

Reprint from / Sonderdruck aus: Issue No.: 3/2006, pp. 44–63

Model calculations of the fuel energy requirement for the clinker burning process

Modellrechnungen zum Brennstoffenergiebedarf des Klinkerbrennprozesses

▶ **Dipl.-Ing. H. Klein, Dr.-Ing. V. Hoenig,**
Forschungsinstitut der Zementindustrie, Düsseldorf, Germany

SUMMARY

The BAT reference document for the cement industry gives a fuel energy requirement of 3000 kJ/kg for burning clinker by the dry process in a modern rotary kiln plant. This value is not achieved by the majority of clinker production processes and cannot be achieved in normal operation or, at best, only in short-term performance tests. However, this value is often used as a base quantity and a benchmark in environmental policy discussions. The Research Institute of the Cement Industry has collected operating experience and carried out calculations with a process engineering model so that a realistic description of the energy requirement is available in the future. This enables the influence of the most important operating parameters on the energy requirement to be quantified. The results show that, depending on the particular marginal conditions, a range of 3000 to 3800 kJ/kg clinker should be specified. This means that two kiln plants with very different specific fuel energy requirements because, for example, of different raw material or fuel characteristics or kiln capacities can still be operated with the same energy efficiency. ◀

ZUSAMMENFASSUNG

Im BAT-Referenz-Dokument für die Zementindustrie wird ein Energiebedarf von 3000 kJ/kg zum Brennen von Klinker nach dem Trockenverfahren in einer modernen Drehofenanlage genannt. Dieser Wert wird der Vielfalt des Klinkerherstellungsprozesses nicht gerecht und ist im Normalbetrieb nicht bzw. allenfalls nur in Kurzzeit-Leistungstests erreichbar. Dennoch wird dieser Wert in umweltpolitischen Diskussionen häufig als Basis- und Vergleichsgröße verwendet. Mit dem Ziel, zukünftig eine praxisnahe Beschreibung des Energiebedarfs zu verwenden, wurden am Forschungsinstitut der Zementindustrie sowohl Betriebserfahrungen zusammengestellt als auch Berechnungen mit einem verfahrenstechnischen Prozessmodell durchgeführt. Die Einflüsse der wichtigsten Betriebsparameter auf den Energiebedarf können somit quantifiziert werden. Die Ergebnisse zeigen, dass abhängig von den jeweiligen Randbedingungen ein Bereich von 3000 bis 3800 kJ/kg Klinker anzusetzen ist. Dies bedeutet, dass zwei Ofenanlagen, die aufgrund z.B. unterschiedlicher Roh- bzw. Brennstoffeigenschaften oder Ofenkapazitäten einen sehr unterschiedlichen spezifischen Brennstoffenergiebedarf aufweisen, dennoch mit der selben Energieeffizienz betrieben werden können. ◀

Model calculations of the fuel energy requirement for the clinker burning process

Modellrechnungen zum Brennstoffenergiebedarf des Klinkerbrennprozesses

1 Introduction

The Best Available Techniques (BAT) have been described in BAT Reference Documents (BREFs) throughout Europe from 2001 for various sectors of industry. These documents are intended, among other things, to assist the licensing authorities in the formulation of licences. However, the reference levels described, e.g. in respect of emissions, must not be equated with limits. As a whole, BAT is defined as that technology,

- ▶ which can be used most effectively to achieve a high general protective level for the environment, and
- ▶ which has been developed to a level at which it can be implemented in the corresponding sector under economically and technically justifiable conditions [1].

This means explicitly that the technology concerned should also be evaluated from the aspects of capital and operating costs as well as suitability for trouble-free continuous operation.

In the very first BREF to appear for the cement and lime industry [2] in December 2001 a specific energy requirement of 3000 kJ/kg clinker was specified for a modern precalciner plant with a 5-stage cyclone preheater and a clinker capacity of 3000 t/d. Measurements by the Research Institute of the Cement Industry (FIZ, Düsseldorf) confirm that this value can definitely be achieved by modern plants in individual instances, but that this is only possible under the sort of conditions that exist, for example, during a short-term performance test. However, the yearly operation of a rotary kiln plant for producing clinker also includes starting and stopping procedures, as well as operating phases under partial load due to coating or short-term operational process fluctuations. In these cases the kiln plant is run at an operating point that does not correspond to the design point. This means that no plant can maintain the value of 3000 kJ/kg clinker as an annual average even though the majority of plants are operated close to the optimum.

▶ Fig. 1 uses the example of Germany to show the change in average clinker-specific energy requirement of rotary kiln plants [3]. This has been significantly lowered over a fairly long period and was stabilized a few years ago at 3500 to 3600 kJ/kg clinker. A comparison with the theoretical minimum energy requirement of about 2400 kJ/kg clinker determined by the endothermic physical, chemical and mineralogical reactions taking place in the process shows that the clinker burning process has an exceptionally high efficiency when compared with other thermal industrial processes. When the utilization of the heat in the exhaust gas and exhaust air streams for drying processes (raw material, granulated blastfurnace slag, pulverized coal) is taken into account the overall efficiency of rotary kiln plants is more than 70 %. In spite of systematic implementation of effi-

1 Einleitung

Europaweit wurden ab dem Jahr 2001 für verschiedene Industriesektoren die *Besten Verfügbaren Techniken* (Best Available Techniques, kurz: BAT) in so genannten Referenz-Dokumenten (BAT Reference Document, kurz: BREF) beschrieben. Diese Dokumente sollen unter anderem die Genehmigungsbehörden bei der Formulierung von Genehmigungen unterstützen. Die beschriebenen Referenz-Niveaus, z.B. in Bezug auf Emissionen, dürfen jedoch nicht mit Grenzwerten gleichgesetzt werden. Insgesamt ist BAT definiert als diejenige Technik,

- ▶ die am effektivsten eingesetzt werden kann, um ein hohes allgemeines Schutzniveau für die Umwelt zu erreichen und
- ▶ die in einem Maße entwickelt ist, dass deren Umsetzung in dem entsprechenden Sektor unter ökonomisch und technisch verträglichen Bedingungen möglich ist [1].

Dies bedeutet ausdrücklich, dass die betrachtete Technik insbesondere auch unter den Gesichtspunkten der Investitions- und Betriebskosten sowie der Tauglichkeit für den störungsarmen Dauerbetrieb bewertet werden soll.

In dem im Dezember des Jahres 2001 als erstes überhaupt erschienenen BREF für die Zement- und Kalkindustrie [2] wurde für eine moderne Vorcalcineranlage mit einem 5-stufigen Zyklonvorwärmer und einer Klinkerkapazität von 3000 t/d ein spezifischer Energiebedarf von 3000 kJ/kg Klinker angegeben. Messungen des Forschungsinstituts der Zementindustrie (FIZ, Düsseldorf) belegen, dass dieser Wert durchaus von modernen Anlagen im Einzelfall erreichbar ist; dies jedoch nur unter Bedingungen, wie sie beispielsweise während eines Kurzzeit-Leistungstests bestehen. Der Jahresbetrieb einer Drehofenanlage zur Klinkerproduktion beinhaltet jedoch auch An- und Abfahrvorgänge, Betriebsphasen mit absatzbedingter Teilauslastung oder kurzzeitige

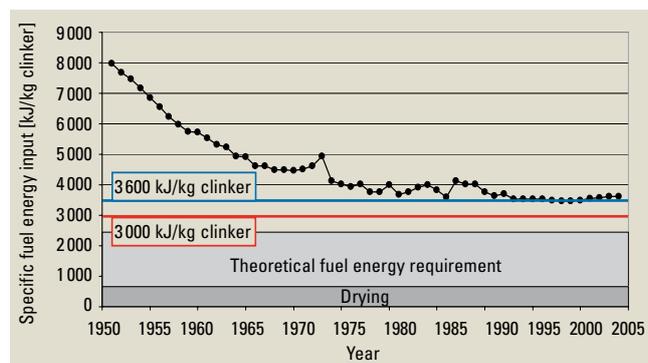


Figure 1: Trend in average specific thermal energy requirement for clinker production in Germany

Bild 1: Entwicklung des durchschnittlichen spezifischen thermischen Energiebedarfs für die Klinkerproduktion in Deutschland

ciency-increasing measures, such as those listed in the VDI Guideline 2094 [4], it is not possible to achieve a specific energy requirement of 3000 kJ/kg clinker as an annual average. This also applies to a new, modern plant designed in accordance with the BREF specifications.

In this article the Research Institute of the Cement Industry has firstly gathered practical experience relating to the various technical factors affecting the energy requirement. Secondly, rotary kiln plants with different operating scenarios have been simulated with a process engineering model [5] developed at the Institute and the effects of different parameters have been examined. These model calculations and their results are described below.

2 Factors affecting the energy requirement

Rotary kiln plants cannot, in practice, be operated constantly at the optimum operating point over the entire year. In addition to this, however, there are numerous other factors that affect the energy requirement. The most important aspects for plants with cyclone preheaters and calciners considered in the existing BREF are summarized as

- 】 the local moisture level of the raw material,
- 】 the production capacity of the plant,
- 】 the composition of the raw material, and therefore also its sinterability, as well as the target clinker quality,
- 】 the properties of the fuels used and their proportions in the energy input, as well as
- 】 the use of a bypass to assist trouble-free plant operation.

2.1 Moisture and composition of the raw material

The starting materials for cement clinker production, namely limestone, chalk, clay and marl, are submitted to carefully controlled processing. Their chemical and mineralogical compositions may only vary within narrow limits but, depending on the location, their levels of chemically and physically combined water sometimes differ significantly. Both the chemical and mineralogical composition and the material moisture have a significant influence on the energy requirement for clinker burning. According to [6, 7] a raw material mix requires less energy for burning if it has a low lime saturation factor, silica ratio and alumina ratio. A material is also easier to burn if its constituents, especially the silicon dioxide (SiO_2), have smaller particle sizes and are uniformly finely divided. However, the plant operator can only exert a limited influence on the composition of the raw material through the use of correcting materials.

The raw material moisture has values that differ greatly with the locality and the season and may vary between less than 6 wt.% and sometimes over 20 wt.%. In the dry process this water must be almost completely driven out before the material is fed into the preheater so that the feed material normally contains only about 1 wt.% water. The raw gas after the preheater is used for this purpose in the grinding and drying process. The raw material moisture therefore predetermines the drying energy that must be input into the drying and grinding plant with the raw gas. For a given volumetric flow of raw gas this gives the minimum temperature that the raw gas must have for adequate drying of the raw material. With a 6-stage calciner plant this will hardly be more than 280 °C, while raw gas temperatures of more than 500 °C can occur in a 3-stage plant.

betriebliche Prozessschwankungen. Eine Ofenanlage wird in diesen Fällen an einem Betriebspunkt gefahren, der nicht dem Auslegungspunkt entspricht. Im Jahresmittel kann der Wert von 3000 kJ/kg Klinker somit von keiner Anlage eingehalten werden, obwohl die überwiegende Zahl der Anlagen nahe am Optimum gefahren wird.

】 Bild 1 zeigt am Beispiel Deutschland die Entwicklung des durchschnittlichen klinkerspezifischen Energiebedarfs von Drehofenanlagen [3]. Dieser konnte über einen längeren Zeitraum hinweg deutlich abgesenkt werden und stabilisiert sich seit wenigen Jahren bei 3 500 bis 3 600 kJ/kg Klinker. Ein Vergleich zu dem durch die im Prozess stattfindenden endothermen physikalisch-chemisch-mineralogischen Reaktionen bestimmten theoretischen Mindestenergiebedarf von etwa 2 400 kJ/kg Klinker zeigt, dass der Klinkerbrennprozess einen gegenüber anderen thermischen Industrieprozessen äußerst hohen Wirkungsgrad hat. Berücksichtigt man die Verwertung der Abgas- bzw. Abluftwärmeströme für Trocknungsprozesse (Rohmaterial, Hüttensand, Kohlenstaub), liegt der Gesamtwirkungsgrad von Drehofenanlagen über 70 %. Doch trotz konsequenter Umsetzung effizienzsteigernder Maßnahmen, wie sie beispielsweise auch in der VDI-Richtlinie 2094 [4] aufgeführt werden, ist ein spezifischer Energiebedarf von 3000 kJ/kg Klinker im Jahresmittel nicht erreichbar. Dies gilt auch für eine moderne, entsprechend den BREF-Spezifikationen ausgelegte Neuanlage.

Im vorliegenden Beitrag hat das Forschungsinstitut der Zementindustrie zum einen Praxiserfahrungen zu den verschiedenen technischen Einflussfaktoren auf den Energiebedarf zusammengetragen. Zum anderen wurden Drehofenanlagen mit unterschiedlichen Betriebs-Szenarien mit einem am Institut entwickelten verfahrenstechnischen Prozessmodell [5] abgebildet und die Einflüsse unterschiedlicher Parameter untersucht. Diese Modellberechnungen und deren Ergebnisse werden hier vorgestellt.

2 Einflüsse auf den Energiebedarf

In der Praxis können Drehofenanlagen über das Jahr betrachtet nicht ständig am optimalen Betriebspunkt betrieben werden. Darüber hinaus gibt es jedoch zahlreiche weitere Faktoren, die den Energiebedarf beeinflussen. Die wichtigsten Aspekte für die im bisherigen BREF betrachteten Anlagen mit Zyklonvorwärmer und Calcinator sind zusammengefasst

- 】 die lokal gegebene Feuchte des Rohmaterials,
- 】 die Produktionskapazität der Anlage,
- 】 die Zusammensetzung des Rohmaterials und damit auch dessen Sinterbarkeit sowie die angestrebte Klinkerqualität,
- 】 die Eigenschaften der eingesetzten Brennstoffe und deren Anteile am Energieeintrag sowie
- 】 der Einsatz eines Bypasses zur Unterstützung eines störungsfreien Anlagenbetriebs.

2.1 Feuchte und Zusammensetzung des Rohmaterials

Die Ausgangsstoffe für die Zementklinkerherstellung Kalkstein, Kreide, Ton und Mergel werden gezielt aufbereitet. Ihre chemisch-mineralogische Zusammensetzung kann dabei nur in engen Grenzen variiert werden. Sie unterscheiden sich jedoch je nach Standort zum Teil deutlich in ihrem Gehalt an chemisch und physikalisch gebundenem Wasser. Sowohl die chemisch-mineralogische Zusammensetzung als auch die Materialfeuchte haben einen deutlichen Einfluss auf den

On the one hand, a low raw gas temperature of 280 °C means a low thermal raw gas loss (relative to the kiln plant) and therefore creates a good basis for a low clinker-specific energy requirement. On the other hand, the enthalpy contained in the raw gas is not suitable for drying raw materials containing more than about 6 wt.% moisture. In fact, higher levels of moisture in the raw material require higher raw gas temperatures, with the result that investment in a sixth cyclone stage would be counterproductive from the thermal engineering point of view. The raw material moisture therefore determines the suitable number of stages for the cyclone preheater. The following reference values apply on the assumption that the cooler exhaust air is used for other purposes:

- 】 3 stages: > 12 wt.% moisture
- 】 4 stages: 8 to 12 wt.% moisture
- 】 5 stages: 6 to 8 wt.% moisture
- 】 6 stages: < 6 wt.% moisture

Naturally, the higher raw gas temperatures with decreasing number of stages mean an initial increase in the energy losses for the preheater-kiln-cooler system with the consequence that the clinker-specific energy requirement also increases. However, the supposed raw gas loss is lower if the drying and grinding plant is included in the area covered by the balance and the system boundaries are placed around the entire plant. The raw gas enthalpy is then used as useful energy for the unavoidable drying of the raw material. This means that the overall efficiency of the plant remains at the same high level. To this extent the clinker-specific fuel energy requirement is of only limited suitability for describing the energy efficiency of a complete plant for clinker production.

2.2 Plant capacity

The BAT value of 3000 kJ/kg clinker is listed in the existing BREF explicitly for a plant with a clinker throughput of 3000 t/d. This specification is meaningful as the clinker-specific energy requirement is directly dependent on the size of the plant. For higher throughputs the cooler, rotary kiln and preheater must have larger dimensions. The larger wall areas result in correspondingly higher absolute wall heat losses. However, with increasing plant size the wall heat losses fall relative to the quantity of clinker produced. Conversely, a plant with a lower clinker throughput will have a correspondingly higher specific energy requirement under otherwise equal marginal conditions.

2.3 Fuel properties and fuel mix

For many years the cement industry has been using a wide range of fuels for cost reasons. The traditional fuels, such as coal, lignite, petcoke and, to a lesser extent, fuel oil and natural gas, have very different fuel properties. Secondary fuels have also been used in increasing quantities for some years. These are traditional waste materials, such as old tyres, waste oil and solvents. Other fuels, such as processed fractions of industrial and commercial waste as well as animal meal and fats, have also become more important in recent years. At present the cement industry is investing increasingly in the thermal utilization of processed fractions of municipal wastes and sewage sludge. Regardless of whether regular fuels or replacement fuels are involved their fuel properties may differ, chiefly in respect of calorific value and reactivity.

The fuel properties can affect the operation of a kiln plant within certain limits. For the majority of secondary fuels

Energiebedarf des Klinkerbrennens. Ein Rohstoffgemisch erfordert nach [6, 7] weniger Energie zum Brennen, wenn sein Kalkstandard, Silikatmodul und Tonerdemodul niedrig ist. Ebenso lässt sich ein Material leichter brennen, wenn dessen Bestandteile, insbesondere das Siliziumdioxid (SiO₂), eine geringere Korngröße haben und gleichmäßig fein verteilt vorkommen. Allerdings kann der Anlagenbetreiber auf die Zusammensetzung des Rohmaterials durch den Einsatz von Korrekturstoffen nur bedingt Einfluss nehmen.

Die Rohmaterialfeuchte ist mit lokal und im Jahresverlauf sehr unterschiedlichen Werten zwischen weniger als 6 M.-% und teilweise über 20 M.-% gegeben. Dieses Wasser muss beim so genannten Trockenverfahren bereits vor der Aufgabe des Materials in den Wärmetauscher nahezu vollständig ausgetrieben sein, sodass das Aufgabematerial normalerweise nur noch etwa 1 M.-% Wasser enthält. Hierzu wird das Rohgas nach dem Vorwärmer zur Mahltrocknung genutzt. Die Rohmaterialfeuchte gibt somit vor, welche Trocknungsenergie mit dem Rohgas in die Mahltrocknungsanlage eingetragen werden muss. Bei einem vorgegebenem Rohgasvolumenstrom ergibt sich hieraus die Mindesttemperatur, die das Rohgas für eine ausreichende Trocknung des Rohmaterials haben muss. Bei einer 6-stufigen Calcinatoranlage wird diese kaum über 280 °C liegen, wohingegen bei einer 3-stufigen Anlage Rohgastemperaturen von mehr als 500 °C auftreten können.

Eine niedrige Rohgastemperatur von 280 °C bedeutet nun einerseits einen geringen thermischen Rohgasverlust (bezogen auf die Ofenanlage) und schafft damit eine gute Basis für einen niedrigen klinkerspezifischen Energiebedarf. Andererseits ist die dabei im Rohgas enthaltene Enthalpie nicht für die Trocknung von Rohmaterialien mit mehr als etwa 6 M.-% Feuchte geeignet. Höhere Feuchteanteile im Rohmaterial erfordern vielmehr höhere Rohgastemperaturen, sodass eine Investition in eine sechste Zyklonstufe wärmetechnisch kontraproduktiv wäre. Die Rohmaterialfeuchte bestimmt somit die geeignete Stufenanzahl des Zyklonvorwärmers. Unter der Voraussetzung, dass die Kühlerabluft anderweitig verwertet wird, gelten dabei folgende Anhaltswerte:

- 】 3 Stufen: > 12 M.-% Feuchte
- 】 4 Stufen: 8 bis 12 M.-% Feuchte
- 】 5 Stufen: 6 bis 8 M.-% Feuchte
- 】 6 Stufen: < 6 M.-% Feuchte

Natürlich bedeuten die mit sinkender Stufenanzahl höheren Rohgastemperaturen zunächst eine Erhöhung der Energieverluste für das System Vorwärmer-Ofen-Kühler mit der Konsequenz, dass der klinkerspezifische Energiebedarf ebenfalls ansteigt. Der vermeintliche Rohgasverlust ist jedoch keiner, wenn die Mahltrocknungsanlage in den Bilanzraum aufgenommen wird und die Systemgrenzen um die Gesamtanlage gelegt werden. Die Rohgasenthalpie wird dann als Nutzenergie zur unumgänglichen Trocknung des Rohmaterials eingesetzt. Damit bleibt der Gesamtwirkungsgrad der Anlage unverändert hoch. Insofern ist der klinkerspezifische Brennstoffenergiebedarf nur eingeschränkt zur Beschreibung der Energieeffizienz einer Gesamtanlage zur Klinkerproduktion geeignet.

2.2 Anlagenkapazität

Der BAT-Wert von 3000 kJ/kg Klinker wird im existierenden BREF explizit für eine Anlage mit einem Klinkerdurchsatz von 3000 t/d genannt. Diese Spezifizierung ist auch sinnvoll, da

used in the cement industry the influence on the fuel energy requirement lies within the normal fluctuations that occur in daily operation. If the properties of a fuel differ very significantly from those of the fuel that is being replaced, e.g. with respect to the calorific value, and if there is a significant increase in the level of substitution, then they can have an appreciable influence. In this case the volume flow of raw gas after the preheater, and therefore also the thermal raw gas loss, can increase. For example, an increased mass flow must be used for a fuel with a lower calorific value than the fuel that it replaces but with the same specific air requirement in order to reach an adequate energy input. If this fuel is used in the main firing system then, with a constant gas temperature at the kiln inlet, there is an increased flow of energy from the kiln to the calciner with the increased volume flow. There is therefore an inevitable drop in the proportion of fuel used in the calciner in the overall thermal rating and this is greater if the kiln inlet temperature is increased by, for example, the use of a less reactive fuel.

2.4 Gas bypass

Chlorine, sulfur and alkalis pass into the process both with the raw material and with the fuels. Depending on the form in which they are combined they can evaporate in the kiln, react with one another in the gas phase to form new compounds, be transported with the kiln gas into the preheater, and condense there at lower temperatures on the fuel and plant walls. If these substances pass back into the kiln again with the material then they can evaporate again and an internal recirculating system is formed between the kiln and preheater. Theoretically, these recirculating systems build up until the quantity discharged via the clinker and raw gas corresponds to the quantity of chlorine, sulfate and alkali introduced. With increasing levels of recirculating components both in the gas phase and in the hot meal the frequency of process malfunctions caused by build-up can increase, so there is clearly a need for specific relief of the recirculating systems by a bypass at the kiln inlet and riser duct. Part of the dust-laden gas flow coming from the kiln is removed from the process by the bypass. This results in an energy loss that is composed of the sensible heat as well as the chemical reaction energy in the gas flow and the dust.

3 The process engineering model

In practice these effects are often superimposed and are usually non-linear. This means that it is often impossible to attribute the changes in energy requirement observed during measurements and through the analysis of operating values specifically to an individual factor. The empirical values taken from practice therefore only provide limited quantitative information about the individual influencing variables.

The influence of individual operating variables can, however, be quantified by using a mathematical model in which the individual parameters can be varied selectively. The Research Institute of the Cement Industry has therefore recently developed a realistic computer model of the cement burning process with the aim of providing realistic simulation of the plant operation. This model has been described in detail in [5]. At its core it describes the process from the kiln meal feed to the emergence of the clinker from the cooler and is made up of individual models for the plant components preheater, calciner, bypass, rotary kiln and grate cooler. It is also possible to incorporate the plant sections of the external cycle, i.e. the evaporative cooler, raw grind-

der klinkerspezifische Energiebedarf direkt von der Anlagengröße abhängig ist. Für höhere Durchsätze müssen Kühler, Drehrohr und Wärmetauscher größer dimensioniert werden. Durch die größeren Wandflächen ergeben sich entsprechend höhere absolute Wandwärmeverluste. Bezogen auf die produzierte Klinkermenge reduzieren sich jedoch die Wandwärmeverluste mit steigender Anlagengröße. Im Umkehrschluss wird eine Anlage mit einem geringeren Klinkerdurchsatz unter sonst gleichen Randbedingungen einen entsprechend höheren spezifischen Energiebedarf aufweisen.

2.3 Brennstoffeigenschaften und Brennstoffmix

Die Zementindustrie setzt seit vielen Jahren aus Kostengründen eine breite Brennstoffpalette ein. Die traditionellen Brennstoffe wie Stein- und Braunkohle, Petrolkoks sowie in geringerem Maße Heizöl und Erdgas weisen sehr unterschiedliche Brennstoffeigenschaften auf. In zunehmendem Maße werden seit einigen Jahren auch Sekundärbrennstoffe verwendet. Hierbei handelt es sich um traditionelle Abfallstoffe wie beispielsweise Altreifen, Altöle und Lösemittel. In den letzten Jahren haben darüber hinaus weitere Brennstoffe wie beispielsweise aufbereitete Fraktionen aus Industrie- und Gewerbeabfällen sowie Tiermehle und -fette an Bedeutung gewonnen. Aktuell investiert die Zementindustrie vermehrt in die thermische Verwertung von aufbereiteten Fraktionen aus Siedlungsabfällen und Klärschlamm. Unabhängig davon, ob es sich um einen Regelbrennstoff oder Ersatzbrennstoff handelt, unterscheiden sich diese in ihren Brennstoffeigenschaften, vor allem hinsichtlich Heizwert und Reaktivität.

Die Brennstoffeigenschaften beeinflussen in gewissen Grenzen den Betrieb einer Drehofenanlage. Bei den meisten in der Zementindustrie eingesetzten Sekundärbrennstoffen liegt der Einfluss auf den Brennstoffenergiebedarf innerhalb der normalen, im täglichen Betrieb auftretenden Schwankungen. Weichen die Eigenschaften eines Brennstoffs sehr deutlich von denen des substituierten Brennstoffs ab, z.B. bezüglich des Heizwerts, und steigen die Substitutionsraten deutlich an, ist ein merklicher Einfluss möglich. In diesem Fall kann sich z.B. der Rohgasvolumenstrom nach Wärmetauscher und damit auch der thermische Rohgasverlust erhöhen. Beispielsweise muss ein Brennstoff mit gegenüber dem substituierten Brennstoff niedrigerem Heizwert, aber gleichem massebezogenen Luftbedarf mit einem erhöhten Massenstrom eingesetzt werden, um einen ausreichenden Energieeintrag zu erreichen. Wird dieser Brennstoff in der Hauptfeuerung eingesetzt, fließt auch bei konstanter Gas-temperatur im Ofeneinlauf mit dem gestiegenen Volumenstrom ein erhöhter Energiestrom vom Ofen in den Calcinator. Der Anteil des im Calcinator eingesetzten Brennstoffs an der gesamten Feuerungswärmeleistung sinkt somit zwangsläufig und das umso stärker, wenn sich die Ofeneinlauf-temperatur beispielsweise durch den Einsatz eines weniger reaktiven Brennstoffes erhöht.

2.4 Gasbypass

Sowohl mit dem Rohmaterial als auch mit den Brennstoffen gelangen Chlor, Schwefel und Alkalien in den Prozess. Sie können je nach Bindungsform im Ofen verdampfen, in der Gasphase miteinander zu neuen Verbindungen reagieren, mit dem Ofengas in den Vorwärmer transportiert werden und dort bei niedrigeren Temperaturen am Brenngut und den Anlagenwänden kondensieren. Gelangen diese Stoffe mit dem Material erneut in den Ofen, so kann dort wiederum Verdampfung stattfinden und es bildet sich ein innerer

ing plant and dust collector. All the individual models can be linked mathematically with one another, which makes it possible to determine a steady-state condition for the entire rotary kiln plant. Because of the modular structure the different plant circuits can be mathematically simulated comparatively easily and flexibly. The individual plant sections can also be defined geometrically so that different plant sizes can be simulated. Further inputs relate to the composition and mass flows of the raw materials and fuels as well as the volumetric flows of cooler inlet air, secondary air and, where appropriate, tertiary air. The gas off-take at the kiln inlet can also be defined for investigating the effect of a bypass.

The calculations themselves cover the energy and material balances for the flows of fuel, dust and gas. Not only the combustion calculations for the fuels and the heat transfer and but also the relevant chemical and mineralogical solid-state reactions and the gas phase reactions as well as the gas-solids reactions are taken into account. The result is that the calculations provide not only comprehensive process variables, such as mass and volume flows and their compositions, gas and solids temperatures and heat losses but also the specific energy requirement for burning the clinker. The effects of the plant size and the number of stages in the preheater are taken into account automatically as is the operation of a bypass or changed properties of the raw materials and fuels.

4 Calculations with the process engineering model

The starting point for the calculations to quantify the factors affecting the clinker-specific energy requirement was a rotary kiln with a 5-stage cyclone preheater, a calciner with tertiary air duct and a grate cooler. This plant was intended to correspond as exactly as possible to the description in the BREF and therefore have a specific heat requirement of about 3000 kJ/kg clinker at a clinker throughput of 3000 t/d in the context of a performance test. There are no values specified in the BREF for the composition of the kiln meal or clinker or for the fuels and their properties so appropriate values from the Research Institute were used. Firstly, an average virtual kiln meal was generated for the calculations from numerous kiln meal analyses. Secondly, coal was chosen as the fuel and also chemically defined on the basis of analysis results. The raw materials and fuels and their chemical analyses used in the model calculations are summarized in ► Tables 1 and 2.

The steady-state condition of the BREF plant is reproduced, as summarized in ► Table 3, after an iterative calculation process with adjustments to the mass flows of kiln meal and fuel and of the fuel distribution between the main kiln firing system and the calciner firing system.

Starting from this operational condition, also referred to below as the reference state, 16 variations were then carried out with respect to the plant structure, the plant size and the raw materials and fuels used in order to examine their effects on the clinker-specific fuel energy requirement. Each calculated scenario was compared with the reference state and evaluated with respect to its quality as a realistic reproduction of the process. A comparison with the reference scenario is only appropriate if certain objectives are fulfilled by the scenario. For this investigation it was laid down first-

Kreislauf zwischen Ofen und Vorwärmer aus. Diese Kreisläufe bauen sich theoretisch so lange auf, bis der Austrag über den Klinker und das Rohgas dem Eintrag an Chlor, Schwefel und den Alkalien mengenmäßig entspricht. Da bei steigenden Gehalten der Kreislaufkomponenten sowohl in der Gasphase als auch in den Heißmehlen die Häufigkeit von Betriebsstörungen durch Anbackungen zunehmen kann, liegt die definierte Entlastung der Kreisläufe über einen Bypass im Bereich des Ofeneinlaufs und des Steigschachts nahe. Über diesen Bypass wird ein Teil des aus dem Ofen kommenden staubbeladenen Gasstroms aus dem Prozess ausgeschleust. Dadurch ergibt sich ein energetischer Verlust, der sich sowohl aus den fühlbaren Wärmen als auch aus den Reaktionsenthalpien des Gasstromes und des Staubs zusammensetzt.

3 Das verfahrenstechnische Prozessmodell

In der Praxis überlagern sich die beschriebenen Einflüsse oftmals und meist nicht-linear. Insofern ist es häufig unmöglich, die während Messungen und durch die Analyse von Betriebswerten beobachteten Änderungen des Energiebedarfs konkret auf einen einzelnen Einflussfaktor zurückzuführen. Die Erfahrungswerte aus der Praxis erlauben damit nur bedingt quantitative Aussagen zu einzelnen Einflussgrößen.

Diese Quantifizierung des Einflusses einzelner Betriebsgrößen kann jedoch durch den Einsatz eines mathematischen Modells erfolgen, bei dem gezielt einzelne Parameter variiert werden können. Hierzu wurde am Forschungsinstitut der Zementindustrie in den vergangenen Jahren ein praxisorientiertes Computermodell des Zementklinkerbrennprozesses mit dem Ziel entwickelt, den Anlagenbetrieb realistisch nachbilden zu können. Dieses Modell wurde in [5] ausführlich vorgestellt. Im Kern beschreibt es den Prozess von der Ofenmehlaufgabe bis zum Austritt des Klinkers aus dem Kühler und besteht aus Einzelmodellen für die Anlagenkomponenten Vorwärmer, Calcinator, Bypass, Drehrohröfen und Rostkühler. Weiterhin können auch die Anlagenteile des äußeren Kreislaufs, d.h. Verdampfungskühler, Rohmahlanlage und Staubabscheider, einbezogen werden. Alle Einzelmodelle können rechnerisch miteinander verbunden werden und erlauben es, einen stationären Zustand für die gesamte Drehofenanlage zu bestimmen. Aufgrund des modularen Aufbaus können unterschiedliche Anlagenschaltungen vergleichsweise leicht und flexibel rechnerisch nachgebildet werden. Ebenso können die einzelnen Anlagenteile geometrisch definiert werden, sodass unterschiedliche Anlagengrößen abgebildet werden können. Weitere Vorgaben betreffen die Zusammensetzung und die Massenströme von Roh- und Brennstoffen sowie die Volumenströme der Kühlerzuluft, der Sekundärluft und ggf. der Tertiärluft. Auch der Gasabzug am Ofeneinlauf zur Untersuchung eines Bypasseinflusses kann vorgegeben werden.

Die Berechnungen selbst umfassen die Energie- und Stoffbilanzen für die Brenngut-, Staub- und Gasflüsse. Dabei werden neben der Verbrennungsrechnung der Brennstoffe und der Wärmeübertragung auch die relevanten chemisch-mineralogischen Feststoffreaktionen und die Gasphasenreaktionen sowie Gas-Feststoff-Reaktionen berücksichtigt. Als Ergebnis liefern die Berechnungen neben umfangreichen Prozessgrößen wie Massen- und Volumenströmen sowie deren Zusammensetzungen, Gas- und Feststofftemperaturen und Wärmeverlusten insbesondere auch den spezifischen Energiebedarf zum Brennen des Klinkers. Dabei wer-

Table 1: Summary of the chemical compositions of the kiln meals used in the model calculations

Tabelle 1: Auszug der chemischen Zusammensetzung von in den Modellrechnungen verwendeten Ofenmehlen

Composition	Units	Reference (coal)	"Lignite"	"Lime saturation factor 94" (Coal)	"Bypass 15%" (Coal)
Lime saturation factor (LSF)	–	99	95	95	99
Silica ratio (SR)	–	2.6	2.6	2.7	2.6
Alumina ratio (AR)	–	1.7	1.9	1.7	1.7
SiO ₂	wt. %	13.8	14.1	14.2	13.8
Al ₂ O ₃	wt. %	3.25	3.50	3.30	3.25
Fe ₂ O ₃	wt. %	1.96	1.86	2.00	1.96
CaO	wt. %	43.2	42.7	42.8	43.2
MgO	wt. %	0.71	0.85	0.76	0.71
SO ₃	wt. %	0.34	0.40	0.35	0.30
K ₂ O	wt. %	0.55	0.58	0.60	0.55
Na ₂ O	wt. %	0.12	0.10	0.10	0.12
Cl ⁻	wt. %	0.01	0.01	0.01	0.05
C	wt. %	0.10	0.10	0.10	0.10
CO ₂	wt. %	34.7	34.5	34.5	34.7

ly that with all scenarios the material in the kiln was to reach a maximum temperature of 1450° C and the gas above the calciner cyclone was to reach a temperature of 860° C. Furthermore, the quantities of secondary and tertiary air were to be adjusted so that an oxygen concentration of 1.0 vol. % was obtained at the kiln inlet and of 3.0 vol. % in the raw gas after the preheater. Unless the scenario stated otherwise the clinker throughput was to be constant at 3000 t/d.

The influence of different raw material moisture levels was investigated by the calculations for 3-, 4- and 6-stage plants corresponding to about 12, 9 and 3 wt. % moisture respectively. A moisture of 6 wt. % was assumed for the 5-stage plant in the reference case. The external drying and grinding circuit was not included in the model calculations in order to reduce the amount of calculation. However, a thermal balance was carried out over the raw grinding and drying plant in order to check whether the usable enthalpy contained in the raw gas in the individual scenarios was sufficient for drying the assumed raw materials.

Furthermore, the effects of deviations in clinker capacity from the 3000 t/d plant were calculated by simulating a 1500 t/d plant and a plant producing 5000 t/d clinker. Corresponding adjustments were made to the plant dimensions and to the mass flows of raw materials and fuels and the volume flows of cooler inlet air, burner air, secondary air and tertiary air.

The bypass rate of 0% in the reference state was raised to 5, 10 and 15% relative to the kiln inlet volume flow to provide compensating relief of the recirculating system with rising input of chlorine into the plant both through the raw materials and through the fuels. The chlorine inputs were adjusted to obtain chlorine levels in the kiln inlet meals in the bypass scenarios that were comparable to the reference state. The kiln meal mass flow and the fuel mass flows had to be increased

den die Einflüsse der Anlagengröße und der Stufenzahl des Wärmetauschers ebenso automatisch berücksichtigt wie der Betrieb eines Bypasses oder veränderte Eigenschaften der Roh- und Brennstoffe.

4 Berechnungen mit dem verfahrenstechnischen Prozessmodell

Ausgangspunkt für die Berechnungen zur Quantifizierung der Einflüsse auf den klinkerspezifischen Energiebedarf ist eine Drehofenanlage mit einem 5-stufigen Zyklonvorwärmer, einem Calcinator mit Tertiärluftleitung und einem Rostkühler. Diese Anlage soll möglichst exakt der Beschreibung des BREFs entsprechen und im Sinne eines Leistungstests somit bei einem Klinkerdurchsatz von 3000 t/d einen spezifischen Wärmebedarf von etwa 3000 kJ/kg Klinker ausweisen. Da im BREF weder Vorgaben für die Ofenmehl- oder Klinkerzusammensetzung noch für die Brennstoffe und deren Eigenschaften gemacht werden, wird auf entsprechende Werte des Forschungsinstituts zurückgegriffen. So wird einerseits aus zahlreichen Ofenmehlanalysen ein mittleres, virtuelles Ofenmehl für die Berechnungen erzeugt. Andererseits wird als Brennstoff die Steinkohle ausgewählt und ebenfalls auf Basis von Analyseergebnissen chemisch definiert. Die in den Modellrechnungen verwendeten Roh- und Brennstoffe sowie ihre chemischen Analysen sind auszugsweise in den » Tabellen 1 und 2 zusammengefasst.

Nach einem iterativen Berechnungsprozess mit Anpassungen der Ofenmehl- und Brennstoffmassenströme sowie der Brennstoffverteilung auf Ofenhauptfeuerung und Calcinatorfeuerung wird der stationäre Zustand der BREF-Anlage wie in » Tabelle 3 zusammengefasst abgebildet.

Ausgehend von diesem Betriebszustand, im Folgenden auch als Referenzzustand bezeichnet, werden nun 16 Variationen hinsichtlich der Anlagenstruktur, der Anlagengröße und der

Table 2: Summary of the chemical compositions of the fuels used in the model calculations

Tabelle 2: Auszug der chemischen Zusammensetzung der in den Modellrechnungen verwendeten Brennstoffe

Fuels		Pulverized coal	Pulverized lignite	Secondary fuel Kiln	Secondary fuel Calciner
Calorific value	kJ/kg	27000	22000	20000	16000
Composition					
C	wt. %	69.0	60.0	54.2	40.3
H	wt. %	4.00	5.00	8.03	5.89
S	wt. %	0.50	0.20	0.10	0.28
N	wt. %	0.48	0.78	0.50	4.11
O	wt. %	9.00	20.0	15.1	15.0
Cl ⁻	wt. %	0.02	0.02	0.02	0.02
H ₂ O	wt. %	0.50	10.0	12.1	20.1
Ash	wt. %	16.5	4.00	10.0	14.4
Combustion					
Minimum air volume	m ³ /kg (stp)	6.921	6.010	6.464	4.664
Flue gas volume (moist)	m ³ /kg (stp)	7.224	6.686	7.324	5.632
Water (gaseous)	m ³ /kg (stp)	0.461	0.809	1.200	1.160

Table 3: Summary of the calculated results for the reference scenario

Tabelle 3: Zusammenfassung der Berechnungsergebnisse für das Referenz-Szenario

Calculated results	Units	Reference (100% coal)
Specific energy requirement	kJ/kg cli	3026
T _{raw gas}	°C	314
T _{gas – calciner cyclone}	°C	860
T _{gas – kiln inlet}	°C	1109
T _{kiln feed – sintering zone}	°C	1450
T _{kiln gas – max.}	°C	1998
T _{hot clinker}	°C	1437
T _{cold clinker}	°C	115
T _{secondary air}	°C	1137
T _{tertiary air}	°C	1086
T _{cooler exhaust air}	°C	285
Raw gas enthalpy (with raw gas dust)	kJ/kg cli	660
Cooler exhaust air enthalpy	kJ/kg cli	393
Wall heat loss – preheater	kJ/kg cli	19
Wall heat loss – calciner + tertiary air duct	kJ/kg cli	95
Wall heat loss – rotary kiln	kJ/kg cli	180
Wall heat loss – cooler	kJ/kg cli	11
Mass flow – kiln meal	kg/h	200025
Mass flow – clinker (with cooler exhaust air dust)	kg/h	125003
Kiln meal clinker factor (without raw gas dust)	–	1.60
Fuel – kiln – coal	kg/h (% TR)	5290 (38)
Fuel – calciner – coal	kg/h (% TR)	8640 (62)
Raw gas volume flow	m ³ /h (stp)	153384
Specific raw gas volume flow	m ³ /kg cli (stp)	1.23
Specific kiln inlet volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.32
Specific secondary air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.23
Specific tertiary air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.58
Specific cooler exhaust air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	1.02
Specific cooling air	m ³ /kg cli (stp)	1.83
O _{2 raw gas}	vol.%	3.0
CO _{2 raw gas}	vol.%	32.0
O _{2 kiln inlet}	vol.%	1.0
CO _{2 kiln inlet}	vol.%	20.2
Preliminary degree of calcination – apparent	%	95
Chlorine in kiln inlet hot meal	wt.%	0.68
Alite content - clinker	wt.%	64.3
Belite content - clinker	wt.%	14.0
Free lime content - clinker	wt.%	0.7
Lime saturation factor	–	97
Alumina ratio	–	1.8
Silica ratio	–	2.5
Degree of sulfatization	–	72
Cross-sectional loading – kiln	MJ/(s·m ²)	3.9
Volume loading – kiln	t/d/m ³	5.2
Area loading – cooler	t/d/m ²	39
Width loading – cooler	t/d/m	857
Bed speed – cooler	mm/min	550
Bed depth – cooler	mm	797
Cooler efficiency	%	73

TR: thermal rating

eingesetzten Roh- und Brennstoffe vorgenommen, um deren Auswirkungen auf den klinkerspezifischen Brennstoffenergiebedarf zu untersuchen. Dabei wird jedes Rechenszenario mit dem Referenzzustand verglichen und hinsichtlich seiner Qualität einer praxisnahen Abbildung des Prozesses bewertet. Ein Vergleich mit dem Referenzszenario ist nur dann sinnvoll möglich, wenn gewisse Vorgaben durch die Szenarien erfüllt werden. Für diese Untersuchung wird festgelegt, dass zum einen bei allen Szenarien eine maximale Materialtemperatur im Ofen von 1450 °C sowie eine Gastemperatur oberhalb des Calcinatorzyklons von 860 °C erreicht werden soll. Weiterhin sollen die Sekundär- und die Tertiärluftmenge so eingestellt werden, dass sich Sauerstoffkonzentrationen im Ofeneinlauf von 1,0 Vol.-% sowie 3,0 Vol.-% im Rohgas nach Wärmetauscher einstellen. Wenn durch das Szenario nicht anders vorgegeben, soll der Klinkerdurchsatz konstant bei 3000 t/d liegen.

Der Einfluss unterschiedlicher Rohmaterialfeuchten wird durch die Berechnung von 3-, 4- und 6-stufigen Anlagen entsprechend etwa 12, 9 und 3 M.-% Feuchte untersucht. Dabei wird im Referenzfall für die 5-stufige Anlage eine Feuchte von 6 M.-% angenommen. Der äußere Mahltrocknungskreislauf wird zur Reduzierung des Rechensaufwands nicht in die Modellrechnungen einbezogen. Es findet jedoch eine thermische Bilanzierung der Rohmahltröcknungsanlage statt, um zu überprüfen, ob die im Rohgas der einzelnen Szenarien enthaltene nutzbare Enthalpie zur Trocknung der angenommenen Rohmaterialien ausreicht.

Weiterhin werden die Auswirkungen der Klinkerkapazität abweichend von der 3000-t/d-Anlage durch die Abbildung einer 1500-t/d-Anlage sowie einer Anlage mit 5000 t/d Klinker berechnet. Hierbei werden die Anlagendimensionen sowie die Massenströme von Roh- und Brennstoffen und die Volumenströme von Kühlerzuluft, Brennerluft, Sekundär- und Tertiärluft entsprechend angepasst.

Bei steigendem Chlor-Eintrag in die Anlage sowohl über das Rohmaterial als auch den Brennstoff wird zur ausgleichenden Kreislaufentlastung die Bypassrate von 0 % im Referenzfall auf 5, 10 und 15 %, bezogen auf den Ofeneinlaufvolumenstrom, angehoben. Dabei werden die Chlor-Einträge so angepasst, dass sich in den Ofeneinlaufmehlen der Bypass-Szenarien vergleichbare Chlor-Gehalte wie im Referenzzustand einstellen. Zum Ausgleich der Energie- und Staubverluste über den Bypassabzug müssen bei konstantem Klinkerdurchsatz der Ofenmehlmassestrom sowie die Brennstoffmassenströme angehoben werden.

Weiterhin wird der Effekt unterschiedlicher Brennstoffeigenschaften untersucht. Hierzu wird der Referenzbrennstoff Steinkohle mit einem Heizwert von 27 MJ/kg zunächst durch Braunkohle (22 MJ/kg) zu 100 % ersetzt. In weiteren Szenarien wird die Steinkohle zu 40, 70 und 100 % der gesamten Feuerungswärmeleistung durch weniger reaktive Brennstoffe substituiert. Dabei wird in einen virtuellen Brennstoff mit einem Heizwert von 20 MJ/kg zum Einsatz in der Hauptfeuerung des Ofens sowie einen Calcinatorbrennstoff mit 16 MJ/kg unterschieden. Die chemischen Zusammensetzungen dieser Brennstoffe beruhen dabei auf realen chemischen Analysen. Diese Vorgehensweise wird dem in vielen europäischen Ländern eingesetzten breiten Brennstoffmix gerecht. Lediglich der Chlorgehalt in den Brennstoffen wird identisch zur Steinkohle angesetzt, um bei diesen Berechnungen die Auswirkungen der unterschiedlichen Brennstoff-

to offset the energy and dust losses through the bypass off-take at a constant clinker throughput.

The effects of different fuel properties were also examined. For this purpose 100% of the reference fuel, namely coal with a calorific value of 27 MJ/kg, was first replaced by lignite (22 MJ/kg). In other scenarios the coal was replaced by less reactive fuels at levels of 40, 70 and 100% of the total thermal rating. A distinction was made between a virtual fuel with a calorific value of 20 MJ/kg for use in the main firing system of the kiln and a calciner fuel with 16 MJ/kg. The chemical compositions of these fuels were based on real chemical analyses. This procedure does justice to the wide mixture of fuels used in many European countries. Only the chlorine content of the fuels was set identical to that in the coal so that these calculations could examine the effects of the different fuel properties (calorific value, air requirement, water content) without any interactions caused by altered chlorine inputs, recirculating systems and build-up. The fuel mixtures investigated are listed in Table 4. The quantities of burner air were increased with rising rate of substitution. Some of the calculations were carried out under conditions of constant clinker production and variable gas volume flows, and some with variable clinker production and constant raw gas volume flow after the preheater.

Another scenario covered the production of clinker with a lower lime saturation factor, for which the kiln meal composition was changed so that the lime saturation factor of 97 in the reference clinker was lowered to 94.

5 Results

5.1 Comparison of performance test with annual average value

The specific fuel energy requirement of a kiln plant is normally given relative to a performance test that usually lasts for 24 to 36 hours. However, this value cannot be used as a benchmark value for the fuel energy consumption averaged over an entire year because, for example, the starting and stopping procedures are not taken into account. For this reason alone the BAT value of 3000 kJ/kg clinker is not appropriate. The Research Institute has gathered appropriate information from five new plants that were built in recent years in Germany in order to establish realistic data for the difference between short-term and annual average values. Fig. 2 shows the data (performance test and annual average) for these five plants. In each case the values relate to the same operating year and a comparable mode of operation (e.g. fuel mix, bypass rate, etc.). Plants with 3-, 4-, 5- and 6-stage cyclone preheaters are represented. A difference of 160 to 320 kJ/kg clinker can be deduced from these practical data.

eigenschaften (Heizwert, Luftbedarf, Wassergehalt) ohne Wechselwirkungen durch veränderte Chloreinträge, -kreisläufe und -anreicherungen zu untersuchen. Die untersuchten Brennstoffgemische sind in Tabelle 4 aufgeführt. Mit steigender Substitutionsrate werden die Brennerluftmengen erhöht. Die Berechnungen werden einerseits unter der Randbedingung einer konstanten Klinkerproduktion und variablen Gasvolumenströmen und andererseits mit variabler Klinkerproduktion und konstantem Rohgasvolumenstrom nach Wärmetauscher durchgeführt.

Ein weiteres Szenario umfasst die Herstellung eines Klinkers mit niedrigerem Kalkstandard. Hierzu wird die Ofenmehlzusammensetzung derart verändert, dass sich der Parameter Kalkstandard (II) von 97 des Referenzklinkers auf 94 absenkt.

5 Ergebnisse

5.1 Vergleich Leistungstest zu Jahresmittelwert

Üblicherweise wird der spezifische Brennstoffenergiebedarf einer Ofenanlage bezogen auf einen Leistungstest angegeben, der in der Regel 24 bis 36 Stunden dauert. Dieser Wert kann jedoch nicht als Vergleichswert für den über ein ganzes Betriebsjahr gemittelten Brennstoffenergieverbrauch herangezogen werden, da z.B. An- und Abfahrvorgänge nicht berücksichtigt werden. Allein schon aus diesem Grund ist der BAT-Wert von 3000 kJ/kg Klinker nicht sachgerecht. Um realistische Daten für den Unterschied zwischen Kurzzeit- und Jahresmittelwert zu ermitteln, hat das Forschungsinstitut entsprechende Angaben von fünf Neuanlagen, die in Deutschland in den vergangenen Jahren gebaut wurden, ermittelt. Bild 2 zeigt die Daten (Leistungstest und Jahresdurchschnitt) dieser fünf Anlagen. Die Werte beziehen sich jeweils auf das selbe Betriebsjahr und eine vergleichbare Betriebsweise (z.B. Brennstoffmix, Bypassrate, usw.). Vertreten sind Anlagen mit 3-, 4-, 5- und 6-stufigen Zyklonvorwärmern. Aus diesen Praxisdaten kann eine Differenz von 160 bis 320 kJ/kg Klinker abgeleitet werden.

5.2 Gerechnete Szenarien

Das Modell berechnet für jedes Szenario den stationären Zustand, wie er unter optimalen Bedingungen bei einem kurzzeitigen Leistungstest einer Anlage anzutreffen ist. Die klinkerspezifischen Brennstoffenergieverbräuche der einzelnen Szenarien sind in Tabelle 5 zusammengefasst und dem Energiebedarf für das Referenz-Szenario gegenübergestellt. Aus den Berechnungsergebnissen für den stationären Betrieb unter optimalen Bedingungen werden unter Berücksichtigung der Erfahrungswerte für die Erhöhung des Energiebedarfs durch den Jahresgang um 160 bis 320 kJ/kg Klinker Bereiche für die Jahresmittelwerte abgeleitet. Für

Table 4: Distribution of the thermal rating and data for the quantities of fuel air for the fuel scenarios

Tabelle 4: Aufteilung der Feuerungswärmeleistung sowie Angabe der Brennerluftmengen bei den Brennstoffszenerarien

	Total substitution [% TR]	Main firing system			Calciner firing system		
		Pulverized coal [% TR]	Secondary fuel [% TR]	Burner air [%]	Pulverized coal [% TR]	Secondary fuel [% TR]	Burner air [%]
Pulverized coal	0	40	0	9	60	0	2
Pulverized lignite	0	40	0	9	60	0	2
40 % substitution	40	40	0	9	20	40	3
70 % substitution	70	20	20	12	10	50	4
100 % substitution	100	0	40	12	0	60	4

TR: thermal rating; figures for burner air relative to secondary and tertiary air volume flows

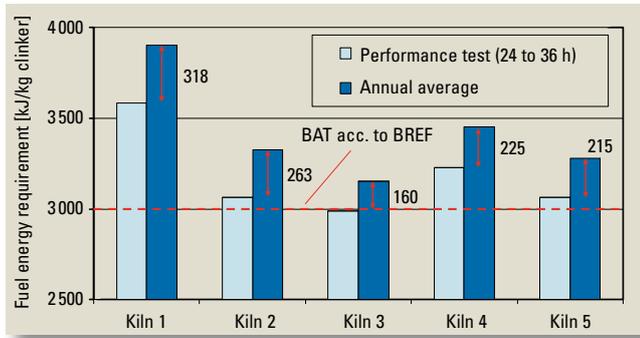


Figure 2: Comparison between the specific thermal energy inputs for short-term performance tests and for annual average values for 5 modern kiln plants

Bild 2: Vergleich zwischen den spezifischen thermischen Energieeinsätzen während Kurzzeit-Leistungstests und im Jahresdurchschnitt für 5 moderne Ofenanlagen

5.2 Calculated scenarios

For each scenario the model calculated the steady-state condition such as occurs under optimum conditions in a short-term performance test in a plant. The clinker-specific fuel energy consumptions for the individual scenarios are summarized in Table 5 and compared with the energy requirement for the reference scenario. Ranges for the annual average values were deduced from the calculated results for steady-state operation under optimum conditions taking account of the empirical values for raising the energy requirement over the year by 160 to 320 kJ/kg clinker. For the reference case, for example, this means that in the performance test the clinker was produced with an energy input of 3026 kJ/kg clinker. A value of 3180 to 3340 kJ/kg clinker can therefore be specified as the best that can be achieved as an annual average value for this 5-stage precalciner plant with a clinker throughput of 3000 t/d.

Some parameters were identical for all scenarios or else exhibited only slight deviations. For example, a gas temperature above the first cyclone of 860 °C and a maximum material temperature in the kiln of 1450 °C were obtained in all calculations in accordance with the guidelines. Furthermore, in each case the oxygen concentration at the kiln inlet was 1.0 vol.% and in the raw gas after the preheater was 3.0 vol.% inclusive of false air. The apparent preliminary degree of calcination of the kiln inlet meal was 95% with deviations of one percentage point. For all scenarios the levels of chloride in the kiln inlet meal lay in a narrow window between 0.66 and 0.75 wt.%. The clinker moduli were also very constant, with values of 1.8 to 1.9 for the alumina ratio and 2.4 to 2.5 for the silica ratio. The same applied to the lime saturation factor of 97 to 98 with the sole exception of the scenario with a lime saturation factor deliberately set at 94. Other process variables are listed in Tables 6a and 6b.

5.3 Reference state

A clinker-specific fuel energy requirement of 3026 kJ/kg clinker was calculated in the context of a short-term performance test for the reference plant corresponding to the description in the BAT reference document. As shown in Table 3, the plant produces 3000 t/d clinker of good quality characterized by a lime saturation factor of 97, a silica ratio of 2.5 and an alumina ratio of 1.8. The clinker contains 64.3 wt.% alite, 14.0 wt.% belite and 0.7 wt.% free lime. The degree of sulfatization is 72.

The maximum kiln gas temperature is 1998 °C and the material reaches a maximum sintering temperature of 1450 °C. The

den Referenzfall bedeutet dies z.B., dass im Leistungstest der Klinker mit einem Energieeinsatz von 3026 kJ/kg hergestellt wird. Als Jahresmittelwert kann für diese 5-stufige Vorcalcineranlage mit einem Klinkerdurchsatz von 3000 t/d damit ein bestenfalls erreichbarer Jahresdurchschnitt von 3180 bis 3340 kJ/kg Klinker angegeben werden.

Einige Prozessparameter sind für alle Szenarien identisch bzw. weisen nur sehr geringe Streuungen auf. So ergibt sich bei allen Berechnungen entsprechend der Vorgabe eine Gas-temperatur oberhalb des untersten Zyklons von 860 °C und eine maximale Materialtemperatur im Ofen von 1450 °C. Weiterhin betragen die Sauerstoffkonzentrationen im Ofeneinlauf jeweils 1,0 Vol.-% und im Rohgas nach Wärmetauscher 3,0 Vol.-% inklusive berücksichtigter Falschluff. Der scheinbare Vorentsäuerungsgrad des Ofeneinlaufmehls beträgt mit Abweichungen von einem Prozentpunkt 95 %. Die Chlorgehalte im Ofeneinlaufmehl liegen für alle Szenarien in einem engen Fenster zwischen 0,66 und 0,75 M.-%. Ebenso sind die Klinkermoduln sehr konstant bei Werten von 1,8 bis 1,9 für den Tonerdemodul sowie 2,4 bis 2,5 für den

Table 5: Specific energy consumptions for the scenarios when compared to the reference state and as annual averages

Tabelle 5: Spezifische Energieverbräuche der Szenarien im Vergleich zur Referenz und als Jahresdurchschnitt

	Specific fuel energy requirement [kJ/kg cli]			
	Performance test	Difference from reference scenario	Annual average	
Reference	3026		3180 to 3340	
Lime saturation factor 94	2982	-44	3140 to 3300	
Kiln capacity 1500 t/d	3239	213	3400 to 3560	
Kiln capacity 5000 t/d	2922	-104	3080 to 3240	
Three cyclone stages	3272	246	3430 to 3590	
Four cyclone stages	3115	89	3260 to 3420	
Six cyclone stages	2965	-61	3120 to 3280	
5 % bypass rate	3054	28	3210 to 3370	
10 % bypass rate	3080	54	3240 to 3400	
15 % bypass rate	3106	80	3270 to 3430	
100 % lignite	3122	96	3280 to 3440	
40 % substitution	PR	3122	96	3280 to 3440
	RG	3153	127	3320 to 3480
70 % substitution	PR	3236	210	3390 to 3550
	RG	3311	285	3470 to 3630
100 % substitution	PR	3351	325	3510 to 3670
	RG	3476	450	3630 to 3790

PR: constant production rate; RG: constant raw gas volume flow

kiln gas leaves the kiln at a temperature of 1 109 °C. After a residence time of more than three seconds it leaves the lowest cyclone after the calciner at a temperature of 860 °C and leaves the preheater at a raw gas temperature of 314 °C with a specific volume flow of 1.23 m³_{dry}/kg clinker (stp). The hot meal from the lowest stage enters the kiln at a temperature of 860 °C and with an apparent degree of calcination of 95%. In the grate cooler the clinker is cooled from 1 437 °C to the cold clinker temperature of 115 °C. Some of the clinker energy is recuperated with the hot secondary air at 1 137 °C (0.23 m³_{dry}/kg clinker (stp)) and the hot tertiary air at 1 086 °C (0.58 m³_{dry}/kg clinker (stp)); the cooler efficiency is 73%.

In conjunction with the combustion of 5 290 kg/h coal in the kiln (38% of the thermal rating) and 8 640 kg/h coal in the calciner (62% of the thermal rating) 1.0 vol.% O₂ is obtained in the kiln inlet gas and 3.0 vol.% O₂ in the raw gas, in which ingress of false air is taken into account. The wall losses are 180 kJ/kg

Silikatmodul. Gleiches gilt für den Kalkstandard (II) mit 97 bis 98, lediglich mit der Ausnahme des Szenarios mit einem gezielten Kalkstandard von 94. Weitere Prozessgrößen sind in den Tabellen 6a und 6b aufgeführt.

5.3 Referenzzustand

Für die Referenz-Anlage entsprechend der Beschreibung im BAT-Referenz-Dokument wird im Sinne eines Kurzzeit-Leistungstests ein klinkerspezifischer Brennstoffenergiebedarf von 3 026 kJ/kg Klinker berechnet. Wie in Tabelle 3 aufgeführt, produziert die Anlage 3 000 t/d Klinker in einer guten Qualität, charakterisiert durch einen Kalkstandard (II) von 97, einen Silikatmodul von 2,5 und einen Tonerdemodul von 1,8. Der Klinker enthält 64,3 M.-% Alit, 14,0 M.-% Belit sowie 0,7 M.-% Freikalk. Der Sulfatisierungsgrad beträgt 72.

Die maximale Ofengasttemperatur beträgt 1 998 °C, das Material erreicht eine maximale Sintertemperatur von 1 450 °C.

Tables 6a and 6b: Summary of the calculated results for the model scenarios

Tabellen 6a und 6b: Zusammenfassung der Berechnungsergebnisse für die Modell-Szenarien

Calculated results	Units	Reference (coal)	1500 t/d	5000 t/d	Three stages	Four stages	Six stages	Bypass 5 %	Bypass 10 %	Bypass 15 %
T _{raw gas}	°C	314	318	311	432	360	281	311	307	303
T _{gas – kiln inlet}	°C	1 109	997	1 192	1 108	1 107	1 109	1 109	1 108	1 106
T _{cold clinker}	°C	115	160	98	115	115	115	115	115	115
T _{cooler exhaust air}	°C	285	310	293	264	277	291	283	283	281
Raw gas enthalpy (with raw gas dust)	kJ/kg cli	660	699	638	972	777	577	648	634	623
Cooler exhaust air enthalpy	kJ/kg cli	393	464	343	341	373	410	389	388	383
Wall heat loss – preheater	kJ/kg cli	19	20	18	10	15	23	19	19	18
Wall heat loss – calciner + tertiary air duct	kJ/kg cli	95	119	86	96	95	95	95	95	95
Wall heat loss – rotary kiln	kJ/kg cli	180	229	166	179	180	181	180	180	180
Wall heat loss – cooler	kJ/kg cli	11	11	12	11	11	11	11	11	11
Mass flow – kiln meal	kg/h	200 025	99 865	333 600	199 915	199 955	200 080	200 970	201 880	202 785
Mass flow – clinker (with cooler exhaust air dust)	kg/h	125 003	62 499	208 335	125 000	125 000	125 000	125 001	125 003	125 000
Kiln meal clinker factor (without raw gas dust)	–	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60
Fuel – kiln – coal	kg/h (% TR)	5 290 (38)	2 645 (35)	9 100 (41)	5 425 (36)	5 350 (37)	5 250 (38)	5 310 (38)	5 290 (37)	5 300 (37)
Fuel – kiln – secondary fuel	kg/h (% TR)	–	–	–	–	–	–	–	–	–
Fuel – calciner – coal	kg/h (% TR)	8 640 (62)	4 810 (65)	13 320 (59)	9 640 (64)	8 990 (63)	8 400 (62)	8 750 (62)	8 890 (63)	9 000 (63)
Fuel – calciner – secondary fuel	kg/h (% TR)	–	–	–	–	–	–	–	–	–
Raw gas volume flow	m ³ /h (stp)	153 384	80 571	249 162	162 232	156 657	150 877	152 386	150 752	149 837
Specific raw gas volume flow	m ³ /kg cli (stp)	1.23	1.29	1.20	1.30	1.25	1.21	1.22	1.21	1.20
Specific kiln inlet volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.32	0.32	0.33	0.33	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32
Specific secondary air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.23	0.23	0.24	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23
Specific tertiary air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.58	0.58	0.56	0.64	0.60	0.56	0.59	0.59	0.59
Specific cooler exhaust air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	1.02	1.11	0.87	0.96	1.00	1.04	1.02	1.02	1.01
Alite content – clinker	wt.%	64.3	62.8	65.1	63.8	64.1	64.4	64.4	64.6	64.7
Belite content – clinker	wt.%	14.0	15.3	13.3	14.4	14.2	13.9	13.9	13.9	13.8
Free lime content – clinker	wt.%	0.7	1.0	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.7	0.8

clinker for the kiln, 95 kJ/kg clinker for the calciner with the tertiary air duct, 19 kJ/kg clinker for the preheater and 11 kJ/kg clinker for the clinker cooler. The cooler exhaust air at 285 °C, which is not further thermally utilized, causes a loss of 393 kJ/kg clinker. The process loses 660 kJ/kg clinker via the raw gas after the preheater, but this is used in the drying and grinding plant for, among other things, evaporating about 10 t/h water, corresponding to about 5 wt.% of the raw material. The usable raw gas enthalpy of 360 kJ/kg clinker is sufficient for this as a thermal balance over the mill shows that only about 290 kJ/kg clinker of raw gas enthalpy is needed in the drying and grinding plant to complete the drying process.

5.4 Composition of the raw material (lime saturation factor of the clinker)

The energy requirement is reduced by about 40 kJ/kg clinker for a readily burnable kiln meal, demonstrated here by the example of a lime saturation factor for the calculated clinker

Das Ofengas verlässt den Ofen mit einer Temperatur von 1109 °C. Nach mehr als drei Sekunden Verweilzeit verlässt es den untersten Zyklon nach Calcinator mit einer Temperatur von 860 °C und den Wärmetauscher mit einer Rohgastemperatur von 314 °C bei einem spezifischen Volumenstrom von 1,23 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.). Das Heißmehl der untersten Stufe kommt mit 860 °C und einem scheinbaren Entsäuerungsgrad von 95 % in den Ofen. Im Rostkühler wird der Klinker von 1437 °C auf 115 °C Kaltklinkertemperatur abgekühlt. Die Klinkerenergie wird mit der 1137 °C heißen Sekundärluft (0,23 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.)) und der 1086 °C heißen Tertiärluft (0,58 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.)) teilweise reku-periert; der Kühlerwirkungsgrad beträgt 73 %.

In Verbindung mit der Verbrennung von 5290 kg/h Steinkohle im Ofen (38 % der Feuerungswärmeleistung FWL) und 8640 kg/h Steinkohle im Calcinator (62 % der FWL) ergeben sich 1,0 Vol.-% O₂ im Ofeneinlaufgas sowie 3,0 Vol.-% O₂ im

Calculated results	Unit	Reference (coal)	LSF 94	Lignite	Substitution			Substitution		
					40 %	70 %	100 %	40 %	70 %	100 %
					P = const.			V = const.		
T _{raw gas}	°C	314	311	340	350	380	409	351	382	411
T _{gas – kiln inlet}	°C	1109	1109	1184	1137	1264	1370	1110	1197	1259
T _{cold clinker}	°C	115	115	115	115	115	115	118	120	126
T _{cooler exhaust air}	°C	285	291	257	263	245	219	263	242	220
Raw gas enthalpy (with raw gas dust)	kJ/kg cli	660	642	818	814	967	1143	821	987	1175
Cooler exhaust air enthalpy	kJ/kg cli	393	408	324	339	295	232	341	303	236
Wall heat loss – preheater	kJ/kg cli	19	19	23	20	22	23	22	25	29
Wall heat loss - calciner + tertiary air duct	kJ/kg cli	95	95	96	92	90	87	99	104	109
Wall heat loss - rotary kiln	kJ/kg cli	180	180	183	183	185	184	195	212	229
Wall heat loss - cooler	kJ/kg cli	11	11	11	11	11	11	12	13	14
Mass flow - kiln meal	kg/h	200025	199185	201920	199185	199205	199395	184800	170050	155000
Mass flow - clinker (with cooler exhaust air dust)	kg/h	125003	125003	125002	125003	125001	125001	115997	106805	97327
Kiln meal clinker factor (without raw gas dust)	–	1.60	1.59	1.62	1.59	1.59	1.60	1.59	1.59	1.59
Fuel – kiln – coal	kg/h (% TR)	5290 (38)	5240 (38)	7320 (42)	5410 (38)	3000 (20)	–	5010 (37)	2670 (21)	–
Fuel – kiln – secondary fuel	kg/h (% TR)	–	–	–	–	5050 (25)	11870 (57)	–	3910 (22)	8700 (52)
Fuel – calciner – coal	kg/h (% TR)	8640 (62)	8490 (62)	10300 (58)	3000 (21)	1500 (10)	–	2960 (22)	1350 (10)	–
Fuel – calciner – secondary fuel	kg/h (% TR)	–	–	–	10030 (41)	11180 (45)	11130 (43)	9250 (41)	10260 (47)	10050 (48)
Raw gas volume flow	m ³ /h (stp)	153384	151107	166378	163980	176160	191477	153333	153387	153030
Specific raw gas volume flow	m ³ /kg cli (stp)	1.23	1.21	1.33	1.31	1.41	1.53	1.32	1.44	1.57
Specific kiln inlet volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.32	0.32	0.38	0.32	0.43	0.63	0.32	0.43	0.60
Specific secondary air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.23	0.23	0.28	0.23	0.33	0.51	0.23	0.31	0.47
Specific tertiary air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	0.58	0.57	0.61	0.65	0.61	0.53	0.65	0.64	0.59
Specific cooler exhaust air volume flow	m ³ /kg cli (stp)	1.02	1.04	0.94	0.96	0.89	0.79	0.96	0.93	0.80
Alite content – clinker	wt.%	64.3	57.9	65.0	65.1	66.3	67.3	64.9	66.0	66.7
Belite content – clinker	wt.%	14.0	20.2	13.4	12.8	11.5	10.2	13.0	11.7	10.6
Free lime content – clinker	wt.%	0.7	0.3	0.6	0.8	0.6	0.5	0.9	0.7	0.6

that is reduced from 97 to 94. The reference plant gives a range for the annual average from 3 140 to 3 300 kJ/kg clinker. The raw gas loss falls by about 18 kJ/kg clinker due to a somewhat lower volume flow but the loss via the cooler exhaust air increases by almost the same amount of about 15 kJ/kg clinker. The reduction in the fuel energy requirement is attributable almost completely to the reduction in the reaction enthalpy of the kiln feed from 1 696 kJ/kg clinker (reference) to 1 655 kJ/kg clinker for the more readily burnable clinker. No significant changes were found in the other process parameters.

5.5 Plant capacity

The effects of different plant capacities are shown in Fig. 3. The thermal energy requirement rises by more than 200 kJ/kg clinker for the example of the plant with a clinker throughput of 1 500 t/d, but the value for the 5 000 t/d plant is reduced by about 100 kJ/kg clinker when compared with the 3 000 t/d plant. An annual average of 3 400 to 3 560 kJ/kg clinker is obtained for the plant with reduced capacity. The larger plant can manage with an average of 3 080 to 3 240 kJ/kg clinker. The increase in the energy requirement for the plant with reduced capacity is made up principally of increased specific losses via the raw gas (+39 kJ/kg clinker) and the cooler exhaust air (+71 kJ/kg clinker) as well as the wall heat losses (+74 kJ/kg clinker). There is a correspondingly different situation with the larger plant. There is a reduction in the losses through the raw gas (-22 kJ/kg clinker), cooler exhaust air (-50 kJ/kg clinker) and wall heat (-23 kJ/kg clinker).

5.6 Moisture of the raw material

An appropriate raw material moisture of 6 wt.% was assumed for the reference scenario with the 5-stage preheater. As can be seen from Table 7, the usable raw gas enthalpy of 360 kJ/kg clinker is sufficient to cover the additional heat requirement of 290 kJ/kg clinker for drying the raw material. This applies equally to the cases considered with a 6-stage plant with a corresponding raw material moisture of 3 wt.%, a plant with four cyclone stages with a moisture content of 9 wt.% in the raw material and the 3-stage plant with an assumed 12 wt.% moisture in the raw material. The results also show that, for example, the usable raw gas enthalpy in the plant with four stages is not sufficient to dry a raw material containing 12 wt.% moisture. The number of cyclone stages is therefore determined by the local raw material moisture.

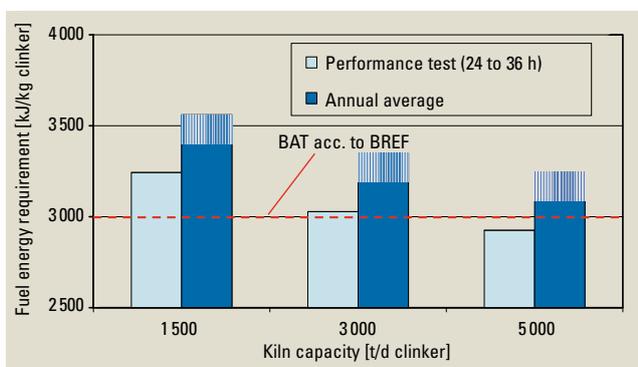


Figure 3: Influence of plant size on the specific thermal energy requirement (precalciner plant with 5-stage cyclone preheater, with coal as the fuel)

Bild 3: Einfluss der Anlagengröße auf den spezifischen thermischen Energiebedarf (VC-Anlage mit 5-stufigem Zyklonvorwärmer, Brennstoff Steinkohle)

Rohgas, wobei Falschlufteinbrüche berücksichtigt sind. Die Wandwärmeverluste betragen 180 kJ/kg Klinker für den Ofen, 95 kJ/kg Klinker für den Calcinator mit der Tertiärluftleitung, 19 kJ/kg Klinker für den Wärmetauscher sowie 11 kJ/kg Klinker für den Klinkerkühler. Mit der 285 °C warmen Kühlerabluft, die nicht weiter thermisch verwertet wird, entsteht ein Verlust von 393 kJ/kg Klinker. Über das Rohgas nach Wärmetauscher verliert der Prozess 660 kJ/kg Klinker, die jedoch in der Mahltrocknungsanlage unter anderem zur Verdampfung von etwa 10 t/h Wasser, entsprechend etwa 5 M.-% des Rohmaterials, genutzt werden. Die nutzbare Rohgasenthalpie von 360 kJ/kg Klinker reicht hierzu aus, da in der Mahltrocknungsanlage nur etwa 290 kJ/kg Klinker Rohgasenthalpie als Beitrag für den vollständigen Trocknungsprozess entsprechend einer thermischen Mühlenbilanzierung benötigt werden.

5.4 Zusammensetzung des Rohmaterials (Kalkstandard des Klinkers)

Durch ein leichter brennbares Ofenmehl, hier am Beispiel eines von 97 auf 94 reduzierten Kalkstandards des berechneten Klinkers demonstriert, verringert sich der Energiebedarf um etwa 40 kJ/kg Klinker. Es ergibt sich für die Referenz-Anlage ein Bereich von 3 140 bis 3 300 kJ/kg Klinker im Jahresmittel. Während der Rohgasverlust bedingt durch einen etwas niedrigeren Volumenstrom um 18 kJ/kg Klinker sinkt, steigt hingegen der Verlust über die Kühlerabluft um 15 kJ/kg Klinker mit nahezu dem gleichen Betrag. Die Absenkung des Brennstoffenergiebedarfs ist fast vollständig über die Absenkung der Reaktionsenthalpie des Brennguts von 1 696 kJ/kg Klinker (Referenz) auf 1 655 kJ/kg Klinker für den leichter brennbaren Klinker zurückzuführen. Deutliche Änderungen weiterer Prozessparameter sind nicht festzustellen.

5.5 Anlagenkapazität

Die Auswirkungen unterschiedlicher Anlagenkapazitäten sind in Bild 3 dargestellt. Während bei dem Beispiel der Anlage mit einem Klinkerdurchsatz von 1 500 t/d der thermische Energiebedarf um mehr 200 kJ/kg Klinker ansteigt, reduziert sich der Wert für die 5 000-t/d-Anlage um etwa 100 kJ/kg Klinker gegenüber der 3 000-t/d-Anlage. Für die Anlage mit der reduzierten Kapazität errechnet sich ein Jahresmittel von 3 400 bis 3 560 kJ/kg Klinker Die größere Anlage kann mit durchschnittlich 3 080 bis 3 240 kJ/kg Klinker auskommen. Die Erhöhung des Energiebedarfs setzt sich bei der Anlage mit geringerer Kapazität hauptsächlich aus erhöhten spezifischen Verlusten über das Rohgas (+39 kJ/kg Klinker) und die Kühlerabluft (+71 kJ/kg Klinker) sowie die Wandwärmeverluste (+74 kJ/kg Klinker) zusammen. Entsprechend anders sieht es bei der größeren Anlage aus: Die Verluste über Rohgas (-22 kJ/kg Klinker), Kühlerabluft (-50 kJ/kg Klinker) sowie die Wandwärmeverluste (-23 kJ/kg Klinker) sinken.

5.6 Feuchte des Rohmaterials

Für das Referenz-Szenario mit dem 5-stufigen Vorwärmer wird eine entsprechende Rohmaterialfeuchte von 6 M.-% angenommen. Wie aus Tabelle 7 ersichtlich, ist die nutzbare Rohgasenthalpie von 360 kJ/kg Klinker ausreichend, um den zusätzlichen Wärmebedarf von 290 kJ/kg Klinker zur Trocknung des Rohmaterials zu decken. Dies gilt gleichfalls für die betrachteten Fälle einer 6-stufigen Anlage mit einer entsprechenden Rohmaterialfeuchte von 3 M.-%, einer Anlage mit vier Zyklonstufen bei einem Feuchtegehalt von 9 M.-% im Rohmaterial sowie der 3-stufigen Anlage mit angenommenen 12 M.-% Wasser im Rohmaterial. Die Ergebnisse zeigen darüber hinaus, dass beispielsweise die nutzbare Rohgasenthalpie der Anlage mit vier Stufen nicht

Table 7: Balance for raw material drying with usable raw gas enthalpy
 Tabelle 7: Bilanzierung der Rohmaterialtrocknung durch nutzbare Rohgasenthalpien

Characteristic variable	Units	Raw material moisture [wt. %]			
		3	6	9	12
Number of stages	–	6	5	4	3
Usable raw gas enthalpy	kJ/kg cli	290	360	463	635
Raw gas enthalpy needed	kJ/kg cli	150	290	440	599
Surplus enthalpy	kJ/kg cli	140	70	23	36

Removal of one cyclone stage increases the specific heat requirement by about 90 kJ/kg clinker to 3 115 kJ/kg clinker for the 4-stage plant. This rise is attributable chiefly to increased losses with the raw gas, which carries out more heat 117 kJ/kg clinker than in the 5-stage reference case. On the other hand there is a lower loss flow via the clinker exhaust air of 20 kJ/kg clinker. The specific wall heat losses are reduced by only 4 kJ/kg clinker. This means that a range from 3260 to 3420 kJ/kg clinker can be given as the annual average.

The raw gas losses from the 3-stage plant are 312 kJ/kg clinker higher than with the reference case. This is partially offset by lower wall heat losses (-9 kJ/kg clinker) and cooler exhaust air losses (-52 kJ/kg clinker). However, the fuel energy requirement rises significantly by a total of 246 kJ/kg clinker to 3272 kJ/kg clinker for which the scenario gives a raw gas temperature of 432 °C, which is extremely moderate when compared with actual values. An annual average range from 3330 to 3590 kJ/kg clinker can be given for the 3-stage plant (► Fig. 4).

The conditions are correspondingly reversed for the 6-stage plant. Such a plant can achieve an annual average of 3120 to 3280 kJ/kg clinker based on an energy requirement in the performance test of 2965 kJ/kg clinker (about -60 kJ/kg clinker compared to the 5-stage plant). The losses via the raw gas are reduced by 83 kJ/kg clinker while there is a rise in the wall heat losses (+5 kJ/kg clinker) and the cooler exhaust air losses (+17 kJ/kg clinker).

Examination of the process variables shows that – under the given constraints – the proportion of fuel used in the calciner decreases slightly with increasing number of stages. This leads to lower specific quantities of tertiary air and raw gas. The 3-stage plant is operated with a specific volume of tertiary air of 0.64 m³_{dry}/kg clinker (stp) and a specific raw gas volume flow of 1.30 m³_{dry}/kg clinker (stp) while the calculation for the 6-stage plant gives corresponding values of 0.56 and 1.21 m³_{dry}/kg clinker (stp).

5.7 Gas bypass

The introduction of chlorine via the kiln meal (0.01 wt. % Cl) and the coal (0.02 wt. % Cl) leads in the reference plant to a hot meal content of 0.68 wt. %. In the context of the bypass scenarios the levels of chlorine were increased both in the kiln meal to 0.05 wt. % (► Table 8) and in the fuels to 0.52 wt. %. The increased inputs were removed from the kiln system with the bypass, which took an increasing proportion of 5, 10 and 15 vol. % of the kiln inlet volume flow. Virtually the same levels of chlorine in the hot meal of 0.66 to

ausreicht, um ein Rohmaterial mit 12 M.-% Feuchte zu trocknen. Die Anzahl der Zyklonstufen ist somit durch die lokal anzutreffende Rohmaterialfeuchte determiniert.

Der spezifische Wärmebedarf erhöht sich durch den Wegfall einer Zyklonstufe um etwa 90 kJ/kg Klinker auf 3 115 kJ/kg Klinker für die 4-stufige Anlage. Diese Erhöhung ist hauptsächlich auf erhöhte Verluste mit dem Rohgas zurückzuführen; hierüber werden 117 kJ/kg Klinker mehr ausgetragen als im 5-stufigen Referenzfall. Demgegenüber stehen ein um 20 kJ/kg Klinker geringerer Verluststrom über die Kühlerabluft. Die Wandwärmeverluste reduzieren sich spezifisch um nur 4 kJ/kg Klinker. Als Jahresmittel kann somit ein Bereich von 3260 bis 3420 kJ/kg Klinker angegeben werden.

Die Rohgasverluste der 3-stufigen Anlage liegen gegenüber dem Referenzfall um 312 kJ/kg Klinker höher. Dies wird zum Teil durch niedrigere Wandwärmeverluste (-9 kJ/kg Klinker) und Kühlerabluftverluste (-52 kJ/kg Klinker) kompensiert. Der Brennstoffenergiebedarf steigt insgesamt jedoch deutlich um 246 kJ/kg Klinker auf 3272 kJ/kg Klinker, wobei das Szenario mit 432 °C eine im Vergleich zur Praxis durchaus moderate Rohgastemperatur ausweist. Für die 3-stufige Anlage kann ein Jahresdurchschnittsbereich von 3330 bis 3590 kJ/kg Klinker formuliert werden (► Bild 4).

Bei der 6-stufigen Anlage drehen sich die Verhältnisse entsprechend um. Im Jahresmittel kann eine solche Anlage 3 120 bis 3 280 kJ/kg Klinker erreichen, basierend auf einem Energiebedarf im Leistungstest von 2965 kJ/kg Klinker (etwa -60 kJ/kg Klinker gegenüber der 5-stufigen Anlage). Über das Rohgas gehen 83 kJ/kg Klinker weniger verloren, wohingegen die Wandwärmeverluste (+5 kJ/kg Klinker) und die Kühlerabluftverluste (+17 kJ/kg Klinker) ansteigen.

Eine Betrachtung der Prozessgrößen zeigt, dass – unter den gegebenen Randbedingungen – mit steigender Stufenzahl der Anteil des im Calcinator eingesetzten Brennstoffs leicht abnimmt. Dies führt zu geringeren spezifischen Tertiärluft- sowie Rohgasmengen. Während die 3-stufige Anlage mit einer spezifischen Tertiärluftmenge von 0,64 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.) und einem spezifischen Rohgasvolumenstrom von 1,30 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.) gefahren wird, ergibt die Berechnung für die 6-stufige Anlage Werte von 0,56 bzw. 1,21 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.).

5.7 Gasbypass

Der Eintrag von Chlor über das Ofenmehl (0,01 M.-% Cl)

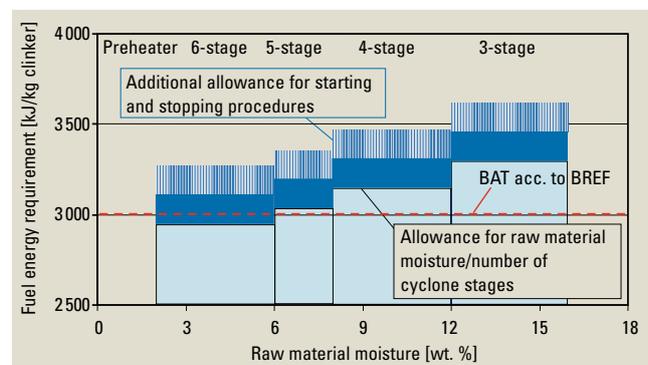


Figure 4: Influence of the raw material moisture on the specific thermal energy requirement (precalciner plant with cyclone preheater, with coal as the fuel)

Bild 4: Einfluss der Rohmaterialfeuchte auf den spezifischen thermischen Energiebedarf (VC-Anlage mit Zyklonvorwärmer, Brennstoff Steinkohle)

Table 8: Chlorine discharge and heat loss through operation of a gas bypass

Tabelle 8: Chloraustrag und Wärmeverlust durch den Betrieb eines Gasbypasses

Characteristic variable	Units	Bypass rate (relative to kiln inlet) [%]			
		0	5	10	15
Chlorine content in kiln meal	wt. %	0.01	0.03	0.04	0.05
Chlorine content in fuel	wt. %	0.02	0.10	0.35	0.52
Chlorine input	kg/h	23	75	131	176
Chlorine content in hot meal	wt. %	0.68	0.68	0.68	0.66
Bypass gas volume	m ³ _{dry/h} (stp)		2008	3966	5980
Bypass dust quantity	kg/h		502	996	1495
Chlorine output - bypass	kg/h		45	93	136
Chlorine content in bypass dust	wt. %		7.6	7.8	7.7
Energy output					
– bypass	kJ/kg cli		46	92	137
– relative to the bypass rate			9.1	9.2	9.2

0.68 wt. % as for the reference case were obtained for the three bypass scenarios. After addition of quenching air to the bypass gas the chlorine that had been removed condensed on the dust that had also been discharged (about 260 g/m³ (stp) dry bypass gas before the addition of fresh air). Chloride levels around 7.7 wt. % were obtained in the bypass dust.

Sensible heat was removed from the kiln system both with the bypass gases and with the bypass dust. This meant losses of 36, 71 and 106 kJ/kg clinker respectively that rose with the bypass rate. Reaction enthalpy was also lost with the gas and with the dust. The bypass dust, for example, is almost completely calcined and holds the requisite calcination energy. The total losses via the bypass therefore rose to 46, 92 and 137 kJ/kg clinker, which in total meant an energy discharge of more than 9 kJ/kg clinker per 1 % bypass rate. These are conservative values when compared with actual values of 12 kJ/kg clinker or more per 1 % bypass rate.

These losses were partially offset by lower energy outputs via the raw gas and the cooler exhaust air. For the scenario with a 15% bypass rate, for example, the raw gas loss fell by 37 kJ/kg clinker and the enthalpy of the cooler exhaust air by 10 kJ/kg clinker compared with the reference case without bypass operation. In total, an increase in the specific energy requirement of 6 kJ/kg clinker per 1 % bypass rate was obtained for all three bypass studies.

In concrete terms, the calculation gave specific energy values of 3054 (5% bypass rate), 3080 (10%) and 3106 kJ/kg clinker (15%) (Fig. 5). A range from 3210 to 3430 kJ/kg clinker was obtained for the annual average energy requirement for plants with a bypass operation between 5 and 15% bypass rate, relative to the kiln inlet volume flow.

5.8 Fuel properties and fuel mix

When the coal fuel with a calorific value of 27 MJ/kg used for the reference calculation was replaced by lignite fuel with a lower calorific value (22 MJ/kg clinker) the energy require-

sowie die Steinkohle (0,02 M.-% Cl) führen in der Referenzanlage zu einem Heißmehlgehalt von 0,68 M.-%. Im Rahmen der Bypass-Szenarien werden die Chlorgehalte sowohl in den Ofenmehlen auf bis zu 0,05 M.-% (Tabelle 8) als auch in den Brennstoffen auf bis zu 0,52 M.-% angehoben. Die erhöhten Einträge werden mit dem Bypassgas, das einen steigenden Anteil von 5, 10 und 15 Vol.-% am Ofeneinlaufvolumenstrom hat, aus dem Ofensystem ausgetragen. Für die drei Bypass-Szenarien ergeben sich mit 0,66 bis 0,68 M.-% Chlor annähernd gleiche Heißmehlgehalte wie für den Referenzfall. Das ausgeschleuste Chlor kondensiert nach Zugabe von Quenchluft zum Bypassgas auf dem ebenfalls ausgetragenen Staub (etwa 260 g/m³ (i.N.) trockenem Bypassgas vor Frischluftzugabe). Es ergeben sich Chlorgehalte um 7,7 M.-% in den Bypassstäuben.

Sowohl mit den Bypassgasen als auch mit den Bypassstäuben wird fühlbare Wärme aus dem Ofensystem ausgetragen. Dies bedeutet einen mit der Bypassrate ansteigenden Verlust von 36, 71 bzw. 106 kJ/kg Klinker. Darüber hinaus geht mit dem Gas und mit dem Staub Reaktionsenthalpie verloren. Der Bypassstaub ist beispielsweise fast vollständig entsäuert und bindet die dafür notwendige Calcinationsenergie. Die Gesamtverluste über den Bypass erhöhen sich damit auf 46, 92 und 137 kJ/kg Klinker, was insgesamt einen Energieaustrag von mehr als 9 kJ/kg Klinker pro 1 % Bypassrate bedeutet. Dies sind konservative Werte im Vergleich zu Praxiswerten von 12 kJ/kg Klinker und mehr je 1 % Bypassrate.

Diese Verluste werden zum Teil durch geringere Energieausträge über das Rohgas und die Kühlerabluft kompensiert. Bei dem Szenario mit 15 % Bypassrate sinkt beispielsweise der Rohgasverlust um 37 kJ/kg Klinker sowie die Enthalpie der Kühlerabluft um 10 kJ/kg Klinker gegenüber dem Referenzfall ohne Bypassbetrieb. Insgesamt ergibt sich für alle drei Bypass-Studien ein Anstieg des spezifischen Energiebedarfs um 6 kJ/kg Klinker und 1 % Bypassrate.

Konkret liefert die Rechnung spezifische Energiewerte von 3054 (5 % Bypassrate), 3080 (10 %) bzw. 3106 kJ/kg Klinker (15 %) (Bild 5). Als Jahresmittel ergibt sich für den Energiebedarf eine Spanne von 3210 bis 3430 kJ/kg Klinker für Anlagen mit einem Bypass-Betrieb zwischen 5 und 15 % Bypassrate, bezogen auf den Ofeneinlaufvolumenstrom.

5.8 Brennstoffeigenschaften und Brennstoffmix

Wird der für die Referenz-Berechnung verwendete Brennstoff Steinkohle mit einem Heizwert von 27 MJ/kg durch den heizwertärmeren Brennstoff Braunkohle (22 MJ/kg Klinker) ersetzt, erhöht sich der Energiebedarf zum Klinkerbrennen um fast 100 kJ/kg Klinker auf 3122 kJ/kg Klinker. Daraus folgt ein Bereich für den Jahresmittelwert von 3280 bis 3440 kJ/kg Klinker. Durch den höheren heizwertbezogenen Luftbedarf der Braunkohle steigen die Sekundär- und Tertiärluftmengen von 0,23 bzw. 0,58 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.) für den Fall der Steinkohle-Verbrennung auf 0,28 und 0,61 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.) an. In der Folge erhöht sich ebenfalls der Rohgasvolumenstrom um mehr als 8 % von 1,23 auf 1,33 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.) und führt in Verbindung mit einer um mehr als 30 °C höheren Rohgastemperatur zu einem Anstieg des Rohgasverlusts um 158 kJ/kg Klinker. Eine teilweise Kompensierung findet über die Absenkung der Kühlerabluftverluste um 69 kJ/kg Klinker, bedingt durch eine verringerte Kühlerabluftmenge (0,94 anstatt 1,02 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.)) mit niedrigerer Temperatur (257 anstatt 285 °C), statt.

ment for clinker burning then increased by almost 100 kJ/kg clinker to 3122 kJ/kg clinker. This gave a range for the annual average value of 3280 to 3440 kJ/kg clinker. The quantities of secondary and tertiary air increased from 0.23 and 0.58 m³_{dry}/kg clinker (stp) respectively for the combustion of coal to 0.28 and 0.61 m³_{dry}/kg clinker (stp) respectively due to the higher air requirement of the lignite relative to the calorific value. As a result the raw gas volume flow also increased by more than 8% from 1.23 to 1.33 m³_{dry}/kg clinker (stp) and, in conjunction with a raw gas temperature that was more than 30 °C higher, to a rise in the raw gas loss by 158 kJ/kg clinker. This was partially offset by the drop in cooler exhaust air losses by 69 kJ/kg clinker due to a reduced quantity of cooler exhaust air (0.94 instead of 1.02 m³_{dry}/kg clinker (stp)) at a lower temperature (257 instead of 285 °C).

To achieve a sintering zone temperature of 1450 °C in spite of the greater kiln volume flow more energy had to be input into the kiln when lignite was used than during the use of coal. A flatter profile of the kiln gas temperature was obtained along the kiln axis with a lower maximum temperature of 1955 °C as compared with 1998 °C during coal firing. The gas temperature at the kiln inlet, on the other hand, rose from 1109 °C to 1184 °C as the additional heat input into the kiln was not absorbed by the kiln feed. This meant that the energy input into the calciner via the kiln inlet gas rose in conjunction with the increased kiln inlet volume flow, which was offset by decreasing the use of fuel in the secondary firing system. The proportion of the total thermal rating applied in the calciner fell from 62% in the reference case to 58% when lignite was used. There was a corresponding increase in the proportion used in the main kiln firing system from 38 to 42% of the thermal rating.

These effects occurred in a similar manner when 40%, 70% or 100% of the coal was replaced by fuels characterized by lower calorific values, higher moisture levels and higher quantities of combustion air relative to the calorific value.

Under the constraint of constant clinker production the scenario with 40% substitution rate with 3122 kJ/kg clinker has a performance value that corresponds to that of the lignite scenario. Here again there was a range from 3280 to 3440 kJ/kg clinker for the annual average. If it is assumed that the raw gas volume flow after the preheater corresponds approximately to that of the reference scenario this

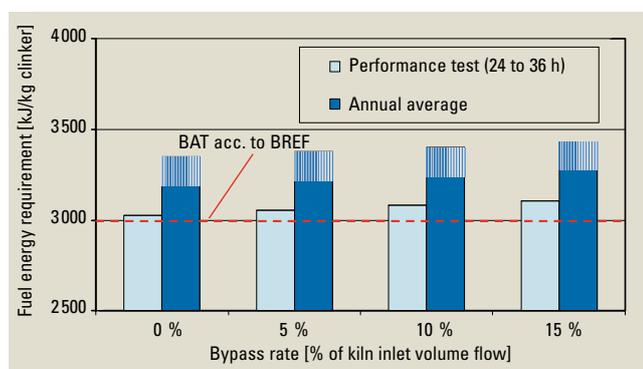


Figure 5: Influence of the bypass rate on the specific thermal energy requirement (precalciner plant with 5-stage cyclone preheater, with coal as the fuel)

Bild 5: Einfluss der Bypassrate auf den spezifischen thermischen Energiebedarf (VC-Anlage mit 5-stufigem Zyklonvorwärmer, Brennstoff Steinkohle)

Um trotz des größeren Ofenvolumenstroms eine Sinterzonen­temperatur von 1450 °C zu erreichen, muss bei Einsatz der Braunkohle mehr Energie in den Ofen eingetragen werden als bei Verwendung von Steinkohle. Es ergibt sich ein flacheres Profil der Ofengastemperatur entlang der Ofenachse mit einer niedrigeren Maximaltemperatur von 1955 °C gegenüber 1998 °C bei der Steinkohlenfeuerung. Die Gastemperatur im Ofeneinlauf hingegen steigt von 1109 °C auf 1184 °C an, da das Mehrangebot an Wärme im Ofen nicht vom Brenngut aufgenommen wird. In Verbindung mit dem gestiegenen Ofeneinlaufvolumenstrom steigt somit der Energieeintrag in den Calcinator über das Ofeneinlaufgas, was durch eine Absenkung des Brennstoffeinsatzes in der Zweitfeuerung ausgeglichen wird. Der Anteil des Calcinators an der gesamten Feuerungswärmeleistung sinkt von 62 % im Referenzfall auf 58 % bei Einsatz von Braunkohle. Entsprechend steigt der Anteil der Ofenhauptfeuerung von 38 auf 42 % der Feuerungswärmeleistung.

Die beschriebenen Effekte treten in gleicher Weise auf, wenn die Steinkohle teilweise (40 bzw. 70 %) oder vollständig durch Brennstoffe ersetzt wird, die durch niedrigere Heizwerte, höhere Feuchten und höhere heizwertbezogene Verbrennungsluftmengen charakterisiert sind.

Unter der Randbedingung einer konstanten Klinkerproduktion erreicht das Szenario mit 40 % Substitutionsrate mit 3122 kJ/kg Klinker einen Leistungswert, der dem des Braunkohle-Szenarios entspricht. Auch hier ergibt sich ein Bereich von 3280 bis 3440 kJ/kg Klinker für den Jahresdurchschnitt. Wird vorausgesetzt, dass der Rohgasvolumenstrom nach Wärmetauscher nahezu dem des Referenz-Szenarios entspricht, so wird ein Energiebedarf von 3153 kJ/kg Klinker berechnet entsprechend einem Jahresbereich von 3320 bis 3480 kJ/kg Klinker (Bild 6).

Deckt der heizwertreiche und verbrennungsluftarme Brennstoff Steinkohle nur noch 30 % der Feuerungswärmeleistung, ergibt sich eine weitere Steigerung der spezifischen Rohgasmenge sowie der Rohgasverluste. Sowohl bei dem Szenario mit konstantem Klinkerdurchsatz als auch bei der Berechnung mit einem dem Referenzfall vergleichbaren Rohgasvolumenstrom sind die spezifischen Rohgasverluste um etwa den Faktor 1,5 höher als im Referenzfall. Es ergeben sich Wärmeenergieverbräuche von 3236 bzw. 3311 kJ/kg Klinker. Im Jahresmittel können Anlagen mit 70 % Substitutionsrate Wärmeenergieverbräuche im Bereich von 3390 bis 3630 kJ/kg Klinker erreichen.

Bei einem 100 %igen Ersatz der Steinkohle durch die niederkalorischen Brennstoffe ergeben sich Jahresmittelwerte zwischen 3510 und 3790 kJ/kg Klinker. Diese basieren auf Energieverbräuchen für den stationären Betrieb von 3351 kJ/kg Klinker für den Betrieb mit erhöhtem Abgasvolumenstrom bzw. 3476 kJ/kg Klinker für den Fall der reduzierten Klinkerproduktion. Im ersten Szenario erhöht sich der spezifische Rohgasvolumenstrom gegenüber der Referenzbetrachtung von 1,23 auf 1,53 m³_{tr}/kg Klinker (i.N.) um fast 25 %. Demgegenüber sinkt die Klinkerproduktion im zweiten Fall von 3000 t/d auf 2336 t/d um etwa 22 %. Weiterhin ist, wie bereits bei der Beschreibung des Braunkohle-Szenarios erläutert, eine Verschiebung der Brennstoffeinträge zu beobachten. In den Ofen werden weit mehr als 50 % der Feuerungswärmeleistung eingetragen; im Referenzfall liegt dieser Anteil bei 38 %. Entsprechend sinkt der Anteil der Calcinatorfeuerung auf deutlich unter 50 %. Die Ofenein-

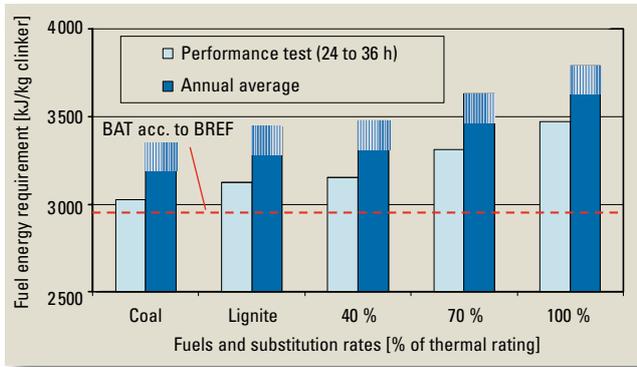


Figure 6: Influence of the fuel properties on the specific thermal energy requirement (precalciner plant with 5-stage cyclone preheater)

Bild 6: Einfluss der Brennstoffeigenschaften auf den spezifischen thermischen Energiebedarf (VC-Anlage mit 5-stufigem Zyklonvorwärmer)

then gives a calculated an energy requirement of 3 153 kJ/kg clinker, corresponding to an annual range of 3 320 to 3 480 kJ/kg clinker (► Fig. 6).

When the coal fuel with its high calorific value and low combustion air covered only 30% of the thermal rating then there was a further increase in the specific quantity of raw gas and in the raw gas losses. Both for the scenario with constant clinker throughput and also for the calculation with a raw gas volume flow comparable to that of the reference case the specific raw gas losses were higher by a factor of 1.5 than in the reference case. Heat energy consumptions of 3 236 and 3 311 kJ/kg clinker respectively were obtained. Plants with a 70% substitution rate can achieve annual average heat energy consumptions in the range from 3 390 to 3 630 kJ/kg clinker.

Annual average values between 3 510 and 3 790 kJ/kg clinker were obtained with 100% replacement of the coal by the lower-calorie fuels. These were based on energy consumptions for steady-state operation of 3 351 kJ/kg clinker for the operation with increased exhaust gas volume flow and 3 476 kJ/kg clinker for the case of reduced clinker production. In the first scenario the specific raw gas volume flow increased when compared to the reference case by almost 25% from 1.23 to 1.53 m³_{dry}/kg clinker (stp). On the other hand, in the second case the clinker production fell by about 22% from 3 000 t/d to 2 336 t/d. Furthermore, as already explained in the description of the lignite scenario, there was a shift in the input of fuel. Far more than 50% of the thermal rating was input into the kiln; in the reference case this proportion was 38%. There was a corresponding drop in the proportion used in the calciner firing system to significantly less than 50%. There was a sharp increase in kiln inlet temperatures when compared to the calculation for coal.

6 Discussion

The investigations show that even a modern, multi-stage, cyclone preheater plant with calciner cannot achieve a specific fuel energy requirement of 3 000 kJ/kg clinker as an annual average. This value can definitely be achieved in a short-term performance test under optimum conditions but even in a normal year for a plant with the associated starting and stopping procedures there is an increase in the energy requirement by 160 to 320 kJ/kg clinker. The examination of other influencing factors, such as the raw material moisture or the fuel properties, using the calculations with the process engi-

lauftemperaturen sind gegenüber der Steinkohle-Berechnung stark angestiegen.

6 Diskussion

Die Untersuchungen zeigen, dass selbst eine moderne, mehrstufige Zyklonvorwärmanlage mit Calcinator einen spezifischen Brennstoffenergiebedarf von 3 000 kJ/kg Klinker im Jahresmittel nicht erreichen kann. Obgleich dieser Wert im kurzzeitigen Leistungstest unter optimalen Bedingungen durchaus realisiert werden kann, führt bereits ein normaler Jahresgang einer Anlage mit An- und Abfahrvorgängen zu einer Erhöhung des Energiebedarfs um 160 bis 320 kJ/kg Klinker. Die Untersuchung weiterer Einflussfaktoren, wie der Rohmaterialfeuchte oder der Brennstoffeigenschaften, durch die Berechnungen mit dem verfahrenstechnischen Modell zeigen, dass je nach lokaler Randbedingung der Brennstoffenergiebedarf aufgrund auch nur eines Parameters einen Jahresdurchschnitt von bis zu 3 800 kJ/kg Klinker erreichen kann. Im praktischen Betrieb überlagern sich die betrachteten Einflussfaktoren oftmals und können zu einer weiteren Erhöhung des Energiebedarfs führen, wenn auch die hier vorgestellten Berechnungsergebnisse für einzelne Variationen nicht einfach additiv überlagert werden können. ► Bild 7 fasst die berechneten Einflüsse zusammen. Bereits die lokal gegebene Rohmaterialfeuchte ist Ursache für einen Anstieg selbst im Leistungstest. Der Jahresdurchschnitt liegt dazu parallel verschoben um bis zu 320 kJ/kg Klinker höher. Eine weitere Steigerung kann durch z.B. die Eigenschaften der eingesetzten Brennstoffe begründet sein, wobei dieser Effekt natürlich bei jeder Anlage, also sowohl einer 6-stufigen als auch beispielsweise einer 3-stufigen Anlage, wirksam ist.

Zusammenfassend können sowohl aus Praxiswerten als auch aus den Ergebnissen der Modellrechnungen folgende Bereiche für den Brennstoffenergiebedarf einer modernen Drehofenanlage im Jahresmittel angegeben werden:

- 3 Stufen: 3 400 bis 3 800 kJ/kg Klinker
- 4 Stufen: 3 200 bis 3 600 kJ/kg Klinker
- 5 Stufen: 3 100 bis 3 500 kJ/kg Klinker
- 6 Stufen: 3 000 bis 3 400 kJ/kg Klinker

Dieses sind anspruchsvolle Werte, die nur erreichbar sind, wenn die Energieeffizienz des Prozesses und der Anlage im täglichen Betrieb einen wichtigen Stellenwert hat und eine

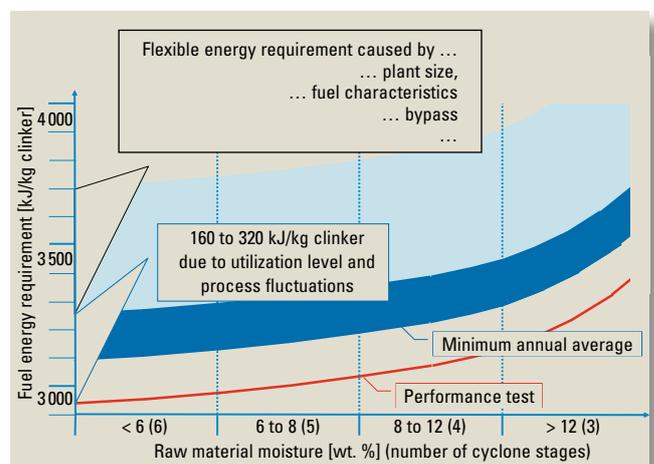


Figure 7: Factors affecting the specific fuel energy requirement

Bild 7: Einflüsse auf den spezifischen Brennstoffenergiebedarf

neering model shows that, depending on local constraints, just one parameter can cause the fuel energy requirement to reach an annual average of up to 3800 kJ/kg clinker. In practical operation the influencing factors considered are often superimposed and can lead to a further increase in the energy requirement although the calculated results presented here for individual variations cannot be simply added together. The calculated influencing factors are combined in **Fig. 7**. The local raw material moisture causes a rise even in the performance test. There is a parallel upward displacement in the annual average by up to 320 kJ/kg clinker. A further increase can be caused by, for example, the properties of the fuels used, and clearly this effect occurs with every plant, i.e. both with a 6-stage as well as a 3-stage plant.

The ranges for the annual average fuel energy requirement of a modern rotary kiln plant from empirical values as well as from the results of the model calculations can be summarized as follows:

- 】 3 stages: 3 400 to 3 800 kJ/kg clinker
- 】 4 stages: 3 200 to 3 600 kJ/kg clinker
- 】 5 stages: 3 100 to 3 500 kJ/kg clinker
- 】 6 stages: 3 000 to 3 400 kJ/kg clinker

These are demanding values that can only be achieved if great importance is placed on the energy efficiency of the process and of the plant in daily operation and high priority is given to target values. These values therefore represent the Best Available Techniques (BAT) for the purposes of the IPPC Directive. ◀

Zielgröße mit hoher Priorität ist. Von daher stellen die Werte die beste verfügbare Technik (BAT) im Sinne der IPPC-Richtlinie dar. ◀

LITERATURE / LITERATUR

- [1] Richtlinie 96/61/EG des Rates vom 24. September 1994 über die integrierte Vermeidung und Verminderung der Umweltverschmutzung (IPPC-Richtlinie).
- [2] Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC) – Reference Document on Best Available Techniques in the Cement and Lime Manufacturing Industries, Dezember 2001
- [3] Verminderung der CO₂-Emissionen – Monitoring-Berichte der deutschen Zementindustrie. Verein Deutscher Zementwerke, Düsseldorf.
- [4] VDI-Richtlinie 2094 „Emissionsminderung Zementwerke“, VDI-Handbuch Reinhaltung der Luft, Band 3, 2003.
- [5] Locher, G.: Mathematische Modelle zum Prozess des Brennens von Zementklinker. Teile 1–5. ZKG International (2002) No. 1, pp. 29–38; No. 1, pp. 39–50; No 3, pp. 68–80; No. 6, pp. 46–57; No. 7, pp. 25–37.
- [6] Locher, F. W.: Zement – Grundlagen der Herstellung und Verwendung. Verlag Bau+Technik GmbH, Düsseldorf 2000.
- [7] Sprung, S.: Technologische Probleme beim Brennen des Zementklinkers, Ursache und Lösung. Schriftenreihe der Zementindustrie H. 43, Verein Deutscher Zementwerke, Düsseldorf 1982.

