 3**.

When the operating data were recorded the compressed air consumption was measured in the main supply line for the filter. On the basis of this flow measurement it was possible to carry out a balance for the actual overall



BILD 7: Blick auf die Entstaubung des Sichters. Im Vordergrund ist das Kopfteil des Sichters zu erkennen, im hinteren Teil des Bildes das Filter mit EMC

FIGURE 7: View of the classifier dedusting system. The top of the classifier can be seen in the foreground; the filter with the EMC is at the rear of the picture

ausgetragen wird. Die Abscheidung des Feingutes erfolgt vollständig im nachgeschalteten Schlauchfilter mit EMC-Technik (**Bild 7**). Es ist für einen Volumenstrom von 76 000 Bm³/h bei einer mittleren Betriebstemperatur von 90 °C ausgelegt. Die Länge der Filterschläuche beträgt 4 500 mm und als Filterfläche ergeben sich 1 120 m². Als Filtermaterial wurde für diesen Einsatzfall Polyester Nadelnadeln mit spezieller Ausrüstung für Zement ausgewählt. Die Abreinigung der Filterschläuche erfolgt differenzdruckgesteuert. In der Zementmühle werden derzeit drei verschiedene Zementqualitäten gemahlen. Je nach Qualität kann der Blaine-Wert zwischen 2 800 und 4 500 cm²/g betragen. Die Rohgasstaubbelastung liegt bei maximaler Mühlenleistung zwischen 700 und 1 000 g/Bm³. In **Tabelle 3** sind die Betriebsdaten der Entstaubungsanlage zusammengefasst.

Im Zuge der Betriebsdatenerfassung wurde der Druckluftverbrauch in der Hauptversorgungsleitung für das Filter gemessen. Anhand dieser Durchflussmessung konnte der tatsächliche Druckluftgesamtverbrauch des Filters über längere Zeit bilanziert werden. Der Druck in der Versorgungsleitung betrug 6 bis 7 bar. Zur Messung der Durchflussmenge war in der Versorgungsleitung ein Sensor eingebaut worden. Problematisch bei der Messung des Druckluftverbrauches ist vor allem, dass unmittelbar nach dem Abreinigen kurzfristig Durchflussspitzen auftreten. Durch die Wahl der geeigneten Abtastrate bei der Datenerfassung konnte jedoch auch diese Problematik bewältigt werden.

Für die EMC-Betriebsweise wurde nun der im Netz anstehende Druck über ein Drosselorgan auf den Betriebsdruck von 1,0 bis 1,2 bar reduziert. Nach dieser Drosselung wurde der Speicherdruck erfasst. Gleichzeitig wurde der Differenzdruck zwischen Rohgasflansch und Reingasflansch aufgezeichnet. Dem Tagesprotokoll konnte abschließend die zum jeweiligen Zeitpunkt gemahlene Zementqualität und

TABELLE 3: Betriebsdaten der Entstaubungsanlage Solnhofen

TABLE 3: Operating data for the Solnhofen dedusting plant

Filterflächenbelastung (FFB) A/C-ratio	1.30	m ³ /m ² min
Differenzdruck Δp differential pressure Δp	10	mbar (gemessen zwischen Flansch/Flansch) mbar (measured between flanges)
Abreinigungsdruck p _t tank pressure p _t	1.0	bar

TABELLE 4: Feinheitswerte und Betriebsdaten der untersuchten Zemente

TABLE 4: Fineness values and operating data of the cements investigated

Zementsorte cement type	Blaine-Wert Blaine figure [cm ² /g]	Durchsatz throughput t/h	Rohgasstaub- konzentration raw gas dust concentration g/Bm ³ /g/Am ³
Normalzement normal cement	2800	48–50	640
Kalkzement lime cement	3800	40–42	550
Hochwertzement high-grade cement	3200	37–39	520

consumption of the filter over a fairly long period. The pressure in the supply line was 6 to 7 bar. A sensor was installed in the supply line to measure the flow. The main problem when measuring the compressed air consumption was that short-term flow peaks occurred immediately after the cleaning. However, this problem was overcome by selecting a suitable sampling rate for the data recording.

For the EMC mode of operation the pressure in the supply network was reduced to the operating pressure of 1.0 to 1.2 bar by a throttle valve. The tank pressure was measured after this pressure reduction. The differential pressure between raw gas flange and clean gas flange was also recorded. The cement grade and material output at any particular time could be obtained from the grinding logbook. Three types of cement – normal cement, lime cement and high-grade cement – are currently being ground. **Table 4** summarizes the cements investigated.

Fig. 8 shows measured values after an operating period of the filter plant of 2 months. After this period it could be assumed that the residual pressure drop of the needle felt had now reached a stable level. The measurements can be regarded as representative. It is very clear from **Fig. 8** that in spite of the high dust concentration and the high A/C-ratio of 1.3 m³/m² min the differential pressure of the filter plant remained constant at 10 mbar. The differential pressure stayed constant over many days. Only on starting up the filter plant after a fairly long stoppage do short-term peaks appear in the differential pressure. The cleaning system operates faultlessly at a tank pressure of 1.0 bar.

The flow per minute through the test line is shown in **Fig. 9**. The total of the individual values then gives the compressed air consumption per hour. If the compressed air consumption is examined over the same period – as

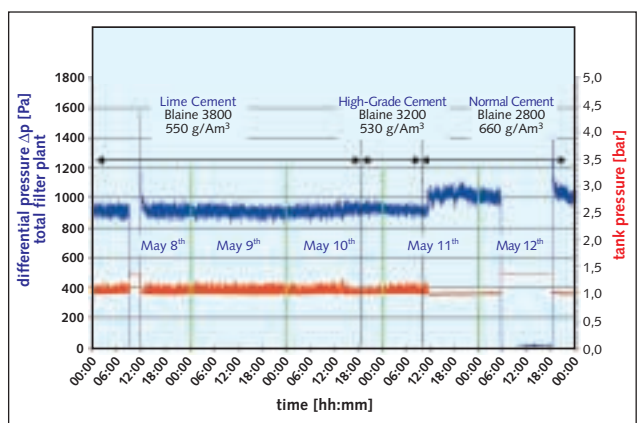


BILD 8: Differenzdruck und Abreinigungsdruck der Filteranlage nach einer Betriebsdauer von 2 Monaten

FIGURE 8: Differential pressure and cleaning pressure of the cleaning plant after an operating period of 2 months

der Materialdurchsatz entnommen werden. Grundsätzlich werden derzeit die drei Zementsorten – Normalzement, Kalkzement und Hochwertzement vermahlen. Eine Übersicht über die untersuchten Zemente gibt **Tabelle 4**.

Das **Bild 8** zeigt Messwerte nach einer Betriebsdauer der Filteranlage von 2 Monaten. Nach dieser Periode kann man davon ausgehen, dass der Restdruckverlust des Nadelfilzes zu diesem Zeitpunkt ein stabiles Niveau erreicht hat. Die Messungen sind als repräsentativ anzusehen. Im Bild 8 ist sehr deutlich zu erkennen, dass trotz der hohen Staubkonzentration und der hohen Filterflächenbelastung von $1,3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ der Differenzdruck der Filteranlage konstant auf 10 mbar bleibt. Der Differenzdruck bleibt über mehrere Tage hinweg konstant. Nur beim Anfahren der Filteranlage nach einem längeren Stillstand treten kurzzeitig Spitzen des Differenzdrucks auf. Die Abreinigung funktioniert bei einem Speicherdruck von 1,0 bar einwandfrei.

Im **Bild 9** ist der Durchfluss durch die Messleitung pro Minute dargestellt. Die Summe der Einzelwerte ergibt schließlich den Druckluftverbrauch pro Stunde. Betrachtet man den Druckluftverbrauch im selben Zeitraum – wie im Bild 8 –, so ist deutlich zu erkennen, dass der Verbrauch den extrem niedrigen Wert von 15 Nm^3 pro Stunde nicht überschreitet. Bei Kalkzement und Hochwertzement beträgt der Verbrauch im Durchschnitt 12 bis $13 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Aufgrund der hohen Staubfracht von Normalzement verkürzt sich die Umlaufzeit und der Druckluftverbrauch steigt leicht an.

6. Schlussbemerkung

Aus den bereits bestehenden Filteranlagen wurden diese beiden Praxisfälle ausgewählt, um sowohl ein Beispiel für eine Großanlage als auch für eine kompakte Anlage – und somit das Spektrum des Anwendungsbereiches der EMC-Technologie – darzustellen. Beide Anlagen sind Prozessfilteranlagen und müssen ein stabiles Differenzdruckverhalten und einen konstanten Volumenstrom gewährleisten. Gerade die Sichterentstaubung mit hohen Staubkonzentrationen bei gleichzeitig hoher Filterflächenbelastung zeigt die Möglichkeiten zur Energieeinsparung durch diese neuartige Filtertechnologie in der Praxis bei Dauerbetrieb auf.

Die in den beiden Anlagenberichten erfassten Messwerte erbringen den Beweis, dass das neue System EMC einwandfrei funktioniert. Nach weiterer Erfassung bestimmter Betriebsdaten liegen ausreichend Fakten vor, um eine Kostenrechnung in Bezug auf Investitions- und Betriebskosten und deren Wechselwirkung zueinander vornehmen zu können. Mit Teil 2 in einer nachfolgenden Ausgabe werden die bisherigen technischen Erfahrungswerte mit einer Kostenbetrachtung abgeschlossen werden.

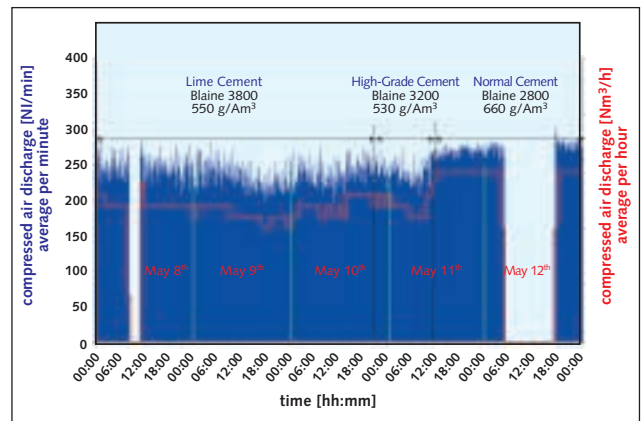


BILD 9: Druckluftverbrauch der Filteranlage für die jeweils gemahlene Zementsorten bei einem konstanten Differenzdruck der Filteranlage von 10 mbar nach einer Betriebsdauer von 2 Monaten

FIGURE 9: Compressed air consumption of the filter plant for the different types of cement ground at a constant differential pressure of the filter plant of 10 mbar after an operating period of 2 months

in Fig. 8 – then it is clear that the consumption does not exceed the extremely low value of 15 m^3 (stp) per hour. With lime cement and high-grade cement the average consumption is 12 to 13 m^3 (stp) per hour. With normal cement the cycle time is reduced because of the high dust loading and there is a slight increase in compressed air consumption.

6. Conclusion

These two practical applications were chosen from the existing filter plants to give examples not only of a large plant but also of a compact plant – and therefore show the full range of application of the EMC technology. Both plants are process filter plants and have to ensure stable differential pressure characteristics and constant volume flows. The classifier dedusting system with its high dust concentration combined with high filter area loading demonstrates the practical potential for energy-saving through this new filter technology during continuous operation.

The measured values given in the two plant reports prove that the new EMC system functions faultlessly. After further recording of certain operating data sufficient facts will be available to carry out a cost calculation with respect to capital and investment costs and their mutual interaction. A further publication in a subsequent issue will examine the costs to round off the values measured so far in industrial operation.

Kostenreduktion durch höheres Leistungspotential bei Prozessfiltern in der Zementindustrie

Teil 2: Gewichtung und Optimierung von Investitions- und Betriebskosten

H. Leibinger, U. Neumann, Auroldmünster/Austria

ZUSAMMENFASSUNG

Der Schlauchfilter ist aufgrund seiner technischen Überlegenheit, gerade in Hinblick auf die Entstaubung von Drehrohröfen in der Zementindustrie, zweifellos Stand der Technik. Mit der neuen EMC-Technologie hat nun SCHEUCH den Stand der Technik wesentlich verbessert und neu definiert. Schon bei der gleichen, marktüblichen Filterflächenbelastung von $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{min}$ zeigt sich ein klarer wirtschaftlicher Vorteil gegenüber den Standard-Systemen mit Hochdruckabreinigung. Dieser Vorteil lässt sich bei zunehmender Filterflächenbelastung noch erheblich steigern. Eine detaillierte Betrachtung der Investitions- und Betriebskosten verschiedener Anlagenbeispiele und Varianten der Betriebsweise werden über einen Zeitraum von 10 Jahren aufgestellt und unterstreichen den Anspruch von EMC auf ein hohes Leistungspotential in wirtschaftlicher und technischer Hinsicht.

SUMMARY

Because of its technical superiority the bag filter undoubtedly represents the state of the art as far as dedusting rotary kilns in the cement industry is concerned. SCHEUCH has now substantially improved and re-defined the state of the art with its new EMC technology. Even with the same air-to-cloth-ratio (A/C-ratio) of $1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{min}$ commonly used there is a clear economic advantage over standard systems using high-pressure cleaning. This advantage is substantially further increased with a higher air-to-cloth-ratio. Detailed examinations of the capital and operating costs of various examples of plants and variants of the mode of operation have been prepared for a period of 10 years and underline the claim by EMC for a high performance potential with respect to cost-effectiveness and technology.

RÉSUMÉ

En raison de sa supériorité technique, justement du point de vue du dépoussiérage de fours rotatifs de l'industrie du ciment, la filtre à manches est sans aucun doute le top de la technique. Avec les nouvelles technologies EMC, SCHEUCH a maintenant nettement amélioré et nouvellement défini l'état de la technique. Déjà avec une charge de surface du filtre conventionnelle, de $1,0 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{min}$ se dessine un avantage économique évident par rapport aux systèmes standard avec nettoyage à haute pression. Cet avantage peut encore nettement augmenté avec une augmentation de la charge sur la surface filtrante. Une étude détaillée des coûts d'investissement et de fonctionnement de différents exemples d'installations et variantes de modes de fonctionnement est conduite sur une durée de 10 années et souligne la prétention de EMC au haut potentiel de performance, aussi bien du point de vue économique, que technique.

RESUMEN

El filtro de mangas es sin lugar a dudas el más apropiado de la técnica debido a sus ventajas técnicas especialmente dirigidas al desempolvado de hornos rotativos en la industria del cemento. SCHEUCH ha mejorado considerablemente y redefinido el estado de la tecnología mediante la nueva EMC. Ya con el mismo ratio de carga superficial de filtrado, común en el mercado, de $1 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{min}$ se aprecia una clara ventaja económica frente a los sistemas standard con limpieza a alta presión. Esta ventaja crece considerablemente al decrecer el ratio de carga superficial. Se presenta una detallada observación de costes de inversión y operación en diferentes instalaciones y variaciones en el modo de operación en un periodo de 10 años que remarcan el cumplimiento de estrictas exigencias en capacidad potencial desde el plano económico y técnico.

Cost reduction through higher performance potential for process filters in the cement industry

Part 2: Weighting and optimization of capital and operating costs

Réduction des coûts par un plus haut potentiel de performance des filtres de processus dans l'industrie du ciment

Part 2 : Evaluation et optimisation des coûts d'investissement et de fonctionnement

Reducción de costes mediante un mayor potencial en capacidad de filtros de proceso en la industria del cemento

Parte 2: Ponderación y optimización de inversiones y costes de operación

1. Einleitung

Zu diesem Thema der Kostenreduktion bei Prozessfiltern in der Zementindustrie wurden in [1] die drei wesentlichen Einflussfaktoren auf die Investitions- und Betriebskosten (IK und BK) eines Gewebefilters ausführlich dargestellt. Diese sind die Filterflächenbelastung (FFB), der Filterdifferenzdruck Δp sowie das Abreinigungssystem. Aufgrund der Wechselwirkung dieser Auslegungsparameter zueinan-

1. Introduction

The three important factors affecting the cost-reduction for process filters in the cement industry and operating costs of a fabric filter were discussed at length in [1]. These are the filter area loading, the filter differential pressure Δp and the cleaning system. Because of the mutual interaction between these design parameters the aim when optimizing the costs of a filter plant is to

(Translation by Mr. Robin B.C. Baker)

der sind für eine Kostenoptimierung bei der Filteranlage eine möglichst hohe Filterflächenbelastung, ein möglichst geringer Differenzdruck und ein möglichst geringer Abreinigungsdruck anzustreben.

Die Lösung dieser Optimierungsaufgabe führte zur Neuentwicklung der EMC-Technologie. Sie basiert im Wesentlichen auf der Niederdruck-Puls-Jet-Abreinigung. Das Impulsabreinigungssystem arbeitet nicht nur mit einem geringen Speicherdruck, sondern auch mit einem geringen Volumen an erforderlicher Druckluft. Man kann daher dieses System als Low Pressure – Low Volume-Abreinigung (LPLV) bezeichnen. Die ersten Anlagen in der Praxis, (Ofenfilter bei der Lafarge Permooser AG in Mannersdorf/Österreich und Sichterfilter bei der SPZ, Solnhofen/Deutschland), ließen bereits ein wesentliches Einsparungspotential hinsichtlich der Betriebskosten erkennen.

Da der Elektrofilter bei Ofenentstaubungen nicht mehr den Stand der Technik darstellt und daher bereits schon viele bestehende Elektrofilteranlagen europaweit auf Schlauchfilter umgerüstet wurden bzw. werden, beziehen sich die nachfolgenden Kostenrechnungen auf den Einsatz eines Schlauchfilters zur Ofenentstaubung.

Um einen wirklichen Beitrag zur Kostentransparenz (IK und BK) für den Anwender zu leisten, wird der Schlauchfilter – ohne Kosten für Verdampfungskühler/Mischkammer, Fundamente, Austragorgane, Fördersysteme und Montage – nicht isoliert im Anlagenkonzept betrachtet, sondern als elementarer Bestandteil eines Gesamtsystems – einschließlich Gaskühlung – gesehen. Daher werden vier unterschiedliche Filterauslegungen aufgrund verschieden eingesetzter Gaskühlsysteme festgelegt und gerechnet.

2. Stand der Technik-Bewertung

Die Praxis der letzten Zeit hat gezeigt, dass im Gegensatz zu [2], der Elektrofilter zur Ofenentstaubung nicht mehr den Stand der Technik darstellt. Die Gründe hierfür liegen einerseits in den höheren Auflagen in Bezug auf Emissionsgrenzwerte, die zu einer überproportional steigenden Kostenexplosion des Elektrofilters bei den Investitionskosten führen. Andererseits kann der Elektrofilter die hohen Anforderungen hinsichtlich Betriebssicherheit und Verfügbarkeit nicht erfüllen. Hinzu kommt, dass eine hohe Abscheideeffizienz eine sorgfältig abgestimmte Abgaskonditionierung erfordert. Betriebsbedingte CO-Spitzen, die sich naturgemäß nicht vermeiden lassen, führen zu Anlagenabschaltungen mit einem damit verbundenen kurzfristigen erheblichen Emissionsanstieg.

Derzeit gibt es am Markt Anlagenkonzepte, bei denen ein Elektrofilter zur Staubvorabscheidung einem Schlauchfilter vorgeschaltet wird (Hybridfilteranlagen). Durch die verbleibende Staubbelastung wäre mit dieser Kombination eine höhere Filterflächenbelastung möglich. Bei CO-Spitzen allerdings kommt es zu einer Abschaltung der Vorabscheiderstufe (Elektrofilter) und das Schlauchfilter müsste dann den gleichen Volumenstrom bei wesentlich höherer Staubbelastung alleine verkraften.

Bei Schlauchfiltern kann der Reingaswert unabhängig von Betriebszuständen – z. B. bei CO-Spitzen – sowie Umschaltvorgängen Verbund-Direktbetrieb eingehalten werden. Seine Abscheideeffizienz hingegen ist unabhängig von der Gasfeuchtigkeit und der Staubkonzentration bzw. -beschaffenheit. Außerdem wirkt der Filterkuchen als Sorptionsschicht und kann die Einbinderate beispielsweise von SO₂ unterstützen.

Die bisherigen Systemvorteile des Schlauchfilters werden durch die neue Abreinigungstechnologie EMC (Energy-Minimizing-Concept) nachweislich verstärkt und wirken sich durch eine höhere Filterflächenbelastung, geringeren Differenzdruck und geringeren Abreinigungsdruck auf der Kostenseite sowohl bei den Investitions- als auch bei den Betriebskosten deutlich positiv aus.

achieve the highest possible air-to-cloth-ratio, the lowest possible differential pressure and the lowest possible cleaning pressure.

The solution of this optimization task led to the development of the new EMC technology. It is based essentially on low-pressure pulsed jet cleaning. The pulsed cleaning system not only works with a low receiver pressure, but also only requires a low volume of compressed air. This system can therefore be designated as Low Pressure – Low Volume (LPLV) cleaning. The first plants in practical operation (kiln filter at Lafarge Permooser AG in Mannersdorf, Austria, and classifier filter at SPZ, Solnhofen, Germany) have already indicated a substantial potential for savings with respect to the operating costs.

Electrostatic precipitators no longer represent the state of the art for kiln dedusting and many existing electrostatic precipitator plants throughout Europe have therefore already been, or are being, converted to bag filters, so the following cost calculations relate to the use of bag filters for kiln dedusting.

In order to make an effective contribution to cost transparency (capital costs and operating costs) for the user the bag filter – without costs for gas conditioning tower (GCT)/mixing chamber, foundations, extraction devices, transport system and installation – is not considered in isolation in the plant design but is regarded as a fundamental component of a total system – including gas cooling. Four different filter designs based on different gas cooling systems are therefore defined and the calculations are carried out for them.

2. Evaluation of the state of the art

Practical experience in recent times has shown that, contrary to [2], the electrostatic precipitator no longer represents the state of the art for kiln dedusting. The reasons for this lie partially in the higher requirements with respect to emission limits which increase the capital costs for the electrostatic precipitator out of all proportion. Nor can the electrostatic precipitator fulfil the strict demands with respect to operational reliability and availability. Added to this is the fact that a high collection efficiency requires carefully adjusted exhaust gas conditioning. CO peaks caused by operating conditions which, by their nature, cannot be avoided cause the plant to be switched off, resulting in a substantial short-term rise in emissions.

There are current plant designs available in which an electrostatic precipitator is positioned upstream of a bag filter for preliminary dust collection (hybrid filter plants). A higher filter area loading would be possible with this combination because of the residual dust loading. However, during CO peaks the preliminary collection stage (electrostatic precipitator) is switched off and the bag filter would then have to deal by itself with the same volume flow at a substantially higher dust loading.

With a bag filter the clean gas value can be maintained regardless of the operating conditions – e. g. during CO peaks – and during changeover between interconnected and direct operation. Its collecting efficiency is independent of the gas moisture content or the concentration and nature of the dust. The filter cake also acts as a sorption layer and can assist the level of fixation for, for example, SO₂.

The previous advantages of the bag filter system have been demonstrably reinforced by the new EMC (energy-minimizing concept) cleaning technology and have a significant beneficial effect on both the capital and operating costs due to the higher filter area loading, lower differential pressure and lower cleaning pressure.

3. Prozesstechnik für die Ofenentstaubung

Das Augenmerk der nun folgenden Analyse bezieht sich auf einen trockenen Drehrohrofenbetrieb mit Kalzinator und Wärmetauscherturm. Bei dem überaus größten Anteil der Ofenlaufzeit wird das heiße Ofenabgas über die Rohmehlmühle zum Filter (ca. 90 % der Ofenlaufzeit) geleitet. Während des Mahltrocknungsvorganges wird das Ofenabgas auf etwa 90–110 °C abgekühlt.

Bei Stillstand der Mühle wird das Filter jedoch direkt mit dem heißen Ofenabgas beaufschlagt. Daher ist beim Einsatz von Schlauchfiltern darauf zu achten, dass je nach Qualität des Filtermediums eine bestimmte maximale Betriebstemperatur und in Ausnahmefällen eine maximale Spitztemperatur nicht überschritten wird. Je nach Qualität des Filterschlauchmaterials kann sich die maximal zulässige Dauerbetriebstemperatur in einem Bereich zwischen 120 und 240 °C bewegen.

Mit zunehmendem Anspruch an die verträglichen Betriebstemperaturen steigt aber auch der Preis der eingesetzten Filtermedien. Deshalb muss das heiße Ofenabgas nun durch verschiedenste verfahrenstechnische Eingriffe auf die erforderliche Betriebstemperatur gekühlt werden. Einerseits würde es sich nun anbieten, das Gas auf eine möglichst niedrige Temperatur herunter zu kühlen, damit das kostengünstigste Filtermedium eingesetzt werden kann. Andererseits ist jedoch zu berücksichtigen, dass die Prozesstechnik höhere Abgastemperaturen erforderlich machen kann. So kann beispielsweise ein hoher Gehalt an SO₂ im Abgas aufgrund der leichtflüchtigen sulfidischen Bestandteile im Rohmehl (äußerer Schwefelkreislauf) eine höhere Betriebstemperatur erzwingen, weil eine zu niedrige Betriebstemperatur im Filter zur Kondensation der Schwefelsäure führen kann. Daraus resultieren Folgen wie Anbackungen am Filterschlauch, Druckverlust und Schädigung des Filterschlauchmaterials.

Bei einer Untersuchung der Wirtschaftlichkeit verschiedener Anlagen zeigte es sich daher als dringend notwendig, nicht ausschließlich das Filter als solches ins Blickfeld zu stellen.

4. Definition der Randbedingungen für den Kostenvergleich

Um eine genauere Berechnung über Investitions- und Betriebskosten anstellen zu können, ist es zuerst erforderlich, die anfallenden Abgasvolumen und Temperaturbereiche zu ermitteln. In Übereinstimmung mit der IPPC-Richtlinie [3] wird von einem Drehrohrofen (dry kiln) mit einer Tagesleistung von 3 000 t ausgegangen. Das Ofenabgas gelangt hierbei über einen Kalzinierer und einen 5-stufigen Wärmetauscherturm zum Ofengebläse. Zusätzlich werden weitere Auslegungsparameter für die vier Fallbeispiele festgelegt.

Die Aufstellungshöhe der Ofenanlage beträgt 500 m.ü.N.N. Bei einer für diese Ofen-Type üblichen Abgasmenge in Abhängigkeit von der Klinkerproduktion ergibt sich somit ein Volumenstrom von 212 500 Nm³/h bei einer Austrittstemperatur von durchschnittlich 310 °C. Druckseitig soll am Ofengebläse ein Unterdruck von ca. 1 mbar konstant gehalten werden.

Schon aus Gründen der Homogenität des Rohmehls wird das heiße Ofenabgas zu mehr als 90 % der Ofenbetriebsstunden der Rohmehlaufbereitung zur Mahltrocknung zugeführt. Das Gas verlässt anschließend üblicherweise die Rohmehlmühle mit 90–110 °C.

Es wird angenommen, dass das Gasvolumen im Verbundbetrieb geringer ist als im Direktbetrieb. Aus diesem Grund wird in den nachfolgenden Berechnungen der Direktbetrieb als maßgebende Auslegungsgröße festgelegt. Das heiße Ofenabgas muss auf eine für den Gewebefilter (in Abhängigkeit der Schlauchqualität) verträgliche Betriebs-

3. Process technology for kiln dedusting

The following analysis relates to a dry rotary kiln plant with calciner and preheater tower. For the great majority of the kiln running time the hot kiln exhaust gas is passed to the filter via the raw meal mill (approximately 90 % of the kiln running time). During the drying and grinding process the kiln exhaust gas is cooled to about 90 to 110 °C.

However, when the mill is stopped the hot kiln exhaust gas has to be supplied directly to the filter. When using bag filters care must therefore be taken not to exceed a certain maximum operating temperature and also, in exceptional cases, a maximum peak temperature which depend on the quality of the filter medium. The maximum permissible continuous operating temperature can lie in a range between 120 to 240 °C, depending on the quality of the filter bag material.

However, the price of the filter medium used also increases with increasing demand on the acceptable operating temperatures. The hot kiln exhaust gas therefore has to be cooled to the requisite operating temperature by one of a wide variety of process engineering techniques. On the one hand it would be appropriate to cool the gas to the lowest possible temperature so that the least expensive filter medium could be used. On the other hand it must also be taken into account that the process technology can require higher exhaust gas temperatures. For example, a high level of SO₂ in the exhaust gas due to the readily volatile sulfide constituents in the raw meal (external sulfur recirculating system) can necessitate a higher operating temperature, as too low an operating temperature in the filter can lead to condensation of sulfuric acid. This can have consequences such as build-up on the filter bags, pressure loss and damage to the filter bag material.

In an examination of the cost-effectiveness of different plants it was therefore found to be absolutely essential that the investigation should not be confined exclusively to the filter itself.

4. Definition of the framework conditions for the cost comparison

In order to be able to draw up a fairly accurate calculation of capital and operating costs it is first necessary to determine the temperature ranges and volume of exhaust gas produced. A dry-process rotary kiln with a daily output of 3 000 t is assumed in conformity with the IPPC guideline [3]. In this case the kiln exhaust gas passes to the kiln fan via a calciner and a 5-stage preheater tower. Other design parameters are also stipulated for the four case examples.

The kiln plant is located at an altitude of 500 m above sea level. Depending on the clinker production this type of kiln therefore produces a volume flow of 212 500 m³/h (stp) at an average outlet temperature of 310 °C. A constant negative pressure of approximately 1 mbar should be maintained on the delivery side of the kiln fan.

For the sake of the homogeneity of the raw meal the hot kiln gas is fed to the raw meal processing system for drying and grinding for more than 90 % of the kiln running time. The gas usually then leaves the raw meal mill at 90 to 110 °C.

It is assumed that the gas volume in interconnected operation is lower than in direct operation. For this reason, direct operation is stipulated as the determining design variable in the following calculations. The hot kiln exhaust gas has to be cooled to an operating temperature acceptable for a fabric filter (depending on the bag

temperatur gekühlt werden. Die Staubkonzentration beträgt in beiden Betriebszuständen im Mittel 40–60 g/Nm³. Unabhängig von der Staubkonzentration im Rohgas und den jeweiligen Betriebszuständen (inklusive Übergänge von einem Betriebszustand zum anderen) wird ein Reingasstaubgehalt nach dem Schlauchfilter < 10 mg/Nm³ erzielt.

5. Berechnungsgrundlagen

Grundlage für die Berechnung der Investitions- und Betriebskosten sind die nachfolgenden vier Fallbeispiele.

Aufgrund verschiedener vorgeschalteter Gaskühlsysteme ergeben sich unterschiedliche Temperatur- und Gasvolumenmengen, die wesentlichen Einfluss auf die Filterauslegung und somit die Anschaffungskosten haben. Bei allen Fallbeispielen werden sowohl die IK und BK auf einen Zeitraum von 10 Jahren gerechnet.

Vorliegende Betriebsdaten [1] haben den technischen Fortschritt bewiesen und dienen als Grundlage für die nachfolgenden Berechnungen, die das Einsparungspotential in seiner Gänze darlegen. Dabei werden gegenübergestellt:

- Standardfilter mit einem Abreinigungsdruck von 6 bar (Ü) und einer FFB 1,0 m³/m²min und die
- EMC-Technologie mit einem Abreinigungsdruck von 1 bar (Ü) sowohl einer FFB von 1,0 als auch einer FFB von 1,3 m³/m²min.

5.1 Investitionskosten

Sämtliche Kostenvarianten wurden auf dem Wege einer individuellen Angebotserstellung gerechnet. Die dabei ermittelten SCHEUCH-Schlauchfiltertypen enthalten das entsprechende Schlauchmaterial mit Stützkörben, Roh- und Reingaskanal, Absperrschieber, Unterstützungsstrukturen, Begehungseinrichtung, elektrische Trichter-Begleitheizungen, Wärmeisolierung des Filters, Filterkopfeinhausung und die Oberflächenbehandlung im Preis. Nicht berücksichtigt sind die Kosten des jeweiligen Gaskühlsystems „Verdampfungskühler/Mischkammer“, Filterventilator, Fundamente, Austragorgane, Fördersysteme sowie die Montage der Anlage.

5.2 Betriebskosten

Für die nachfolgende Berechnung der Betriebskosten wird beim Energiebedarf die kWh/h mit 0,041 € angesetzt. Die Laufzeit wird auf 8 000 h/Jahr festgelegt.

5.3 Ventilatorenergie

Für die Berechnung der Ventilatorenergie wird je nach Anlagenkonzeption eine Pressung von 3 300 bis 4 000 Pa berücksichtigt und ein Wirkungsgrad $\eta = 0,8$ zugrunde gelegt.

5.4 Druckluftkosten

Es wird angenommen, dass die Druckluftherzeugung mit einem Schraubenkompressor (7,5 bar [Ü]) erfolgt. Die Druckluftkosten ergeben sich beim Standardfilter aus:

Leistungsbedarf für 1 Nm³/h = 0,121 kWh/h.

Bei EMC-Betriebsweise kann aufgrund des geringen Abreinigungsdruckes auf ein Rootsgebläse mit 2 bar (Ü) zurückgegriffen werden:

Leistungsbedarf für 1 Nm³/h = 0,075 kWh/h.

5.5 Ersatzschläuche

Die Kosten für die Ersatzschläuche wurden auf 10 Jahre gerechnet, wobei beim Standardfilter eine Standzeit von 3 Jahren und bei der EMC-Technologie 5 Jahre angenommen wird.

quality). Under both operating conditions the average dust concentration is 40–60 g/m³_{stp}. A clean gas dust content after the bag filter of less than 10 mg/m³_{stp} can be achieved regardless of the dust concentration in the raw gas and the particular operating conditions (including transitions from one operating condition to the other).

5. Basis of the calculation

The calculation of the capital and operating costs is based on the four case examples described below.

The different upstream gas cooling systems result in different levels of temperature and gas volume which have an important influence on the filter design and therefore on the purchase costs. For all case examples both the capital costs and the operating costs are calculated for a period of 10 years.

The available operating data [1] have demonstrated the technical progress and serve as the basis for the following calculations which explain the savings potential in its entirety. A comparison is made between:

- a standard filter with a cleaning pressure of 6 bar and a air-to-cloth-ratio of 1.0 m³/m²min, and
- the EMC technology with a cleaning pressure of 1 bar and air-to-cloth-ratio of 1.0 and also of 1.3 m³/m²min.

5.1 Capital costs

All the various costs were calculated on the basis of individual tenders. The SCHEUCH bag filters include in the price the appropriate bag material with supporting cages, raw gas and clean gas ducts, shut-off slides, supporting structures, access equipment, auxiliary electrical hopper heating, thermal insulation of the filter, filter top housing and surface treatment. Not taken into account are the costs of the particular “gas conditioning tower/mixing chamber” gas cooling system, filter fan, foundations, extraction devices, conveying systems and the installation of the plant.

5.2 Operating costs

For the following calculation of the operating costs for the power consumption the cost per kWh/h was set at 0.041 €. The running time is assumed to be 8 000 h/year.

5.3 Fan power

The calculation of the fan power was based on a pressure of 3 300 to 4 000 Pa, depending on the plant design, and an efficiency $\eta = 0.8$.

5.4 Compressed air costs

It is assumed that the compressed air is generated with a screw compressor (7.5 bar). For the standard filter the compressed air costs are obtained from:

power requirement for 1 m³/h (stp) = 0.121 kWh/h.

In the EMC mode of operation it is possible, because of the low cleaning pressure, to use a Roots blower at 2 bar: power requirement of 1 m³/h (stp) = 0.075 kWh/h.

5.5 Replacement bags

The costs of the replacement bags were calculated over a period of 10 years, for which a service life of 3 years was assumed for the standard filter and of 5 years for the EMC technology.

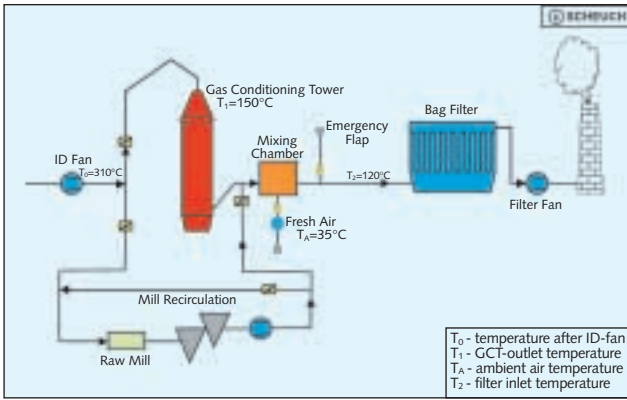


BILD 1: Anlagenkonfiguration mit Verdampfungskühler und Frischluftbeimengung: Filtereintrittstemperatur 120 °C – Fallbeispiel 1

FIGURE 1: Plant configuration with gas conditioning tower and addition of fresh air: filter inlet temperature 120 °C – Case Example 1

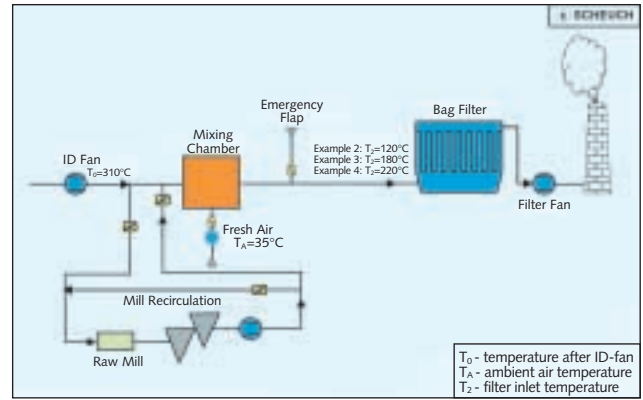


BILD 2: Anlagenkonfiguration mit Frischluftbeimengung: Filtereintrittstemperatur wahlweise 120 °C, 180 °C und 220 °C – Fallbeispiele 2, 3 und 4

FIGURE 2: Plant configuration with addition of fresh air: filter inlet temperature 120 °C, 180 °C and 220 °C as required – Case Examples 2, 3 and 4

5.6 Schlauchwechsel

Für den Arbeitsaufwand beim Schlauchwechsel wird ein Stundensatz von 42 € zum Ansatz.

5.7 Service

Erfahrungsgemäß werden für den Leistungsumfang von Wartung und Service pro Jahr 0,5 % der Anschaffungskosten der Filteranlage veranschlagt.

6. Definition der Fallbeispiele

Grundsätzlich bieten sich zur Gaskühlung zwei Systeme an: Verdampfungskühler (**Bild 1**) oder Frischluftbeimengung (**Bild 2**). Bei umzubauenden Elektrofilteranlagen wird in der Praxis der vorhandene Verdampfungskühler entsprechend modifiziert. Bei Neuanlagen – besonders bei wasserarmen Aufstellungsorten – bietet sich die Version der Frischluftbeimengung an. Da die vorgeschalteten Gaskühlssysteme sowohl auf Gasvolumen als auch auf die Temperatur signifikanten Einfluss nehmen, stellen die vier ausgewählten Fallbeispiele nachvollziehbare reale Anlagenkonfigurationen dar.

6.1 Fallbeispiel 1

Das heiße Ofenabgas wird in einem Verdampfungskühler von 310 °C auf 150 °C gekühlt. Anschließend wird die Filtereintrittstemperatur durch Beimengen von Frischluft in einer Mischkammer auf 120 °C heruntergekühlt. Bei einem mittleren Hochsommertag mit einer Umgebungstemperatur von 35 °C ergibt sich daraus ein Volumenstrom von 501 500 m³/h bei 120 °C. Somit kann das preisgünstige Filtermedium PAN Nadelfilz eingesetzt werden.

5.6 Bag change

An hourly rate of 42 € is used for the labour cost for changing the bags.

5.7 Servicing

Experience shows that the cost of maintenance and servicing per year can be estimated as 0.5 % of the purchase cost of the filter plant.

6. Definition of the case examples

Basically there are two appropriate systems for the gas cooling: gas conditioning tower (**Fig. 1**) or addition of fresh air (**Fig. 2**). In practice the existing evaporative precipitator plants are converted. For new plants – especially in locations where water is scarce – the fresh air addition variant offers an ideal solution. The upstream gas cooling system has a significant influence on the gas volume and also on the temperature, so the four chosen case examples represent real, plausible, plant configurations.

6.1 Case Example 1

The hot kiln exhaust gas is cooled in an evaporative cooler from 310 °C to 150 °C. It is then cooled to the filter inlet temperature of 120 °C by addition of fresh air in a mixing chamber. On an average midsummer day with an ambient temperature of 35 °C this results in a volume flow of 501 500 m³/h at 120 °C. This means that the low-cost PAN needle felt filter medium can be used.

TABELLE 1: Gesamtkostenrechnung im Fallbeispiel 1

TABLE 1: Total cost calculation for Case Example 1

Fallbeispiel 1: 501 500 m³/h bei 120 °C, Schlauchmaterial PAN 550 g/m³
 Example 1: 501 500 m³/h at 120 °C, bag material PAN 550 g/m³

Parameter parameters			Investitionskosten capital costs	Betriebskosten in € operating costs in €							Gesamtkosten total costs	Kostenreduzierung cost reduction	
Filtertechnologie filter technology	FFB A/C-ratio	Filterfläche filter surface	in €	Energieverbrauch des Abgasventilators fan energy consumption	Druckluft compressed air	Austausch der Schläuche replacement of the bags	Arbeitszeit für Schlauchwechsel work time bag exchange	Wartung main-tenance	Summe BK/ Jahr	Summe BK/ 10 Jahre	Betriebsdauer 10 Jahre 10 years operation	in €	in %
Standard	1.00	8.388	844 965	228 438	15 744	19 840	15 120	2 428	281 570	2 815 700	3 660 665	0	0
EMC	1.06	7.922	893 110	211 305	2 624	9 920	7 650	2 621	234 120	2 341 200	3 234 310	426 355	12
EMC	1.28	6.524	752 775	217 016	3 149	8 260	6 300	2 200	236 925	2 369 250	3 122 025	538 640	15

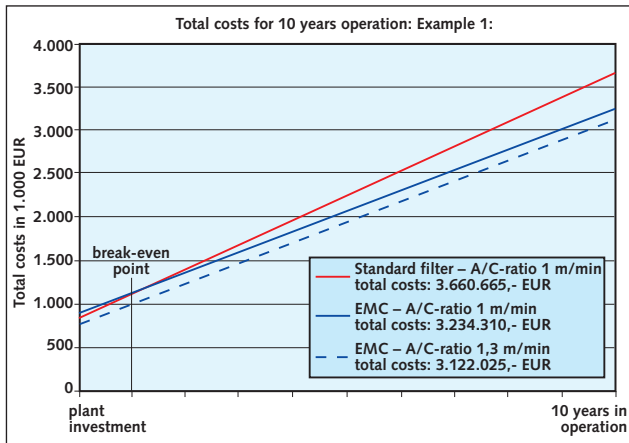


BILD 3: Gesamtkosten für eine Betriebszeit von 10 Jahren im Fallbeispiel 1

FIGURE 3: Total costs for an operating time of 10 years in Case Example 1

Der Vergleich mit dem Standard-Filter ergibt: Bei FFB = 1m/min liegt EMC bei der Anschaffung um 6 % höher (Tabelle 1). Mit Berücksichtigung der Betriebskosten ergibt sich der Break Even Point bereits nach einem Jahr (Bild 3). Auf 10 Jahre Betrieb bezogen bedeutet dies eine Einsparung von 12 %. Bei FFB = 1,3 m/min ist EMC bei der Anschaffung bereits um 11 % günstiger. Auf 10 Jahre Betrieb bezogen ist sogar eine Einsparung der Gesamtkosten von 15 % zu erzielen.

6.2 Fallbeispiel 2

Das heiße Ofenabgas wird ausschließlich durch Beimengen von Frischluft in einer Mischkammer auf eine Filtereintrittstemperatur von 120 °C gekühlt. Bei einem mittleren Hochsommertag mit einer Umgebungstemperatur von 35 °C ergibt sich ein Volumenstrom von 1 072 500 m³/h bei 120 °C. Auch hier kommt PAN Nadelfilz zur Anwendung.

Der Vergleich mit dem Standard-Filter ergibt: Bei FFB = 1m/min liegt EMC bei der Anschaffung um 7 % höher (Tabelle 2). Mit Berücksichtigung der Betriebskosten ergibt sich der Break Even Point nach 15 Monaten (Bild 4). Auf 10 Jahre Betrieb bezogen bedeutet dies eine Einsparung von 12 %. Bei FFB = 1,3 m/min ist EMC bei der Anschaffung bereits um 15 % günstiger. Auf 10 Jahre Betrieb bezogen ist sogar eine Einsparung der Gesamtkosten von 17 % zu erzielen.

6.3 Fallbeispiel 3

In diesem Fall wird das Ofenabgas mittels Frischluft in einer Mischkammer auf 180 °C gekühlt. Zwar müssen kos-

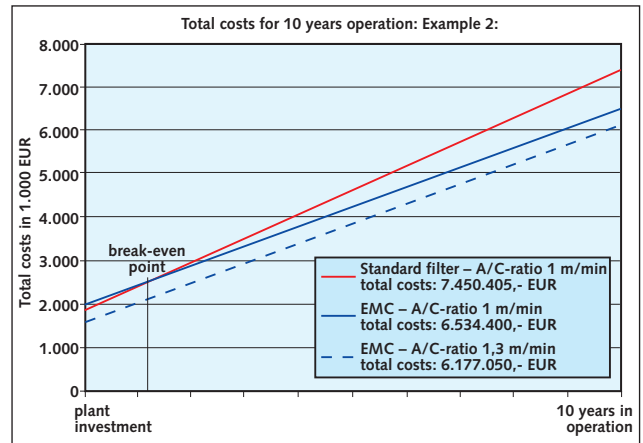


BILD 4: Gesamtkosten für eine Betriebszeit von 10 Jahren im Fallbeispiel 2

FIGURE 4: Total costs for an operating time of 10 years in Case Example 2

Comparison with the standard filter shows that the purchase cost is 6 % higher for EMC at a air-to-cloth-ratio of 1 m/min (Table 1). The break-even point is reached after only one year when the operating costs are taken into account (Fig. 3). For 10 years' operation this means a saving of 12 %. The purchase cost is 11 % lower for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1.3 m/min, so that for 10 years' operation a saving of 15 % of the total costs can be achieved.

6.2 Case Example 2

The hot kiln exhaust gas is cooled to a filter inlet temperature of 120 °C entirely by the addition of fresh air in a mixing chamber. On an average midsummer day with an ambient temperature of 35 °C this gives a volume flow of 1 072 500 m³/h at 120 °C. Here again PAN needle felt can be used.

Comparison with the standard filter shows that the purchase cost is 7 % higher for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1 m/min (Table 2). The break-even point is reached after 15 months when the operating costs are taken into account (Fig. 4). For 10 years' operation this means a saving of 12 %. The purchase cost is 15 % lower for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1.3 m/min, so that for 10 years' operation a saving of 17 % of the total costs can be achieved.

6.3 Case Example 3

In this case the kiln exhaust gas is cooled in a mixing chamber with fresh air to 180 °C. It is true that a more

TABELLE 2: Gesamtkostenrechnung im Fallbeispiel 2

TABLE 2: Total cost calculation for Case Example 2

Fallbeispiel 2: 1 072 500 m³/h bei 120 °C, Schlauchmaterial PAN 550 g/m³
 Example 2: 1 072 500 m³/h at 120 °C, bag material PAN 550 g/m³

Parameter parameters			Investitionskosten capital costs	Betriebskosten in € operating costs in €							Gesamtkosten total costs	Kostenreduzierung cost reduction	
Filter-technologie filter technology	FFB A/C-ratio	Filterfläche filter surface	in €	Energieverbrauch des Abgasventilators fan energy consumption	Druckluft compressed air	Austausch der Schläuche replacement of the bags	Arbeitszeit für Schlauchwechsel work time bag exchange	Wartung main-tenance	Summe BK/ Jahr	Summe BK/ 10 Jahre	Betriebsdauer 10 Jahre operation	in €	in %
Standard	0.96	18 660	1 875 155	439 663	34 932	44 080	33 600	5 250	557 525	5 575 250	7 450 405	0	0
EMC	1.01	17 727	2 000 180	403 024	5 904	22 040	16 800	5 654	453 422	4 534 220	6 534 400	916 005	12
EMC	1.28	13 995	1 597 830	415 237	7 085	17 630	13 440	4 530	457 922	4 579 220	6 177 050	1 273 355	17

TABELLE 3: Gesamtkostenrechnung im Fallbeispiel 3

TABLE 3: Total cost calculation for Case Example 3

Fallbeispiel 3: 724 000 m³/h bei 180 °C, Schlauchmaterial P84 550 g/m³
 Example 3: 724 000 m³/h at 180 °C, bag material P84 550 g/m³

Parameter parameters			Investitionskosten capital costs	Betriebskosten in € operating costs in €							Gesamtkosten total costs	Kostenreduzierung cost reduction	
Filter-technologie technology	FFB A/C-ratio	Filterfläche filter surface		in €	Energieverbrauch des Abgasventilators fan energy consumption	Druckluft compressed air	Austausch der Schläuche replacement of the bags	Arbeitszeit für Schlauchwechsel work time bag exchange	Wartung maintenance	Summe BK/ Jahr		Summe BK/ 10 Jahre	Betriebsdauer 10 Jahre 10 years operation
Standard	0.96	12 582	1 873 540	296 807	23 616	136 000	22 680	6 668	485 771	4 857 710	6 731 250	0	0
EMC	1.00	12 116	1 944 165	272 073	3 936	68 000	11 340	6 920	362 269	3 622 690	5 566 855	1 164 395	17
EMC	1.29	9 786	1 525 220	280 317	4 723	52 980	8 820	5 398	352 238	3 522 380	5 047 600	1 683 650	25

tenintensivere Heißgasfiltermedien verwendet werden, aber der Volumenstrom lässt sich dadurch auf 724 000 m³/h bei 180 °C reduzieren. P84 Material hat sich in diesem Temperaturbereich mehrfach bewährt.

Der Vergleich mit dem Standard-Filter ergibt: Bei FFB = 1 m/min liegt EMC bei der Anschaffung um 4 % höher (Tabelle 3). Mit Berücksichtigung der Betriebskosten ergibt sich der Break Even Point bereits nach 8 Monaten (Bild 5). Auf 10 Jahre Betrieb bezogen bedeutet dies eine Einsparung von 17 %. Bei FFB = 1,3 m/min ist EMC bei der Anschaffung bereits um 19 % günstiger. Auf 10 Jahre Betrieb bezogen ist sogar eine Einsparung der Gesamtkosten von 25 % zu erzielen.

6.4 Fallbeispiel 4

Sollte bei einer Filtereintrittstemperatur von 220 °C aufgrund einer bestimmten chemischen Zusammensetzung des Ofenabgases der Einsatz von P84 Material bedenklich sein, kann als Filtermedium „PTFE-Membrane auf Glasgewebe“ eingesetzt werden. In diesem Fallbeispiel wird das Ofenabgas per Luftbeimengung in einer Mischkammer auf nur 220 °C gekühlt, wobei sich ein Volumenstrom von 628 000 m³/h bei 220 °C ergibt.

Der Vergleich mit dem Standard-Filter ergibt: Bei FFB = 1 m/min liegt EMC bei der Anschaffung um 3 % höher (Tabelle 4). Mit Berücksichtigung der Betriebskosten ergibt sich der Break Even Point bereits nach 7 Monaten (Bild 6). Auf 10 Jahre Betrieb bezogen bedeutet dies eine Einsparung von 15 %. Bei FFB = 1,3 m/min ist EMC bei der Anschaffung bereits um 11 % günstiger. Auf 10 Jahre Betrieb bezogen ist

expensive hot gas filter medium has to be used, but the volume flow can be reduced to 724 000 m³/h at 180 °C. P84 material has proved successful on numerous occasions in this temperature range.

Comparison with the standard filter shows that the purchase cost is 4 % higher for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1 m/min (Table 3). The break-even point is reached after only 8 months when the operating costs are taken into account (Fig. 5). For 10 years' operation this means a saving of 17 %. The purchase cost is 19 % lower for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1.3 m/min, so that for 10 years' operation a saving of 25 % of the total costs can be achieved.

6.4 Case Example 4

Should the use of P84 material be doubtful at a filter inlet temperature of 220 °C because of a specific chemical composition of the kiln exhaust gas then a “PTFE membrane on glass fibre fabric” can be used as the filter medium. In this case example the kiln exhaust gas is cooled by the addition of air in a mixing chamber to only 220 °C, resulting in a volume flow of 628 000 m³/h at 220 °C.

Comparison with the standard filter shows that the purchase cost is 3 % higher for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1 m/min (Table 4). The break-even point is reached after only 7 months when the operating costs are taken into account (Fig. 6). For 10 years' operation this means a saving of 15 %. The purchase cost is 11 % lower for EMC at an air-to-cloth-ratio of 1.3 m/min, so that for

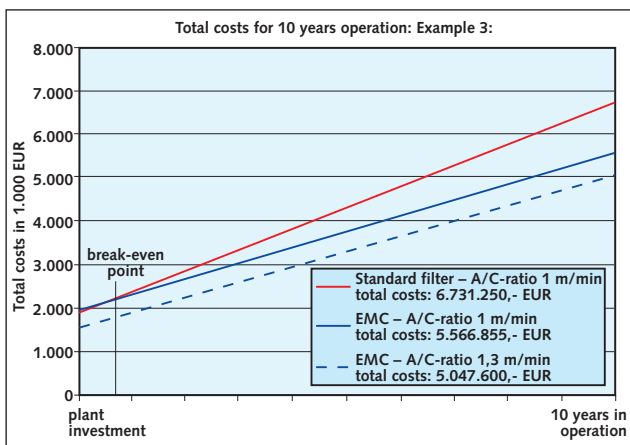


BILD 5: Gesamtkosten für eine Betriebszeit von 10 Jahren im Fallbeispiel 3

FIGURE 5: Total costs for an operating time of 10 years in Case Example 3

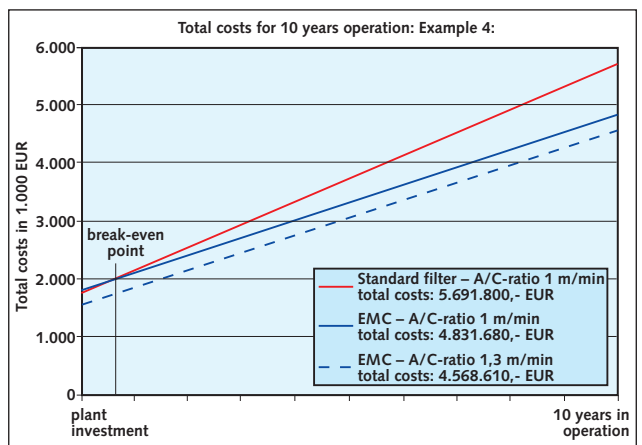


BILD 6: Gesamtkosten für eine Betriebszeit von 10 Jahren im Fallbeispiel 4

FIGURE 6: Total costs for an operating time of 10 years in Case Example 4

TABELLE 4: Gesamtkostenrechnung im Fallbeispiel 4

TABLE 4: Total cost calculation for Case Example 4

Fallbeispiel 4: 628 000 m³/h bei 220 °C, Schlauchmaterial: Glasfaser mit PTFE-Membran
 Example 4: 628 000 m³/h at 220 °C, bag material: glas fibre with PTFE-membrane

	Parameter parameters		Investitionskosten capital costs		Betriebskosten in € operating costs in €						Gesamtkosten total costs	Kostenreduzierung cost reduction	
	FFB A/C-ratio	Filterfläche filter surface	in €	Energieverbrauch des Abgasventilators fan energy consumption	Druckluft compressed air	Austausch der Schläuche replacement of the bags	Arbeitszeit für Schlauchwechsel work time bag exchange	Wartung maintenance	Summe BK/ Jahr	Summe BK/ 10 Jahre	Betriebsdauer 10 Jahre 10 years operation	in €	in %
Standard	1.07	9 786	1 744 440	257 377	18 368	94 760	17 640	6 591	394 736	3 947 360	5 691 800	0	0
EMC	1.12	9 320	1 802 990	235 929	3 936	47 380	8 820	6 804	302 869	3 028 690	4 831 680	860 120	15
EMC	1.32	7 922	1 550 410	243 078	4 722	40 610	7 560	5 850	301 820	3 018 200	4 568 610	1 123 190	20

sogar eine Einsparung der Gesamtkosten von 20 % zu erzielen.

Die Verhältnisse der Investitionskosten zu den einzelnen Arten der Betriebskosten der drei berechneten Filterauslegungen in den Fallbeispielen 1 und 4 sind in den **Bildern 7** und **8** zusammengefasst.

7. Nicht monetär bewertbare Vorteile von EMC

Neben den in Zahlen gefassten Kosteneinsparungen ergeben sich zusätzlich weitere Vorteile, die finanziell schwer zu bewerten sind. Daher werden diese wesentlichen positiven Nebenaspekte nachfolgend kurz skizziert.

Durch den geringen Druckluftverbrauch bei der EMC-Betriebsweise ist zu prüfen, ob die Reserven des vorhandenen Druckluftnetzes ausreichend sind. Anderenfalls wird aufgrund des geringen Abreinigungsdruckes eine deutlich kleiner dimensionierte Kompressorstation für 2 bar (Ü) benötigt. Die Hardwarekosten reduzieren sich entsprechend. Niedrigere Staubemissionswerte werden erzielt, weil sich durch die lange Umlaufzeit ein dickerer Filterkuchen aufbauen kann. In diesem Filterkuchen werden die feinsten Staubpartikel am besten abgeschieden und wandern nicht durch das Schlauchmaterial in den Reingasraum.

Die Verringerung der Abreinigungsimpulse sowie des Abreinigungsdruckes bewirkt eine erhebliche Reduzierung des Schalldruckpegels, so dass das Geräusch des Abreinigungsimpulses um ca. 10 dB (A) niedriger ist. Dies bedeutet insgesamt auch einen geringeren Aufwand für Sekundär-Schalldämmmaßnahmen.

10 years' operation a saving of 20 % of the total costs can be achieved.

The ratios of the capital costs to the individual operating costs for the three filter designs calculated in the Case Examples 1 and 4 are summarized in **Figs. 7** and **8**.

7. Advantages of EMC which can not be evaluated monetarily

In addition to the cost savings stated in figures there are also other advantages which are difficult to evaluate financially. These important secondary beneficial aspects are therefore outlined briefly below.

Due to the low compressed air consumption with the EMC mode of operation it is worth checking whether the reserve capacity of the existing compressed air network is sufficient. Otherwise, because of the low cleaning pressure, a significantly smaller compressor station is required for 2 bar. There is a corresponding reduction in the hardware costs.

Lower dust emission values are achieved because a thicker filter cake can build up due to the long cycle time. The very fine dust particles are collected very effectively by this filter cake and do not migrate through the bag material into the clean gas chamber.

The reduction of the cleaning pulse and the cleaning pressure produces a substantial reduction in the noise level, so that the noise of the cleaning pulse is about 10 dB (A) lower. As a whole this also means less expenditure on secondary noise insulation measures.

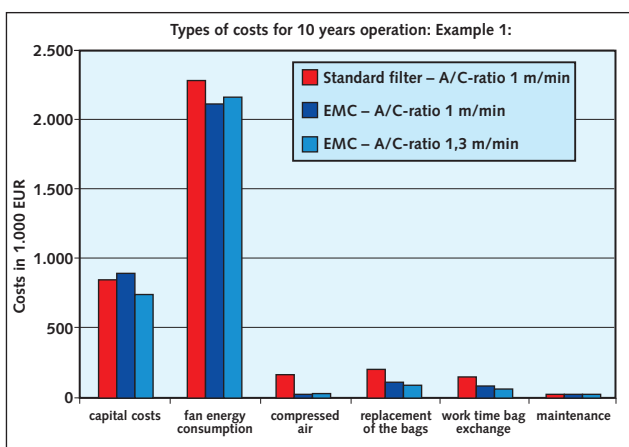


BILD 7: Verhältnis der Investitionskosten zu den einzelnen Arten der Betriebskosten der drei berechneten Filterauslegungen im Fallbeispiel 1
FIGURE 7: Ratio of the capital costs to the individual operating costs of the three filter designs in the calculation for Case Example 1

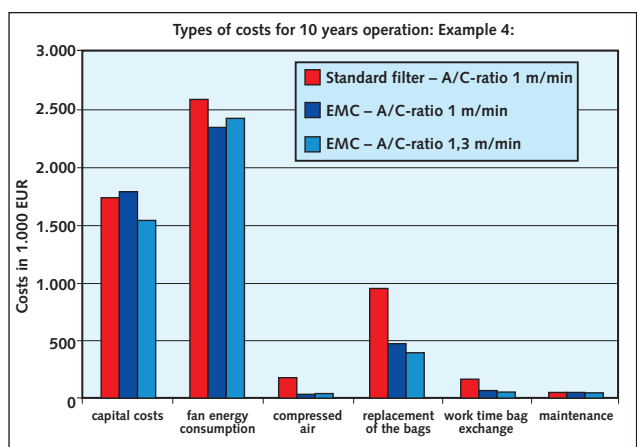


BILD 8: Verhältnis der Investitionskosten zu den einzelnen Arten der Betriebskosten der drei berechneten Filterauslegungen im Fallbeispiel 4
FIGURE 8: Ratio of the capital costs to the individual operating costs of the three filter designs in the calculation for Case Example 4

8. Schlussbemerkung

Die Ergebnisse der einzelnen Fallbeispiele zeigen, dass gerade bei der Entstaubung von Drehrohröfen eine komplette Bewertung der Anlagentechnik „Kühlen und Entstauben“ unumgänglich ist. Um für den Kunden die jeweils spezifische Lösung auf Turn-key-Basis umsetzen zu können, ist eine optimale Abstimmung des Gesamtprozesses eine Grundvoraussetzung.

Die technischen und wirtschaftlichen Vorteile der EMC-Technologie kommen nicht nur bei der Entstaubung von Drehrohröfen voll zur Geltung, sondern auch bei der Entstaubung von einem Alkali-Bypass, Klinkerkühler, Mühlen und Sichter. Besonders hervorzuheben ist, dass sich diese Technologie ebenso bei Umbauten von Elektrofilter auf Schlauchfilter und bei bereits vorhandenen Schlauchfiltern auch nachträglich problemlos anwenden lässt.

Literaturverzeichnis/Literature:

- [1] H. Leibinger, U. Neumann: Kostenreduktion durch höheres Leistungspotential bei Prozessfiltern in der Zementindustrie Teil 1: Erfahrungswerte aus der Praxis. ZKG INTERNATIONAL 55 (2002) No. 9, pp. 62–71.
- [2] M. Schneider, V. Hoenig, H. Hoppe: Anwendung der „Best Available Techniques“ (BAT) in der deutschen Zementindustrie, ZKG INTERNATIONAL 53 (2002) No. 1, pp. 1–11.
- [3] Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC) – Reference Document on Best Available Techniques in the Cement and Lime Manufacturing Industries (Draft), EIPPC, Sevilla, September 1999.

8. Conclusion

The results of the individual case examples show that a complete “cooling and dedusting” plant technology is essential for dedusting rotary kilns. Optimum adaptation of the complete process is a fundamental precondition for turn-key implementation of the relevant specific solution for the client.

The technical and economic advantages of the EMC technology apply not only for dedusting rotary kilns but also for dedusting the alkali bypass, clinker cooler, mills and classifiers. In particular, it should be emphasized that this technology can also be retrofitted without problem both for conversion of electrostatic precipitators to bag filters and also for existing bag filters.