

# **ENERGETISCHE BEWERTUNG UND OPTIMIERUNG VON VERFAHREN DER THERMISCHEN ABFALLBEHANDLUNG AM BEISPIEL DES KLINKERBRENNPROZESSES UND DES SCHROTTEINSCHMELZENS**

Prof. Dr.-Ing. R. Scholz, Dipl.-Ing. T. Harnaut

Institut für Energieverfahrenstechnik und Brennstofftechnik

Technische Universität Clausthal

## **1 Zusammenfassung**

Im Bereich der Abfallwirtschaft stehen eine Reihe von Konzepten für die Abfallbehandlung zur Auswahl. Eingeschlossen in diese Konzepte sind in zunehmendem Maße die stoffliche und energetische Nutzung von Teilfraktionen in Hochtemperaturproduktionsprozessen zur Grundstoffherstellung (Zement-, Kalk-, Stahlindustrie usw.) oder zur ausschließlichen Energieumwandlung.

Der Nutzen einer Brennstoffsubstitution muss, wie allgemein bekannt, von so genannten kumulierten Stoff- und Energiebilanzen für ganze Verfahrensketten (so genannte Verbundsysteme) unter Berücksichtigung jeweils gleicher Produktions- und/oder Behandlungsziele betrachtet werden. Dabei ist unter anderem besonders auf die Bewertung unterschiedlicher Energieformen (vgl. thermische Energie und elektrische Energie) zu achten. Für den Fall der Brennstoffsubstitution in Verfahren der Grundstoffindustrie erfolgt die Bewertung anhand von Energieaustauschverhältnissen. Diese Energieaustauschverhältnisse müssen selbstverständlich in die Bilanzierung von Verfahrensketten und somit in die Bildung von Nettoprimärwirkungsgraden (so genannte Nutzenergieverhältnisse) mit einfließen. Wichtig für den Fall der Brennstoffsubstitution ist jedoch nicht nur die Ermittlung eines bestimmten Energieaustauschverhältnisses für eine gegebene Prozessführung, sondern auch die Untersuchung von Möglichkeiten der Prozessführung zur Optimierung des Energieaustauschverhältnisses zu untersuchen. Hierfür können entsprechende Prozessmodelle einen wertvollen Beitrag liefern. Bei dem Vergleich von Verfahrensketten kann sich ergeben, dass bei der Durchführung der Brennstoffsubstitution mehr Aufwand an Primärenergieressourcen erforderlich ist im Vergleich zu dem Fall, dass man die Substitution nicht durchführt. Damit wäre das Ziel der Substitution, Brennstoff einzusparen (Ressourcen zu schonen) nicht erfüllt. Erst wenn die Substitution zur Einsparung von Ressourcen führt (d.h. wirklich ein Ersatzbrennstoff vorliegt), ist die Betrachtung von Emissionsvergleichen bei Ersatz- und Primärbrennstoff sinnvoll. An

erster Stelle steht damit die Betrachtung, ob bei der Substitution Primärbrennstoff eingespart oder zusätzlich verbraucht wird. Im Fall der Einsparung erfolgt dann an zweiter Stelle die Betrachtung zu Emissionsvergleichen.

In dem vorliegenden Beitrag wird die Vorgehensweise zur Ermittlung des Energieaustauschverhältnisses bei verschiedenen Maßnahmen der Prozessführung sowie die Bewertung anhand eines Vergleichs von Verfahrensketten anhand der Beispiele kosloser, ergasbefeuerter Kupolöfen (kurz: KLKO) und des Klinkerbrennprozesses mit vor geschalteter Vergasung in einer zirkulierenden Wirbelschicht diskutiert. Es sei ausdrücklich auf [1-4] verwiesen, da dort die Grundlagen erläutert sind, die hier nicht wiederholt werden.

## 2 Austauschbarkeit von Brennstoffen

Es ist bekannt, dass unterschiedliche Energiearten unterschiedlich zu bewerten sind. An dieser Stelle sei das bekannte Beispiel angeführt, dass eine elektrische Energieeinheit (1 kJ) wesentlich mehr wert ist als eine Energieeinheit (1 kJ Steinkohle; Heizwert). Dementsprechend ist zum Beispiel bei einem Hochtemperaturproduktionsprozess 1 kJ Erdgas (Primärbrennstoff) anders zu bewerten, als 1 kJ Schwachgas (z. B. Gichtgas als Ersatzbrennstoff). D.h., wenn ein und derselbe Prozess entweder mit Erdgas oder mit Schwachgas im Hinblick auf ein zu erreichendes Produktionsziel betreibbar ist, ergeben sich durch die unterschiedliche Wertigkeit der Brennstoffe unterschiedliche Energieaufwendungen für den Prozess. Es ist dann:

$$\dot{m}_{PB} \cdot h_{u,PB} \neq \dot{m}_{EB} \cdot h_{u,EB}$$

Bildet man das Verhältnis dieser unterschiedlichen Energieaufwendungen, erhält man das Energieaustauschverhältnis:

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

Man hat verschiedene Energieaustauschverhältnisse zu unterscheiden (z. B.  $E_{kal}$  nur auf brennstofftechnische Eigenschaften bezogen;  $E_{PF}$  unter Berücksichtigung der Prozessführung), wie in [4] erläutert. Ausgehend von diesen Definitionen können Prozesse und Prozessführungen für den Fall der Brennstoffsubstitution untersucht werden. Dabei ist darauf zu achten, dass jeweils gleiche Produktionsziele und/oder Behandlungsziele bei Einsatz des Primärbrennstoffs und/oder des Ersatzbrennstoffs erreicht werden. Weiterhin sind für den Fall der Brennstoffsubstitution Möglichkeiten zur Verbesserung durch die Prozessführung im Hinblick auf ein möglichst günstiges

Energieaustauschverhältnis zu prüfen. Wesentliche Größen zur Einflussnahme bei Hochtemperaturproduktionsprozessen sind:

- das Kapazitätsstromverhältnis  $\Omega = \frac{\dot{m}_G \cdot c_G}{\dot{m}_S \cdot c_S}$  mit dem
  - + Kapazitätsstrom des Energie abgebenden Mediums  
(hier Prozessgas  $\dot{m}_G \cdot c_G$ ) und dem
  - + Kapazitätsstrom des Energie aufnehmenden Mediums  
(hier zu behandelndes Gutes  $\dot{m}_S \cdot c_S$ ),
- das Potenzial der beiden Medien am Eintritt in den Gesamtprozess, d. h. die Eintrittstemperaturen  $\vartheta_{G,e}$  und  $\vartheta_{S,e}$  sowie
- der Mechanismus des Wärmetransports  $k_{\text{eff}} \cdot A$

Im Folgenden wird anhand der Beispiele KLKO und Klinkerbrennprozess gezeigt, wie bei einer Brennstoffsubstitution, bei der sich zunächst ein kalorischer Energieaustauschverhältnis  $E_{\text{kal}}$ , welches wesentlich größer als 1 ist, durch die Prozessführung der vorgenannten Einflussgrößen so verändert werden kann, dass das Energieaustauschverhältnis zwar auch ein Wert  $E_{\text{PF}} > 1$  für das betrachtete Verfahren annimmt, jedoch wesentlich kleiner als  $E_{\text{kal}}$  ist.

Sind verschiedene Verfahrensketten (so genannte Verbundsysteme (VBS) miteinander zu vergleichen, so sind die Energieaustauschverhältnisse innerhalb jeder Verfahrenskette bei der Bildung des Nettoprimärwirkungsgrades zu berücksichtigen. Erst durch diese Vorgehensweise, d.h. Einbeziehung der Energieaustauschverhältnisse in die Bilanzierung von Verfahrensketten, ist ein Vergleich von unterschiedlichen Verfahrensketten mit jeweils dem gleichen Produktionsziel und/oder Behandlungsziel möglich. Das Verhältnis der beiden Nettoprimärwirkungsgrade wird auch als Nutzenergieverhältnis  $z$  bezeichnet:

$$z = \frac{\eta_{n,\text{VBS1}}}{\eta_{n,\text{VBS2}}} = \frac{\text{Nutzenergie}_{n,\text{ges},\text{VBS1}}}{\text{Nutzenergie}_{n,\text{ges},\text{VBS2}}},$$

worauf am Ende des Beitrages eingegangen wird.

### 3 Möglichkeiten der Prozessführung zur Optimierung des Energieaustauschverhältnisses bei der Brennstoffsubstitution am Beispiel des Schrotteinschmelzen im KLKO

#### 3.1 Einleitung

Neben dem Kokskupolofen (KKO) wird in letzter Zeit der kokslose (erdgasgefeuerte) Kupolofen (KLKO) beim Einschmelzen von Gusschrott eingesetzt. Das Einschmelzaggregat KLKO weist hinsichtlich der Energienutzung sowie des Ausstoßes von Kohlendioxid deutliche Vorteile im Vergleich zum KKO auf. Durch die Substitution des Kokes durch Erdgas ist der spezifische Energiebedarf um circa 55 % gesenkt worden sowie der spezifische Kohlendioxidaustoß um circa 75 % reduziert worden [3]. Der KLKO wird hauptsächlich mit Erdgas betrieben. Nachdem nun aus Sicht der Brennstoffsubstitution der Schritt vom Koks zum Erdgas als Brennstoff technisch im KLKO realisiert ist, wird in einem nächsten Schritt an die Substitution von Erdgas durch Schwachgas gedacht. Der **Abbildung 1** ist der schematische Aufbau des KLKO zu entnehmen. Der Ofen besteht aus einem senkrechten Schacht, der mit einem feuerfesten Futter ausgekleidet ist. Der Brennraum und der Herdbereich im unteren Teil des Ofens werden durch wassergekühlte Rostrohre vom darüber liegenden Schachtraum getrennt. Die Rostrohre tragen das im Schachtraum aufgegebene Einsatzgut, welches aus einer Mischung von Guss- und Stahlschrott besteht sowie einem Festbett aus Keramikugeln.

Es wird zunächst der Standardbetrieb des KLKO (vgl. Abb. 1) mit Erdgas simuliert (modelliert). Zur Beschreibung des prinzipiellen wärmetechnischen Verhaltens des Gesamtprozesses sind grundsätzlich die oben angeführten Einflussgrößen (Kapazitätsstromverhältnis bzw. Kapazitätsströme, Potenzial und Mechanismus der Wärmeübertragung) zu betrachten und zu diskutieren.

Die Ergebnisse dieser Modellierung werden mit Messwerten eines industriellen Pilotofens im Standardbetrieb mit Erdgas verglichen. Das entwickelte Prozessmodell beschreibt des Betriebsverhaltens des KLKO hinsichtlich der geforderten Produktionsziele Schmelzleistung  $\dot{m}_{RE,a}$  und Abstichttemperatur  $\vartheta_{RE,a}$  gut [6]. Da somit ein tragfähiges Modell für den KLKO vorhanden ist, wird anschließend untersucht, in welcher Weise nun weiter die Substitution des Erdgases durch Schwachgas möglich ist.

### 3.2 Aufbau, Modellierung und Betriebszustände des KLKO

Wie in Abbildung 1 dargestellt, wird der im Gegenstrom betriebene Schachtofen in die 4 Zonen Vorwärmzone ( $L_{VZ}$ ), Schmelzzone ( $L_{SZ}$ ), Überhitzungszone ( $L_{ÜZ}$ ), in der die Schmelze über die Keramikugeln als Stützgerüst läuft und die Gaszone ( $L_{GZ}$ , Brennraum) aufgeteilt, in der die Schmelze während der Fallzeit in den Sumpf weiter aufgeheizt wird. Der Gesamtvorgang im Ofen wird mit Hilfe eines mathematischen Prozessmodells auf der Basis einer Hintereinanderschaltung von gekoppelten Gegenstrom-Rekuperatoren modelliert. Auf die Art der Modellierung wird an dieser Stelle nicht näher eingegangen. Es sei an dieser Stelle auf das Schrifttum [3, 4, 6 - 8] verwiesen. Zunächst sind im Hinblick auf eine Prozessverbesserung die wesentlichen Einflussgrößen der Wärmeübertragung hinsichtlich der Variationsbreite zu untersuchen und der Betriebsbereich des KLKO festzulegen. Die **Abbildung 2** [7] zeigt, welche Bereiche in Abhängigkeit von der Schrotstückigkeit ausgedrückt als spezifische Oberfläche  $a_G$  des Schrotts in  $m^2_{Schrott}/m^3_{Schrott}$  möglich sind. Der Prozess kann wie erwähnt durch

- Variation des Kapazitätsstromverhältnisses bzw. des Kapazitätsstroms des Prozessgases, z.B. durch
  - + thermische Leistung,
  - + Abgasausschleusung usw.
- Variation des Potentials des Prozessgases, z.B. durch
  - + externe Luft- und Brennstoffvorwärmung usw.
- Variation des Mechanismus der Wärmeübertragung, z.B. durch
  - + Füllhöhe des Ofenschachtes,
    - d. h. Veränderung der Wärme übertragenden Flächen usw.

wie folgt gesteuert bzw. beeinflusst werden.

Häufig sind der Einfluss auf Kapazitätsstromverhältnis bzw. Kapazitätsstrom, Potential und Mechanismus der Wärmeübertragung nicht völlig getrennt voneinander zu steuern. So ist zum Beispiel mit der Variation der thermischen Leistung neben der Veränderung des Kapazitätsstroms des Prozessgases, gleichzeitig eine wenn auch vergleichsweise geringe Beeinflussung des Wärmedurchgangskoeffizienten  $k_{eff}$  verbunden. Weiter wird z. B. mit der Maßnahme der Sauerstoffanreicherung sowohl der Kapazitätsstrom als auch das Potential des Prozessgases wesentlich beeinflusst

usw. Aus wärmetechnischer Sicht ist natürlich darauf zu achten, dass man versucht, die Verhältnisse so zu beeinflussen, dass sich Kapazitätsstromverhältnisse nahe 1 ergeben (vgl. Abbildung 2).

In **Abbildung 3** ist dargestellt, welche Abstichtemperatur und welche Schmelzleistung – beide Größen beschreiben das Produktionsziel – möglich sind.

I. überwiegende Variation des Kapazitätsstromes des Prozessgases durch die thermische Leistung (vgl. Abbildung 3):

Wie oben erläutert, wird durch ausschließliche Variation der thermischen Leistung bei konstanter Sauerstoffanreicherung überwiegend der Kapazitätsstrom des Prozessgases beeinflusst. Es ist zu erkennen, dass eine Erhöhung der thermischen Leistung, wie zu erwarten, zu einer Erhöhung der Schmelzleistung führt, die Abstichtemperatur jedoch sinkt. Dieses zunächst überraschende Verhalten ist damit zu begründen, dass bei Erhöhung der thermischen Leistung  $P_{th}$  der Kapazitätsstrom des Prozessgases erhöht wird, was zu einer kürzeren Vorwärmzone führt. Damit steht eine verlängerte Schmelzzone zur Verfügung, was zu einer erhöhten Schmelzleistung  $\dot{m}_{RE,a}$  führt. Dieser Sachverhalt führt wegen der konstanten Länge der Überhitzungszone (Festbetthöhe der Keramik-Kugelschüttung ist konstant) zu einer geringeren Überhitzung des vermehrt erschmolzenen Gutes, wodurch die Abstichtemperatur  $\vartheta_{RE,a}$  sinkt. Hier liegt also die Besonderheit vor, dass die Vorwärm- und die Schmelzzone sich je nach den Betriebsverhältnissen variabel zueinander einstellen (variable Wärmetauscherlängen).

II. gleichzeitige Variation von Potenzial und Kapazitätsstrom des Prozessgases durch die Sauerstoffanreicherung (vgl. Abbildung 3):

Durch die ausschließliche Maßnahme der Sauerstoffanreicherung für eine konstante thermische Leistung wird zum einen wesentlich die Eintrittstemperatur des Prozessgases in den Prozess beeinflusst, jedoch mit zunehmender Sauerstoffanreicherung auch stärker der Kapazitätsstrom des Prozessgases gesenkt. Durch die Sauerstoffanreicherung wird sowohl die Abstichtemperatur als auch die Schmelzleistung gesteigert. Mit zunehmender Sauerstoffanreicherung ist ein steilerer Anstieg der Abstichtemperatur gegenüber der Schmelzleistung zu verzeichnen. Dieses Betriebsverhalten ist in Abbildung 3 für verschiedene thermische Leistungen bei Variation der Sauerstoffanreicherung dargestellt.

### 3.3 Substitution von Erdgas durch Schwachgas

Für eine Substitution von Erdgas durch Schwachgas (z.B. Gichtgase oder Vergasungsgase aus Restmüll usw.) ist aus verfahrenstechnischer Sicht zunächst darzustellen, inwieweit sich die beiden Brennstoffe hinsichtlich ihrer brennstofftechnischen Eigenschaften unterscheiden (vgl. Kap. 2). In der **Tabelle 1** im Anhang sind beispielhaft die Daten des hier für die Berechnungen verwendeten Erdgases sowie Schwachgases gegenübergestellt. Basierend auf diesen brennstofftechnischen Eigenschaften lässt sich nun zunächst das Energieaustauschverhältnis  $E_{\text{kal}}$  bilden, welches für verschiedene mittlere Bilanztemperaturen der **Tabelle 2** zu entnehmen ist. Es ist zu erkennen, dass bei steigender mittlerer Bilanztemperatur, d.h. geringerer Differenz zwischen der kalorischen Verbrennungstemperatur und der mittleren Bilanztemperatur, das Energieaustauschverhältnis wie zu erwarten immer stärker ansteigt (vgl. [2], [4]). Ausgehend von diesem vorgenannten Sachverhalt wird nun zunächst vom Standardbetrieb des Ofens (vgl. Abb. 1) ausgegangen, wobei das Erdgas vollständig durch das Schwachgas bei konstanter thermischer Leistung, konstanter Sauerstoffanreicherung (hier 25 Vol.-%) und konstanter Stöchiometriezahl (Luftzahl) substituiert wird. Die Ergebnisse dieser Substitution sind in der **Abbildung 6** als Betriebspunkte (Symbole ●, ■) hervorgehoben. Es ist zu erkennen, dass durch die vollständige Substitution des Erdgases durch Schwachgas bei konstanter thermischer Leistung das Produktionsziel im Standardbetrieb mit Erdgas (vgl. Abb. 6) – sowohl Schmelzleistung, als auch Abstichtemperatur werden nicht erreicht – durch Schwachgas nicht realisierbar ist.

Vor diesem Hintergrund werden nun Möglichkeiten (Variationen III bis VII) der Einflussnahme auf die Prozessführung des KLKO vorgestellt (vgl. **Abbildung 4** und **5**), um das gewünschte Produktionsziel bei vollständiger Substitution des Erdgases durch Schwachgas zu erreichen (vgl. **Abbildung 6** und **7**).

III. Variation des Kapazitätsstromes des Prozessgases durch Ausschleusung von Abgas (vgl. **Abbildungen 4** und **6**):

Bei ausschließlicher Abgasausschleusung aus der Vorwärmzone steigt die Abstichtemperatur und die Schmelzleistung sinkt, da bei dieser Verfahrensvariante der Kapazitätsstrom des Prozessgases in der Vorwärmzone verringert wird, wodurch sie sich diese verlängert. Hieraus folgt, dass sich die Schmelzzone verkürzt und somit weniger Gut eingeschmolzen wird. Ein kleinerer Gutstrom wird nun in der Überhitzungszone, welche eine konstante Länge aufweist, stärker erwärmt und die Abstichtemperatur des Gutes steigt. Dieses Betriebsverhalten des Ofens ist analog

zu der eingangs erwähnten Kapazitätsstromerhöhung bei Steigerung der thermischen Leistung zu sehen.

IV. Variation des Potentials des Prozessgases durch externe Luft- und Brennstoffvorwärmung (vgl. Abbildungen 4 und 6):

Nach der Betrachtung der ausschließlichen Abgasausschleusung wird nun der Einfluss der ausschließlichen Zusatzenergie (Zusatzfeuerung, externe Luft- und Brennstoffvorwärmung) erläutert. Bei dieser Verfahrensvariante wird der Kapazitätsstrom des Prozessgases für eine konstante Brennerleistung in der Primärfeuerung praktisch nicht beeinflusst, jedoch das Potential, d.h. die Verbrennungstemperatur in der Primärfeuerung deutlich erhöht. Somit ergibt sich in Abhängigkeit von der thermischen Leistung der Zusatzfeuerung eine Erhöhung der Schmelzleistung und der Abstichtemperatur.

V. gleichzeitige Variation des Kapazitätsstromes und des Potentials des Prozessgases durch Kombination von III und IV (vgl. Abbildungen 4 und 6):

Durch die Kombination von Abgasausschleusung (III) und externer Luft- und Brennstoffvorwärmung (IV) lassen sich nun für verschiedene Brennstoffe Betriebsbereiche des KLKO für diese Variante V als Betriebsfelder darstellen. Beispielhaft sind die sich ergebenden Felder für 100 % Erdgas, 100 % Schwachgas sowie einer Mischung aus 70 % Erdgas und 30 % Schwachgas dargestellt.

Nachdem verdeutlicht worden ist, wie durch unterschiedliche Verfahrensvarianten unterschiedliche Produktionsziele zu erreichen sind, ist nun zu erörtern, inwieweit gleichzeitig eine energetische Verbesserung möglich ist. Hierzu wird zunächst die interne Luft- und Brennstoffvorwärmung, d.h. prozessintegrierte Wärmerückgewinnung betrachtet.

VI. Variation des Kapazitätsstromes und des Potentials des Prozessgases durch prozessintegrierte Wärmerückgewinnung (vgl. Abbildungen 5 und 7):

Durch die prozessintegrierte Wärmerückgewinnung, d.h. hier interne Luft- und Brennstoffvorwärmung durch ausgeschleustes Abgas, wird gleichzeitig das Potential sowie der Kapazitätsstrom des Prozessgases beeinflusst. Es ist qualitativ zunächst ein ähnlicher Einfluss auf das Produktionsziel (Schmelzleistung und Abstichtemperatur) zu beobachten, wie er schon bei der Variation der Sauerstoffanreicherung (II) dargestellt wurde. Des Weiteren wird bei dieser Verfahrensvariante mit Ausschleusung von Abgas mit zunehmender ausgeschleuster Abgasmenge das Potential des in den Prozess eintretenden Prozessgases weiter erhöht und der Kapazitätsstrom des Prozessgases in der Vorwärmzone so stark gesenkt, dass die



Schmelzleistung schließlich mit steigender Überhitzung (Abstichtemperatur) des Roheisens wieder sinkt. Die Ergebnisse sind die drei Betriebslinien a, b, c in der Abbildung 7.

Für die Bewertung der Betriebslinien a, b, c ist zunächst zu bemerken, dass für alle dieselbe thermische Leistung ( $P_{th}$ ) gilt. Der Nutzen - das ist der im flüssigen Roheisen enthaltene Enthalpiestrom ( $\dot{H}_{a,b,c}$ ) - ist jedoch je nach verwendetem Gas unterschiedlich. Zur Bewertung mit Wirkungsgraden seien die Betriebspunkte „100 % Schwachgas, 0% Ausschleusung (Symbol ■)“ und „100 % Erdgas mit 0 % Ausschleusung (Symbol ●)“ in Abbildung 7 miteinander verglichen.

$$\eta_{\text{Betriebslinie a,0\%Ausschleusung}} = \frac{\dot{H}_{\text{Betriebslinie a,0\%Ausschleusung}}}{P_{th}} = 0,733$$

$$\eta_{\text{Betriebslinie b,0\%Ausschleusung}} = \frac{\dot{H}_{\text{Betriebslinie b,0\%Ausschleusung}}}{P_{th}} = 0,673$$

$$E_{\text{PF,gleicher Aufwand}} = \frac{\eta_{\text{Betriebslinie a,0\%Ausschleusung}}}{\eta_{\text{Betriebslinie b,0\%Ausschleusung}}} = \frac{\dot{H}_{\text{Betriebslinie a,0\%Ausschleusung}}}{\dot{H}_{\text{Betriebslinie b,0\%Ausschleusung}}} = 1,09$$

Das Erdgas ist also in diesem Fall 9 % mehr Wert als das Schwachgas, da es bei gleichem Aufwand 9 % mehr Nutzen erzeugt. Allerdings ist zu berücksichtigen, dass hierbei das Produktionsziel des Erdgasbetriebs durch das Schwachgas nicht erreicht wird.

Im Folgenden sei abschließend eine Möglichkeit diskutiert, wie das Produktionsziel für Erdgas bei vollständiger Substitution durch Schwachgas erreicht wird.

VII. Variation des Kapazitätsstromes und des Potenzials des Prozessgases durch die thermische Leistung und externe Luft- und Brennstoffvorwärmung (vgl. Abbildungen 4 und 7):

Ausgehend vom Betriebspunkt „100 % Schwachgas und 0 % Ausschleusung“ (im Folgenden mit Punkt 1 bezeichnet, vgl. Abb. 7) wird zunächst der Kapazitätsstrom des Schwachgasprozessgases durch Absenken der thermischen Leistung auf den des Erdgasprozessgases abgesenkt. Dieses bedeutet eine Zustandsänderung von Punkt 1 nach Punkt 2 in der Abbildung 7. Dieser Kapazitätsstrom (Punkt 2 in Abb. 7) beinhaltet eine thermische Leistung von 2800 kW im Vergleich zu 3200 kW bei Punkt 1. Es wird nun für den verringerten Kapazitätsstrom (Punkt 2) eine externe Vorwärmung von Luft und Brennstoff installiert. Da man das Potential erhöht, bewegt man sich von Punkt 2 aus in Richtung des fett strich-punktierten Pfeils. Bei Punkt 3 ist

eine externe Vorwärmung von 400 kW (Leistung des Zusatzbrenners) erreicht, d.h. bei Punkt 3 ist eine Gesamtleistung von 3200 kW erreicht, wie sie dem Punkt 1 entspricht. Erhöht man die Leistung der Zusatzfeuerung weiter auf 550 kW, so erreicht man als Ziel den Punkt 4, der das Produktionsziel bei 100 % Erdgasbetrieb und 0 % Abgasausschleusung darstellt. Es wird also mit einer Leistung von 3350 kW mit 100 % Schwachgas das gleiche Produktionsziel erreicht, wie mit 3200 kW Erdgas im 100 % Erdgasbetrieb.

Bei einer energetischen Bewertung dieser Verfahrensvariante VII. ergibt sich ein Energieaustauschverhältnis für den gleichen Nutzen  $E_{PF, \text{gleicher Nutzen}}$  :

$$E_{PF, \text{gleicher Nutzen}} = 1,05 .$$

Die verschiedenen Möglichkeiten der Prozessführung bei gleichzeitig unterschiedlichen Energieaufwendungen sind hier nur an wenigen Beispielen dargelegt wobei eine allgemeine systematische Diskussion und Darstellung, die sich auf prinzipielle verfahrenstechnische Möglichkeiten (Bausteine) bezieht (d.h. nicht nur KLKO usw. beinhaltet), hat noch zu erfolgen.

#### **4 Energetische Bewertung der Brennstoffsubstitution bei Verfahrensketten am Beispiel der Ersatzbrennstoffherstellung und Anwendung am Beispiel des Klinkerbrennprozess**

Die im Zusammenhang mit dem KLKO diskutierten Maßnahmen der Prozessführung lassen sich in ähnlicher Weise auf andere Hochtemperaturproduktionsprozesse, wie z.B. den Klinkerbrennprozess (vgl. **Abbildung 8**) übertragen. Wird beispielsweise durch externe Vergasung von festen Ersatzbrennstoffen ein gasförmiger Ersatzbrennstoff in Form eines vorgewärmten Schwachgases der Calcinatorstufe zugeführt [11], nimmt das kalorische Energieaustauschverhältnis bei Einsatz des Schwachgases bei Prozesstemperaturen von circa 850 °C Werte die geringfügig > 1 sind, an. Durch den Einsatz des Schwachgases steigt trotz des spezifisch kleineren Verbrennungsluftbedarfs unter anderem der absolute Luftbedarf gegenüber dem Betrieb mit Primärbrennstoff an. Dieser Bedarf wird durch Klinkerabluft (vorgewärmte Luft aus der Klinkerkühlung; vgl. **Abbildung 8**), die im Falle des Primärbrennstoffeinsatzes aus wärmetechnischer Sicht ungenutzt bleibt, gedeckt.

Durch solche Maßnahmen der Prozessführung lässt sich auch insgesamt für den Prozess ein Energieaustauschverhältnis nahe 1 erreichen, so dass in diesem Fall der Einsatz von Ersatzbrennstoff über den Weg der Vergasung in einer zirkulierenden Wirbelschicht nicht nur aus rohstofflicher Sicht, sondern auch aus energetischer Sicht

als sinnvoll zu bewerten ist. Um jedoch eine Bewertung des Nutzens des Ersatzbrennstoffeinsatzes zu erhalten, müssen, wie in [1-4] dargestellt, Verfahrensketten (Verbundsysteme) vergleichend gegenübergestellt werden. Bei dieser Bilanzierung müssen selbstverständlich auch die vorgenannten Energieaustauschverhältnisse berücksichtigt werden und darüber hinaus müssen bei der Brennstoffsubstitution Möglichkeiten der Prozessführung zur Verbesserung des Energieaustauschverhältnisses, wie an den Beispielen des KLKO und des Klinkerbrennprozesses zuvor erörtert wurde, mit betrachtet werden. Dieses soll im folgenden Beispiel näher verdeutlicht werden. Es soll beurteilt werden, ob der Einsatz von Restmüll in einem Klinkerbrennprozess oder in einer herkömmlichen Müllverbrennungsanlage (MVA) energetisch günstiger ist. Da in einer Müllverbrennungsanlage Energie das „Produkt“ und in einem Klinkerbrennprozess Klinker das Produkt ist, ist zunächst die herkömmliche Verfahrensweise des getrennten Betriebes von Klinkerbrennprozess und Müllverbrennungsanlage, d.h. die Summe der Einzelprozesse als Vergleichssituation (vgl. **Abbildung 9** unten) darzustellen. In dem zu untersuchenden Prozess des Einsatzes von Restmüll im Klinkerbrennprozess ist nun von den gleichen Mengen an Ressourcen wie bei der Vergleichssituation (Summe der Einzelprozesse) auszugehen und zu prüfen, ob bei gleichbleibender Klinkerproduktion mehr oder weniger Nutzenergie den Koppelprozess verlässt (vgl. **Abbildung 9**, oberer Teil). Die **Tabelle 3** zeigt schematisch vier verschiedene Fälle, die ausführlicher in [2] und [9] erläutert sind, mit den jeweiligen Verfahrensketten aus den Bausteinen

- mechanisch-biologische Aufbereitung (MBA) von Restsiedlungsabfall,
- thermische Behandlung (MVA),
- Klinkerbrennprozess und
- Kraftwerk.

Als Basis ist die Herstellung von 1000 kg Klinker gewählt. Die vier Fälle können grob wie folgt charakterisiert werden:

- Fall 1: Vereinfachte Annahme, dass das Energieaustauschverhältnis  $E$  (hier  $E_{PF}$ ) den Wert 1 hat, die Asche aus den Brennstoffen nicht berücksichtigt wird und keine Verluste auftreten.
- Fall 2: Wie Fall 1, jedoch mit Berücksichtigung des Energieaustauschverhältnisses  $E$  (hier  $E_{PF}$ ),
- Fall 3: Wie Fall 2, jedoch mit zusätzlichen Verlusten,
- Fall 4: Zusätzlich zu Fall 3 mit Berücksichtigung der Asche als

mögliches Additiv.

Fall 1 ist zum besseren Vergleich in Abbildung 9 im oberen Teil eingetragen. Es ist nun zweckmäßig ein sogenanntes Nutzenergieverhältnis zu bilden. Das Verhältnis bezieht die Nettostromerzeugung des Koppelprozesses auf die Nettostromerzeugung der Vergleichssituation (Summe der Einzelprozesse). Im Fall 1 einer Brennstoffsubstitution im Klinkerbrennprozess ohne Verluste erhält man eine etwa 14 % bessere Energienutzung durch den Koppelprozess gegenüber den Einzelprozessen (herkömmliche Müllverbrennung, herkömmlicher Klinkerbrennprozess). Bezieht man ein Energieaustauschverhältnis ein (Fall 2), so ergibt sich nur noch eine um 8 % bessere Ausnutzung durch den Koppelprozess. Bei Einbeziehung zusätzlicher Energieverluste von 2 % (Fall 3), was zusammen mit dem Energieaustauschverhältnis einer Zunahme des spezifischen Energieaufwandes von 112 kJ/kg (etwa 3,35 %) realistischen Bedingungen entspricht, sind der Koppelprozess und die herkömmliche Verfahrensweise (die Summe der Einzelprozesse) als energetisch gleichwertig anzusehen. Im Fall 4 sei 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.

Das Nutzenergieverhältnis  $z$  ist von einer Reihe von Parametern abhängig. Im vorliegenden Beispiel sind dies:

$h_{u,RM}$	=	Anfangsrestmüllheizwert,
$h_{u,SK}$	=	Heizwert des Primärbrennstoffs (z. B. Steinkohle),
$\eta_{e,MVA,eZ}$	=	elektr. Nettoprimärwirkungsgrad des klassischen Müllkraftwerkes, der wiederum insbesondere von dem Anfangsrestmüllheizwert $h_{u,RM}$ abhängt,
$\eta_{e,MVA,ko}$	=	elektr. Nettoprimärwirkungsgrad eines eventuell vorhandenen Müllkraftwerkes im Verbundsystem (im Koppelsystem), der wiederum vom Heizwert des $h_{u,MVA,ko}$ des heizwertarmen Restabfalls aus der mechanisch/biologischen Aufbereitung abhängt,
$\eta_{e,KW}$	=	elektr. Nettoprimärwirkungsgrad des Kraftwerkes (KW), in dem Primärbrennstoff in elektr. Energie umgewandelt werden kann,
$f_{HR}, f_{HA}$	=	Energieverteilungsfaktoren für den heizwertreichen (HR) und den heizwertarmen (HA) Restabfall, die von der Art des Prozesses der Müllbehandlungsanlage (MBA) abhängig sind,
$e_{MBA}$	=	elektr. Eigenenergieaufwand für den MBA-Prozess, der von der

$E (E_{PF})$  = verwendeten Technik abhängig ist, Energieaustauschverhältnis für den Ersatzbrennstoff zur Substitution des Regelbrennstoffes für den gesamten betrachteten Hochtemperaturproduktionsprozess, welches wiederum wie oben angeführt von verschiedenen Parametern abhängig ist (z. Bsp. brennstofftechnische Eigenschaften, Prozessführung, Bilanztemperatur usw.)

Wie bereits in [4] gezeigt, kann je nach Parameterkombination das Nutzenergieverhältnis auch Werte  $< 1$  annehmen,

- d.h. dass der Koppelprozess dann schlechter als die Vergleichssituation (d.h. die Summe der Einzelprozesse, Abb. 9 unten) ist.

Dann führt die Brennstoffsubstitution in einem Koppelprozess zu einem zusätzlichen Primärenergieressourcenverbrauch und ist energetisch folglich nicht sinnvoll. Abbildung 10 zeigt eine weitere Parameterkombination für das elektrische Nutzenergieverhältnis  $z_e$  [vgl. 9].

## 5 Schrifttum

- [1] Scholz, R.; Beckmann, M.: Substitution von Brennstoffen und Rohstoffen durch Abfälle in Hochtemperaturprozessen. 11. DVV-Kolloquium „Stofflich und thermische Verwertung von Abfällen in industriellen Hochtemperaturprozessen“, Braunschweig 1998, ISBN 3-00-003484-X, S. 21-46.
- [2] Beckmann, M.; Scholz, R.: Energetische Bewertung der Substitution von Brennstoffen durch Ersatzbrennstoffe bei Hochtemperaturprozessen zur Stoffbehandlung, Teil 1 u. 2, ZKG INTERNATIONAL 52 (1999) No. 6 u. 8.
- [3] Beckmann, M.; Horeni, M.; Scholz, R.; Harnaut, T.: Einfluss der Prozessführung auf den spezifischen Energieverbrauch in Verfahren der Grundstoffindustrie beim Einsatz von Ersatzbrennstoffen, Dortmund 2002, „Ersatzbrennstoffe in der Energietechnik“ VDI-Berichte 1708, ISBN 3-18-091708-3, S. 131-163.
- [4] Beckmann, M.; Horeni, M.: Mathematische Modelle zur energetischen Bewertung und Optimierung von Verfahren der thermischen Abfallbehandlung. 13. DVV-Kolloquium „Thermische Verfahren der Abfallbehandlung – Entwicklungen, Optimierung, Bewertung“, Weimar, 23./24.09.2002, ISBN 3-86068-176-1.
- [5] Davies, M., Weichert, C., Scholz, R.: Development of an energetic processing concept for the description of the fusibility of a cokeless, natural gas-fired cupola furnace. Contemporary Problems of Thermal Engineering, ISBN 83-909797-5-6, Gliwice 1998, S. 285-308.
- [6] Davies, M., Scholz, R.: Energetic Process Model for the natural Gas Fired Cokeless Cupola Furnace. ULIBTK 1999 12. Turkish National Conference on thermal Sciences and Technologies, September 8-10 1999, Sakarya, Turkey.
- [7] Davies, M., Scholz, R.: Untersuchungen zur Brennstoffsubstitution und Prozessgestaltung an einem kokslosen erdgasbefeuerten Kupolofen. VDI-Tagung Fortschrittliche Energiewandlung und -anwendung März 2001.
- [8] Davies, M.; Scholz, R.; Bald, T.: Möglichkeiten der Prozessführung bei gasgefeuerten Kupolöfen für den Einsatz unterschiedlicher Brennstoffe. VDI-Bericht 1629, Verbrennung und Feuerungen (20. Deutscher Flammentag), VDI-Verlag, Düsseldorf 2001, ISBN 3-18-091629-X, S. 179-184.
- [9] Scholz, R.; Beckmann, M., Schulenburg, F.: Abfallbehandlung in thermischen Verfahren – Verbrennung, Vergasung, Pyrolyse, Verfahrens- und anlagenkonzepte. B.G. Teubner - Reihe Umwelt, 1. Auflage 2001, ISBN-Nr. 3-519-00402-X
- [10] Scholz, R.; Beckmann, M.: Ersatzbrennstoffbewertung bei unterschiedlicher Prozessführung. TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky, Neuruppin 2002; ISBN 3-935317-08-5
- [11] 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.

## 6 Symbole und Indices

### Symbole

a	spezifische Oberfläche
A	Oberfläche
AV	Ausschleusungsverhältnis
c	spezifische Wärmekapazität
e	Eigenenergieaufwand
E	Energieaustauschverhältnis
f	Energieverteilungsfaktor
h	Heizwert
H	Enthalpie
k	Wärmedurchgangskoeffizient
l	spezifischer Luftbedarf
L	Länge
m	Masse
P	Leistung
Q	Wärme
STP	Standard Temperature Pressure
z	Nutzenergieverhältnis
$\eta$	Wirkungsgrad
$\vartheta$	Temperatur
$\lambda$	Stöchiometrieverhältnis, Luftzahl
$\Omega$	Kapazitätstromverhältnis

### Indices (hochgestellt)

· Strom

### Indices (tiefgestellt)

a	Austritt
A	Abgas
Ab	Abstich
AG	Abgas
B	Brennstoff
Br	Brennstoff
BV	Brennstoffvorwärmung
e	Eintritt/elektrisch
eff	effektiv
ez	einzel
EB	Ersatzbrennstoff
EG	Erdgas
ges	gesamt
G	Brenngas/Abgas, Gut

GZ	Gaszone
HA	heizwertreich
HZ	heizwertarm
kal	kalorisch
KI	Klinker
Ko	koppel
KW	Kraftwerk
L	Luft
LV	Luftvorwärmung
m	mittlerer-
max	maximal
min	mindest-
MBA	mechanisch/biologische Aufbereitung
MVA	Müllverbrennungsanlage
n	nettoprimär
Nutz	Nutzen
PB	Primärbrennstoff
PF	Prozessführung
RE	Roheisen
RK	Rührkessel
RM	Anfangsrestmüll
S	Solid
SK	Steinkohle
SZ	Schmelzzone
th	thermisch
u	unter (Heizwert)
ÜZ	Überhitzungszone
VBS	Verbundsystem
VZ	Vorwärmzone
WR	Wärmerückgewinnung
ZWS	Zirkulierende Wirbelschicht

## 7 Abbildungen und Tabellen

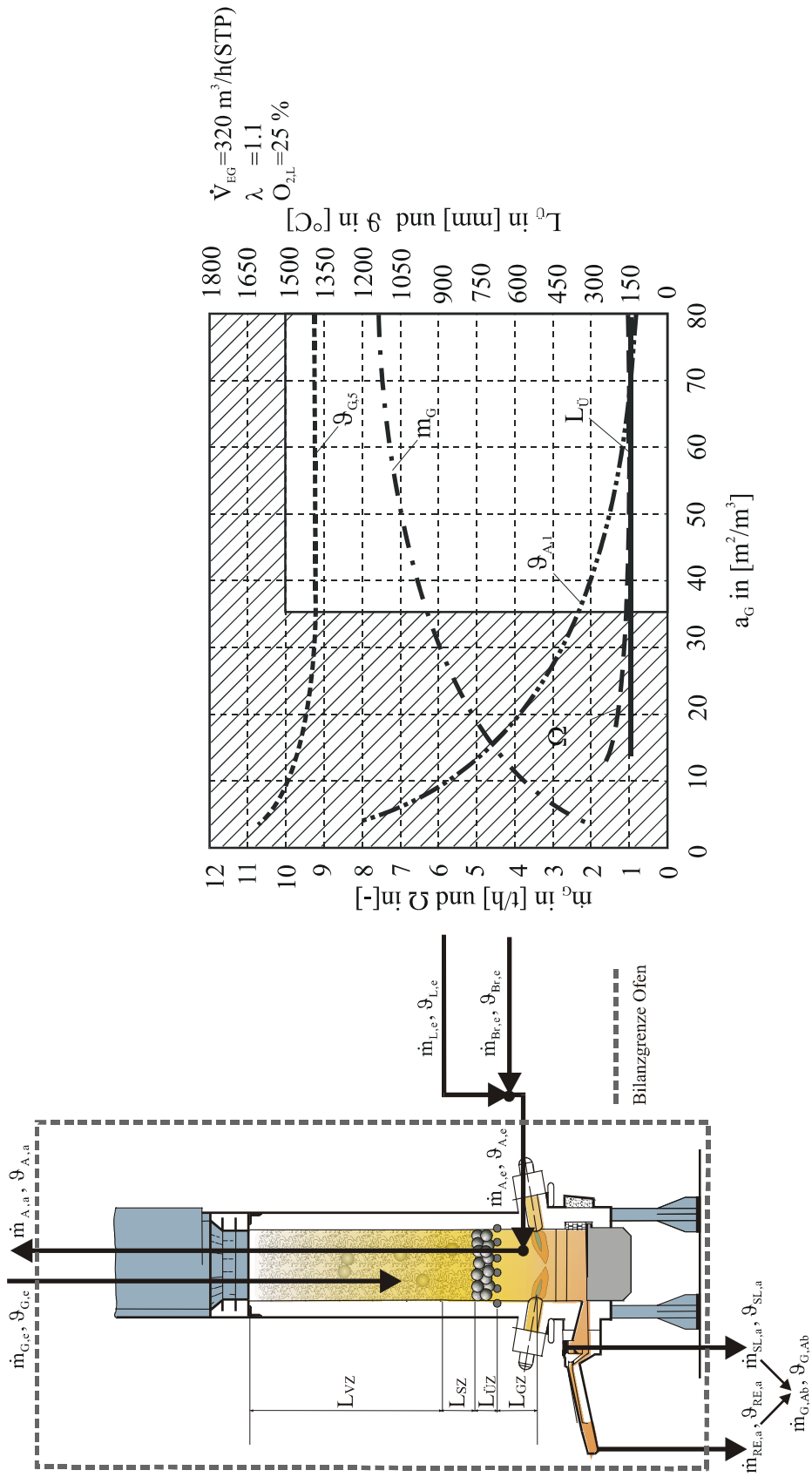


Abb. 1: kokloser gasfeuerter Kupolofen

Abb. 2: Betriebsbereiche des KLKO in Abhängigkeit von der spezifischen Oberfläche des Gutes



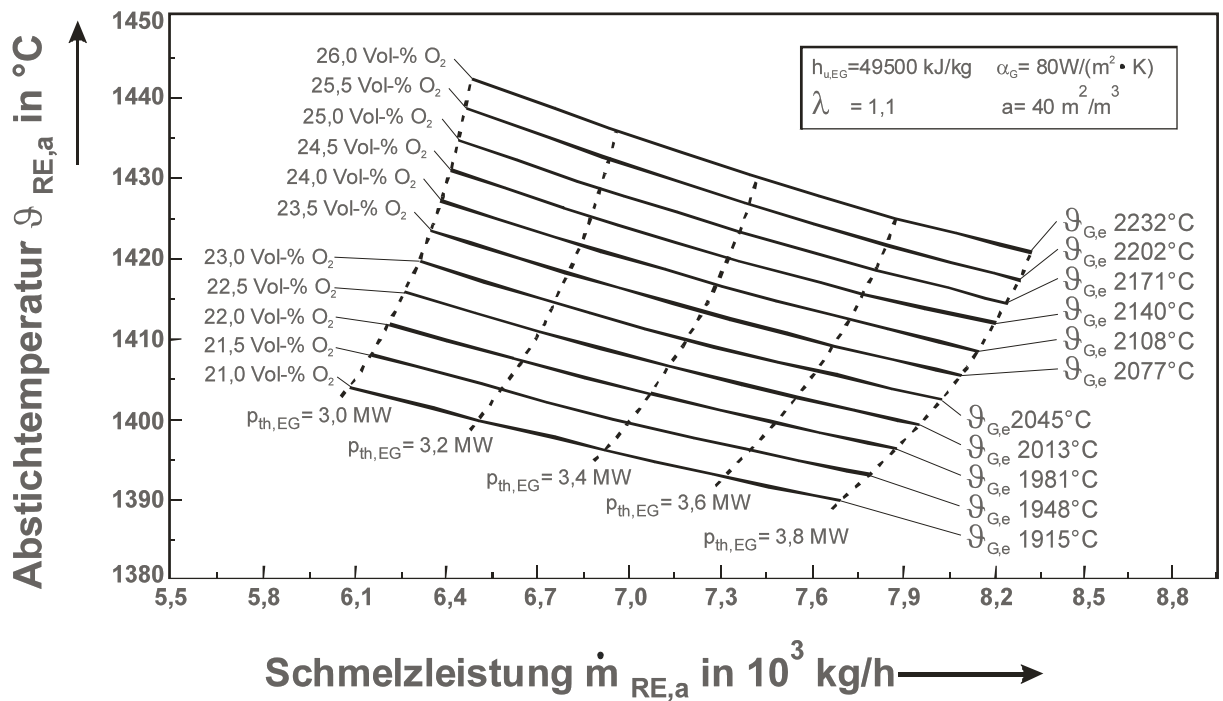


Abb. 3: Darstellung der Abstichtemperatur und der Schmelzleistung als Funktion der thermischen Leistung für die Variation der Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft

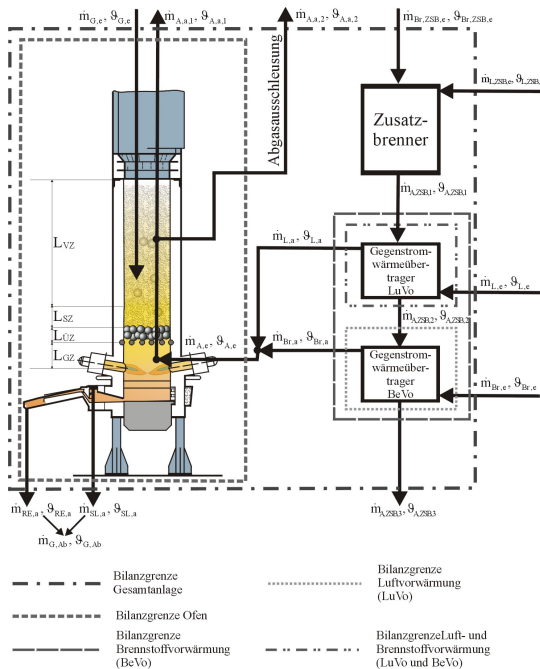


Abb. 4: Schematische Darstellung des KLKO mit Abgasausschleuung mit Zusatzfeuerung

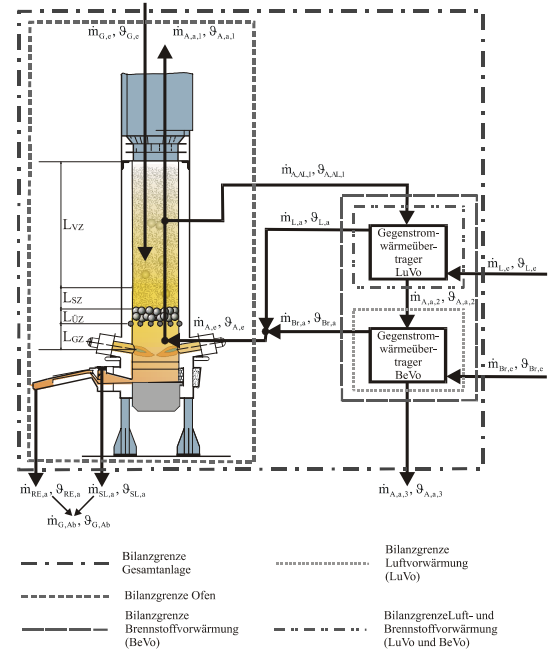


Abb. 5: Schematische Darstellung des KLKO mit prozessintegrierter Wärmerückgewinnung ohne Zusatzfeuerung

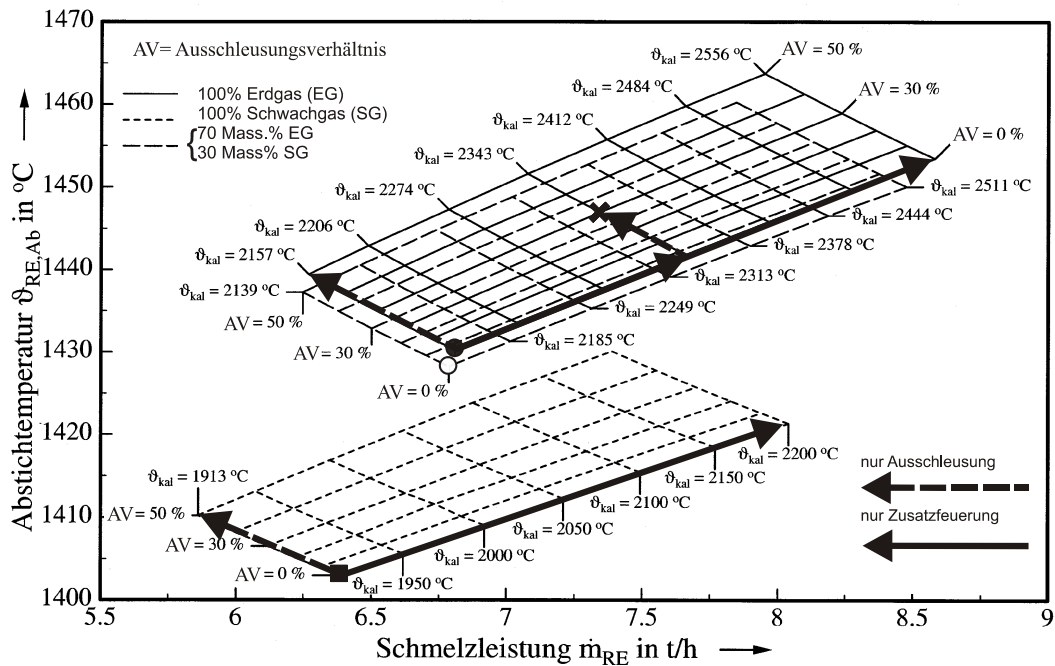


Abb. 6: Auswirkungen des Einsatzes verschiedener Brennstoffe auf das Betriebsverhalten des KLKO bei unterschiedlichen Verfahrensvarianten.

- 100 % Erdgas, Verfahrensvariante nach Abb. 1
- 100 % Schwachgas, Verfahrensvariante nach Abb. 1
- 70 % Erdgas und 30 % Schwachgas, Verfahrensvariante nach Abb. 1
- ✱ Kombination aus Ausschleusung und Sekundärfeuerung, Verfahrensvariante nach Abb. 4, (Beispiel 30 % Ausschleusung und Zusatzfeuerung bis zum Erreichen von  $\vartheta_{kal} = 2343\text{ °C}$ )

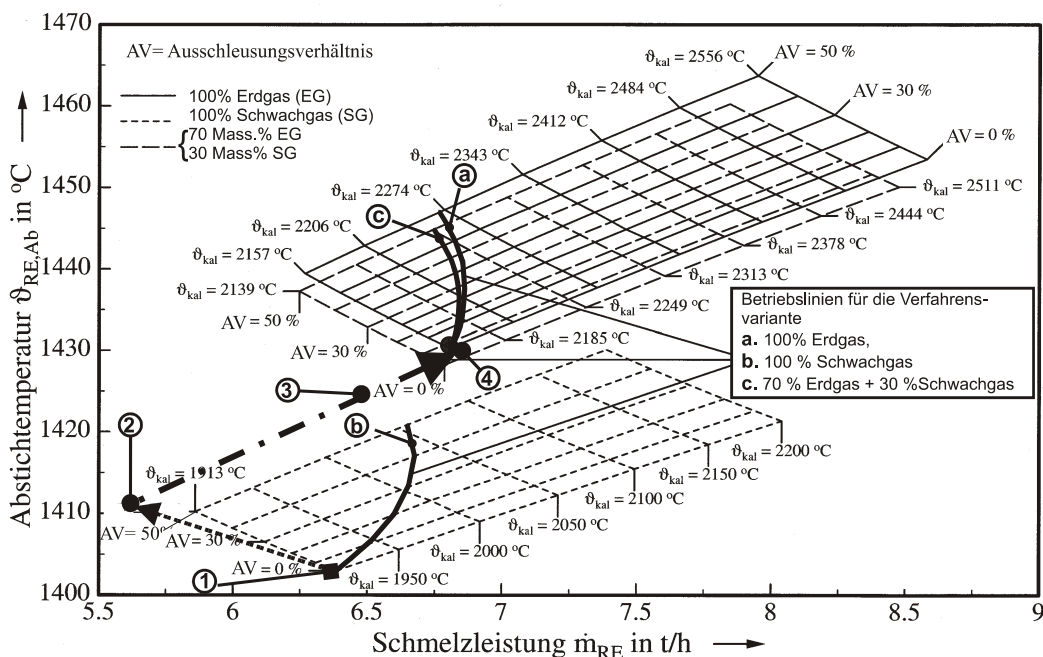


Abb. 7: Darstellung der Betriebslinien für prozessintegrierte Energierückgewinnung nach Abb.5.

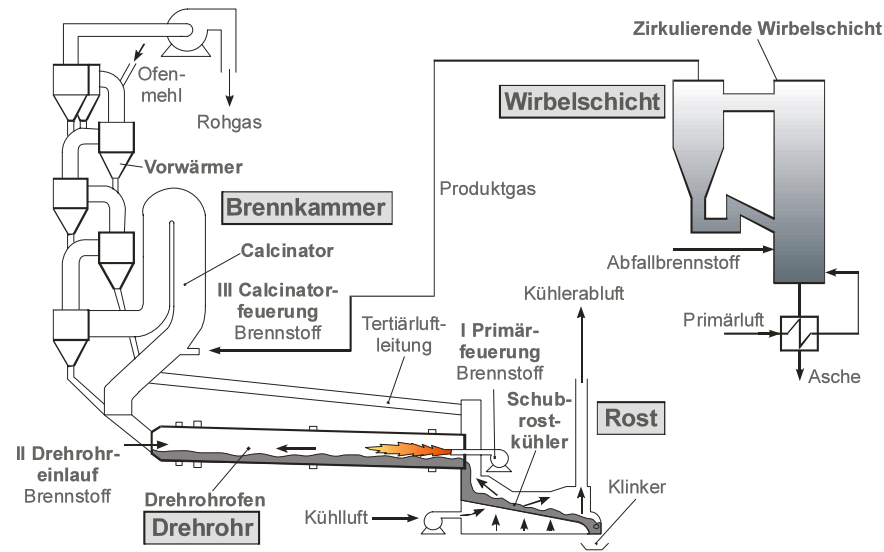


Abb.8: Schematische Darstellung des Klinkerbrennprozesses nach dem Trockenverfahren mit Calcinator und externer Vergasung in einer zirkulierenden Wirbelschicht.

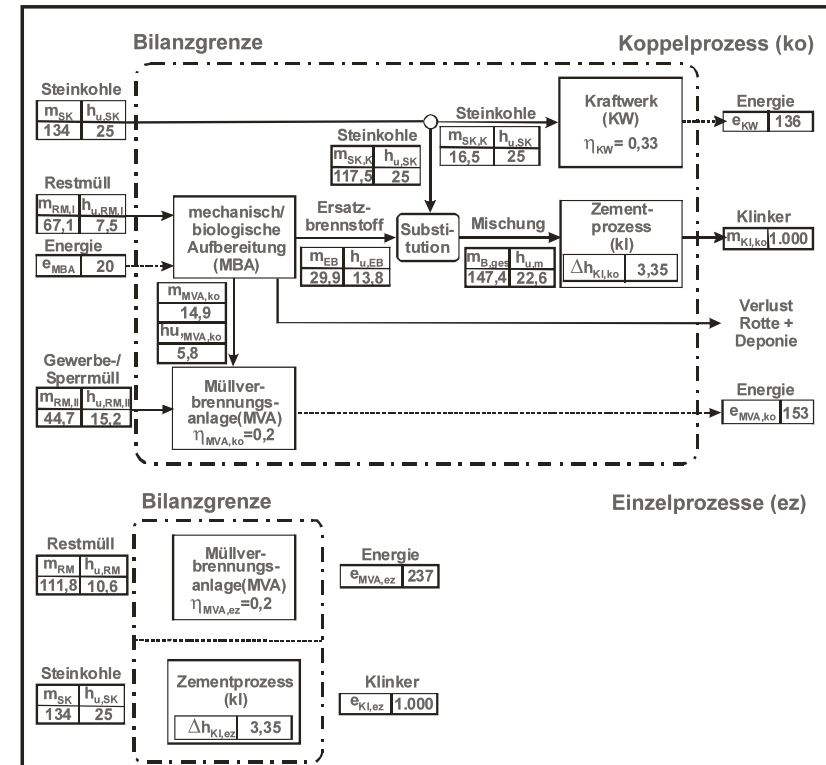


Abb.9: Vereinfachte Darstellung einer Verfahrenskette mit Substitution von Primärbrennstoff und der zugehörigen Einzelprozesse (enthält nur die hier wesentlichen Stoff- und Energiepfade ohne Zusatzstoffe, Rohmaterial Zusatzenergie usw.; Zahlenwerte sind Auszug einer detaillierten Massen- und Energiebilanz).

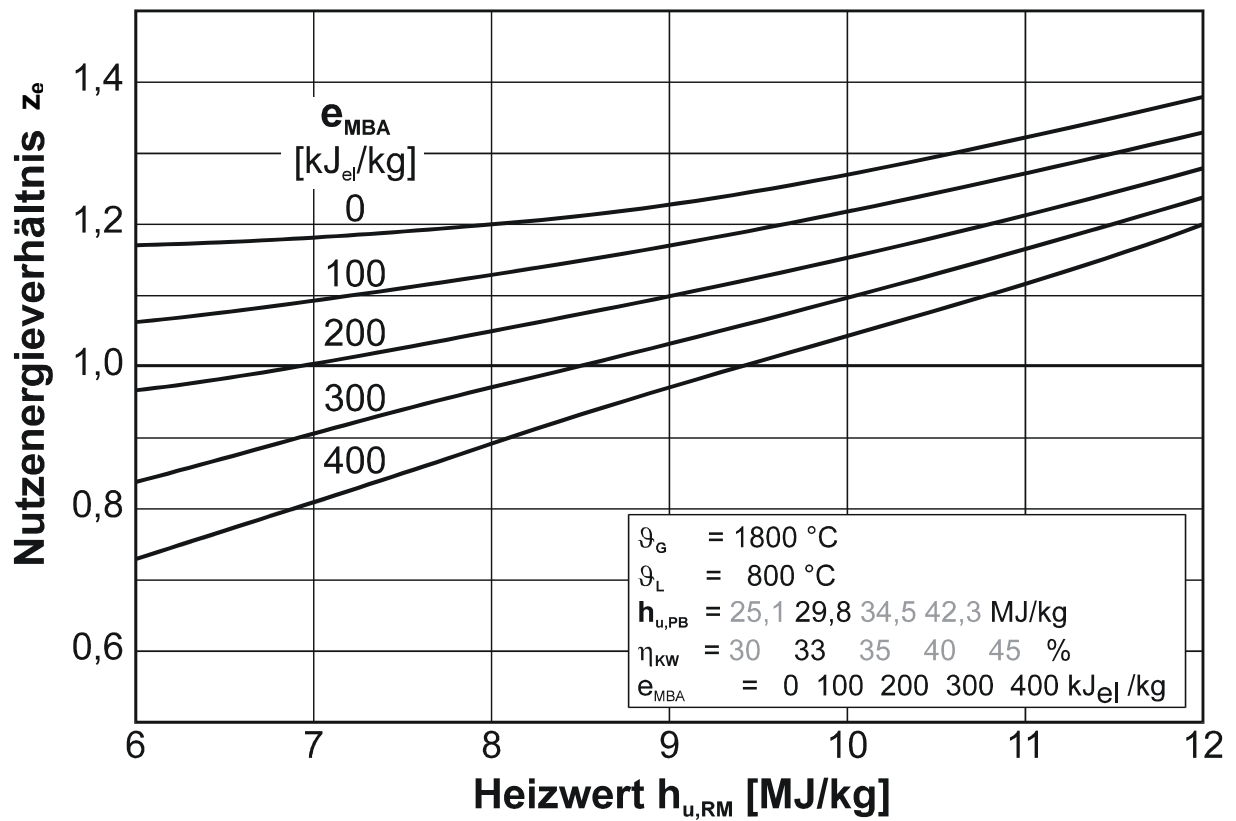


Abb. 10: Elektrisches Nutzenergieverhältnis  $z_e$  in Abhängigkeit vom Anfangsrestmüllheizwert  $h_{u, RM}$  (vgl. [ 9]).

Gas	Erdgasvolumen- anteile (STP) [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> Erdgas]	Schwachgasvolumen- anteile (STP) [m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> Schwachgas]
N <sub>2</sub>	0,0081	-
CH <sub>4</sub>	0,9834	0,125
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0054	0,036
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0018	-
CO <sub>2</sub>	0,0013	0,448
CO	-	0,335
H <sub>2</sub>	-	0,056
$h_u$ [kJ/kg]	49,500	8085
$l_{min}$ [m <sup>3</sup> Luft/m <sup>3</sup> Gas]	9,5	2,7
$\vartheta_{kal, Luft}$ [°C]	2040	1830

Tabelle 1: Gegenüberstellung der wesentlichen brennstofftechnischen Größen des Erdgases sowie Schwachgases.

Bilanztemperatur des Prozessgases in [°C]	$E_{kal}$
900	1,05
1000	1,07
1100	1,10
1300	1,21
1500	1,51

Tabelle 2:  $E_{kal}$  für Erdgas und Schwachgas in Abhängigkeit von der mittleren Bilanztemperatur nach [2].

Bezeichnung		Einheit	Fall 1	Fall 2	Fall 3	Fall 4
<b>Energien und Bilanzierung</b>						
$e_{MBA}$	Energieaufwand MBA	MJ	20	22	23	22
$e_{KW}$	Nutzenergie Kraftwerk	MJ	136	135	116	134
$e_{MVA,ko}$	Nutzenergie MVA, Koppelprozess	MJ	153	167	170	167
$e_{MVA,ez}$	Nutzenergie MVA, Einzelprozess	MJ	237	258	263	258
$e_{ko}$	Energiebilanz $e_{KW}+e_{MVA,ko}-e_{MBA}$	MJ	269	280	263	279
$Z_{Nutz}$	Nutzenergieverhältnis $e_{ko}/e_{MVA,ez}$	-	1,14	1,09	1	1,08
$\Delta m_{SK}$	Einsparung SK	Kg <sub>SK</sub> /t <sub>Kl</sub>	1,28	0,88	0	0,84
<b>Parametervariationen</b>						
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	nein
<b>Massen im Koppelprozess</b>						
$m_{SK,Kl}$	Steinkohle Zementprozess	kg	117,5	117,6	119,9	117,7
$m_{SK,KW}$	Steinkohle Kraftwerk	kg	16,5	16,4	14,1	16,3
$m_{RM,I}$	Restmüll zur MBA	kg	67,1	73,1	74,6	73,1
$m_{RM,II}$	Gewerbe-/ Sperrmüll	kg	44,7	48,7	49,7	48,8
$m_{MVA,ko}$	Restmüll aus MBA zur MVA	kg	14,9	16,2	16,6	16,2
$m_{EB}$	Ersatzbrennstoff	kg	29,9	32,6	33,3	32,6
$m_{B,ges}$	Substitutionsbrennstoff	kg	147,7	150,2	153,2	150,3
<b>Massen im Koppel- und Einzelprozess</b>						
$m_{SK}$	Steinkohle gesamt	kg	134			
$m_{RM}$	Restmüll gesamt ( $m_{RM,I}+m_{RM,II}$ )	kg	111,8	121,8	124,3	121,9
$m_{Kl}$	Klinker	kg	1.000			
<b>Heizwerte und spezifischer Energieaufwand im Koppelprozess</b>						
$h_{u,RMI}$	Restmüll zur MBA	MJ/kg	7,5			
$h_{u,RMII}$	Gewerbe-/ Sperrmüll	MJ/kg	15,2			
$h_{u,MVA,ko}$	Restmüll aus MBA zur MVA	MJ/kg	5,8			
$h_{u,EB}$	Ersatzbrennstoff	MJ/kg	13,8			
$h_{u,ges}$	Substitutionsbrennstoff	MJ/kg	22,6	22,6	22,6	22,6
$\Delta h_{Kl,ko}$	Spezifischer Energieaufwand Klinker	MJ/kg	3,35	3,390	3,458	3,392
<b>Spezifischer Energieaufwand im Einzelprozess</b>						
$\Delta h_{Kl,ez}$	Spezifischer Energieaufwand Klinker	MJ/kg	3,35			
<b>Heizwerte im Koppel- und Einzelprozess</b>						
$h_{u,SK}$	Steinkohle	MJ/kg	25			
$h_{u,RM}$	Restmüll gesamt	MJ/kg	10,6			

Tabelle 3: Daten zur vereinfachten Darstellung einer Verfahrenskette mit Substitution von Primärbrennstoff und der zugehörigen Einzelprozesse; Zahlenwerte sind Auszug einer detaillierten Massen- und Energiebilanz [10].