Beckmann, M.; Scholz, R.: Energetische Bewertung der Substitution von Brennstoffen durch Ersatzbrennstoffe bei Hochtemperaturprozessen zur Stoffbehandlung. Teil 1: ZKG International 52 (1999), Nr. 6, S. 287-303. Teil 2: ZKG International 52 (1999), Nr. 8, S. 411-419

Energetische Bewertung der Substitution von Brennstoffen durch Ersatzbrennstoffe bei Hochtemperaturprozessen zur Stoffbehandlung, Teil 1*)

M. Beckmann, Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH, **R. Scholz,** Institut für Energieverfahrenstechnik und Brennstofftechnik der TU Clausthal/Deutschland

ZUSAMMENFASSUNG

Die Bewertung von Regelbrennstoffen beim Einsatz in Hochtemperatur-Produktionsverfahren, zur Energieumwandlung in Kraftwerksanlagen usw. muß anhand geeigneter brennstofftechnischer Kriterien, wie z. B. der chemischen, mechanischen, kalorischen und reaktionstechnischen Eigenschaften, jeweils in Verbindung mit charakteristischen prozeßtechnischen Merkmalen erfolgen. Werden Regelbrennstoffe durch Ersatzbrennstoffe substituiert, so müssen letztere ebenfalls mit den genannten Kriterien bewertet und der jeweilige Prozeß bei Einsatz der verschiedenen Brennstoffe vergleichend beurteilt werden (Brennstoffeinfluß). Dabei ist u. a. das sogenannte Energieaustauschverhältnis wichtig. Darüber hinaus sind bei der Nutzung von Ersatzbrennstoffen weitere Gesichtspunkte, wie z. B. veränderte kumulierte Energie- und Schadstoffbilanzen, zu berücksichtigen. Im vorliegenden Beitrag wird am Beispiel der Zementindustrie auf die kalorischen Eigenschaften von Ersatzbrennstoffen im Zusammenhang mit spezifischen Randbedingungen des Klinkerbrennprozesses eingegangen. Zur Erläuterung der prinzipiellen Gesichtspunkte der Brennstoffsubstitution und zur Verdeutlichung wichtiger Tendenzen durch Haupteinflußgrößen erfolgt hier zunächst eine Beschränkung auf wesentliche Prozeßabschnitte und deren Darstellung als ideale Rührkessel-Elemente. Diese vereinfachte, jedoch tragfähige Betrachtung kann in ähnlicher Weise auf andere Prozesse der Grundstoffindustrie z. B. auf die Kalk-, Glas- und Keramikindustrie sowie auf Prozesse der Energieumwandlung, d. h. auf Hochtemperaturverfahren allgemein, übertragen und durch Erhöhung der Anzahl der Elemente verfeinert und damit entsprechend detailliert durchgeführt werden.

SUMMARY

Energy evaluation of the substitution of fuels by replacement fuels in high temperature material treatment processes, Part 1*)

The evaluation of normal fuels during use in high temperature production processes, for energy conversion in power stations, etc. has to be carried out with the aid of suitable fuel technology criteria, such as the chemical, mechanical, calorific and reaction characteristics – in each case in conjunction with characteristic features of the particular process technology. If normal fuels are substituted by replacement fuels then the latter must also be evaluated with the criteria mentioned and a comparative assessment of the particular process must be made during the use of the different fuels (influence of fuel). The so-called energy replacement ratio is important in this situation. In addition to this, other aspects, such as changed cumulative energy and pollutant balances, have to be taken into account during the use of replacement fuels. This article uses the example of the cement industry to examine the calorific properties of replacement fuels in conjunction with the specific conditions of the clinker burning process. The examination is initially confined to important process sections and their representation as ideal stirred-vessel elements to explain the principal aspects of fuel substitution and to illustrate important trends caused by major influencing variables. This simplified, but powerful, survey can be applied in a similar way to other processes in the primary industries, such as the lime, glass and ceramics industries, and to the processes of energy conversion, i.e. to high temperature processes in general. It can be refined, and hence carried out in correspondingly greater detail, by increasing the number of elements.

RÉSUMÉ

Evaluation énergétique de la substitution de combustibles classiques par des combustibles secondaires dans les processus à haute température de traitement de matières, Part 1

L'évaluation de combustibles classiques lors de leur utilisation dans des procédés de production à haute température, dans la transformation de l'énergie dans les centrales thermiques etc., doit se faire au moyen de critères appropriés, comme p. ex. les propriétés chimiques, mécaniques, calorifiques et réactionnelles, chaque fois liées aux caractéristiques intéressant le processus. Quand les combustibles classiques sont substitués par des combustibles de remplacement, ceux-ci doivent également être évalués selon les critères cités ci-dessus et le processus correspondant doit être évalué de façon comparative lors de l'utilisation des différents combustibles (influence du combustible). Dans ce contexte est important, aussi, le facteur d'échange de l'énergie. En outre, il faut tenir compte d'autres points de vue, lors de la valorisation de combustibles de remplacement, comme p. ex. des changements des bilans cumulés d'énergie et de substances nocives. Dans le travail présenté, sont traitées les propriétés calorifiques de combustibles de remplacement, en relation avec des conditions spécifiques du processus de cuisson du clinker. Pour la clarification des points de vue principiels de la substitution de combustible et pour mettre en lumière des tendances importantes, liées aux grandeurs d'influence majeures, on se limite d'abord aux phases essentielles du processus et de leur représentation comme éléments idéaux d'un processus cyclique. Cette considération simplifiée, mais défendable peut être tranposée de manière semblable à d'autres processus de l'industrie des matériaux de base, p. ex. l'industrie de la chaux, du verre et de la céramique, ainsi qu'aux processus de transformation de l'énergie, c'est-à-dire à des processus de haute température en général et peut être affinée par l'augmentation des éléments et, ainsi, conduite de la façon détaillée correspondante.

*) Teil 2/Part 2: ZKG INTERNATIONAL 52 (1999) No. 8.

Evaluación energética de la substitución de combustibles mediante combustibles secundarios en los procesos a temperatura elevada, destinados al tratamiento de materias, Parte 1

RESUMEN

La evaluación de combustibles regulares utilizados en los procesos de producción a temperatura elevada, en la transformación de la energía en las centrales eléctricas, etc., debe efectuarse con criterios técnicos apropiados, como son las propiedades químicas, mecánicas, caloricas y reactivas, junto con las características técnicas de cada proceso. En caso de que se sustituyan los combustibles regulares por combustibles secundarios, estos últimos tendrán que ser evaluados también con los mencionados criterios, valorándose cada proceso de forma comparativa, al emplearse los distintos combustibles (influencia del combustible). A este respecto, es de cierta importancia la llamada relación de intercambio de energía. Además, al aprovechar los combustibles secundarios, hay que tener en cuenta también otros criterios, tales como los cambios de balances acumulados de energía y sustancias nocivas. En el presente artículo, y citando el ejemplo de la industria del cemento, se comentan las características caloricas de los combustibles secundarios, en relación con otras condiciones marginales especificas del proceso de cocción del clínker. Con el fin de explicar los principales aspectos de la sustitución de los combustibles, y para poner de relieve algunas tendencias importantes, debido a diferentes parámetros de influjo principales, los autores se limitan aqui primero a ciertas etapas esenciales del proceso y a la representación de las mismas en forma de elementos ideales de caldera agitadora. Esta consideración simplificada, pero útil, se puede aplicar de forma similar a otros procesos de la industria de materias básicas, como por ejemplo la industria de la cal, del vidro y la industria de cerámica así como a los procesos de transformación de energía, es decir a los procesos a temperatura elevada en general; este método se puede refinar y llevar a cabo de forma detallada, aumentando el número de elementos.

1. Einleitung

Die technischen Entwicklungen im Bereich der Abfallwirtschaft haben heute zu einer Situation geführt, daß für die Behandlung von Abfällen häufig eine Reihe von Konzepten zur Auswahl stehen. Eingeschlossen in diese Konzepte ist in zunehmendem Maße auch die stoffliche und energetische Nutzung von Teilfraktionen in Prozessen zur Stoffbehandlung oder zur ausschließlichen Energieumwandlung.

Bild 1 soll diese Möglichkeiten prinzipiell für die Behandlung von Haus- und Gewerbeabfällen, Kunststoffabfällen und Klärschlämmen verdeutlichen. Bei der hier gewählten Einteilung in die drei Verfahrensabschnitte

- Mechanisch und/oder biologische Behandlung (Vorbehandlung),
- Thermische Abfallbehandlung und
- Produktionsprozesse

sind in Bild 1 jeweils nur die zugehörigen Grundoperationen eingetragen worden. Für jeden Verfahrensabschnitt lassen sich weitere Einteilungen anhand der verschiedenen Verfahren bzw. bei den Produktionsprozessen anhand der Industriebereiche vornehmen. Hierzu wird auf ein umfangreiches Schrifttum sowohl für die mechanisch/biologischen Verfahren [z.B. 1 bis 6], als auch für die thermischen Abfallbehandlungsverfahren [z.B. 7 bis 15] und die Produktionsprozesse [z.B. 16 bis 30] verwiesen.

Bezogen auf die Zementindustrie sind durch die beispielhaft in Bild 1 eingetragenen Pfeile für die energetische und die stoffliche Verwertung

- die Erzeugung von Brenngasen durch Vergasung nach entsprechender Abfallvorbehandlung z.B. in der Wirbelschicht zur Substitution von Primärbrennstoffen in der Calcinatorstufe (Zweitfeuerung) [18, 19],
- die Zugabe der Brennstoffasche aus dem Vergasungsprozeß bei tonarmen Rohmaterialvorkommen zum Ausgleich der für die Klinkerphasen wichtigen SiO_2- und Al_2O_3-Bestandteile,
- der Einsatz von aufbereiteten Kunststoffen und von heizwertreichen Brennstoffen aus Müll (BRAM) als Ersatzbrennstoff in der Hauptfeuerung, in die Betrachtung eingeschlossen worden.

Wie die Beispiele zeigen, kann beim Einsatz von Abfällen die energetische und stoffliche Nutzung gleichzeitig gegeben sein, wobei die Verwertung im wesentlichen von den Eigenschaften der Abfälle abhängt. In dem hier gesteckten

1. Introduction

Technical developments in the field of waste economy mean that there is now often a choice of a number of schemes for the treatment of wastes. To an increasing extent these schemes also include the material and energy utilization of waste fractions in material treatment processes or for exclusive energy conversion.

Fig. 1 provides a basic illustration of these options for the treatment of municipal and commercial waste materials, plastic wastes and sewage sludge. For the classification chosen here into the three process sections of

- mechanical and/or biological treatment (pretreatment),
- thermal waste treatment, and
- production processes

only the associated basic operations have been shown in each case in Fig. 1. For each process section it is possible to carry out further divisions on the basis of the various processes or, with the production processes, on the basis of the industrial sectors. Reference is therefore made to an extensive literature, both for the mechanical/biological processes [e.g. 1 to 6], as well as for the thermal waste treatment processes [e.g. 7 to 15] and the production processes [e.g. 16 to 30].

In relation to the cement industry

- the generation of burnable gases by gasification after appropriate waste treatment, e.g. in a fluidized bed, to replace primary fuels in the calciner stage (secondary combustion) [18, 19],
- the addition of the fuel ash from the gasification process if the raw material deposit is low in clay to compensate for the SiO_2 and Al_2O_3 constituents which are important for the clinker phases, and
- the use of processed plastics and higher-calorie fuels from refuse (BRAM) as replacement fuel in the main firing system

have been included in the survey through the arrows in Fig. 1 showing examples of energy and material utilization.

The examples show that energy and material utilization can occur simultaneously when waste materials are used, the utilization depending essentially on the properties of the wastes. In this article the emphasis is on the investigation into the energy utilization, so at this point reference is made to the literature [e.g. 21, 29, 30] with respect to the material aspects.

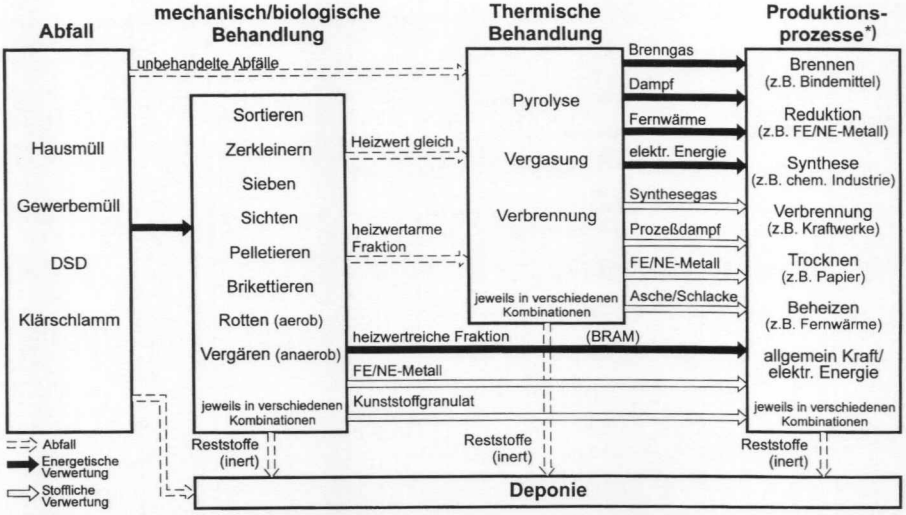


BILD 1: Grundoperationen der Abfallbehandlung (Beispiele)

Abfall	waste
Hausmüll	domestic refuse
Gewerbemüll	industrial refuse
DSD	recyclable packaging materials
Klärschlamm	sewage sludge
Energetische Verwertung	energy utilization
Stoffliche Verwertung	material utilization
mechanisch/biologische Behandlung	mechanical/biological treatment
unbehandelte Abfälle	untreated wastes
Sortieren	sorting
Zerkleinern	size reduction
Sieben	sieving
Sichten	screening
Pelletieren	pelletizing
Briketten	briquetting
Rotten (aerob)	rotting (aerobic)
Vergären (anaerob)	fermenting (anaerobic)
jeweils in verschiedenen Kombination	in various combinations in each case
Reststoffe (inert)	residues (inert)
Heizwert gleich	equal calorific value
heizwertarme Fraktion	low-calorie fraction
heizwertreiche Fraktion (BRAM)	high-calorie fraction (BRAM)
FE/NE Metall	ferrous/non-ferrous metals
Kunststoffgranulat	plastic granules

FIGURE 1: Basic operations of waste treatment (examples)

Deponie	landfill
Thermische Behandlung	thermal treatment
Pyrolyse	pyrolysis
Vergasung	gasification
Verbrennung	combustion
Brenngas	burnable gas
Dampf	steam
Fernwärme	district heating system
elektr. Energie	electrical energy
Synthesegas	synthesis gas
Prozeßdampf	process vapour
Asche/Schlacke	ash/slag
Produktionsprozesse*)	production processes*)
Brennen (z.B. Bindemittel)	burning (e.g. binders)
Reduktion (z.B. FE/NE-Metall)	reduction (e.g. ferrous/non-ferrous metals)
Synthese (z.B. chem. Industrie)	synthesis (e.g. chemical industry)
Verbrennung (z.B. Kraftwerke)	combustion (e.g. power stations)
Trocknen (z.B Papier)	drying (e.g. paper)
Beheizen (z.B. Fernwärme)	heating (e.g. district heating systems)
allgemein Kraft/elektr. Energie	power/electrical energy in general

*) Produktionsintegrierte Kreislaufwirtschaft ist nicht betrachtet (Gichtgas, Krätze, Produktionsschrott, PMMA, Koks)
Production-integrated recycling regime is not taken into account (blastfurnace gas, dross, production scrap, PMMA, coke)

Rahmen steht die Untersuchung der energetischen Nutzung im Vordergrund, weshalb an dieser Stelle bezüglich der stofflichen Gesichtspunkte auf das Schrifttum [z.B. 21, 29, 30] verwiesen wird.

Für den Einsatz von Ersatzbrennstoffen bei Prozessen der Energieumwandlung in Kraftwerksanlagen und insbesondere bei Hochtemperatur-Produktionsverfahren müssen zunächst ebenso wie für den Einsatz von Regelbrennstoffen (einschließlich der fossilen Primärbrennstoffe) eine Reihe von brennstofftechnischen Kriterien jeweils in Verbindung mit charakteristischen prozeßtechnischen Merkmalen beachtet werden.

Aus brennstofftechnischer Sicht ist ein Brennstoff im wesentlichen durch seine

- chemischen,
- mechanischen,
- kalorischen und
- reaktionstechnischen Eigenschaften

For the use of replacement fuels in energy conversion processes in power stations, and particularly in high temperature production processes, it is necessary first, just as for the use of normal fuels (including fossil primary fuels), to take account of a series of fuel technology criteria, always in conjunction with characteristic process features.

From the fuel technology point of view a fuel is essentially characterized by its

- chemical,
- mechanical,
- calorific and
- reaction characteristics.

Based on these properties it is then possible to make an appropriate classification, e.g. of burnable gases, fuel oils and coals.

charakterisiert. Ausgehend von diesen Eigenschaften ergibt sich dann eine entsprechende Einteilung z.B. von Brenngasen, Heizölen und Kohlen.

Die genannten Eigenschaften dürfen jedoch nicht unabhängig von der jeweiligen Aufgabe, d.h. vom verfahrenstechnischen Prozeß, betrachtet werden. Im Zusammenhang mit einer Brennstoffsubstitution sind insbesondere Fragen zur Prozeßführung und -optimierung und zur Energierückgewinnung durch innerbetrieblichen und außerbetrieblichen Energieverbund unter den veränderten Randbedingungen des Ersatzbrennstoffes zu beantworten. Brennstoffeigenschaften allein reichen somit für die Beurteilung eines Ersatzbrennstoffes nicht aus.

Darüber hinaus sind bei der Nutzung von Ersatzbrennstoffen weitere Gesichtspunkte, die insbesondere mit kumulierten Energie- und Schadstoffbilanzen zusammenhängen, zu berücksichtigen. Die Darstellung in Bild 1 soll in diesem Zusammenhang deutlich machen, daß sich an die Betrachtung von einzelnen Verfahren immer die Untersuchung der gesamten Verfahrenslinie anschließen muß. Für bestimmte Abfallarten sind solche Untersuchungen bereits durchgeführt worden. Beispielhaft sei hier die energetische Nutzung von Kunststoffabfällen in der Zementindustrie [28] oder die Behandlung von Haus- und Gewerbeabfällen durch mechanisch-biologische Verfahren in Kombination mit thermischen Behandlungsverfahren [15, 31, 32] genannt. Zunächst werden bei den erwähnten Vergleichen in der Regel einheitliche Randbedingungen zugrunde gelegt. Gegebenenfalls bedarf es dabei auch der Einbeziehung von zusätzlichen Vergleichs- bzw. Ersatzprozessen sowie der bereits erwähnten Veränderungen der Prozeßbedingungen bzw. der entsprechend darauf abgestimmten optimierten Prozeßführung.

Im vorliegenden Beitrag wird in Verbindung mit der jeweiligen Prozeßführung besonders auf die kalorischen Eigenschaften von Ersatzbrennstoffen eingegangen, da diese die Wärmeübertragungsbedingungen, die Strömungsverhältnisse und damit zusammenhängend die Temperaturverteilungen, den Guttransport und den spezifischen Energieaufwand der betrachteten Produktionsanlage maßgeblich beeinflussen. Hierzu werden zunächst kurz einige wesentliche Gesichtspunkte der Wärmeübertragung in Feuerungen und Industrieöfen erörtert. Wichtig für die Bewertung einer Brennstoffsubstitution ist das sogenannte Energieaustauschverhältnis. Dieses Verhältnis drückt die Wertigkeit eines Ersatzbrennstoffs im Vergleich zum Regelbrennstoff aus und muß bei einer vergleichenden Bilanzierung entsprechend berücksichtigt werden. Weiter werden in dem Beitrag am Beispiel des Klinkerbrennprozesses verschiedene Auswirkungen der Brennstoffsubstitution auf Ofentemperaturen, Abgasmassenströme usw. aus verfahrenstechnischer Sicht angesprochen. Zur Erläuterung der prinzipiellen Gesichtspunkte der Brennstoffsubstitution und zur Verdeutlichung wichtiger Tendenzen durch Haupteinflußgrößen erfolgt hier zunächst eine Beschränkung auf wesentliche Prozeßabschnitte und deren Darstellung als ideale Rührkessel-Elemente. Diese vereinfachte, jedoch tragfähige Betrachtung kann in ähnlicher Weise auf andere Prozesse der Grundstoffindustrie z.B. der Kalk-, Glas- und Keramikindustrie sowie auf Prozesse der Energieumwandlung, d.h. auf Hochtemperaturverfahren allgemein, übertragen und durch Erhöhung der Anzahl der Elemente, in die der jeweils betrachtete Prozeß eingeteilt wird, verfeinert und damit entsprechend detaillierter durchgeführt werden.

2. Bilanzierung von Feuerungen und Industrieöfen einschließlich Wärmerückgewinnung

Unter dem Begriff Industrieöfen sind alle Apparate zusammengefaßt, in denen in industriellem Maßstab feste, flüssige oder gasförmige Stoffe einer thermischen Behand-

However, the above-mentioned properties cannot be considered independently of the particular situation, i.e. of the industrial process. In connection with fuel substitution it is particularly necessary to answer questions about process operation and optimization and about energy recovery through in-house and external energy links under the changed conditions of the replacement fuel. The fuel properties in themselves are therefore not sufficient for assessing a replacement fuel.

During the utilization of replacement fuels it is also necessary to take into account other aspects which relate in particular to cumulative energy and pollutant balances. The diagram in Fig. 1 should make it clear in this connection that the consideration of individual processes must always be followed by the investigation of the entire sequence of processes. Such investigations have already been carried out for certain types of waste. Examples of this are the energy utilization of plastic wastes in the cement industry [28] or the treatment of municipal and commercial waste materials through mechanical and/or biological processes in combination with thermal methods of treatment [15, 31, 32]. The comparisons mentioned are as a rule based on a consistent framework of conditions. If applicable it may also be necessary to include additional reference or replacement processes as well as the changes of process conditions already mentioned and the process regime appropriately optimized to match them.

This article pays particular attention to the calorific properties of replacement fuels in conjunction with the particular process regime, as these have a considerable effect on the heat transfer conditions, the flow conditions and the associated temperature distributions, material transport and specific energy consumption of the production plant under consideration. Some important aspects of heat transfer in combustion systems and industrial kilns will be first discussed briefly. Important for the evaluation of a fuel substitution it is the so-called energy replacement ratio. This ratio expresses the value of a replacement fuel in comparison with the normal fuel and must be taken appropriately into account when a comparative balance is drawn up. This article will also discuss different effects of the fuel substitution on kiln temperature, exhaust gas mass flows, etc. from the process engineering point of view, using the example of the clinker burning process. The examination is initially confined to important process sections and their representation as ideal stirred-vessel elements to explain the principal aspects of fuel substitution and to illustrate important trends caused by major influencing variables. This simplified, but powerful, survey can be applied in a similar way to other processes in the primary industries, such as the lime, glass and ceramics industries, and to the processes of energy conversion, i.e. to high temperature processes in general. It can be refined and hence carried out in correspondingly greater detail, by increasing the number of elements into which the process under consideration is divided.

2. Carrying out balances on firing systems and industrial kilns, including heat recovery

The term "industrial kilns" covers all equipment in which solid, liquid or gaseous substances are submitted to thermal treatment on an industrial scale. In this article the emphasis is on industrial kilns which are directly fired with fuels.

Industrial kilns have the combustion process in common with firing systems for process engineering energy conversion. In contrast to industrial kilns, in which the combustion process is adjusted to suit the material being treated, optimization of firing systems, e.g. for generat-

lung unterzogen werden. In dem hier gesteckten Rahmen stehen die mit Brennstoffen direkt befeuerten Industrieöfen im Vordergrund.

Mit den Feuerungen bei der Energieumwandlung haben Industrieöfen den Verbrennungsprozeß gemeinsam. Im Unterschied zu den Industrieöfen, bei denen der Verbrennungsprozeß auf das zu behandelnde Gut abzustimmen ist, erfolgt die Optimierung der Feuerungen z.B. bei der Erzeugung von Dampf in einem Kessel hauptsächlich im Hinblick auf die Energieausnutzung. Dieser Unterschied ist in **Bild 2** schematisch dargestellt. Da für Energieumsetzung und Wärmeübertragung bei Kesseln und Industrieöfen prinzipiell die gleichen Erhaltungs- und Transportgesetze gelten, können die im folgenden am Beispiel der Stoffbehandlungsprozesse betrachteten Gesichtspunkte der Bilanzierung, Wärmerückgewinnung und Brennstoffsubstitution ebenso auf die Prozesse der Energieumwandlung übertragen werden. Die Brennstoffsubstitution ist bei direkt befeuerten Industrieöfen immer mit der Frage der Produktverträglichkeit verbunden. Bei aschehaltigen Brennstoffen tritt dann auch wie erwähnt eine entsprechende stoffliche Substitution mit auf.

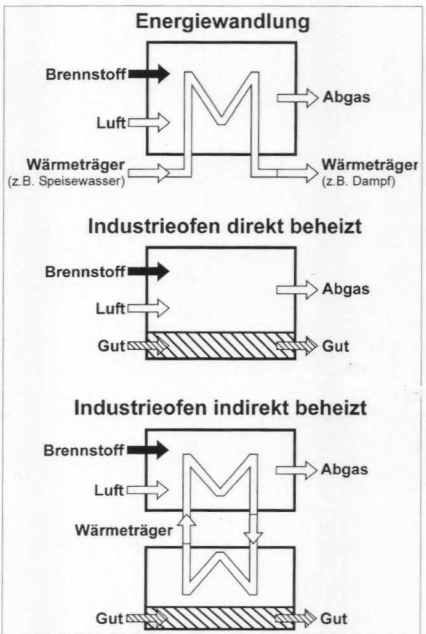


BILD 2: Unterscheidung von Industrieöfen und Apparaten der Energieumwandlung

FIGURE 2: Difference between industrial kilns and energy conversion equipment

Energiewandlung	energy conversion
Brennstoff	fuel
Abgas	exhaust gas
Luft	air
Wärmeträger	heat transfer medium
(z.B. Speisewasser)	(e.g. feed-water)
(z.B. Dampf)	(e.g. steam)
Industrieofen direkt beheizt	industrial kiln, directly heated
Gut	material
Industrieofen indirekt beheizt	industrial kiln, indirectly heated

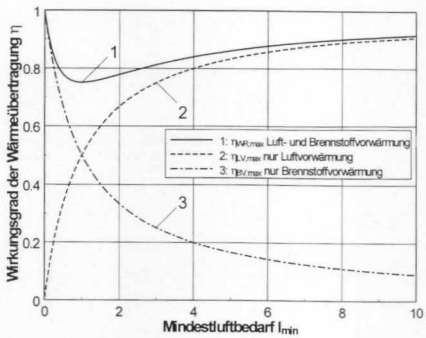


BILD 3: Maximale Wirkungsgrade für die Wärmerückgewinnung durch Luft- und/oder Brennstoffvorwärmung in Abhängigkeit vom Mindestluftbedarf des Brennstoffs [33]

FIGURE 3: Maximum efficiencies for the heat recovery by air and/or fuel preheating as a function of the minimum air requirement of the fuel [33]

Wirkungsgrad der Wärmeübertragung	efficiency of heat transfer
Mindestluftbedarf	minimum air requirement
Luft- und Brennstoffvorwärmung	air and fuel preheating
nur Luftvorwärmung	only air preheating
nur Brennstoffvorwärmung	only fuel preheating

ing steam in a boiler, is carried out principally from the aspect of energy utilization. This difference is shown schematically in **Fig. 2**. Basically the same conservation and transport laws apply for energy conversion and heat transmission in boilers and industrial kilns, so the aspects of drawing up balances, heat recovery and fuel substitution considered below using the example of the material treatment process can also be applied to the process of energy conversion. With directly fired industrial kilns fuel substitution is always linked with the problem of product compatibility. With fuels which contain ash there is also, as already mentioned, a corresponding material substitution.

Industrial kilns are used in virtually all important branches of the primary industries. Examples are the burning of clinker in rotary kilns in the cement industry, the burning of limestone in shaft kilns, the burning of structural ceramics in tunnel kilns, the production of pig iron in the blastfurnace process, the melting of scrap metal in cupolas, etc.

During process optimization after a fuel substitution aimed at reducing the energy expenditure it is necessary, among other things, to pose the question as to how far it is appropriate to preheat the air and/or the fuel. Energy balances form the basis for thermal assessment of industrial kilns, both for plant sections and for the entire plant (preheating, burning and cooling processes, etc.). The incoming and outgoing mass flows of air, fuel and gas ($\dot{m}_L$, $\dot{m}_B$, $\dot{m}_G$) needed for the balances are linked to one another via the combustion calculation by the specific minimum air requirement of the fuel l_{min}.

Fig. 3 shows the heat recovery efficiency as a function of the minimum air requirement for the case of a series-connected system for preheating the combustion air and fuel by the kiln exhaust gas [33]. Improvement in the heat recovery efficiency $\eta_{WR,max}$ by preheating the fuel only occurs with fuels with low minimum air requirements, and therefore as a rule only with fuels with low calorific values. For fuels with high calorific values with correspondingly high minimum air requirements preheating the fuel

Industrieöfen finden in nahezu allen bedeutenden Zweigen der Grundstoffindustrie Anwendung. Beispiele sind das Brennen von Klinkern im Drehrohrofen in der Zementindustrie, das Brennen von Kalkstein im Schachtofen, das Brennen von Baukeramik im Tunnelofen, die Erzeugung von Roheisen im Hochofenprozeß, das Schmelzen von Schrott im Kupolofen usw.

Bei der Prozeßoptimierung nach einer Brennstoffsubstitution mit dem Ziel der Verminderung des Energieaufwands ist u. a. die Frage zu stellen, inwieweit eine Luft- und/oder Brennstoffvorwärmung sinnvoll ist. Grundlage für die wärmetechnische Beurteilung von Industrieöfen sind bekanntlich Energiebilanzen, sowohl für Anlagenteile als auch für die gesamtanlage (Vorwärm-, Brenn- und Kühlprozesse usw.). Die für die Bilanzierung benötigten zu- und abgeführten Massenströme an Luft, Brennstoff und Gas ($\dot{m}_L$, $\dot{m}_B$, $\dot{m}_G$) sind mit dem spezifischen Mindestluftbedarf des Brennstoffs l_{min} über die Verbrennungsrechnung miteinander verknüpft.

Das **Bild 3** zeigt Wärmerückgewinnungswirkungsgrade in Abhängigkeit vom Mindestluftbedarf für den Fall einer in Reihe geschalteten Verbrennungsluft- und Brennstoffvorwärmung durch das Ofenabgas [33]. Eine Verbesserung des Wärmerückgewinnungswirkungsgrades $\eta_{WR,max}$ durch eine Brennstoffvorwärmung ergibt sich nur bei Brennstoffen mit niedrigem Mindestluftbedarf und damit in der Regel nur bei heizwertschwachen Brennstoffen. Bei heizwertreichen Brennstoffen mit entsprechend hohem Mindestluftbedarf liefert die Brennstoffvorwärmung im Vergleich zur Luftvorwärmung kaum einen nennenswerten Beitrag.

Für die Wärmerückgewinnung können auch andere Schaltungen als die in Bild 3 dargestellten genutzt werden. Beispielsweise können die heißen Ofenabgase zur Gutvorwärmung und das heiße Gut zur Luftvorwärmung genutzt werden, wie das beim Klinkerbrennprozeß der Fall ist. Zementklinker wird in Deutschland fast ausschließlich nach dem sogenannten Trockenverfahren gebrannt. Wie das Anlagenschema in **Bild 4** zeigt, besteht eine derartige Anlage aus den Hauptkomponenten Vorwärmer, Calcinator, Drehrohrofen und Klinkerkühler. Die Wärmerückgewinnung erfolgt dabei durch die Verbrennungsluftvorwärmung im Kühler bei gleichzeitiger Klinkerkühlung und durch die Nutzung der Abgasenergie nach dem Drehrohrofen zur Entsäuerung und Vorwärmung des Rohmehls im Calcinator und im Vorwärmer. Im Brennprozeß des Drehrohrofens müssen für die Umwandlung der Klinkerphasen ausreichend hohe Guttemperaturen von $\vartheta_S \approx 1450\,°C$ erreicht werden. In der Praxis werden in der Regel in der Hauptfeuerung Brennstoffe mit einem mittleren Heizwert von mindestens $h_{u,m} > 20$ MJ/kg eingesetzt. Die Luftvorwärmung auf $\vartheta_{LV} \approx 950\,°C$ und darüber ist daher eine sehr wirksame Maßnahme zur Wärmerückgewinnung bzw. zur Minderung des Energieaufwands. Im Calcinator sinkt die Temperatur des Ofenabgases von etwa 1200 °C auf die Entsäuerungstemperatur (Gleichgewichtstemperatur) von etwa 850 °C. Zur Aufrechterhaltung der endothermen Entsäuerungsreaktion bei diesem vergleichsweise zum Brennprozeß niedrigen Temperaturniveau können auch heizwertärmere Brennstoffe, wie z. B. Schwachgase, eingesetzt werden. Im Falle der Kopplung einer Vergasung in der Wirbelschicht mit dem Calcinator [z. B. 19] ist der Brennstoff ohnehin bereits vorgewärmt (Vergasungsgas- bzw. Brennstoffvorwärmung). Stellt man sich in diesem Zusammenhang einen Vergasungsprozeß, bei dem ein Schwachgas erzeugt wird, mit einer nachfolgenden Gaswäsche vor, so wäre die Vorwärmung des Schwachgases eine wirkungsvolle Maßnahme zur Minderung des Energieaufwands. Auf die Besonderheiten im Zusammenhang mit der Wärmerückgewinnung muß allerdings geachtet werden, wenn heizwertreiche Primärbrennstoffe durch Ersatzbrennstoffe substituiert werden sollen. Auf diesen Brennstoffaustausch wird im folgenden Abschnitt noch näher eingegangen.

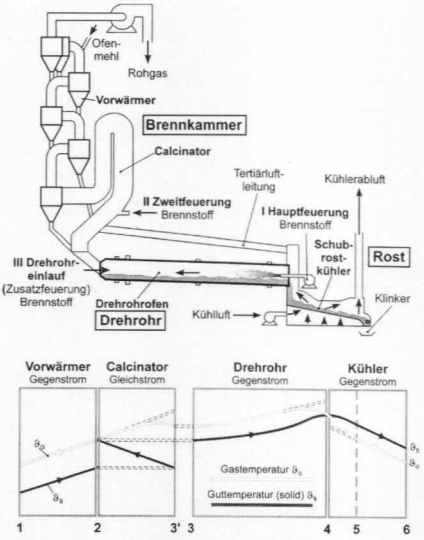


BILD 4: Schematische Darstellung des Zementprozesses und des zugehörigen Temperaturverlaufs [20, 34]

FIGURE 4: Schematic representation of the cement process and of the associated temperature curve [20, 34]

Ofenmehl	kiln meal
Rohgas	raw gas
Vorwärmer	preheater
Brennkammer	burning chamber
Calcinator	calciner
Zweitfeuerung	secondary firing system
Brennstoff	fuel
Tertiärluftleitung	tertiary air duct
Hauptfeuerung	main firing system
Kühlerabluft	cooler exhaust air
Schubrostkühler	reciprocating cooler
Rost	grate
Klinker	clinker
Kühlluft	cooling air
Drehrohrofen	rotary kiln
Drehrohr	rotating tube
Drehrohreinlauf	rotary kiln inlet
(Zusatzfeuerung)	(auxiliary firing system)
Gegenstrom	counter-current
Gleichstrom	co-current
Gastemperatur	gas temperature
Guttemperatur	material temperature

makes hardly any appreciable contribution when compared with preheating the air.

Configurations other than the one shown in Fig. 3 can also be used for heat recovery. For example, the hot kiln gases can be used for preheating the material, and the hot material for preheating the air, as is the case in the clinker burning process. In Germany the cement clinker is burnt almost exclusively by the dry process. As is shown by the plant layout in **Fig. 4**, the main components of a plant of this type are the preheater, calciner, rotary kiln and clinker cooler. The heat recovery takes place by preheating the combustion air in the cooler while at the same time cooling the clinker, and by using the exhaust gas energy after the rotary kiln for calcining and preheating the raw meal in the calciner and preheater. In the burning process in the rotary kiln sufficiently high material temperatures of $\vartheta_S \approx 1450\,°C$ have to be reached for conversion of the clinker phases. In practice, fuels with an av-

3. Austauschbarkeit von Brennstoffen durch Ersatzbrennstoffe

Bei einer Substitution von Regelbrennstoffen durch Ersatzbrennstoffe z. B. aus Abfällen stellt sich in der Regel zuerst die Frage nach dem Einfluß der Ersatzbrennstoffe auf die Prozeßbedingungen des jeweiligen Prozesses. Besonders sind dabei die Auswirkungen des Einsatzes von Ersatzbrennstoffen auf Prozeßtemperaturen, Abgasmassen, Schadstoffe bzw. Schadstofffrachten und spezifische Energieaufwendungen bei Industrieöfen bzw. Wirkungsgrade bei Energieumwandlungsanlagen zu betrachten.

Erst danach lassen sich Möglichkeiten zur Optimierung der Prozeßführung z. B. durch Wärmerückgewinnung oder Verbundbetrieb bei den durch die Substitution entsprechend veränderten Randbedingungen diskutieren. Die Bewertung eines Brennstoffes ist somit nicht nur von der Art des Brennstoffs selbst abhängig, sondern wird maßgeblich auch von der Betriebsweise der Anlage sowie der Wärmerückgewinnung beeinflußt.

Darüber hinaus müssen die sich für das jeweilige Verfahren ergebenden Masse-, Energie- und Stoffbilanzen im Zusammenhang mit dem zugehörigen Gesamtkonzept (Verfahrensketten) als Gesamtbilanz [z. B. 15] betrachtet werden, d. h., es sind u. a. die absoluten Beträge einer Energieeinsparung durch Substitution den Energieaufwendungen der erforderlichen Abfallaufbereitung usw. gegenüberzustellen.

Die sich durch eine Substitution ergebenden Auswirkungen lassen sich im wesentlichen von den brennstofftechnischen Eigenschaften wie Heizwert h_u, spezifischer Mindestluftbedarf l_{min}, spezifische Abgasmenge v_{min}, kalorischer Verbrennungstemperatur ϑ_{kal} usw. in Verbindung mit dem betrachteten Prozeß ableiten.

So ist z. B. der Abgasverlust bei einem bestimmten Brennstoff um so größer, je höher die Abgastemperatur ϑ_G oder je größer die auf den Heizwert h_u bezogene Abgasmenge $\dot{m}_G$ sind. Beim Anstieg des Abgasverlustes wird entsprechend weniger Brennstoffenergie für den Prozeß genutzt und der spezifische Energieaufwand steigt.

Darüber hinaus ist der Einfluß der kalorischen Verbrennungstemperatur auf die Prozeßbedingungen in Verbindung mit den anderen vorgenannten Größen, insbesondere bei Hochtemperaturprozessen, zu beachten. Die Erörterung dieses Zusammenhanges ist ausführlicher in [35] dargestellt und wird hier deshalb nur zusammengefaßt wiedergegeben.

Um zunächst das Prinzip des Energieaustauschs zu verdeutlichen, soll in einem ersten Schritt ein Abschnitt eines kontinuierlichen Industrieofens herausgegriffen und vereinfacht als nur ein Rührkessel-Element (**Bild 5**, Fall 1) betrachtet werden. Die zugeführte Energie ergibt sich aus dem Umsatz von Brennstoff mit Luft unter Berücksichtigung einer möglichen Brennstoff- und Luftvorwärmung. Bei den folgenden grundsätzlichen Betrachtungen bleiben Dissoziationsgleichgewichte und damit die Einstellung der theoretischen Verbrennungstemperatur ϑ_{th} zunächst unberücksichtigt. Damit kann für den zugeführten Gasenthalpiestrom die kalorische Verbrennunsgtemperatur $\vartheta_{kal,PB} \equiv \vartheta_{kal}$ eingesetzt werden. Dieser Enthalpiestrom soll in einem ideal durchmischten Ofenraum (Rührkessel) mit der Temperatur $\vartheta_{G,PB} \equiv \vartheta_G$ den Wärmestrom $\dot{Q}_{RK}$ an das Gut mit der konstanten Oberflächentemperatur $\vartheta_{S,PB} \equiv \vartheta_S$ abgeben. Unter Vernachlässigung von Wärmeverlusten über die äußeren Wände ergibt sich somit:

$$\Delta\dot{H} = \dot{Q}_{RK} \tag{3.1}$$

mit

$$\Delta\dot{H}_G = \dot{m}_G \cdot c_{G,kalG} \cdot (\vartheta_{kcal} - \vartheta_G) \tag{3.2}$$

und

$$\dot{Q}_{RK} = \alpha_{ue} \cdot A_S \cdot (\vartheta_G - \vartheta_S), \tag{3.3}$$

erage net calorific value of at least $h_{u,m} > 20$ MJ/kg are normally used in the main firing system. Preheating the air to $\vartheta_{LV} \approx 950\,°C$ or more is therefore a very effective measure for recovering heat and reducing energy expenditure. In the calciner the temperature of the kiln exhaust gas falls from about 1 200 °C to the calcining temperature of about 850 °C (equilibrium temperature). To maintain the endothermic calcination reaction at this comparatively low temperature level, compared with the burning process, it is also possible to use fuels of lower calorific value, e. g. lean gases. If gasification in a fluidized bed is coupled with the calciner [e. g. 19] the fuel is in any case already preheated (gasification gas or fuel preheating). In this connection if a gasification process is imagined in which a lean gas is generated and then passed to a downstream gas scrubber, then preheating the lean gas would be an effective measure for reducing the energy expenditure. However, attention has to be paid to the special features associated with heat recovery if high calorific value primary fuels are to be substituted by replacement fuels. This fuel replacement will be examined in greater detail in the following section.

3. Replaceability of fuels by replacement fuels

In a substitution of normal fuels by replacement fuels, e. g. from waste materials, the first question which usually occurs relates to the effect of the replacement fuels on the process conditions of the particular process. Particular attention has to be paid to the effects of using replacement fuels on process temperatures, exhaust gas masses, harmful substances and their levels, and specific energy expenditure for industrial kilns, or efficiency for energy conversion plants.

Only then is it possible to discuss the possibilities of optimizing the process regime, e. g. by heat recovery or by interconnected operation, for the conditions which have been altered by the substitution. The evaluation of a fuel is therefore dependent not only on the nature of the fuel itself but to a considerable extent also on the mode of operation of the plant and on the heat recovery.

The mass, energy and material balances for the particular process must also be considered in relation to the associated overall scheme (process chain) as an overall balance [e. g. 15], i. e. the absolute energy-saving contributions achieved by the substitution have to be compared with energy expenditure required for processing the waste, etc.

The effects caused by a substitution can essentially be deduced from the fuel properties such as net calorific value h_u, specific minimum air consumption l_{min}, specific exhaust gas volume v_{min}, thermal combustion temperature ϑ_{kal}, etc., in conjunction with the process under consideration.

For example, the exhaust gas loss for a given fuel is greater the higher the exhaust gas temperature ϑ_G or the greater the quantity of exhaust gas $\dot{m}_G$ relative to the net calorific value h_u. With increasing exhaust gas loss correspondingly less fuel energy is utilized for the process and the specific energy consumption rises.

It is also necessary to take into account the influence of the thermal combustion temperature on the process conditions in conjunction with the other variables mentioned, especially in high temperature processes. This relationship is discussed in detail in [35] and will therefore only be summarized here.

In order first of all to illustrate the principle of energy replacement, the first step will be to select a section of a continuous industrial kiln and consider it in simplified form only as a stirred vessel element (**Fig. 5**, Case I). The energy input arises from the reaction of fuel with air, tak-

wobei in Gleichung (3.3) der Wärmeübertragungskoeffizient α_{ur} Konvektion und Strahlung beinhalten soll und A_S die Gutoberfläche darstellt.

Bei Substitution des Primärbrennstoffs (PB, Fall I in Bild 5) durch den Ersatzbrennstoff (EB, Fall II in Bild 5) besteht zunächst die Anforderung, daß die Guttemperatur ϑ_S und der Ofendurchsatz, d.h. der übertragene Wärmestrom $\dot{Q}$ unverändert bleiben sollen:

$$\vartheta_{S,PB} = \vartheta_{S,EB}, \tag{3.4}$$

$$\dot{Q}_{PB} = \dot{Q}_{EB}, \tag{3.5}$$

woraus sich unmittelbar:

$$\Delta\dot{H}_{G,PB} = \Delta\dot{H}_{G,EB} \tag{3.6}$$

ergibt.

Der Gasmassestrom $\dot{m}_{G,PB}$ bzw. $\dot{m}_{G,EB}$ aus der Brennstoffumsetzung ist mit dem zugehörigen Brennstoffmassestrom $\dot{m}_{PB}$ bzw. $\dot{m}_{EB}$ unter Vernachlässigung des festen Inertanteils des Brennstoffs (Asche) über die Beziehung

$$\dot{m}_G = (1 + \lambda \cdot l_{min}) \cdot \dot{m}_B \tag{3.7}$$

verknüpft.

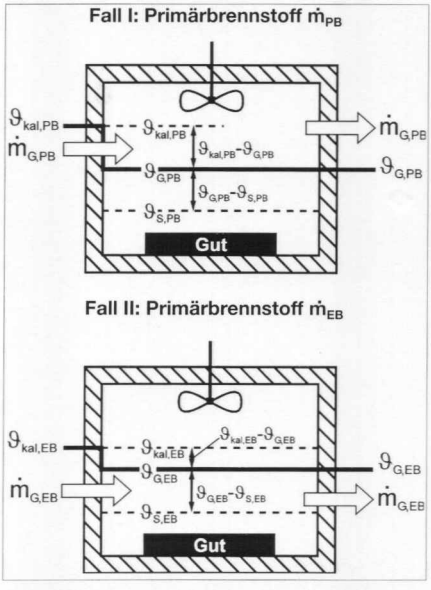


BILD 5: Wärmeübertragung in Industrieöfen: Modellvorstellung ideal durchmischter Rührkesselelemente, einstufig

FIGURE 5: Heat transfer in industrial kilns: modelling of continuously stirred reactor elements with ideal mixing, single stage

Fall I: Primärbrennstoff — Case I: primary fuel
Fall II: Ersatzbrennstoff — Case II: replacement fuel

ing into account the possibility of fuel and air preheating. In the following basic examination no consideration is given initially to the dissociation equilibria and therefore to the adjustment of the theoretical combustion temperature ϑ_{th}. This means that for the input gas enthalpy flow the thermal combustion temperature $\vartheta_{cal,PB}$ is equivalent to ϑ_{kal}. In an ideal kiln space with thorough mixing (stirred vessel) this enthalpy flow with a temperature $\vartheta_{G,PB} \equiv \vartheta_G$ should give up a heat flow $\dot{Q}_{RK}$ to the material with constant surface temperature $\vartheta_{S,PB} \equiv \vartheta_S$. Neglecting heat losses through the external walls this therefore gives:

$$\Delta\dot{H} = \dot{Q}_{RK} \tag{3.1}$$

with $$\Delta\dot{H}_G = \dot{m}_G \cdot c_{G,kalG} \cdot (\vartheta_{kcal} - \vartheta_G) \tag{3.2}$$

and $$\dot{Q}_{RK} = \alpha_{ur} \cdot A_S \cdot (\vartheta_G - \vartheta_S), \tag{3.3}$$

in which in Equation (3.3) the heat transfer coefficient α_{ur} is intended to include convection and radiation, and A_S represents the surface area of the material.

When the primary fuel (PB, Case I in Fig. 5) is substituted by the replacement fuel (EB, Case II in Fig. 5) the initial requirement is that the material temperature ϑ_S and the kiln throughput, i.e. the transferred heat flow $\dot{Q}$, should remain unchanged:

$$\vartheta_{S,PB} = \vartheta_{S,EB} \tag{3.4}$$

$$\dot{Q}_{PB} = \dot{Q}_{EB} \tag{3.5}$$

which immediately gives:

$$\Delta\dot{H}_{G,PB} = \Delta\dot{H}_{G,EB} \tag{3.6}$$

The gas mass flow $\dot{m}_{G,PB}$ or $\dot{m}_{G,EB}$ from the fuel conversion is linked to the associated fuel mass flow $\dot{m}_{PB}$ or $\dot{m}_{EB}$, neglecting the solid inert fraction of the fuel (ash), by the expression:

$$\dot{m}_G = (1 + \lambda \cdot l_{min}) \cdot \dot{m}_B \tag{3.7}$$

If an energy replacement ratio E is now introduced

$$E = \frac{\dot{m}_{EB} \cdot h_{u,EB}}{\dot{m}_{PB} \cdot h_{u,PB}}, \tag{3.8}$$

which expresses the value of a replacement fuel in relation to the primary fuel in terms of energy then the fuel mass flow ratio

$$\frac{\dot{m}_{EB}}{\dot{m}_{PB}} = E \cdot \frac{h_{u,PB}}{h_{u,EB}} \tag{3.9}$$

is obtained by rearrangement of Equation (3.8), and the exhaust gas mass flow ratio

$$\frac{\dot{m}_{G,EB}}{\dot{m}_{G,PB}} = E \cdot \frac{h_{u,PB} \cdot (1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB})}{h_{u,EB} \cdot (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB})}. \tag{3.10}$$

is obtained from Equations (3.7) and (3.8).

The ratios of the fuel and exhaust gas mass flows are important for subsequent examination of plant conditions, such as fuel supply, flow conditions in the kiln space, material transport, etc. This also often restricts the maximum substitution rate (substitution of primary fuel by

Führt man nun ein Energieaustauschverhältnis E ein:

$$E = \frac{\dot{m}_{EB} \cdot h_{u,EB}}{\dot{m}_{PB} \cdot h_{u,PB}}, \qquad (3.8)$$

welches die Wertigkeit eines Ersatzbrennstoffs in Bezug auf den Primärbrennstoff aus energetischer Sicht ausdrückt, so folgt durch die Umstellung der Gleichung (3.8) das Brennstoffmassestromverhältnis:

$$\frac{\dot{m}_{EB}}{\dot{m}_{PB}} = E \cdot \frac{h_{u,PB}}{h_{u,EB}} \qquad (3.9)$$

und aus den Gleichungen (3.7) und (3.8) das Abgasmassestromverhältnis:

$$\frac{\dot{m}_{G,EB}}{\dot{m}_{G,PB}} = E \cdot \frac{h_{u,PB} \cdot (1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB})}{h_{u,EB} \cdot (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB})}. \qquad (3.10)$$

Die Verhältnisse der Brennstoff- und der Abgasmasseströme sind für die spätere Betrachtung von anlagentechnischen Randbedingungen wie Brennstoffzufuhr, Strömungsverhältnisse im Ofenraum, Guttransport usw. wichtig. Damit ergibt sich oftmals auch die Begrenzung auf eine maximale Substitutionsrate (Austausch Primärbrennstoff durch Ersatzbrennstoff), worauf weiter unten noch näher eingegangen wird.

Für das Energieaustauschverhältnis erhält man mit den Gleichungen (3.2), (3.7) und (3.8) in einer ausführlicheren Schreibweise für ein Rührkessel-Element:

$$E_{RK} = \frac{(1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot \dfrac{c_{G,PB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G,PB})}{h_{u,PB}}}{(1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB}) \cdot \dfrac{c_{G,EB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_{G,EB})}{h_{u,EB}}}. \qquad (3.11)$$

Bei den weiteren Betrachtungen soll davon ausgegangen werden, daß die Wärmeübertragungsbedingungen ($\alpha_{\alpha\varepsilon} \cdot A_S$) durch die Substitution nicht beeinflußt werden (statische Betrachtung). Der Einfluß veränderter Wärmeübertragungsbedingungen wird getrennt in einem nächsten Schritt weiter unten betrachtet. Bei dieser zunächst angenommenen sogenannten statischen Betrachtung mit den Bedingungen in den Gleichungen (3.4) und (3.5) wird zusammen mit der Beziehung in Gleichung (3.3) deutlich, daß die Gastemperaturen ϑ_G der Bedingung:

$$\vartheta_{G,EB} = \vartheta_{G,PB} \qquad (3.12)$$

genügen muß. Unter dieser Voraussetzung läßt sich für die Substitution des Primärbrennstoffs durch den Ersatzbrennstoff ein Energieaustauschverhältnis $E_{RK,\vartheta}$ nach Gleichung (3.11) ermitteln (Index ϑ steht für statische Betrachtung). Der Mindestluftbedarf l_{min} kann dabei über eine Beziehung der statistischen Verbrennungsrechnung [36] in Abhängigkeit vom Heizwert h_u ausgedrückt werden. Für die Luftzahl wird zunächst $\lambda = 1$ gesetzt, für $\lambda > 1$ ergeben sich entsprechend niedrigere kalorische Verbrennungstemperaturen ϑ_{kal} und damit höhere Energieaustauschverhältnisse E_{RK}. Der Betrachtungsfall $\lambda = 1$ stellt somit eine untere Grenze für E_{RK} dar und wird in dem hier gesteckten Rahmen zur Diskussion der prinzipiellen Zusammenhänge als ausreichend angesehen.

replacement fuel), which will be discussed in greater detail later.

For the energy replacement ratio Equations (3.2), (3.7) and (3.8) give the expression:

$$E_{RK} = \frac{(1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot \dfrac{c_{G,PB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G,PB})}{h_{u,PB}}}{(1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB}) \cdot \dfrac{c_{G,EB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_{G,EB})}{h_{u,EB}}}. \qquad (3.11)$$

written out in full for a stirred vessel element.

For the rest of the survey it will be assumed that the heat transfer conditions ($\alpha_{\alpha\varepsilon} \cdot A_S$) are not affected by the substitution (static survey). The effect of changed heat transfer conditions is considered separately below in a subsequent step. For this static survey assumed initially with the conditions in Equations (3.4) and (3.5) it is clear that, together with the relationship in Equation (3.3), the gas temperatures ϑ_G must satisfy the condition:

$$\vartheta_{G,EB} = \vartheta_{G,PB} \qquad (3.12)$$

With this precondition it is possible to determine an energy replacement ratio $E_{RK,\vartheta}$ from Equation (3.11) for the substitution of the primary fuel by the replacement fuel (the subscript ϑ indicates static survey). The minimum air requirement l_{min} can be expressed through a relationship of the statistical combustion calculation [36] as a function of the net calorific value h_u. The air ratio is initially set at $\lambda = 1$. $\lambda > 1$ gives correspondingly lower thermal combustion temperatures ϑ_{kal} and hence higher energy replacement ratios E_{RK}. The case under consideration with $\lambda = 1$ therefore represents a lower limit for E_{RK} and within the scope of this article is regarded as sufficient for discussion of the basic relationships.

If replacement fuels with low calorific values – which are lower than those of the primary fuels – are considered first, then these normally also result in lower thermal combustion temperatures than with the primary fuels. This means that when replacement fuels are used the gas mass flow $\dot{m}_G$ must be increased accordingly to offset the now smaller potential difference ($\vartheta_{kal} - \vartheta_G$), compared with the primary fuel, between the thermal temperature and the constant balance or gas temperature (Equation (3.12)), so that Equation (3.1) is fulfilled together with Equations (3.2) and (3.3). This means that overall the replacement fuel initially requires a higher energy expenditure than the primary fuel. The energy replacement ratio expresses the ratio of the two total energy contributions. The aim of any optimization associated with the use of replacement fuel now consists of making the energy replacement ratio for the overall process as small as possible through appropriate plant configurations. This will be examined in greater detail below.

Fig. 6 shows the energy replacement ratio $E_{RK,\vartheta}$ in Equation (3.11) as a function of the gas temperature ϑ_G to be reached for the substitution of a primary fuel with $h_{u,PB}$ = 25 MJ/kg by replacement fuels with $h_{u,EB}$ = 11 MJ/kg, $h_{u,EB}$ = 15 MJ/kg, $h_{u,EB}$ = 20 MJ/kg, $h_{u,EB}$ = 30 MJ/kg, and $h_{u,EB}$ = 35 MJ/kg, with and without air preheating in each case. The air preheating temperature of ϑ_{LV} = 950 °C was chosen for the clinker burning process conditions. The energy replacement ratio is greater the higher the gas temperature to be reached (balance temperature) and the lower the calorific value of the replacement fuel in comparison with the primary fuel. For the case where the calorific value of the replacement fuel is greater than that of the primary fuel the energy replacement ratio takes on values smaller than 1. This occurs, for example, with the substitution of coal by high-calorie plastic wastes in the

Betrachtet man zuerst Ersatzbrennstoffe mit Heizwerten, die niedriger als die der Primärbrennstoffe sind, so ergeben sich im Vergleich zu den Primärbrennstoffen in der Regel gleichfalls niedrigere kalorische Verbrennungstemperaturen. Damit muß bei Einsatz von Ersatzbrennstoffen zum Ausgleich des nun gegenüber dem Primärbrennstoff kleineren Potentialunterschieds (ϑ_{kal}–ϑ_G) zwischen der kalorischen Temperatur und der gleichbleibenden Bilanz- bzw. Gastemperatur (Gleichung (3.12)) der Gasmassestrom $\dot{m}_G$ entsprechend ansteigen, damit Gleichung (3.1) in Verbindung mit den Gleichungen (3.2) und (3.3) erfüllt ist. Insgesamt wird vergleichsweise zu dem Primärbrennstoff durch den Ersatzbrennstoff somit zunächst ein höherer Gesamtenergiebetrag aufgewendet. Das Energieaustauschverhältnis drückt das Verhältnis der beiden Gesamtenergiebeträge aus. Das Ziel einer im Zusammenhang mit dem Ersatzbrennstoffeinsatz verbundenen Optimierung besteht nun darin, durch entsprechende Anlagenschaltungen das Energieaustauschverhältnis für den Gesamtprozeß möglichst klein zu machen. Hierauf wird weiter unten noch näher eingegangen.

Bild 6 zeigt das Energieaustauschverhältnis $E_{RK,\delta}$ nach Gleichung (3.11) in Abhängigkeit von einer zu erreichenden Gastemperatur ϑ_G für den Ersatz eines Primärbrennstoffs mit $h_{u,PB}$ = 25 MJ/kg durch Ersatzbrennstoffe mit $h_{u,EB}$ = 11 MJ/kg, $h_{u,EB}$ = 15 MJ/kg, $h_{u,EB}$ = 20 MJ/kg, $h_{u,EB}$ = 30 MJ/kg und $h_{u,EB}$ = 35 MJ/kg jeweils mit und ohne Luftvorwärmung. Für die Verhältnisse des Klinkerbrennprozesses wurde die Luftvorwärmtemperatur ϑ_{LV} = 950 °C gewählt. Das Energieaustauschverhältnis ist um so größer, je höher die zu erreichende Gastemperatur (Bilanztemperatur) und je niedriger der Heizwert des Ersatzbrennstoffes im Vergleich zum Primärbrennstoff sind. Für den Fall, daß der Heizwert des Ersatzbrennstoffes größer als der des Primärbrennstoffes ist, nimmt das Energieaustauschverhältnis Werte an, die kleiner als eins sind. Das betrifft beispielsweise die Substitution von Steinkohle durch hochkalorige Kunststoffabfälle beim Klinkerbrennprozeß in der Hauptfeuerung. Vergleicht man die Energieaustauschver-

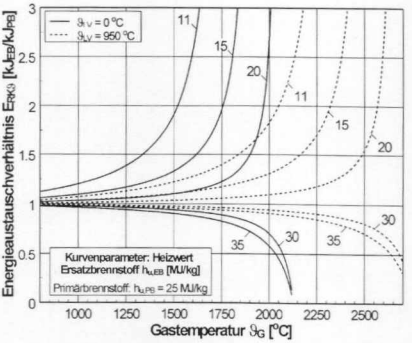


BILD 6: Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung von $E_{RK,\delta}$ in Abhängigkeit von der Gastemperatur ϑ_G für verschiedene Substitutionsfälle

FIGURE 6: Energy replacement ratio during static survey of $E_{RK,\delta}$ as a function of the gas temperature ϑ_G for different substitution situations

Energieaustauschverhältnis	energy replacement ratio
Gastemperatur	gas temperature
Kurvenparameter: Heizwert	curve parameter: calorific value

main firing system in the clinker burning process. When the energy replacement ratios in Fig. 6 for a given replacement fuel with and without air preheating are compared, then the above-mentioned importance of heat recovery, e.g. from the material in the clinker cooler, and hence the influence of the plant configuration, becomes even clearer. It can also be seen from Fig. 6 that for the case of a replacement fuel with $h_{u,EB}$ = 15 MJ/kg it is only possible to reach gas temperatures ϑ_G above 1800 °C by preheating the air (ϑ_{LV} = 950 °C).

Fig. 7 summarizes the energy replacement ratios for some steel production processes when natural gas is substituted by blastfurnace gas [37]. When the blastfurnace gas is used in the blast heaters of blastfurnaces, in steam boilers and in the undergrate firing systems in coke ovens it is possible to achieve a value W of 85 to 90 % in comparison with natural gas, or an energy replacement ratio of E = 1/W = 1.18 to 1.11. If the blastfurnace gas is used in heating furnaces, i.e. in processes with comparatively high temperatures, then the value is only 30 to 50 %. From this value it is then possible to work out a certain strategy for the plant concept and for the use of so-called coupled fuels. For fuel substitution it is therefore always necessary to check which overall concept offers energy-saving advantages in each individual case. These considerations also have to be taken into account when primary fuels are substituted by replacement fuels obtained from waste materials.

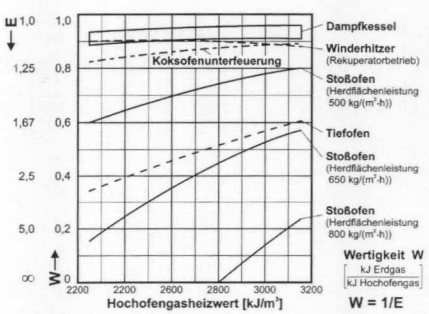


BILD 7: Substitution von Erdgas durch Hochofengas bei verschiedenen Verbrauchern [37]

FIGURE 7: Substitution of natural gas by blastfurnace gas for various consumers [37]

Hochofengasheizwert	blastfurnace gas calorific value
Koksofenunterfeuerung	coke oven undergrate firing system
Dampfkessel	steam boiler
Winderhitzer	blast heater
(Rekuperatorbetrieb)	(recuperator furnace)
Stoßofen	pusher furnace
Herdflächenleistung	specific furnace capacity
Tiefofen	pit furnace
Wertigkeit	value
Erdgas	natural gas
Hochofengas	blastfurnace gas

In the previous examination the gas temperature ϑ_G was assumed to be constant for a substitution (static survey, Equation (3.12)). Actually, altered heat transfer conditions (convection and radiation) and hence different gas temperatures ($\vartheta_{G,PB} \neq \vartheta_{G,EB}$), will be established because of changed gas mass flows and compositions when a fuel is substituted. The effect of changing the heat transfer through convection can be represented by the Stanton number, and the change through radiation by the Konakow number. The influence of the change of convective heat transfer by the Stanton number

$$St = \frac{\alpha \cdot A_S}{\dot{m}_G \cdot c_G} = \frac{(\vartheta_{kal} - \vartheta_G)}{(\vartheta_G - \vartheta_S)} \qquad (3.13)$$

hältnisse in Bild 6 für einen bestimmten Ersatzbrennstoff mit und ohne Luftvorwärmung, so wird weiter die bereits erwähnte Bedeutung der Wärmerückgewinnung z.B. aus dem Gut im Klinkerkühler und damit der Einfluß der Anlagenschaltung deutlich. Weiter erkennt man aus Bild 6, daß für den Fall eines Ersatzbrennstoffs mit $h_{u,EB} = 15$ MJ/kg nur durch eine Luftvorwärmung ($\vartheta_{LV} = 950\,°C$) Gastemperaturen $\vartheta_G > 1800\,°C$ erreicht werden können.

In **Bild 7** sind zusammenfassend für einige Prozesse der Stahlherstellung Energieaustauschverhältnisse bei der Substitution von Erdgas durch Hochofengas dargestellt [37]. Bei Einsatz des Hochofengases in den Winderhitzern der Hochöfen, in Dampfkesseln und zur Unterfeuerung von Koksöfen läßt sich eine Wertigkeit W gegenüber Erdgas von 85 bis 90% bzw. ein Energieaustauschverhältnis E = 1/W=1,18 bis 1,11 erreichen. Setzt man das Hochofengas in Wärmeöfen, d.h. in Prozessen mit vergleichsweise höheren Temperaturen ein, so beträgt die Wertigkeit nur 30 bis 50%. Aus dieser Wertigkeit kann man dann eine bestimmte Strategie für die Anlagenkonzeption und für den Einsatz von sogenannten Kuppelenergieträgern ableiten. Es ist daher bei der Brennstoffsubstitution im Einzelfall immer zu prüfen, welches Gesamtkonzept Vorteile im Hinblick auf die Energieeinsparung erbringt. Diese Überlegungen sind auch bei der Substitution von Primärbrennstoffen durch Ersatzbrennstoffe aus Abfällen vorzunehmen.

Bei der bisherigen Betrachtung wurde die Gastemperatur ϑ_G bei einer Substitution als konstant angenommen (statische Betrachtung, Gleichung (3.12)). Tatsächlich werden sich jedoch aufgrund veränderter Gasmassenströme und -zusammensetzungen bei einem Brennstoffaustausch auch veränderte Wärmeübertragungsbedingungen (Konvektion und Strahlung) und damit unterschiedliche Gastemperaturen ($\vartheta_{G,PB} \neq \vartheta_{G,EB}$) einstellen. Der Einfluß der Änderung der Wärmeübertragung durch Konvektion kann durch die Stanton-Zahl, die Änderung durch Strahlung durch die Konakow-Zahl dargestellt werden. In [35] ist der Einfluß der Änderung der konvektiven Wärmeübertragung durch die Stanton-Zahl:

$$St = \frac{\alpha \cdot A_S}{\dot{m}_G \cdot c_G} = \frac{(\vartheta_{kal} - \vartheta_G)}{(\vartheta_G - \vartheta_S)} \qquad (3.13)$$

beispielhaft ausführlicher diskutiert. Das Energieaustauschverhältnis $E_{RK,\vartheta}$, das man auf diese Weise erhält, läßt sich dann mit den jeweiligen brennstoffspezifischen Größen h_u, l_{min}, ϑ_{kal} und der prozeßtypischen, festliegenden Guttemperatur ϑ_S sowie den die Wärmeübertragungsbedingungen charakterisierenden Stanton-Zahlen ausdrücken. Für den Fall, daß die Wärmeübertragung nur durch Konvektion bestimmt wird, zeigt sich, daß die Berücksichtigung der durch die Substitution veränderten Wärmeübertragungsbedingungen zu $E_{RK,\alpha} < E_{RK,\vartheta}$ führt [35]. In ähnlicher Weise kann auch die Wärmeübertragung durch Strahlung einbezogen werden. An die Stelle der Stanton-Zahl tritt dann, wie erwähnt, die Konakow-Zahl. Bei schlechteren Strahlungseigenschaften des Gases aus der Verbrennung des Ersatzbrennstoffs im Vergleich zu dem Gas aus dem Primärbrennstoff können sich dann auch entsprechend ungünstigere Wärmeübertragungsbedingungen und damit Gastemperaturen $\vartheta_{G,EB} > \vartheta_{G,PB}$ ergeben. Im Zusammenhang mit der mathematischen Modellierung der Wärmeübertragungsbedingungen in Drehrohröfen soll an dieser Stelle u.a. auf [38–40] verwiesen werden.

In dem vorstehend dargestellten ersten Schritt wurde zunächst nur ein Abschnitt eines Industrieofens unter vereinfachten Bedingungen (nur ein Rührkessel-Element) hinsichtlich des Energieaustauschverhältnisses bei der Brennstoffsubstitution untersucht. Nun ist, wie bereits ein-

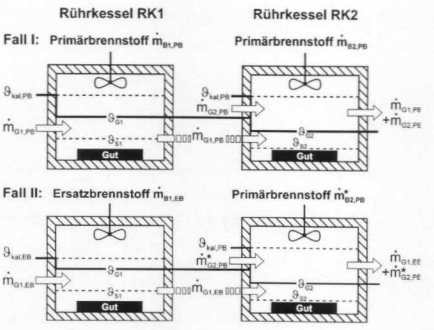


BILD 8: Wärmeübertragung in Industrieöfen: Modellvorstellung ideal durchmischter Rührkesselelemente, zweistufig

FIGURE 8: Heat transfer in industrial kilns: modelling stirred vessel elements with ideal mixing, two-stage

Fall/Case I: Rührkessel RK1 mit Primärbrennstoff (PB) und Rührkessel RK2 mit Primärbrennstoff befeuert
Stirred vessel RK1 fired with primary fuel (PB) and stirred vessel RK2 fired with primary fuel

Fall/Case 2 II: Rührkessel RK1 mit Ersatzbrennstoff (EB) und Rührkessel RK2 mit Primärbrennstoff befeuert
Stirred vessel RK1 fired with replacement fuel (EB) and stirred vessel RK2 fired with primary fuel

is discussed in depth in [35]. The energy replacement ratio $E_{RK,\vartheta}$ obtained in this way can then be expressed in terms of the relevant fuel-specific variables h_u, l_{min} and ϑ_{cal}, the fixed material temperature ϑ_S which is typical of the process, and the Stanton number which characterizes the heat transfer conditions. For the situation where the heat transfer is determined solely by convection it is found that consideration of the changed heat transfer conditions caused by the substitution leads to $E_{RK,\alpha} < E_{RK,\vartheta}$ [35]. Heat transfer by radiation can be dealt with in a similar way. The above-mentioned Konakow number then appears instead of the Stanton number. If the radiation characteristics of the gas from combustion of the replacement fuel are worse than those of the gas from the primary fuel then correspondingly less favourable heat transfer conditions, and hence gas temperatures $\vartheta_{G,EB} > \vartheta_{G,PB}$, may also occur. Reference should be made here to [38–40], among others, in connection with the mathematical modelling of the heat transfer conditions in rotary kilns.

In the first step described above only one section of an industrial kiln was examined initially under simplified conditions (only one stirred vessel element) with respect to the energy replacement ratios during fuel substitution. However, as already mentioned at the outset, the evaluation of a fuel is dependent not only on the nature of the fuel but also the process regime and the heat recovery. An increase in energy expenditure, caused initially in respect of the establishment of high process temperatures, e.g. in a burning process, through the replacement fuel in comparison with the primary fuel does not inevitably mean that there will be increased expenditure in the overall process. If, for example, there is two-stage energy coupling along the material processing path, as is the case in the clinker burning process with main and secondary firing systems, then for this case it is possible to derive the balance diagram shown in **Fig. 8** by once again using the simplified modelling with stirred vessel elements, already described, for the first and second stages, and the static survey ($\vartheta_{G,PB} = \vartheta_{G,EB}$). The individual diagram, Case I in Fig. 8, represents the first and second stages for the

FLS NEWS

Confident producers look to the future with FLS

Germany's Dyckerhoff Zement opts for ROTAX-2 in largest plant

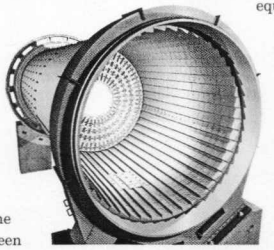
Recognising such unique advantages as the self-adjusting roller suspension to equalise contact between rollers and tyre surface during kiln upset conditions, the German producer chose a 4.55 x 58 m ROTAX-2 kiln for its Lengerich plant. Also contributing to this kiln's competitive edge is the tangential tyre suspension that permits a large cold clearance between tyre and kiln shell without lining failure. The Dyckerhoff order includes a 2-string, 6-stage ILC preheater with calciner as well as ID fans and kiln erection services.

Gearing up for a new millennium, Allmineral, Duisburg equips Polish plant with two UMS mills

On 1 May 1999, F.L.Smidth signed a contract with Company Allmineral based in Duisburg, Germany, to supply two clinker and slag grinding UMS 50 mills for its new grinding plant near Katowice, Poland.

The order also comprises sluicing belt conveyors, mill gears, heat generators and SEPAX separators.

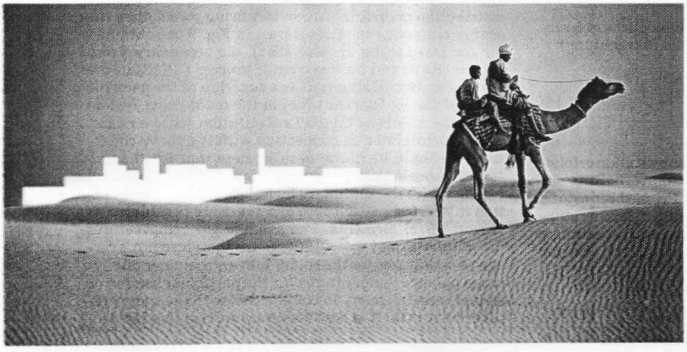
F.L.Smidth won the contract against keen competition, delivery and erection times being critical to the customer. The plant is scheduled for commissioning by April 2000. F.L.Smidth is also responsible for transport, supervision and erection of the equipment.



Company Allmineral also owns a site in Podgrodzie in western Poland where it plans to build a new 3000 tpd cement plant. F.L.Smidth has, of course, prepared a proposal for this project.

350,000 tonnes per year white cement plant in Egypt to supply regional needs

Strategically located on the Sinai peninsula, the new plant will be owned by a consortium of local and international investors headed by Aalborg Portland White A/S, making its parent company (Aalborg Portland Holding A/S) the world's leading producer of white cement. Equipment supplied by F.L.Smidth will include two wet-process sand grinding mills, an ATOX raw mill, a 4-stage cyclone preheater, two flue gas heat exchangers, a 57 m kiln, a FOLAX cooler, a UMS cement mill and a SEPAX separator. F.L.Smidth will engineer the plant, and Ventomatic, a member of the F.L.Smidth-Fuller Engineering Group, will supply packaging machinery and an ancillary loading unit.



Additional 3000 tpd plant readies Nigeria for growth

West African Portland Cement (WAPCO) foresees a need for more cement in step with economic growth. Its new clinker production line will join the existing 690,000 tonne plant at Ewekoro, northwest of Lagos. Won against intense competition from other international suppliers, the new FLS plant will feature the energy-efficient dry-process method, a control system package from FLS Automation A/S and an electrostatic precipitator from FLS miljø A/S.

Persuasive advantages spur interest in SF Cross-Bar Coolers

From Italy to the United States to Nigeria, producers with a critical eye to future competitiveness are taking a serious look at the SF Cross-Bar Cooler. The result of a 5-year joint effort by F.L.Smidth and Fuller (it's what the SF stands for), it offers higher thermal efficiency than any other clinker cooler, simple-to-operate mechanical air flow control, and easy maintenance because there are no moving grates. Moreover, its modular design means it can be installed in record time - and that saves money, too.

This explains why nine SF Cross-Bar Coolers have already been ordered since the machine came on the market only three years ago.

F.L.SMIDTH

F.L.Smidth & Co. A/S
Vigerslev Allé 77
DK-2500 Valby, Denmark
Telephone: +45 36 18 10 00
Fax: +45 36 45 44 27
Email: info@flsmidth.com
Internet://www.flsmidth.com

gangs erwähnt, die Bewertung eines Brennstoffs nicht allein von der Art des Brennstoffs, sondern auch von der Prozeßführung und der Wärmerückgewinnung abhängig. Ein zunächst im Hinblick auf die Einstellung hoher Prozeßtemperaturen z.B. in einem Brennprozeß durch den Ersatzbrennstoff im Vergleich zum Primärbrennstoff zugeführter Mehraufwand an Energie muß damit nicht zwangsläufig insgesamt als Mehraufwand im Gesamtprozeß auftreten. Hat man beispielsweise eine entlang des Behandlungsweges des Gutes zweigestufte Energieeinkopplung wie beim Klinkerbrennprozeß mit der Haupt- und Zweitfeuerung, so läßt sich für diesen Fall wieder unter Verwendung der oben bereits erläuterten vereinfachten Modellvorstellung mit Rührkessel-Elementen für die erste und die zweite Stufe und der statischen Betrachtung ($\vartheta_{G,PB} = \vartheta_{G,EB}$) das in **Bild 8** dargestellte Bilanzschema ableiten. Das Einzelbild 8, Fall I, stellt die erste und zweite Stufe für den Ausgangsprozeß mit Primärbrennstoffzufuhr in der ersten ($\dot{m}_{B1,PB}$) und zweiten Stufe dar ($\dot{m}_{B2,PB}$). Dieser Prozeß wird nun mit dem Fall verglichen, daß in der ersten Stufe Primärbrennstoff $\dot{m}_{B1,PB}$ durch Ersatzbrennstoff $\dot{m}_{B1,EB}$ mit dem voran stehend erörterten Austauschverhältnis $E_{RK,\vartheta}$ ersetzt wird (Bild 8, Fall II). In der zweiten Stufe wird im Fall II, ebenso wie im Fall I, Primärbrennstoff zugeführt, jedoch mit einem anderen Massestrom ($\dot{m}^*_{B2,PB}$). Für die erste und die zweite Stufe wird bei der Brennstoffsubstitution hier vorausgesetzt, daß die Guttemperatur ϑ_S und der Ofendurchsatz bzw. der übertragene Wärmestrom $\dot{Q}$ unverändert bleiben sollen (Gleichungen (3.4) und (3.5)). Der im ersten Rührkessel-Element bei Einsatz von Ersatzbrennstoff im Vergleich zum Primärbrennstoff höhere Energieaufwand (E_{RK1}) kann nun mit dem Anteil, der oberhalb des erforderlichen Temperaturniveaus des zweiten Rührkessel-Elementes liegt, genutzt werden und es muß entsprechend weniger Primärbrennstoff in der zweiten Stufe (zweiter Rührkessel) $\dot{m}^*_{B2,PB}$ zugeführt werden. Aus der Energiebilanz für den zweiten Rührkessel wird mit der statischen Betrachtung die auf den ursprünglichen Primärbrennstoffmassestrom in der Stufe 1 bezogene Differenz der Primärbrennstoffmasseströme in der zweiten Stufe mit und ohne Substitution ermittelt [35]:

$$\Delta x = \frac{\dot{m}_{B2,PB} - \dot{m}^*_{B2,PB}}{\dot{m}_{B1,PB}}. \qquad (3.14)$$

Mit dem Verhältnis der Brennstoffverteilung zwischen erster und zweiter Stufe bei ausschließlichem Primärbrennstoffeinsatz (Bild 8, Fall I):

$$y = \frac{\dot{m}_{B2,PB}}{\dot{m}_{B1,PB} + \dot{m}_{B2,PB}} \qquad (3.15)$$

und Gleichung (3.14) läßt sich das Energieaustauschverhältnis für die zweite Stufe [35] (statische Betrachtung):

$$E_{RK2,\vartheta} = \frac{\dot{m}^*_{B2,PB}}{\dot{m}_{B2,PB}} = \Delta x \cdot \left(1 - \frac{1}{y}\right) + 1 \qquad (3.16)$$

bilden. Da im zweiten Rührkessel keine Substitution erfolgt, ist dort $E_{RK2,\vartheta}$ gleichzeitig das Massestromverhältnis der sich ändernden Brennstoffströme des Primärbrennstoffs ($h_{u,PB}$ = const.). $E_{RK2,\vartheta}$ ist von den jeweiligen Temperaturdifferenzen und der ursprünglichen Brennstoffverteilung y abhängig. Für das Energieaustauschverhältnis beider Rührkessel-Elemente gilt deshalb:

$$E_{RK12,\vartheta} = (1-y) \cdot E_{RK1,\vartheta} + y \cdot E_{RK2,\vartheta}. \qquad (3.17)$$

original process using primary fuel in the first ($\dot{m}_{B1,PB}$) and second ($\dot{m}_{B2,PB}$) stages. This process is now compared with the case in which primary fuel $\dot{m}_{B1,PB}$ in the first stage is substituted by replacement fuel $\dot{m}_{B1,EB}$ with the previously discussed replacement ratio $E_{RK,\vartheta}$ (Fig. 8, case II). Primary fuel is supplied in the second stage in case II as in case I, but with a different mass flow ($\dot{m}^*_{B2,PB}$). For the first and second stages it is assumed here for the fuel substitution that the material temperature ϑ_S and the kiln throughput, or the heat flow $\dot{Q}$ transferred, are to remain unchanged (Equations (3.4) and (3.5)). When replacement fuel is used instead of the primary fuel the component of the higher energy expenditure (E_{RK1}) in the first stirred vessel element which lies above the required temperature level of the second stirred vessel element can now be utilized, and correspondingly less primary fuel has to be supplied to the second stage (second stirred vessel) $\dot{m}^*_{B2,PB}$. The difference in the primary fuel mass flows in the second stage with and without substitution relative to the original primary fuel mass flow in Stage 1 is determined from the energy balance for the second stirred vessel with the static survey [35]:

$$\Delta x = \frac{\dot{m}_{B2,PB} - \dot{m}^*_{B2,PB}}{\dot{m}_{B1,PB}}. \qquad (3.14)$$

With the ratio of the fuel distribution between first and second stages during exclusive use of primary fuel (Fig. 8,Case I):

$$y = \frac{\dot{m}_{B2,PB}}{\dot{m}_{B1,PB} + \dot{m}_{B2,PB}} \qquad (3.15)$$

and Equation (3.14) it is possible to form the energy replacement ratio for the second stage [35] (static survey):

$$E_{RK2,\vartheta} = \frac{\dot{m}^*_{B2,PB}}{\dot{m}_{B2,PB}} = \Delta x \cdot \left(1 - \frac{1}{y}\right) + 1 \qquad (3.16)$$

No substitution takes place in the second stirred vessel so $E_{RK2,\vartheta}$ there is also the mass flow ratio of the changing fuel flows of the primary fuel ($h_{u,PB}$ = const.). $E_{RK2,\vartheta}$ is dependent on the particular temperature differences and the original fuel distribution y. The following expression therefore applies for the energy replacement ratios of the two stirred elements:

$$E_{RK12,\vartheta} = (1-y) \cdot E_{RK1,\vartheta} + y \cdot E_{RK2,\vartheta}. \qquad (3.17)$$

If typical conditions are assumed for the clinker burning process, e.g. calorific value of the primary fuel $h_{u,SK}$ = 25 MJ/kg (e.g. coal), air preheating temperature ϑ_V = 950 °C, gas temperatures in the rotary kiln (RK1) ϑ_{G1} = 1900 °C and in the calciner (RK2) ϑ_{G2} = 1200 °C, fuel distribution main firing/secondary firing y = 0.6, then the energy replacement ratios shown in **Fig. 9** are obtained for the main firing system (RK1), the secondary firing system (RK2) and for the overall process (RK12) in the above-mentioned situation as a function of the calorific value of the replacement fuel in the main firing system $h_{u,EB}$. The effects of the fuel substitution will be examined in detail later. In connection with the above conditions it should be borne in mind here that for the two stages – burning process with the main firing system and calciner with the secondary firing system – only one section is selected in each case and these are considered as stirred vessel elements. The average gas temperatures ϑ_{G1} = 1900 °C and ϑ_{G2} = 1200 °C are therefore not average temperatures for the rotary kiln and calciner but average balance temperatures for the particular section or stirred vessel element. In conjunction with the energy replacement ratio it is first necessary to examine the sec-

Nimmt man nun typische Randbedingungen für den Klinkerbrennprozeß an, wie z.B. Heizwert des Primärbrennstoffes $h_{u,SK}$ = 25 MJ/kg (z.B. Steinkohle), Luftvorwärmtemperatur ϑ_{LV} = 950 °C, Gastemperaturen im Drehrohr (RK1) ϑ_{G1} = 1 900 °C und im Calcinator (RK2) ϑ_{G2} = 1 200 °C, Brennstoffverteilung Haupt-/Zweitfeuerung y = 0,6, so ergeben sich für die Hauptfeuerung (RK1), die Zweitfeuerung (RK2) und für den Gesamtprozeß (RK12) mit dem o.g. Sachverhalt die in **Bild 9** dargestellten Energieaustauschverhältnisse in Abhängigkeit vom Heizwert des Ersatzbrennstoffs in der Hauptfeuerung $h_{u,EB}$. Auf die Auswirkungen der Brennstoffsubstitution wird weiter unten noch ausführlich eingegangen. Es soll im Zusammenhang mit den v.g. Randbedingungen an dieser Stelle nochmals daran erinnert werden, daß für die zwei Stufen, Brennprozeß mit der Hauptfeuerung und Calcinator mit der Zeitfeuerung, jeweils nur Abschnitte herausgegriffen und diese als Rührkessel-Elemente betrachtet werden. Die mittleren Gastemperaturen ϑ_{G1} = 1 900 °C und ϑ_{G2} = 1 200 °C sind somit keine mittleren Temperaturen für das Drehrohr und den Calcinator, sondern sie sind mittlere Bilanztemperaturen des jeweiligen Abschnitts bzw. Rührkessel-Elements. In Verbindung mit dem Energieaustauschverhältnis müssen zunächst die Abschnitte eines Teilprozesses bzw. einer Stufe mit den höchsten Temperaturniveaus betrachtet werden. Bei dem hier vorliegenden Beispiel des Klinkerbrennprozesses werden in den beiden Abschnitten der Haupt- und Zweitfeuerung die Enthalpieströme durch Staubaufwirbelung aus dem Gut in das Gas und umgekehrt durch die Brennstoffasche aus dem Gas in das Gut sowie der Enthalpiestrom durch abgespaltetes Kohlendioxid usw. zunächst vernachlässigt. Es handelt sich also hier nicht um ein vollständiges Berechnungsmodell für den Klinkerbrennprozeß. Die Elemente werden darüber hinaus adiabat, d.h. ohne Wärmeverluste über die Wände usw., betrachtet.

Man kann nun in gleicher Weise wie zuvor bei einem Rührkessel-Element auch bei Hintereinanderschaltung zweier Elemente die Wärmeübertragungsbedingungen mit einbeziehen. Weiter kann man auch eine Brennstoffsubstitution in der Zweitfeuerung (RK2) vorsehen. Die Zusammenhänge werden dann entsprechend komplizierter. Darüber hinaus kann man durch eine Rührkessel-Kaskade das Verweilzeitverhalten des gesamten Prozesses annähern. Für eine Reihe von Industrieöfen läßt sich das jedoch ausreichend gut durch eine sogenannte Kolbenstrom-Charakteristik beschreiben. In diesem Fall kann auf die für kontinuierliche Wärmeüberträgersysteme bekannten Beziehungen zurückgegriffen werden. Bei adiabaten Verhältnissen ergibt sich für das Energieaustauschverhältnis eines Kolbenstrom-Elements (einstufig) mit zwei, im Gegenstrom fließenden Medien und nur einer Feuerung am Prozeßeintritt die Gleichung:

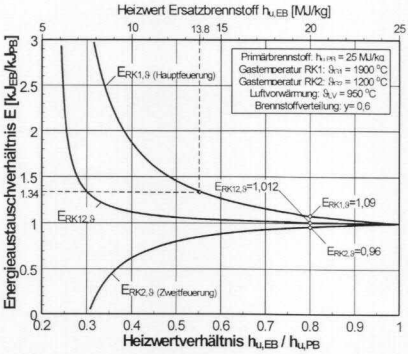


BILD 9: Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung $E_{RK,\vartheta}$ in Abhängigkeit von der Brennstoffsubstitution $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ für eine Prozeßführung mit zweistufiger Brennstoffzufuhr

FIGURE 9: Energy replacement ratio during static survey $E_{RK,\vartheta}$ as a function of the fuel substitution $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ for a process regime with two-stage fuel supply

Heizwertverhältnis	calorific value ratio
Heizwert Ersatzbrennstoff	calorific value, replacement fuel
Gastemperatur	gas temperature
Luftvorwärmung	air preheating

tions of a sub-process or a stage with the highest temperature level. In the current example of the clinker burning process the enthalpy flows in the two sections – main firing and secondary firing – caused by dust circulating from the material into the gas and in the reverse direction by the fuel ash from the gas into the material as well as the enthalpy flow caused by the carbon dioxide expelled, etc., are initially neglected. It is therefore not a complete calculation model for the clinker burning process. The elements are also considered as adiabatic, i.e. without heat losses through the walls, etc.

The heat transfer conditions can also now be incorporated for two elements connected in series in the same way as previously for one stirred vessel element. It is also possible to provide for fuel substitution in the secondary firing system (RK2). The relationships then become correspondingly more complicated. In addition to this it is possible to simulate the residence time characteristics of the overall process by a cascade of stirred vessels. However, for a number of industrial kilns an adequate description can be provided by a so-called piston flow characteristic. In this case it is possible to make use of the familiar relationships for continuous heat transfer systems. Under adiabatic conditions the equation:

$$E_{KS} = \frac{c_{G,PB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G,PB})}{c_{G,EB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_{G,EB})} \cdot \frac{c_{G,EB,kalU} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_U)}{c_{G,PB,kalU} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_U)} \approx \frac{\left(1 - \frac{(\vartheta_{G,PB} - \vartheta_U)}{(\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_U)}\right)}{\left(1 - \frac{(\vartheta_{G,EB} - \vartheta_U)}{(\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_U)}\right)} \quad (3.18)$$

Man erkennt aus der vereinfachten Darstellung der Gleichung (3.18), vernachlässigt man Unterschiede in den spezifischen Wärmekapazitäten, daß bei zunächst gleichbleibenden Gasaustrittstemperaturen $\vartheta_{G,PB/EB}$ mit kleiner werdender kalorischer Verbrennungstemperatur des Ersatzbrennstoffs $\vartheta_{kal,EB}$ gegenüber $\vartheta_{kal,PB}$ das Energieaustauschverhältnis E_{KS} Werte größer als eins annehmen muß. Stel-

is established for the energy replacement ratio of a piston flow element (single stage) with two media flowing in counter-current and only one firing system at the process inlet.
If the differences in the specific heat capacities are neglected it can be seen from the simplified representation of Equation (3.18) that with initially constant gas outlet

len sich aufgrund der jeweiligen Wärmeübertragungsbedingungen bei Einsatz von Ersatzbrennstoffen Austrittstemperaturen $\vartheta_{G,EB} > \vartheta_{G,PB}$ ein, so wird E_{KS} weiter vergrößert und umgekehrt, bei $\vartheta_{G,EB} < \vartheta_{G,PB}$, entsprechend verringert.

temperatures $\vartheta_{G,PB/EB}$ the energy replacement ratio E_{KS} must take on values greater than 1.0 as the thermal combustion temperature of the replacement fuel $\vartheta_{kal,EB}$ falls in comparison with $\vartheta_{kal,PB}$. If, because of the particular heat transfer conditions when using replacement fuels, outlet temperatures $\vartheta_{G,EB}$ are established which are higher than $\vartheta_{G,PB}$ then E_{KS} is increased still further, and conversely, if $\vartheta_{G,EB}$ is lower than $\vartheta_{G,PB}$, it is correspondingly reduced.

Symbolverzeichnis/Key to symbols

A	Fläche/area
c	spezifische Wärmekapazität (in Verbindung mit Temperaturdifferenzen immer mittlere ~) specific heat capacity (always average value when used in conjunction with temperature difference)
e	Energie/energy
E	Energieaustauschverhältnis energy replacement ratio
h	spezifische Enthalpie specific enthalpy
H	Enthalpie/enthalpy
l	spezifischer Luftbedarf specific air requirement
m	Masse/mass
Q	Wärme/heat
W	Wertigkeit/value
x	Masse Brennstoff Stufe 2 bezogen auf Stufe 1 mass of fuel Stage 2 relative to Stage 1
y	Masse Brennstoff Stufe 2 bezogen auf Gesamt mass of fuel Stage 2 relative to total
z	Energieverhältnis energy ratio
α	Wärmeübergangskoeffizient heat transfer coefficient
Δ	Differenz/difference
η	Wirkungsgrad/efficiency
ϑ	Temperatur/temperature
λ	Stöchiometrieverhältnis, Luftzahl stoichiometric ratio, air factor
ξ	Konzentration, Feststoff concentration, solid
St	Stanton-Zahl Stanton number

Indizes (hochgestellt)/Superscripts

·	Strom/flow
*	Primärbrennstoff im RK 2 im Fall Ersatzbrennstoff im RK 1 (Fall II in Bild 3-4) primary fuel in RK2 in the case of replacement fuel in RK 1 (Case II in Fig. 3-4)

Indizes (tiefgestellt)/Subscripts

A	Asche/ash
aus	Austritt/outlet
B	Brennstoff/fuel
BV	Brennstoffvorwärmung/fuel preheating
ez	Einzelprozeß/single process
EB	Ersatzbrennstoff/replacement fuel
G	Brenngas/Abgas burnable gas/exhaust gas
ges	gesamt/total
kal	kalorisch/calorific
ko	Koppelprozeß/coupled process
Kl	Klinker/clinker
KS	Kolbenströmer/piston flow
KW	Kraftwerk/power station
LV	Luftvorwärmung/air preheating
m	mittlerer/average
max	maximal/maximum
min	mindest-/minimum
MBA	Mechanisch-biologische Aufbereitung mechanical/biological processing
MVA	Müllverbrennungsanlage refuse incineration plant
Nutz	Nutzen/utilization
PB	Primärbrennstoff/primary fuel
RK	Rührkessel/stirred vessel
RM	Restmüll/residual waste
S	Solid/solid
SK	Steinkohle/coal
th	theoretisch/theoretical
u	unter (Heizwert)/net (calorific value)
U	Umgebung/surroundings
WR	Wärmerückgewinnung/heat recovery
1,2	Stufe 1, Stufe 2/Stage 1, Stage 2
I	Restmüll I (Restsiedlungsabfall) residual waste I (residual municipal waste)
II	Restmüll II (Gewerbeabfall, Sperrmüll) residual waste II (industrial waste, bulky waste)
α	Konvektion/convection
ε	Strahlung/radiation
ϑ	konstante Gastemperatur (statische Betrachtung) constant gas temperature (static survey)

Literaturverzeichnis/Literature

[1] Mechanisch-biologische Behandlung von Abfällen – Erfahrungen, Erfolge, Perspektiven. Zentrum für Abfallwirtschaft, No. 10, Braunschweig, 1995. ISSN 0934-9243.

[2] Turk, M., Collins, H.-J.: Stoffspezifische Abfallbehandlung. Der Städtetag 10 (1996) pp. 710–714.

[3] Doedens, H., Cuhls, C.: MBA vor Deponie – neue Erkenntnisse aus laufenden Forschungsvorhaben. In: „Planung von mechanisch-biologischen Behandlungsanlagen". VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997.

[4] Wiemer, K., Kern, M. (Hrsg.): Biologische Abfallbehandlung III – Kompostierung-Anaerobtechnik-Mechanisch-Biologische Abfallbehandlung-Klärschlammverwertung. M.I.C. Baeza-Verlag, Witzenhausen, 1996. ISBN 3-928673-18-1.

[5] Lahl, U.: Status quo und Mindeststandards für Verfahren zur mechanisch-biologischen Restabfallbehandlung. Fachtagung Umweltinstitut Offenbach GmbH: Biologische Restabfallbehandlung, 19./20. Juni 1997, Offenbach.

[6] Spillmann, P.: Stoffgerechte Behandlung undefinierter Restabfälle durch Kombination biochemischer und thermischer Behandlungsverfahren („Bio-Select-Verfahren"). Müll und Abfall 7 (1995) pp. 416–431.

[7] Christmann, A., Quitteck, G.: Die DBA-Gleichstromfeuerung mit Walzenrost. VDI-Berichte 1192, VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf, 1995.

[8] Horn, J., Martin, J., Busch, M., Schaffer, R.: Umweltentlastung durch synthetische Verbrennung in Hausmüllverbrennungsanlagen mit dem Rückschubrost. In: Thomé-Kozmiensky, K. J. (Hrsg.): Reaktoren zur thermischen Abfallbehandlung, EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH, Berlin, 1993.

[9] Lautenschlager, G.: Moderne Rostfeuerung für die thermische Abfallbehandlung. GVC-Symposium Abfallwirtschaft- Herausforderung und Chance, Würzburg, 17.–19. Oktober 1994.

[10] Lorson, H., Schingnitz, M.: Konversionsverfahren zur thermischen Verwertung von Rest- und Abfallstoffen. Brennstoff-Wärme-Kraft (BWK) 46 (1994) No. 5.

[11] Berwein, H.-J.: Siemens Schwel-Brenn-Verfahren – Thermische Reaktionsabläufe; In: Abfallwirtschaft Stoffkreisläufe, Terra Tec '95, B. G. Teubner Verlagsgesellschaft, Leipzig, 1995.

[12] Redepenning, K.-H.: Thermische Abfallbehandlung mit Kombinationsverfahren – Aufbereitung, Verbrennung, Entgasung, Vergasung. GVC-Symposium Abfallwirtschaft – Herausforderung und Chance, Würzburg, 17.–19. Oktober 1994.

[13] Stahlberg, R., Feuerrigel, U.: Thermoselect – Energie und Rohstoffgewinnung. In: Abfallwirtschaft Stoffkreisläufe, Terra Tec '95, B.G. Teubner Verlagsgesellschaft, Leipzig, 1995.

[14] Scholz, R., Beckmann, M., Schulenburg, F: Waste incineration systems; current technology and future developments in Germany. 3rd European Conference on Industrial Furnaces and Boilers (INFUB), Lisbon, Portugal, 18.–21. 4. 1995.

[15] Schulenburg, F., Scholz, R.: Bilanzierung und Bewertung thermischer Abfallbehandlungsverfahren; Einfluß unterschiedlicher Abfallvorbehandlungsverfahren. VDI-Berichte 1387, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf 1998, pp. 17–47. ISBN 3-18-091387-8.

[16] Weiss, W., Janz, J.: Kunststoffverwertung im Hochofen – Ein Beitrag zum ökologischen und ökonomischen Recycling von Altkunststoffen. VDI-Berichte 1288, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1996, pp. 123–138. ISBN 3-18-091288-X.

[17] Lütge, C., Radtke, K., Schneider, A., Wischnewski, R., Schiffer, H.-P., Mark, P.: Neue Vergasungsverfahren zur stofflichen und energetischen Verwertung von Abfällen. In: Born, M.; Berghoff, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998, pp. 191–212. ISBN 3-18-990035-3.

[18] Albrecht, J., Gafron, B., Scur, P., Wirthwein, R.: Vergasung von Sekundärbrennstoffen in der zirkulierenden Wirbelschicht zur energetischen Nutzung für die Zementherstellung. DGMK Tagungsbericht 9802, Deutsche Wissenschaftliche Gesellschaft für Erdöl, Erdgas und Kohle e. V., Hamburg, 1998, pp.115–130. ISBN 3-931850-40-4.

[19] Kehl, P., Scharf, K.-F., Scur, P., Wirthwein, R.: Die Betriebsergebnisse aus den ersten 30 Monaten mit der neuen Ofenlinie 5 im Zementwerk Rüdersdorf. ZKG INTERNATIONAL 51 (1998) No. 8, pp. 410–426.

[20] Jennes, R., Jeschar, R.: Einsatz von brennbaren Reststoffen in industriellen Prozessen. VDI-Berichte 1313, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1997, pp. 257–268. ISBN 3-18-091313-4.

[21] Sprung, S.: Umweltentlastung durch Verwertung von Sekundärrohstoffen. ZKG INTERNATIONAL 45 (1992) No. 5, pp. 213–221.

[22] Maury, H.-D., Pavenstedt, R. G.: Chlor-Bypass zur Erhöhung des Brennstoffeinsatzes aus Müll beim Klinkerbrennen. ZKG INTERNATIONAL 41 (1988) No. 11, pp. 540–543.

[23] Junge, K.: Möglichkeiten und Grenzen der Verwertung in der Ziegelindustrie- Produktverbesserung- Anforderungen an Ersatzbrennstoffe. 2. Seminar UTECH Berlin '98, Umwelttechnologieforum, Berlin, 1998, pp. 149–158.

[24] Thielen, W., Dürrfeld, H., Kinni, J.: Die Allein- und Mitverbrennung von schwierigen Brennstoffen in der Wirbelschicht. VDI-Berichte 1081, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1993, pp. 285–297.

[25] Schmidt, R.: Stand der Mitverbrennung von Abfallstoffen in Feuerungsanlagen. VDI-Berichte 1387, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1998, pp. 249–260. ISBN 3-18-091387-8.

[26] Hecka, Chr., Niemann, K.: Die hydrierende Aufarbeitung von Kunststoffen. VDI-Berichte 1288, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1996, pp. 123–138. ISBN 3-18-091288-X.

[27] Paul, E.: Verschiedene Verfahren des metallurgischen Recyclings. VDI-Berichte 967, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1992, pp. 39–72. ISBN 3-18-090967-6.

[28] Heyde, M., Kremer, M.: Verwertung von Kunststoffabfällen aus Verkaufsverpackungen in der Zementindustrie. Fraunhofer-Institut Lebensmitteltechnologie und Verpackung, Freising, 1997.

[29] Umweltverträglichkeit von Zement und Beton. Herstellung, Anwendung und Sekundärstoffeinsatz. Die deutsche Zementindustrie informiert. Verein Deutscher Zementwerke e. V., Forschungsinstitut der Zementindustrie, Düsseldorf, 1996.

[30] Hoenig, V.: Emissionen beim Einsatz von Sekundärbrennstoffen in Drehofenanlagen der Zementindustrie. Wissenschaftliche Konferenz „Einsatz von industriellen und kommunalen Abfällen im Zementherstellungsprozeß", Opole-Jarnoltówek, 15.–16. Oktober 1998, pp. 45–54. ISSN 0860-9160.

[31] Schulenburg, F., Scholz, R.: Energetische Bilanzierung von Verfahrenslinien aus mechanisch-biologischer und nachgeschalteter thermischer Abfallbehandlung. Zentrum für Abfallwirtschaft Heft 13, Stoffstromspezifische Abfallbehandlung im Hinblick auf thermische Verfahren. Braunschweig, 1998, pp. 15–52. ISSN 0934-9243.

[32] BMBF-Abschlußbericht Förderkennzeichen 1471114: Möglichkeiten der Kombination von mechanisch-biologischer und thermischer Behandlung von Restabfällen, im Druck.

[33] Specht, E., Jeschar, R.: Beurteilung von Industrieöfen bei Wärmerückgewinnung. Seminar zu Methoden der Energieeinsparung bei Industrieöfen, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1990.

[34] Verein Deutscher Zementwerke e. V. VDZ, Ausschuß Verfahrenstechnik, Arbeitskreis Ofenversuche: Durchführung und Auswertung von Drehofenversuchen. Merkblatt Vt 10. Düsseldorf, 1992.

[35] Scholz, R., Beckmann, M.: Substitution von Brennstoffen und Rohstoffen durch Abfälle in Hochtemperaturprozessen. 11. DVV-Kolloquium Stoffliche und thermische Verwertung von Abfällen in industriellen Hochtemperaturprozessen. Braunschweig, 1998, pp. 21– 46. ISBN 3-00-003384-X.

[36] Rosin, P., Fehling, R.: Das It-Diagramm der Verbrennung. VDI-Verlag GmbH, Berlin, 1929.

[37] Hoffmann, G.: Energiewirtschaft in der Stahlindustrie. Mitteilungsblatt der TU Clausthal, No. 80, 1995.

[38] Gardeik, H. O., Jeschar, R.: Vereinfachte mathematische Modelle zur Berechnung der Wärmeübertragung in innenbeheizten, adiabaten Drehrohren (Konvektionsmodelle). Teil I, ZKG INTERNATIONAL 32 (1979) No. 5, pp. 201–210. Teil II, ZKG INTERNATIONAL 32 (1979) No. 9, pp. 434–441.

[39] Frisch, V., Jeschar, R.: Möglichkeiten zur Optimierung des Brennprozesses in Zementdrehrohröfen. ZKG INTERNATIONAL 36 (1983) No. 10, pp. 549–560.

[40] Fischer, M.: Wärmeübergang und spezifischer Wärmebedarf bei Verwendung von Braunkohlenstaub zum Klinkerbrennen im Trockenverfahren. Dissertation. Hochschule für Architektur und Bauwesen Weimar, 1982.

[41] Huckauf, H.: Stand und Möglichkeiten der rationellen Energieanwendung beim Zementklinkerbrand. ZKG INTERNATIONAL 41 (1988) No. 4, pp. 153–157.

[42] Rosemann, H., Locher, F. W., Jeschar, R.: Brennstoffenergieverbrauch und Betriebsverhalten von Zementdrehofenanlagen mit Vorcalcinierung. ZKG INTERNATIONAL 40 (1987) No. 10, pp. 489–498.

Energetische Bewertung der Substitution von Brennstoffen durch Ersatzbrennstoffe bei Hochtemperaturprozessen zur Stoffbehandlung, Teil 2*)

M. Beckmann, Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH, **R. Scholz,** Institut für Energieverfahrenstechnik und Brennstofftechnik der TU Clausthal/Deutschland

ZUSAMMENFASSUNG

Die Bewertung von Regelbrennstoffen beim Einsatz in Hochtemperatur-Produktionsverfahren, zur Energieumwandlung in Kraftwerksanlagen usw. muß anhand geeigneter brennstofftechnischer Kriterien, wie z. B. der chemischen, mechanischen, kalorischen und reaktionstechnischen Eigenschaften, jeweils in Verbindung mit charakteristischen prozeßtechnischen Merkmalen erfolgen. Werden Regelbrennstoffe durch Ersatzbrennstoffe substituiert, so müssen letztere ebenfalls mit den genannten Kriterien bewertet und der jeweilige Prozeß bei Einsatz der verschiedenen Brennstoffe vergleichend beurteilt werden (Brennstoffeinfluß). Dabei ist u. a. das sogenannte Energieaustauschverhältnis wichtig. Darüber hinaus sind bei der Nutzung von Ersatzbrennstoffen weitere Gesichtspunkte, wie z. B. veränderte kumulierte Energie- und Schadstoffbilanzen, zu berücksichtigen. Im vorliegenden Beitrag wird am Beispiel der Zementindustrie auf die kalorischen Eigenschaften von Ersatzbrennstoffen im Zusammenhang mit den spezifischen Randbedingungen des Klinkerbrennprozesses eingegangen. Zur Erläuterung der prinzipiellen Gesichtspunkte der Brennstoffsubstitution und zur Verdeutlichung wichtiger Tendenzen durch Haupteinflußgrößen erfolgt hier zunächst eine Beschränkung auf wesentliche Prozeßabschnitte und deren Darstellung als ideale Rührkessel-Elemente. Diese vereinfachte, jedoch tragfähige Betrachtung kann in ähnlicher Weise auf andere Prozesse der Grundstoffindustrie z. B. auf die Kalk-, Glas- und Keramikindustrie sowie auf Prozesse der Energieumwandlung, d. h. auf Hochtemperaturverfahren allgemein, übertragen und durch Erhöhung der Anzahl der Elemente verfeinert und damit entsprechend detailliert durchgeführt werden.

SUMMARY

Energy evaluation of the substitution of fuels by replacement fuels in high temperature material treatment processes, Part 2*)

The evaluation of normal fuels during use in high temperature production processes, for energy conversion in power stations, etc. has to be carried out with the aid of suitable fuel technology criteria, such as the chemical, mechanical, calorific and reaction characteristics – in each case in conjunction with characteristic features of the particular process technology. If normal fuels are substituted by replacement fuels then the latter must also be evaluated with the criteria mentioned and a comparative assessment of the particular process must be made during the use of the different fuels (influence of fuel). The so-called energy replacement ratio is important in this situation. In addition to this, other aspects, such as changed cumulative energy and pollutant balances, have to be taken into account during the use of replacement fuels. This article uses the example of the cement industry to examine the calorific properties of replacement fuels in conjunction with the specific conditions of the clinker burning process. The examination is initially confined to important process sections and their representation as ideal stirred-vessel elements to explain the principal aspects of fuel substitution and to illustrate important trends caused by major influencing variables. This simplified, but powerful, survey can be applied in a similar way to other processes in the primary industries, such as the lime, glass and ceramics industries, and to the processes of energy conversion, i. e. to high temperature processes in general. It can be refined, and hence carried out in correspondingly greater detail, by increasing the number of elements.

RÉSUMÉ

Evaluation énergétique de la substitution de combustibles classiques par des combustibles secondaires dans les processus à haute température de traitement de matières, Part 2

L'évaluation de combustibles classiques lors de leur utilisation dans des procédés de production à haute température, dans la transformation de l'énergie dans les centrales thermiques etc., doit se faire au moyen de critères appropriés, comme p. ex. les propriétés chimiques, mécaniques, calorifiques et réactionnelles, chaque fois liées aux caractéristiques intéressant le processus. Quand les combustibles classiques sont substitués par des combustibles de remplacement, ceux-ci doivent également être évalués selon les critères cités ci-dessus et le processus correspondant doit être évalué de façon comparative lors de l'utilisation des différents combustibles (influence du combustible). Dans ce contexte est important, aussi, le facteur d'échange de l'énergie. En outre, il faut tenir compte d'autres points de vue, lors de la valorisation de combustibles de remplacement, comme p. ex. des changements des bilans cumulés d'énergie et de substances nocives. Dans le travail présenté, sont traitées les propriétés calorifiques de combustibles de remplacement, en relation avec des conditions spécifiques du processus de cuisson du clinker. Pour la clarification des points de vue principiels de la substitution de combustible et pour mettre en lumière des tendances importantes, liées aux grandeurs d'influence majeures, on se limite d'abord aux phases essentielles du processus et de leur représentation comme éléments idéaux d'un processus cyclique. Cette considération simplifiée, mais défendable peut être tranposée de manière semblable à d'autres processus de l'industrie des matériaux de base, p. ex. l'industrie de la chaux, du verre et de la céramique, ainsi qu'aux processus de transformation de l'énergie, c'est-à-dire à des processus de haute température en général et peut être affinée par l'augmentation des éléments et, ainsi, conduite de la façon détaillée correspondante.

*) Teil 1/Part 1: ZKG INTERNATIONAL 52 (1999) No. 6, pp. 287–303.

Evaluación energética de la substitución de combustibles mediante combustibles secundarios en los procesos a temperatura elevada, destinados al tratamiento de materias, Parte 2

RESUMEN

La evaluación de combustibles regulares utilizados en los procesos de producción a temperatura elevada, en la transformación de la energía en las centrales eléctricas, etc., debe efectuarse con criterios técnicos apropiados, como son las propiedades químicas, mecánicas, caloricas y reactivas, junto con las características técnicas de cada proceso. En caso de que se sustituyan los combustibles regulares por combustibles secundarios, estos últimos tendrán que ser evaluados también con los mencionados criterios, valorándose cada proceso de forma comparativa, al emplearse los distintos combustibles (influencia del combustible). A este respecto, es de cierta importancia la llamada relación de intercambio de energía. Además, al aprovechar los combustibles secundarios, hay que tener en cuenta también otros criterios, tales como los cambios de balances acumulados de energía y sustancias nocivas. En el presente artículo, y citando el ejemplo de la industria del cemento, se comentan las características caloricas de los combustibles secundarios, en relación con otras condiciones marginales especificas del proceso de cocción del clínker. Con el fin de explicar los principales aspectos de la sustitución de los combustibles, y para poner de relieve algunas tendencias importantes, debido a diferentes parámetros de influjo principales, los autores se limitan aquí primero a ciertas etapas esenciales del proceso y a la representación de las mismas en forma de elementos ideales de caldera agitadora. Esta consideración simplificada, pero útil, se puede aplicar de forma similar a otros procesos de la industria de materias básicas, como por ejemplo la industria de la cal, del vidro y la industria de cerámica así como a los procesos de transformación de energía, es decir a los procesos a temperatura elevada en general; este método se puede refinar y llevar a cabo de forma detallada, aumentando el número de elementos.

4. Auswirkungen der Substitution auf die Prozeßführung (Beispiele)

Mit den Beziehungen für das Energieaustauschverhältnis, die im Hinblick auf einige grundsätzliche Gesichtspunkte bei der Brennstoffsubstitution sehr vereinfacht dargestellt sind, sollen nun beispielhaft Auswirkungen einer Brennstoffsubstitution auf die Prozeßführung beim Klinkerbrennprozeß diskutiert werden. Dabei wird vorausgesetzt, daß sich die Ersatzbrennstoffe aufgrund ihrer stofflichen Eigenschaften für eine Substitution hinsichtlich der Produktqualität und der Schadstoffemissionen grundsätzlich eignen [z. B. 30].

Wie das Anlagenschema in **Bild 4** zeigt, wird Brennstoff an drei Zugabestellen: der Hauptfeuerung (Ofenauslauf, I in Bild 4), der Zweitfeuerung (Calcinator, II) und der Zusatzfeuerung am Ofeneinlauf (III) zugeführt. Prinzipiell können an allen drei Zugabestellen Ersatzbrennstoffe eingesetzt werden, wobei jedoch jeweils spezifische Randbedingungen zu beachten sind. Für den bereits im vorangegangenen Beispiel betrachteten Fall der Substitution eines Primärbrennstoffes mit $h_{u,SK} = 25$ MJ/kg, einer Bilanztemperatur $\vartheta_{G1} = 1900\,°C$ mit Luftvorwärmung auf $\vartheta_{LV} = 950\,°C$ zeigt Bild 9 das Energieaustauschverhältnis $E_{RK1,\vartheta}$ in Abhängigkeit von $h_{u,EB}$. Weiterhin ist für eine festliegende Bilanztemperatur $\vartheta_{G2} = 1200\,°C$ die Kurve für $E_{RK2,\vartheta}$ eingetragen, die aufgrund der Einsparung an Primärenergie im zweiten Rührkessel-Element bei dem hier vorliegenden Substitutionsfall Werte < 1,0 annimmt. $E_{RK12,\vartheta}$ ist insgesamt > 1,0, jedoch aufgrund der Möglichkeit der gestuften Brennstoffzufuhr deutlich niedriger als $E_{RK1,\vartheta}$.

In der Brennzone müssen mit der Hauptfeuerung für den Klinkerbrand annähernd maximale Guttemperaturen um $\vartheta_S \approx 1450\,°C$ bzw. Gastemperaturen $\vartheta_G \approx 1900\,°C$ erreicht werden (Bild 4). Es soll nun beispielsweise gefragt sein, inwieweit eine als Primärbrennstoff zugeführte Steinkohle mit $h_{u,PB} \approx 25$ MJ/kg durch einen durch entsprechende Vorbehandlung [z. B. 32] aus Abfall erzeugten Ersatzbrennstoff mit $h_{u,EB} \approx 14$ MJ/kg in der Hauptfeuerung ersetzt werden kann. In diesem Fall muß das Energieaustauschverhältnis zunächst nur für diese erste Stufe betrachtet werden. Mit den in Abschnitt 3 hergeleiteten vereinfachten Beziehungen ergibt sich für den theoretischen Fall einer vollständigen Substitution in der Hauptfeuerung aus **Bild 9** ein $E_{RK1,\vartheta} \approx 1{,}3$. Das würde eine ca. 2,4fache Brennstoffmenge und die etwa 1,5fache Abgasmenge bei Einsatz von Ersatzbrennstoff, bezogen auf den Primärbrennstoff (Gleichungen (3.9) und (3.10)), bedeuten. Aus diesen Verhältnissen wird deutlich, daß ein vollständiger Austausch u. a. im Hinblick

4. Effects of the substitution on the process regime (examples)

Examples of the effects of a fuel substitution on the process regime in the clinker burning process will now be discussed using the relationships for the energy replacement value. These relationships are shown in very simplified form in respect of some basic aspects in the fuel substitution. It is assumed that the material properties of the replacement fuels make them basically suitable for the substitution as far as product quality and harmful emissions are concerned [e. g. 30].

As is shown by the plant layout in **Fig. 4**, fuel is supplied at three feed points: the main firing system (kiln outlet, I in Fig. 4), the secondary firing system (calciner, II) and the auxiliary firing system at the kiln inlet (III). In principle, replacement fuels can be used at all three feed points, although specific constraints have to be taken into account in each case. For the case already considered in the previous example of substitution of a primary fuel with $h_{u,SK} = 25$ MJ/kg, a balance temperature $\vartheta_{G1} = 1900\,°C$ with air preheating to $\vartheta_{LV} = 950\,°C$ Fig. 9 shows the energy replacement ratio $E_{RK1,\vartheta}$ as a function $h_{u,EB}$. Furthermore, the curve for $E_{RK2,\vartheta}$, which takes on values of less than 1.0 because of the saving of primary energy in the second stirred vessel element in the present substitution situation, is plotted for a fixed balance temperature $\vartheta_{G2} = 1200\,°C$. As a whole $E_{RK12,\vartheta}$ is greater than 1.0 but, because of the option of stepped fuel supply, is significantly lower than $E_{RK1,\vartheta}$.

Maximum material temperatures around $\vartheta_S \approx 1450\,°C$ and gas temperatures $\vartheta_G \approx 1900\,°C$ have to be reached in the burning zone by the main firing system to burn the clinker (Fig. 4). It is now necessary to ask, for example, the extent to which coal with $h_{u,PB} = 25$ MJ/kg, supplied as the primary fuel, can be replaced in the main firing system by a replacement fuel with $h_{u,EB} \approx 14$ MJ/kg, which has been produced from waste by appropriate pretreatment [e. g. 32]. In this case the energy replacement ratio must initially only be considered for this first stage. With the simplified relationships derived in Section 3 the theoretical case of complete substitution in the main firing system in **Fig. 9** would give $E_{RK1,\vartheta} \approx 1.3$. This would mean about 2.4 times the quantity of fuel and about 1.5 times the quantity of exhaust gas when replacement fuel is used as compared with the primary fuel (Equations (3.9) and (3.10)). From these ratios it is clear that complete replacement is not possible, among other things because of the gas velocities in the rotating tube, etc. In industrial plants

auf die Gasgeschwindigkeiten im Drehrohr usw. nicht möglich ist. Bei industriellen Anlagen für die Praxis müssen selbstverständlich auch Wärmeverluste mit berücksichtigt werden. Für die Praxis geht man davon aus, daß der mittlere Heizwert $h_{u,m}$ aus Primärbrennstoff und Ersatzbrennstoff im Hinblick auf vertretbare Änderungen der Prozeßbedingungen $h_{u,m}$ = 20 MJ/kg nicht unterschritten werden sollte. Im vorliegenden Fall einer Brennstoffenergieverteilung von 60 % in der Calcinatorstufe (y = 0,6) ergibt sich ein Anteil von ca. 15 % Substitution.

Im zweiten Schritt muß nun untersucht werden, welche Auswirkungen sich aus der Substitution in der Hauptfeuerung auf die Zweitfeuerung, die nach wie vor mit dem Primärbrennstoff Steinkohle betrieben werden soll, ergeben. Bei dieser gestuften Brennstoffzufuhr kann wie zuvor erörtert ein Teil des aufgrund der Substitution für den Brennprozeß erforderlichen Mehraufwands in den nachfolgenden

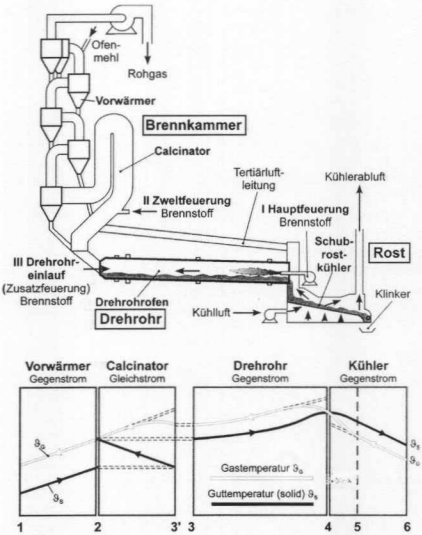


BILD 4: Schematische Darstellung des Zementprozesses und des zugehörigen Temperaturverlaufs [20, 34]

FIGURE 4: Schematic representation of the cement process and of the associated temperature curve [20, 34]

Ofenmehl	kiln meal
Rohgas	raw gas
Vorwärmer	preheater
Brennkammer	burning chamber
Calcinator	calciner
Zweitfeuerung	secondary firing system
Brennstoff	fuel
Tertiärluftleitung	tertiary air duct
Hauptfeuerung	main firing system
Kühlerabluft	cooler exhaust air
Schubrostkühler	reciprocating cooler
Rost	grate
Klinker	clinker
Kühlluft	cooling air
Drehrohrofen	rotary kiln
Drehrohr	rotating tube
Drehrohreinlauf	rotary kiln inlet
(Zusatzfeuerung)	(auxiliary firing system)
Gegenstrom	counter-current
Gleichstrom	co-current
Gastemperatur	gas temperature
Guttemperatur	material temperature

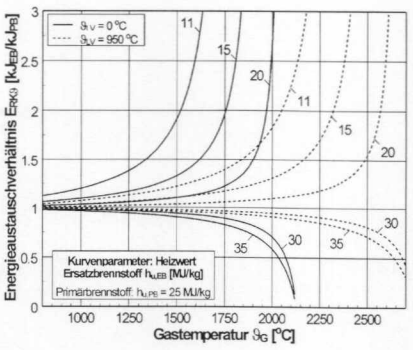


BILD 6: Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung von $E_{RK,\vartheta}$ in Abhängigkeit von der Gastemperatur ϑ_G für verschiedene Substitutionsfälle

FIGURE 6: Energy replacement ratio during static survey of $E_{RK,\vartheta}$ as a function of the gas temperature ϑ_G for different substitution situations

Energieaustauschverhältnis	energy replacement ratio
Gastemperatur	gas temperature
Kurvenparameter: Heizwert	curve parameter: calorific value

it is obviously also necessary to take heat losses into account. In practice it is assumed that, in view of acceptable changes in the process conditions, the average net calorific value $h_{u,m}$ of primary fuel and replacement fuel does not fall below $h_{u,m}$ = 20 MJ/kg. In the present case a fuel energy distribution of 60% in the calciner stage (y = 0.6) results in a substitution of approximately 15 %.

In a second step it is now necessary to investigate what effects the substitution in the main firing system will have on the secondary firing system, which is still to be operated with the primary fuel, namely coal. This staged supply of fuel means that part of the additional expenditure needed for the burning process because of the substitution can be utilized in the following section. A high value of the replacement fuel for the substitution is reached for the complete process by limiting the substitution ratio in the main firing system and by heat recovery in the secondary firing system and when the material is being preheated. For the present example, even with the simplified assumption of two stirred vessel elements, a static survey of the temperature results in $E_{RK1,\vartheta}$ = 1.09 for the burning process (RK1), $E_{RK2,\vartheta}$ = 0.96 for the calciner stage (RK2), and a replacement ratio close to 1.0 ($E_{RK12,\vartheta}$ = 1.012: Fig. 9: y = 0.6: Equation (3.17)) for the complete process. Further sophistication of the modelling is not initially necessary within the scope of this article as even the simplified examination shows in principle that high-grade substitution can be achieved through suitable heat engineering measures. This example shows that to a great extent the cement process already makes use of the capabilities of heat recovery through preheating the air and material. Applied to other high temperature processes, this gives rise to the conclusion that with appropriate heat engineering optimization energy replacement ratios close to 1.0 can be achieved even when using replacement fuels with lower calorific values. The example also shows clearly that the assessment of the fuel properties of a replacement fuel is not sufficient in itself, and the process regime and process optimization must definitely also be included to achieve a high value during the substitution.

Abschnitten genutzt werden. Für den Gesamtprozeß wird durch die Begrenzung des Substitutionsverhältnisses in der Hauptfeuerung und durch die Wärmerückgewinnung in der Zweitfeuerung sowie bei der Gutvorwärmung eine hohe Wertigkeit des Ersatzbrennstoffs bei der Substitution erreicht. Für das vorliegende Beispiel ergeben sich bereits mit der vereinfachten Annahme von zwei Rührkessel-Elementen bei statischer Betrachtung der Temperatur für den Brennprozeß (RK1) $E_{RK1,\vartheta} = 1{,}09$, für die Calcinatorstufe $E_{RK2,\vartheta} = 0{,}96$ und für den Gesamtprozeß ein Austauschverhältnis nahe 1,0 ($E_{RK12,\vartheta} \approx 1{,}012$; Bild 9; y = 0,6; Gleichung (3.17)). Eine weitergehende Vertiefung der Modellierung ist jedoch in dem hier gesteckten Rahmen zunächst nicht notwendig, da bereits die vereinfachten Betrachtungen prinzipiell zeigen, daß durch geeignete wärmetechnische Maßnahmen eine hochwertige Substitution erreicht werden kann. Dieses Beispiel zeigt, daß der Zementprozeß bereits in einem hohen Maße Möglichkeiten der Wärmerückgewinnung durch Luft- und Gutvorwärmung ausnutzt. Auf andere Hochtemperaturprozesse übertragen, ergibt sich daraus u.a. die Schlußfolgerung, daß bei einer entsprechenden wärmetechnischen Optimierung auch bei Einsatz von weniger heizwertreichen Ersatzbrennstoffen Energieaustauschverhältnisse nahe 1,0 erreicht werden können. Weiter zeigt das Beispiel deutlich, daß die Beurteilung der Brennstoffeigenschaften eines Ersatzbrennstoffs allein nicht ausreicht, sondern zur Erzielung einer hohen Wertigkeit bei der Substitution die Prozeßführung bzw. die Prozeßoptimierung unbedingt mit einbezogen werden müssen.

Ohne zusätzliche Maßnahmen zur Wärmerückgewinnung ist bei einer Substitution durch Ersatzbrennstoffe mit geringerem Heizwert im Vergleich zum Primärbrennstoff jedoch in der Regel mit einer Erhöhung des spezifischen Energieaufwands zu rechnen. In [41] wird beispielsweise über praktische Erfahrungen bei der Umstellung eines Brennprozesses von Heizöl ($h_u \approx 40$ MJ/kg) auf Braunkohlestaub ($h_u \approx 20$ MJ/kg) berichtet. Diese Umstellung führte u.a. zu einer größeren Flammenlänge, einer Verlagerung der Sinterzone in Richtung Ofeneinlauf und zu einem Anstieg der Temperaturen am Ofeneinlauf und nach dem Vorwärmer. Selbstverständlich spielt dabei auch das unterschiedliche Abbrandverhalten von Braunkohlestaub gegenüber Heizöl eine Rolle. Insgesamt ergab sich eine Zunahme des spezifischen Energieaufwands um ca. 170 kJ/kg_{Kl}. Der Mehraufwand wird jeweils ungefähr zur Hälfte auf die Vergrößerung des Abgasvolumenstroms und auf Korngrößenschwankungen und deren Auswirkungen auf den Temperaturverlauf zurückgeführt, was auch z.T. durch ein entsprechendes Energieaustauschverhältnis mit den bekannten Beziehungen ausgedrückt werden kann.

Für die Zweitfeuerung ist, wegen der gegenüber der Hauptfeuerung deutlich niedrigeren Temperaturen, das temperaturbezogene Energieaustauschverhältnis weniger von Bedeutung. Bei zu erreichenden Gastemperaturen von $\vartheta_G \approx 1200$ °C ergeben sich wie das **Bild 6** zeigt auch bei einer Reduzierung des Heizwerts von 25 MJ/kg z.B. auf ca. 11 MJ/kg für den Fall der Luftvorwärmung Energieaustauschverhältnisse nur geringfügig > 1,0. In der Regel werden in der Zweitfeuerung staubförmige Brennstoffe eingesetzt.

Wichtig bei der Substitution in der Zweitfeuerung sind insbesondere die Brennstoffqualität in Bezug auf das spezifische Abgasvolumen und den Ausbrand. Bei Zufuhr von gasförmigen Ersatzbrennstoffen stellt der Ausbrand in der Regel keine Schwierigkeiten dar. Für den Betrieb der Ofenanlage mit thermischer Aufbereitung des Ersatzbrennstoffs durch Vergasung [19] werden Wärmeverluste von insgesamt ca. 125 kJ/kg_{Kl} angegeben, die auf eine Erhöhung der Ofenabgasmenge zurückzuführen sind. Die „Brennstoffvorwärmung" des schwachkalorigen Vergasungsgases stellt eine entsprechende Aufwertung des Ersatzbrennstoffes in diesem speziellen Fall dar. Dabei soll erwähnt werden, daß

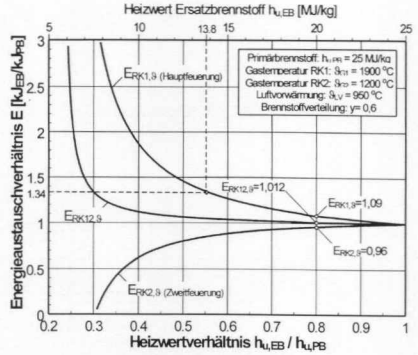


BILD 9: Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung $E_{RK,\vartheta}$ in Abhängigkeit von der Brennstoffsubstitution $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ für eine Prozeßführung mit zweistufiger Brennstoffzufuhr

FIGURE 9: Energy replacement ratio during static survey $E_{RK,\vartheta}$ as a function of the fuel substitution $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ for a process regime with two-stage fuel supply

Heizwertverhältnis	calorific value ratio
Heizwert Ersatzbrennstoff	calorific value, replacement fuel
Gastemperatur	gas temperature
Luftvorwärmung	air preheating
Brennstoffverteilung	fuel distribution

However, without additional heat recovery measures an increase in the specific energy expenditure is as a rule to be expected during substitution by replacement fuels of lower calorific value than the primary fuel. In [14] for example, a report is given of practical experience with changing a burning process from fuel oil ($h_u \approx 40$ MJ/kg) to pulverized lignite ($h_u \approx 20$ MJ/kg). This changeover led, among other things, to a greater flame length, a shift in the sintering zone towards the kiln inlet and a rise in temperature at the kiln inlet and after the preheater. Clearly, the different burning characteristics of pulverized lignite from those of fuel oil also play a part here. Overall, there was an increase in the specific energy expenditure by about 170 kJ/$kg_{clinker}$. About half the additional expenditure can be attributed to the increase in exhaust gas volume flow and half to the fluctuations in particle size and their effect on the temperature behaviour, which to some extent can also be expressed by an appropriate energy replacement ratio using the familiar relationships.

For the secondary firing system the temperature-related energy replacement ratio is less important because the temperatures are significantly lower than in the main firing system. With required gas temperatures of $\vartheta_G \approx 1200$ °C energy replacement ratios of only slightly greater than 1.0 are obtained if the air is preheated, even if the calorific value is reduced from 25 MJ/kg to, for example, about 11 MJ/kg (**Fig. 6**). As a rule pulverized fuels are used in the secondary firing system.

The fuel quality in respect of specific exhaust gas volume and burn-out is particularly important for the substitution in the secondary firing system. During the supply of gaseous replacement fuels the burn-out does not normally pose any problems. For operation of the kiln plant where the replacement fuel has been prepared thermally by gasification [19] there are total heat losses of about 125 kJ/$kg_{clinker}$, which can be attributed to an increase in the quantity of kiln exhaust gas. In this specific case the "fuel preheating" of the low-calorie gasification gas represents a corresponding increase in the value of the replacement fuel. It should be mentioned that the specific

durch Optimierungsmaßnahmen an der Anlage der spezifische Energieaufwand von anfänglich 3750 kJ/kg_{Kl} auf 3150 kJ/kg_{Kl} gesenkt werden konnte [19]. Werden Prozeßverbesserungen und Brennstoffsubstitution gleichzeitig durchgeführt, ist sorgfältig darauf zu achten, daß nicht versehentlich in das Energieaustauschverhältnis für die Substitution Energieeinsparungen mit eingerechnet werden, die sich auch ohne Brennstoffaustausch ergeben hätten.

Im Gegensatz zu den gasförmigen Ersatzbrennstoffen fallen grobstückige Brennstoffe hingegen, wie z.B. Reifenschnitzel, in den Drehrohrofeneinlauf und führen dort zu einem Temperaturanstieg. Durch unvollkommene Verbrennung kann sich die Verbrennung bis in den Vorwärmerbereich hineinziehen [42]. Durch eine Erhöhung der auf die Klinkermasse bezogenen Zweitbrennstoffenergie im Fall von Reifenschnitzeln kann es zum Anstieg der Gastemperaturen im Ofeneinlauf kommen. Mit diesem Temperaturanstieg ist wiederum eine verstärkte Alkaliverdampfung im Drehrohrofen verbunden. Umgekehrt erfolgt bei der Zufuhr eines Brennstoffs mit vergleichsweise guten Ausbrandeigenschaften der Umsatz hauptsächlich in der Gassteigleitung des Calcinators, und es ist dann mit einer Verminderung der Alkalirezirkulation zu rechnen.

5. Bilanzierung von Verfahrensketten

Betrachtet man einen Energieumwandlungs- oder Produktionsprozeß, bei dem ein Regelbrennstoff durch einen Ersatzbrennstoff aus Abfall ersetzt wird, so ist zur Beurteilung der Umweltauswirkungen unbedingt die gesamte Verfahrenskette der Herstellung des Ersatzbrennstoffes und der Behandlung der verbleibenden Restfraktionen zu bilanzieren. Die sich dabei ergebenden kumulierten Sachbilanzen (Stoff-, Masse- und Energiebilanzen) können dann den Sachbilanzen von Vergleichsprozessen, wie z.B. der thermischen Abfallbehandlung in Müllverbrennungsanlagen, gegenübergestellt werden. Erst danach läßt sich beurteilen, welche Einsparungen von Ressourcen z.B. von fossilen Brennstoffen oder welche Vermeidung an Schadstoffemissionen oder Verringerung des CO_2-Ausstoßes usw. gegeben sind. Für diese Bewertung ist die genaue Bilanzierung der Einzelprozesse der Verfahrenskette eine wesentliche Grundlage. Die Bewertung kann deshalb nicht pauschal vorgenommen werden, sondern muß unter Beachtung der speziellen Randbedingungen z.B. auch des Standorts erfolgen. Wichtig ist dabei u.a. auch das Energieaustauschverhältnis, wie das folgende Beispiel deutlich machen soll.

Das **Bild 10** zeigt schematisch für vier verschiedene Fälle, auf die einzeln weiter unten eingegangen wird, die jeweilige Verfahrenskette aus den Bausteinen

- mechanisch-biologische Aufbereitung (MBA) und Behandlung von Restsiedlungsabfall,
- die thermische Behandlung (MVA),
- den Zementklinkerbrennprozeß und
- das Kraftwerk

als Koppelprozeß. Demgegenüber gestellt ist die herkömmliche Verfahrensweise, daß sich Zementherstellungsprozeß und Müllverbrennung unabhängig voneinander als getrennte Prozesse darstellen (hier als Einzelprozesse bezeichnet).

Für den Koppelprozeß wird der Restmüll m_{RM} im Verhältnis 60 zu 40 % als Restsiedlungsabfall $m_{RM,I}$ einer mechanisch-biologischen Aufbereitung (MBA) und als Gewerbe- und Sperrmüll $m_{RM,II}$ direkt einer Müllverbrennungsanlage (MVA) zugeführt. Für die MBA wird eine mechanische Aufbereitung ohne Stoffstromtrennung und eine biologische Behandlung in einer einstufigen Kurzzeitrotte mit einer gekapselten Abluftbehandlung zugrunde gelegt. Danach wird aus dem stabilisierten Material eine heizwertreiche

energy expenditure of initially 3750 kJ/$kg_{clinker}$ was reduced by plant optimization measures to the plant to 3150 kJ/$kg_{clinker}$ [19]. If process improvements and fuel substitution are carried out simultaneously particular care must be taken that the energy savings, which would have arisen without fuel replacement, are not inadvertently included in the calculation of the energy replacement ratio for the substitution.

In contrast to gaseous replacement fuels, fuels in lump form such as shredded tyres fall into the rotary kiln inlet where they lead to a temperature rise. Due to incomplete combustion the combustion can extend into the preheater area [42]. By raising the secondary fuel energy relative to the clinker mass in the case of shredded tyres there may be a rise in the gas temperatures at the kiln inlet. This temperature rise is associated with increased alkali vaporization in the rotary kiln. Conversely, if a fuel with comparatively good burn-out characteristics is supplied the reaction takes place mainly in the gas riser pipe of the calciner and a reduction in the alkali recirculation can then be expected.

5. Balances on process sequences

If an energy conversion or production process is considered in which a normal fuel is replaced by a replacement fuel derived from waste materials then to assess the environmental effects it is essential that the balance is carried out for the entire process sequence of production of the replacement fuel and treatment of the remaining residue fractions. The cumulative balances obtained (material, mass and energy balances) can then be compared with the balances from comparable processes such as thermal waste treatment in refuse incinerating plants. Only then is it possible to assess what savings there are in resources of, for example, fossil fuels or what avoidance of emissions of harmful substances or abatement of CO_2 discharge is achieved. An accurate balance of the individual processes in the process sequence is an essential basis for this evaluation. The evaluation cannot therefore be carried out in generalized terms but must be carried out taking into account the specific constraints, including those of the location. The energy replacement ratio, among others, is also important, as will be illustrated by the following example.

For four different cases, which will be described in detail below, **Fig. 10** shows the relevant process sequences made up of the modules

- mechanical/biological preparation (MBA) of residual municipal waste,
- thermal treatment (MVA),
- cement clinker burning process, and
- a power station

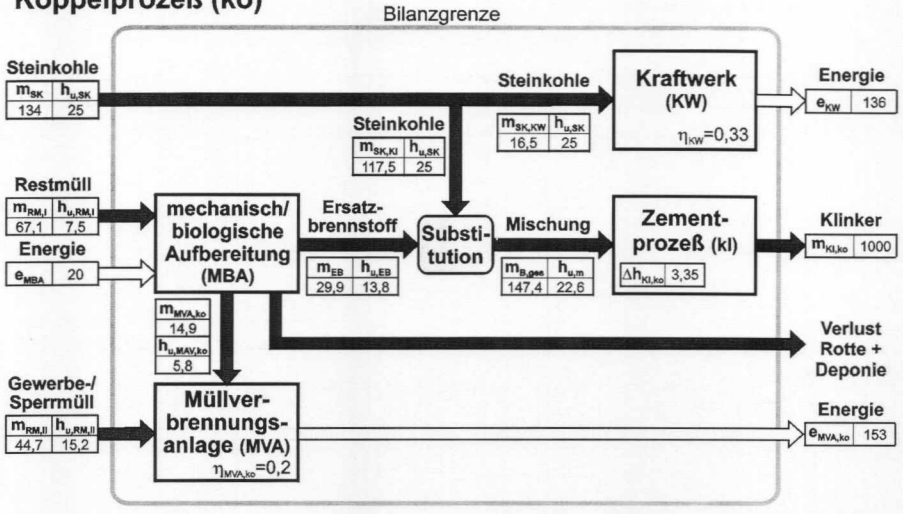
schematically as coupled processes. Contrasted with this is the conventional procedures in which the cement process and refuse incineration are shown independently of one another as separate processes (designated here as single processes).

For the coupled process the residual waste m_{RM} is supplied in a ratio of 60 to 40 % as residual municipal waste $m_{RM,I}$ to a mechanical/biological processing plant (MBA) and as industrial and bulky waste $m_{RM,II}$ directly to a refuse incineration plant (MVA). The MBA is based on mechanical processing without separation into streams of material and biological treatment in a single-stage short-term rotting plant with enclosed exhaust air treatment system. A high-calorie fraction is then produced from the stabilized material as replacement fuel pellets m_{EB}. Some of the metals are removed during this treatment, and a low-calorie residue $m_{MVA,ko}$ is left which, together with the bulky refuse and an industrial waste $m_{RM,II}$ which re-

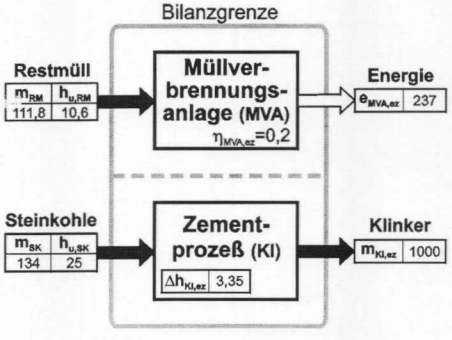
Fraktion als Ersatzbrennstoff-Pellets m_{EB} erzeugt. Bei dieser Aufbereitung werden in geringem Umfang Metalle abgetrennt und es verbleibt ein heizwertarmer Rest $m_{MVA,ko}$, der zusammen mit dem Sperrmüll und hausmüllähnlichem Gewerbeabfall $m_{RM,II}$ einer thermischen Behandlung (MVA) zugeführt wird. Der Ersatzbrennstoff m_{EB} ersetzt einen Teil

sembles domestic refuse, is supplied to a thermal treatment process (MVA). The replacement fuel m_{EB} replaces part of the coal primary fuel $m_{SK,KL}$ in the clinker burning process. The normal fuel $m_{SK,KW}$ saved by the fuel substitution in the clinker burning process can be used in a power station for energy conversion. This notional

Koppelprozeß (ko)



Einzelprozesse (ez)



Bezeichnung		Fall 1	Fall 2	Fall 3	Fall 4
Parametervariationen					
E	Energieaustauschverhältnis	1	1,012	1,012	1,012
[%]	Zusatzenergie (Bypass usw.)	0	0	2	2
[%]	Zusatzenergie (gesamt)	0	1,3	3,35	1,25
$\xi_{A,EB}$	Berücksichtigung Aschegehalt	nein	nein	nein	ja
Massen [kg] im Koppelprozeß					
$m_{SK,Kl}$	Steinkohle Zementprozeß	117,5	117,5	119,9	117,7
$m_{SK,KW}$	Steinkohle Kraftwerk	16,5	16,4	14,1	16,3
$m_{RM,I}$	Restmüll zur MBA	67,1	73,1	74,6	73,1
$m_{RM,II}$	Gewerbe-/Sperrmüll	44,7	48,7	49,7	48,8
$m_{MVA,Ko}$	Restmüll aus MBA zur MVA	14,9	16,2	16,6	16,2
m_{EB}	Ersatzbrennstoff	29,9	32,6	33,3	32,6
$m_{B,ges}$	Substitutionsbrennstoff	147,4	150,2	153,2	150,3
Massen [kg] im Koppel- und Einzelprozeß					
m_{SK}	Steinkohle gesamt	134			
m_{RM}	Restmüll gesamt ($m_{RM,I}$+$m_{RM,II}$)	111,8	121,8	124,3	121,9
m_{Kl}	Klinker	1000			
Heizwerte und spez. Energieaufwand [MJ/kg] im Koppelprozeß					
$h_{u,RM,I}$	Restmüll zur MBA	7,5			
$h_{u,RM,II}$	Gewerbe-/Sperrmüll	15,2			
$h_{u,MVA,ko}$	Restmüll aus MBA zur MVA	5,8			
$h_{u,EB}$	Ersatzbrennstoff	13,8			
$h_{u,ges}$	Substitutionsbrennstoff	22,6	22,6	22,6	22,6
$\Delta h_{Kl,ko}$	Spez. Energieaufwand Klinker	3,35	3,390	3,458	3,392
Spezifischer Energieaufwand [MJ/kg] im Einzelprozeß					
$\Delta h_{Kl,ez}$	Spez. Energieaufwand Klinker	3,35			
Heizwerte [MJ/kg] im Koppel- und Einzelprozeß					
$h_{u,SK}$	Steinkohle	25			
$h_{u,RM}$	Restmüll gesamt	10,6			

Bezeichnung		Fall 1	Fall 2	Fall 3	Fall 4
Energien [MJ] und Bilanzierung					
e_{MBA}	Energieaufwand MBA	20	22	23	22
e_{KW}	Nutzenergie Kraftwerk	136	135	116	134
$e_{MVA,ko}$	Nutzenergie MVA,Koppelproz.	153	167	170	167
$e_{MVA,ez}$	Nutzenergie MVA, Einzelproz.	237	258	263	258
e_{ko}	Energiebilanz e_{KW}+$e_{MVA,ko}$-e_{MBA}	269	280	263	279
z_{Netz}	Nutzenergieverhältnis $e_{ko}/e_{MVA,ez}$	1,14	1,09	1	1,08
Δm_{SK}	Einsparung SK [kg_{SK}/Mg_{rM}]	1,28	0,88	0	0,84

des Primärbrennstoffs Steinkohle $m_{SK,KW}$ im Klinkerbrennprozeß. Der durch die Brennstoffsubstitution in dem Klinkerbrennprozeß eingesparte Regelbrennstoff $m_{SK,KW}$ kann in einem Kraftwerk zur Energieumwandlung eingesetzt werden. Diese gedankliche Verfahrenskette ist wie erwähnt zum Vergleich dem Klinkerbrennprozeß ohne Brennstoffsubstitution und der thermischen Behandlung des gesamten Abfalls ohne mechanisch-biologische Behandlung als Einzelprozesse für die herkömmliche Verfahrensweise gegenübergestellt. Als Basis ist hier die Herstellung von m_{Kl} = 1 000 kg Klinker gewählt. Weiter ist in dem gewählten Beispiel zur Verdeutlichung der prinzipiellen Zusammenhänge nur die energetische Nutzung auf der Basis elektrischer Energie zugrunde gelegt. Dabei ist für die Verstromung des Regelbrennstoffs im Kraftwerk ein Wirkungsgrad von η_{KW} = 33 % gewählt worden. Für die Verstromung des Abfalls in der MVA ergeben sich aufgrund der Heizwerte des jeweils zugeführten Restmülls Netto-Gesamtwirkungsgrade von $\eta_{MVA,ez} = \eta_{MVA,ko}$ = 20 % [14, 15, 31, 32]. Der Wirkungsgrad der MVA wird u.a. maßgeblich durch den Heizwert des Restabfalls beeinflußt. Die Wirkungsgrade müssen deshalb im konkreten Fall selbstverständlich an die jeweils gegebenen Randbedingungen angepaßt werden.

Die vier Fälle unterscheiden sich in der Bilanzierung der Brennstoffsubstitution. Die zugehörigen Werte sind in der Tabelle im Bild 10 eingetragen. Zum besseren Vergleich enthält das Schema die Werte für den Fall 1. Zunächst kann man die vier Fälle grob wie folgt charakterisieren:

- Fall 1: keine Berücksichtigung des Energieaustauschverhältnisses und der Asche aus den Brennstoffen, ohne zusätzliche Verluste,
- Fall 2: wie Fall 1, jedoch mit Berücksichtigung des Energieaustauschverhältnisses,
- Fall 3: wie Fall 2, jedoch mit zusätzlichen Verlusten,
- Fall 4: zusätzlich zu Fall 3 mit Berücksichtigung der Asche.

Dem Fall 1 liegt die Annahme zugrunde, daß das Energieaustauschverhältnis E_{RK12} = 1,0 beträgt und keine zusätzlichen Wärmeverluste z. B. durch einen Bypaß usw. eintreten. Es wird dabei nur die Energie der Brennstoffe berücksichtigt, der Aschegehalt bleibt zunächst unberücksichtigt.

process sequence is, as mentioned, compared with the clinker burning process without fuel substitution and thermal treatment of all the waste, without mechanical/biological treatment, as a single process for the conventional procedure. The production of m_{Kl} = 1 000 kg clinker is chosen here as the basis. Furthermore, to illustrate the main relationships the chosen example is based only on energy utilization on the basis of electrical energy. An efficiency of η_{KW} = 33 % has been chosen for conversion of the normal fuel into electricity in the power station. Net overall efficiencies of $\eta_{MVA,ez} = \eta_{MVA,ko}$ = 20 % [14, 15, 31, 32] are established for the conversion of the waste into electricity in the MVA because of the calorific values of the particular residual waste materials supplied. The efficiency of the MVA is influenced greatly by, among other things, the calorific value of the residual waste material. In a specific case the efficiencies must therefore obviously be adjusted to the particular given conditions.

The four cases differ in the balances for the fuel substitution. The associated values are given in the table in Fig. 10. To assist the comparison the diagram contains the values for Case 1. The four cases can first be roughly characterized as follows:

- Case 1: no consideration given to the energy replacement ratio or to the ash from the fuels – with no additional losses,
- Case 2: as for Case 1, but taking the energy replacement ratio into account,
- Case 3: as for Case 2, but with additional losses,
- Case 4: as for Case 3, but also taking the ash into account.

Case 1 is based on the assumption that the energy replacement ratio E_{RK12} = 1.0 and that there are no additional heat losses, e.g. through a bypass, etc. Only the energy from the fuels is taken into account, and the ash content is disregarded.

Case 2 relates to the example mentioned in Section 4 of a fuel substitution with a calorific value of the mixture of $h_{u,m}$ = 20 MJ/kg in the main firing system. This results in E_{RK12} = 1.012 (Fig. 9). Again it is assumed that there are no additional losses. The effect of the fuel ash is again disregarded.

BILD 10: Vereinfachte Darstellung einer Verfahrenskette mit Substitution von Primärbrennstoff und der zugehörigen Einzelprozesse
(enthält nur die hier wesentlichen Stoff- und Energiepfade ohne Zusatzstoffe, Rohmaterial, Zusatzenergie usw.; Zahlenwerte sind Auszug einer detaillierten Masse- und Energiebilanz)

Koppelprozeß (ko)	coupled process (ko)
Steinkohle	coal
Restmüll	residual refuse
Energie	power
Gewerbe-/Sperrmüll	industrial/bulky waste
Bilanzgrenze	balance boundaries
mechanisch/biologische Aufbereitung	mechanical/biological processing
Müllverbrennungsanlage	refuse incineration plant
Kraftwerk	power station
Substitution	substitution
Mischung	mixture
Zementprozeß	cement process
Klinker	clinker
Verlust	loss
Rotte + Deponie	rotting and landfill
Einzelprozesse	single processes
Bezeichnung	item
Energien [MJ] und Bilanzierung	energy [MJ] and balance
Fall 1	case 1
Energieaufwand MBA	energy expenditure, MBA
Nutzenergie Kraftwerk	useful energy, power station
Nutzenergie MVA, Koppelproz.	useful energy, MVA, coupled process
Nutzenergie MVA, Einzelproz.	useful energy, MVA, single process
Energiebilanz	energy balance

FIGURE 10: Simplified representation of a process sequence with substitution of primary fuel and the associated single processes
(only the essential material and energy routes are shown here, without additives, raw materials, auxiliary power, etc.; numerical values have been taken from a detailed mass and energy balance)

Nutzenergieverhältnis	useful energy ratio
Einsparung	saving
Parametervariationen	parameter variations
Energieaustauschverhältnis	energy replacement ratio
Zusatzenergie (Bypass usw.)	additional energy (bypass, etc.)
Zusatzenergie (gesamt)	additional energy (total)
Berücksichtigung Aschegehalt	ash content taken into account
Steinkohle Zementprozeß	coal, cement process
Steinkohle Kraftwerk	coal, power station
Restmüll zur MBA	residual waste to MBA
Restmüll aus MBA zur MVA	residual waste from MBA to MVA
Ersatzbrennstoff	replacement fuel
Substitutionsbrennstoff	substitution fuel
Massen [kg] in Koppel- und Einzelprozeß	masses [kg] in coupled and single processes
Steinkohle gesamt	coal, total
Restmüll gesamt	residual waste, total
Klinker	clinker

Heizwerte und spez. Energieaufwand [MJ/kg] im Koppelprozeß
calorific values and specific energy expendition [MJ/kg] in coupled process
Spezifischer Energieaufwand [MJ/kg] im Einzelprozeß
specific energy expenditure [MJ/kg] in single process

Der Fall 2 bezieht sich auf das in Abschnitt 4 erwähnte Beispiel einer Brennstoffsubstitution mit einem Gemischheizwert von $h_{u,m}$ = 20 MJ/kg in der Hauptfeuerung. Dabei ergibt sich E_{RK12} = 1,012 (Bild 9). Es werden weiterhin keine zusätzlichen Verluste angenommen. Ebenfalls wird der Einfluß durch die Brennstoffaschen vernachlässigt.

Im Fall 3 wird dann zusätzlich zu Fall 2 noch ein Wärmeverlust durch z. B. einen Bypaß in Höhe von 2 % angenommen.

Der Fall 4 enthält dann zusammengefaßt die Einflüsse des Energieaustauschverhältnisses, des zusätzlichen Wärmeverlustes und des Aschegehaltes der Steinkohle und des Ersatzbrennstoffs. Der Aschegehalt ξ_A des Ersatzbrennstoffs beträgt $\xi_{A,EB}$ = 0,27, der Aschegehalt der Steinkohle $\xi_{A,SK}$ = 0,05 ist bedeutend geringer.

Es ist zweckmäßig, ein sogenanntes Nutzenergieverhältnis z_{Nutz} zu bilden. Das Verhältnis z_{Nutz} bezieht die Nettostromerzeugung des Koppelprozesses, $e_{ko} = e_{KW} + e_{MVA,ko} - e_{MBA}$, auf die Nettostromerzeugung der Einzelprozesse (hier nur MVA) $e_{MVA,ez}$. Im Fall 1 einer Brennstoffsubstitution im Klinkerbrennprozeß ohne Verluste erhält man eine ca. 15 % bessere Energienutzung (z_{Nutz} = 1,15) durch den Koppelprozeß gegenüber dem Einzelprozeß der herkömmlichen Müllverbrennung). Bezieht man ein geringes Energieaustauschverhältnis von E_{RK12} = 1,012 ein, so ergibt sich nur noch eine 8 % bessere Nutzung (Fall 2) durch den Koppelprozeß. Bei Einbeziehung zusätzlicher Energieverluste von 2 %, was zusammen mit dem Energieaustauschverhältnis einer Zunahme des spezifischen Wärmeverbrauches von 112 kJ/kg_{KL} (ca. 3,35 %) realistischen Bedingungen entspricht, sind der Koppel- und der Einzelprozeß als energetisch gleichwertig anzusehen (Fall 3, z_{Nutz} = 1,0). Im Fall 4 wird die Eignung der Brennstoffasche für den Prozeß vorausgesetzt. Durch die nun berücksichtigte stoffliche Nutzung der Asche des Ersatzbrennstoffes wird entsprechend weniger Energie benötigt, was wiederum zu einer Zunahme des Nutzenergieverhältnisses um 8 % führt.

Wie erwähnt, sollen die Beispiele deutlich machen, welcher Einfluß durch die speziellen Randbedingungen und die Auswirkungen einer Brennstoffsubstitution gegeben sind. **Bild 11** zeigt das elektrische Nutzenergieverhältnis für ausgewählte Randbedingungen in Abhängigkeit des Abfallheizwerts vor der Behandlung [31]. Das Bild zeigt beispielhaft, daß das Verhältnis aus der Energie des Koppelprozesses und der Einzelprozesse Werte größer und < 1,0 annehmen kann, d. h., daß durch die Brennstoffsubstitution sowohl Ressourcen geschont (z_{Nutz} > 1) als auch zusätzlich verbraucht (z_{Nutz} < 1) werden können. Wichtige Einflußgrößen auf dieses Verhältnis sind u. a. der Anfangsheizwert des Abfalls, der Wirkungsgrad im Kraftwerk, die Wirkungsgrade der MVA in Abhängigkeit des zugeführten Restmüllheizwerts (für $h_{u,RM,ko} \leq h_{u,RM,ez}$ gilt i. d. R. $\eta_{MVA,ko} \leq \eta_{MVA,ez}$), ggf. die Auskopplung von Fernwärme, die Stoffstromaufteilung und der Aufwand in der MBA, die Prozeßparameter der energetischen Nutzung z. B. im Klinkerbrennprozeß usw. Ebenso wie die energetische Nutzung durch die Randbedingungen des Einzelfalls beeinflußt wird, ist das Emissionsverhalten durch den technischen Anlagenstandard des Einzelfalls bestimmt [z. B. 32]. Es ist deshalb sehr sorgfältig anhand der jeweiligen Randbedingungen zu prüfen, in welchem Umfang bei einer Substitution von Regelbrennstoffen durch Restabfall Umweltentlastungen, wie sie bei Ersatzbrennstoffen z. B. aus Kunststoffen [28] ermittelt worden sind, eintreten. Das Energieaustauschverhältnis ist dabei nicht zu vernachlässigen. Die hier dargestellten prinzipiellen Aspekte zeigen, daß im Zusammenhang mit dem Einsatz von Ersatzbrennstoffen künftig noch eine Reihe von Untersuchungen erforderlich werden, wobei in die Betrachtungen dann auch stoffliche Gesichtspunkte und die industrielle Umsetzung einbezogen werden müssen.

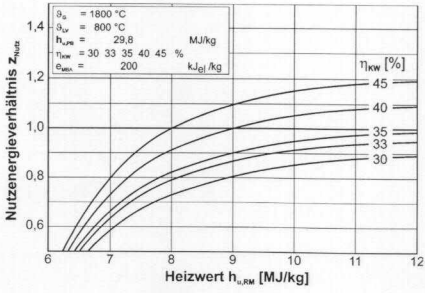


BILD 11: Elektrisches Nutzenergieverhältnis in Abhängigkeit vom Abfallheizwert für verschiedene Kraftwerkswirkungsgrade [31]

FIGURE 11: Electrical energy utilization ratio as a function of the calorific value of the waste material for different power station efficiencies [31]

Nutzenergieverhältnis	energy utilization ratio
Heizwert	calorific value

In Case 3 a heat loss, e.g. from a bypass, of 2 % is assumed in addition to the conditions for Case 2.

Case 4 covers the combined effects of the energy replacement ratio, the additional heat loss, and the ash content of the coal and the replacement fuel. The ash content ξ_A of the replacement fuel is $\xi_{A,EB}$ = 0.27, the ash content of the coal $\xi_{A,SK}$ = 0.05 is significantly lower.

It is appropriate to set up a so-called energy utilization ratio z_{Nutz}. The ratio z_{Nutz} relates the net power generation of the coupled process, $e_{ko} = e_{KW} + e_{MVA,ko} - e_{MBA}$, to the net power generation of the single process (in this case only the MVA) $e_{MVA,ez}$. In Case 1 of fuel substitution in the clinker burning process without losses, the energy utilization (z_{Nutz} = 1.15) of the coupled process is about 15 % better than the single process (conventional refuse incineration). If a low energy replacement ratio of E_{RK12} = 1.012 is included then the coupled process only achieves 8% better utilization (Case 2). With the inclusion of additional energy losses of 2 % which, together with the energy replacement ratio from an increase in the specific energy expenditure of 112 kJ/kg_{CLI} (approximately 3.35 %), represents realistic conditions, the coupled process and the single process can be regarded as equivalent from the energy point of view (Case 3, z_{Nutz} = 1.0). In Case 4 it is assumed that the fuel ash is suitable for the process. Correspondingly less energy is required because of the material utilization of the ash of the replacement fuel is now taken into account, and this in turn leads to an increase in the energy utilization ratio by 8 %.

As mentioned, the examples are intended to illustrate the influence of the specific conditions and the effects of fuel substitution. **Fig. 11** shows the electrical energy utilization ratio for selected conditions as a function of the calorific value of the waste before treatment [31]. By way of example the diagram shows that the ratio of the energy of the coupled process to the single process can take on values greater and smaller than 1.0, i. e. that by the fuel substitution it is possible both to conserve resources (z_{Nutz} > 1) and to require additional resources (z_{Nutz} < 1). Important influencing variables affecting this ratio are, among others, the initial calorific value of the waste material, the efficiency in the power station, the efficiencies of the MVA as a function of the calorific value of the incoming residual waste material (for $h_{u,RM,ko} \leq h_{,RM,ez}$ it is normally true that $\eta_{MVA,ko} \leq \eta_{MVA,ez}$), possible use of heat in the district heating system, division of the flows of material and the expenditure in the MBA, the process pa-

rameters of the energy utilization, e.g. in the clinker burning process, etc. In the same way that the energy utilization is affected by the conditions in the individual situation the emission behaviour is determined by the engineering standard of the plant in the specific situation [e.g. 32]. It is therefore necessary to check very carefully on the basis of the particular conditions the extent to which substitution of normal fuels by residual waste materials relieves the load on the environment, as has been established with replacement fuels derived, for example, from plastics [28]. The energy replacement ratio must not be overlooked during this process. The principle aspects described here show that a series of investigations will be necessary in connection with the use of replacement fuels, and the material aspects and the industrial conversion must be included in the considerations.

Literaturverzeichnis/Literature

[14] Scholz, R., Beckmann, M., Schulenburg, F.: Waste incineration systems; current technology and future developments in Germany. 3rd European Conference on Industrial Furnaces and Boilers (INFUB), Lisbon, Portugal, 18.–21. 4. 1995.

[15] Schulenburg, F., Scholz, R.: Bilanzierung und Bewertung thermischer Abfallbehandlungsverfahren; Einfluß unterschiedlicher Abfallvorbehandlungsverfahren. VDI-Berichte 1387, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf 1998, pp. 17–47. ISBN 3-18-091387-8.

[16] Weiss, W., Janz, J.: Kunststoffverwertung im Hochofen – Ein Beitrag zum ökologischen und ökonomischen Recycling von Altkunststoffen. VDI-Berichte 1288, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1996, pp. 123–138. ISBN 3-18-091288-X.

[17] Lütge, C., Radtke, K., Schneider, A., Wischnewski, R., Schiffer, H.-P., Mark, P.: Neue Vergasungsverfahren zur stofflichen und energetischen Verwertung von Abfällen. In: Born, M.; Berghoff, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998, pp. 191–212. ISBN 3-18-990035-3.

[18] Albrecht, J., Gafron, B., Scur, P., Wirthwein, R.: Vergasung von Sekundärbrennstoffen in der zirkulierenden Wirbelschicht zur energetischen Nutzung für die Zementherstellung. DGMK Tagungsbericht 9802, Deutsche Wissenschaftliche Gesellschaft für Erdöl, Erdgas und Kohle e.V., Hamburg, 1998, pp.115–130. ISBN 3-931850-40-4.

[19] Kehl, P., Scharf, K.-F., Scur, P., Wirthwein, R.: Die Betriebsergebnisse aus den ersten 30 Monaten mit der neuen Ofenlinie 5 im Zementwerk Rüdersdorf. ZKG INTERNATIONAL 51 (1998) No. 8, pp. 410–426.

[20] Jennes, R., Jeschar, R.: Einsatz von brennbaren Reststoffen in industriellen Prozessen. VDI-Berichte 1313, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1997, pp. 257–268. ISBN 3-18-091313-4.

[21] Sprung, S.: Umweltentlastung durch Verwertung von Sekundärrohstoffen. ZKG INTERNATIONAL 45 (1992) No. 5, pp. 213–221.

[22] Maury, H.-D., Pavenstedt, R. G.: Chlor-Bypass zur Erhöhung des Brennstoffeinsatzes aus Müll beim Klinkerbrennen. ZKG INTERNATIONAL 41 (1988) No. 11, pp. 540–543.

[23] Junge, K.: Möglichkeiten und Grenzen der Verwertung in der Ziegelindustrie- Produktverbesserung- Anforderungen an Ersatzbrennstoffe. 2. Seminar UTECH Berlin '98, Umwelttechnologieforum, Berlin, 1998, pp. 149–158.

[24] Thielen, W., Dürrfeld, H., Kinni, J.: Die Allein- und Mitverbrennung von schwierigen Brennstoffen in der Wirbelschicht. VDI-Berichte 1081, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1993, pp. 285–297.

[25] Schmidt, R.: Stand der Mitverbrennung von Abfallstoffen in Feuerungsanlagen. VDI-Berichte 1387, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1998, pp. 249–260. ISBN 3-18-091387-8.

[26] Hecka, Chr., Niemann, K.: Die hydrierende Aufarbeitung von Kunststoffen. VDI-Berichte 1288, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1996, pp. 123–138. ISBN 3-18-091288-X.

[27] Paul, E.: Verschiedene Verfahren des metallurgischen Recyclings. VDI-Berichte 967, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1992, pp. 39–72. ISBN 3-18-090967-6.

[28] Heyde, M., Kremer, M.: Verwertung von Kunststoffabfällen aus Verkaufsverpackungen in der Zementindustrie. Fraunhofer-Institut Lebensmitteltechnologie und Verpackung, Freising, 1997.

[29] Umweltverträglichkeit von Zement und Beton. Herstellung, Anwendung und Sekundärstoffeinsatz. Die deutsche Zementindustrie informiert. Verein Deutscher Zementwerke e.V., Forschungsinstitut der Zementindustrie, Düsseldorf, 1996.

[30] Hoenig, V.: Emissionen beim Einsatz von Sekundärbrennstoffen in Drehofenanlagen der Zementindustrie. Wissenschaftliche Konferenz „Einsatz von industriellen und kommunalen Abfällen im Zementherstellungsprozeß", Opole-Jarnoltówek, 15.–16. Oktober 1998, pp. 45–54. ISSN 0860-9160.

[31] Schulenburg, F., Scholz, R.: Energetische Bilanzierung von Verfahrenslinien aus mechanisch-biologischer und nachgeschalteter thermischer Abfallbehandlung. Zentrum für Abfallwirtschaft Heft 13, Stoffstromspezifische Abfallbehandlung im Hinblick auf thermische Verfahren. Braunschweig, 1998, pp. 15–52. ISSN 0934-9243.

[32] BMBF-Abschlußbericht Förderkennzeichen 1471114: Möglichkeiten der Kombination von mechanisch-biologischer und thermischer Behandlung von Restabfällen, 1999.

[33] Specht, E., Jeschar, R.: Beurteilung von Industrieöfen bei Wärmerückgewinnung. Seminar zu Methoden der Energieeinsparung bei Industrieöfen, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1990.

[34] Verein Deutscher Zementwerke e.V. VDZ, Ausschuß Verfahrenstechnik, Arbeitskreis Ofenversuche: Durchführung und Auswertung von Drehofenversuchen. Merkblatt Vt 10. Düsseldorf, 1992.

[35] Scholz, R., Beckmann, M.: Substitution von Brennstoffen und Rohstoffen durch Abfälle in Hochtemperaturprozessen. 11. DVV-Kolloquium Stoffliche und thermische Verwertung von Abfällen in industriellen Hochtemperaturprozessen. Braunschweig, 1998, pp. 21– 46. ISBN 3-00-003384-X.

[36] Rosin, P., Fehling, R.: Das It-Diagramm der Verbrennung. VDI-Verlag GmbH, Berlin, 1929.

[37] Hoffmann, G.: Energiewirtschaft in der Stahlindustrie. Mitteilungsblatt der TU Clausthal, No. 80, 1995.

[38] Gardeik, H. O., Jeschar, R.: Vereinfachte mathematische Modelle zur Berechnung der Wärmeübertragung in innenbeheizten, adiabaten Drehrohren (Konvektionsmodelle). Teil I, ZKG INTERNATIONAL 32 (1979) No. 5, pp. 201–210. Teil II, ZKG INTERNATIONAL 32 (1979) No. 9, pp. 434–441.

[39] Frisch, V., Jeschar, R.: Möglichkeiten zur Optimierung des Brennprozesses in Zementdrehrohröfen. ZKG INTERNATIONAL 36 (1983) No. 10, pp. 549–560.

[40] Fischer, M.: Wärmeübergang und spezifischer Wärmebedarf bei Verwendung von Braunkohlenstaub zum Klinkerbrennen im Trockenverfahren. Dissertation. Hochschule für Architektur und Bauwesen Weimar, 1982.

[41] Huckauf, H.: Stand und Möglichkeiten der rationellen Energieanwendung beim Zementklinkerbrand. ZKG INTERNATIONAL 41 (1988) No. 4, pp. 153–157.

[42] Rosemann, H., Locher, F. W., Jeschar, R.: Brennstoffenergieverbrauch und Betriebsverhalten von Zementdrehofenanlagen mit Vorcalcinierung. ZKG INTERNATIONAL 40 (1987) No. 10, pp. 489–498.