

Einfluss der Prozessführung auf den spezifischen Energieverbrauch in Verfahren der Grundstoffindustrie beim Einsatz von Ersatzbrennstoffen

Prof. Dr.-Ing. M. Beckmann, Dipl.-Ing. Martin Horeni;
Bauhaus-Universität Weimar

Prof. Dr.-Ing. R. Scholz, Dipl.-Ing. Thorsten Harnaut;
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 Prozessen zur **Grundstoffherstellung** (GSH) (Zement-, Kalk-, Stahlindustrie usw.) oder zur ausschließlichen Energieumwandlung.

Ersatzbrennstoffe sind, wie die Bezeichnung selbst ausdrückt, für den Ersatz von Regelbrennstoffen (fossile Brennstoffe) in Kraftwerks- und Prozessfeuerungen bestimmt. Daher müssen in erster Linie energetische Vorteile unter Einbeziehung des Aufwandes zur Herstellung der Ersatzbrennstoffe, d.h. der gesamten Verfahrenskette im Vergleich zu dem konventionellen Einsatz von Regelbrennstoffen im Einzelprozess und z.B. der thermischen Behandlung des Abfalls in einer MVA gegeben sein. Konzepte zur Ersatzbrennstoffherstellung und Nutzung, die diesen Vorteil aus energetischer Sicht aufweisen, müssen dann weiter bezüglich der Schadstoffströme und der Wirtschaftlichkeit bewertet werden. Brennstoffeigenschaften allein reichen somit für die Beurteilung eines Ersatzbrennstoffes nicht aus.

In dem vorliegenden Beitrag werden deshalb insbesondere Fragen der Wertigkeit von Ersatzbrennstoffen aus energetischer Sicht diskutiert. In diesem Zusammenhang sind sogenannte Energieaustauschverhältnisse, spezifische Energieverbräuche und Wirkungsgrade zu betrachten. Bei der Bewertung des Ersatzbrennstoffeinsatzes müssen Verfahrensketten, bestehend aus den Herstellungsverfahren für den Ersatzbrennstoff (z.B. mechanisch-biologische Aufbereitung, MBA), den Verfahren zur Nutzung der Ersatzbrennstoffe (z.B. GSH) und den Verfahren zur Behandlung der verbleibenden Restfraktionen aus der Ersatzbrennstoffherstellung (z.B. Thermische Restmüllbehandlung, Deponierung) untersucht werden.

Bei der Frage nach dem energetischen Nutzen eines Ersatzbrennstoffes ist zunächst das Energieaustauschverhältnis unmittelbar in dem betrachteten Prozessabschnitt des Verfahrens zur Nutzung zu untersuchen. Das Energieaustauschverhältnis drückt aus, wie viel Energie des Primärbrennstoffes durch die Energie des Ersatzbrennstoffes bei sonst gleicher Prozessführung (z.B. Produktionsleistung bei der Klinkerherstellung) ersetzt werden kann. Danach ist zu prüfen, inwieweit eine Verbesserung des Energieeinsatzes bei den geänderten Randbedingungen des Ersatzbrennstoffeinsatzes durch vorhandene Maßnahmen der Prozessführung oder durch weitere Optimierung (z.B. durch Wärmerückgewinnung, Brennstoffstufung, Anpassung der Wärmekapazitätsstromverhältnisse) erreicht werden kann. Die Einbeziehung dieser Maßnahmen führt zu einem Energieaustauschverhältnis für den Gesamtprozess. Für Herstellungsverfahren der Grundstoffindustrie ergibt sich hieraus unmittelbar der spezifische Energieverbrauch. In einem weiteren Schritt müssen dann die Aufwendungen und der Nutzen der Herstellung des Ersatzbrennstoffes und der weiteren Behandlung der Restfraktionen bilanziert werden. Insgesamt ergibt sich der Nutzen des Ersatzbrennstoffeinsatzes für die Verfahrenskette. Dieser ist dann dem Nutzen der jeweiligen Einzelprozesse, der sich bei der Herstellung der gleichen Produktionsmenge des Grundstoffes und der direkten Verwertung des Restmülls z.B. in einer MVA ergibt, gegenüberzustellen. Dieses Energienutzungsverhältnis drückt aus, in welchem Umfang die Herstellung und der Einsatz von Ersatzbrennstoffen in der betrachteten Verfahrenskette energetisch sinnvoll ist.

Selbstverständlich müssen auch bei der Herstellung der Ersatzbrennstoffe weitere Maßnahmen zur Optimierung, abgestimmt auf den Einsatz der Ersatzbrennstoffe erfolgen. In diesem Bereich ist noch ein erhebliches Entwicklungspotenzial vorhanden, was es künftig auszuschöpfen gilt.

In dem vorliegenden Beitrag werden die genannten Energieaustausch- und Energienutzungsverhältnisse sowie Möglichkeiten zur Prozessoptimierung für einzelne Prozessabschnitte, Gesamtverfahren und Verfahrensketten zunächst allgemein erläutert und danach beispielhaft für die Nutzung von Ersatzbrennstoffen in der Zement- und Stahlindustrie diskutiert.

2 Energieaustauschverhältnisse

Einleitend wurde bereits erwähnt, dass es beim Einsatz von Ersatzbrennstoffen in Prozessen der Grundstoffindustrie verschiedene Energieaustauschverhältnisse zu berücksichtigen gilt. Zunächst kann man grob in

- ein Energieaustauschverhältnis unmittelbar im Teilprozess der Substitution ohne Prozessoptimierung bei unveränderter Produktionsleistung und
- Energieaustauschverhältnisse für den Gesamtprozess mit Berücksichtigung von Maßnahmen zur Prozessoptimierung bei ebenfalls unveränderter Produktionsleistung

unterteilen.

Die Energieaustauschverhältnisse werden aus brennstofftechnischer Sicht wesentlich durch die kalorischen Eigenschaften eines Brennstoffes bestimmt. Hierzu zählen insbesondere

- Heiz- und Brennwert,
- spezifischer Mindestluftbedarf,
- spezifische Mindestabgasmenge und
- adiabate Verbrennungstemperatur.

Darüber hinaus werden die Energieaustauschverhältnisse durch die Prozessführung in den Teilprozessen des Gesamtverfahrens wie z.B.:

- Luftüberschussverhältnis,
- Luft- und Brennstoffvorwärmung,
- Brennstoffstufung,
- Sauerstoffanreicherung und
- Abgas- und Wärmeverluste

beeinflusst.

Auf die v.g. unterschiedlichen Energieaustauschverhältnisse und die Einflussgrößen wird im Folgenden getrennt näher eingegangen.

2.1 Energieaustauschverhältnis im Teilprozess der Substitution

Wird in einem Teilprozess (z.B. Hauptfeuerung des Zementklinkerbrennprozesses) eine bestimmte Menge eines Primärbrennstoffes PB (z.B. Steinkohle) durch einen Ersatzbrennstoff EB ersetzt, so besteht zunächst die Forderung, dass der Prozess hinsichtlich des Produktionszieles (z.B. Klinkerproduktion und -qualität, Schmelzleistung) (s. Beispiele Abschnitt 4 u. 5) davon unbeeinträchtigt bleiben soll. Das be-

deutet aus wärmetechnischer Sicht, dass die Guttemperatur J_s und die Ofenleistung, d.h. der übertragene Wärmestrom \dot{Q} , unverändert bleiben müssen. Zur Verdeutlichung dieser Anforderung sei in einem ersten Schritt ein Abschnitt eines kontinuierlichen Reaktors (Industrieofen) herausgegriffen und - um zunächst das Prinzip zu erläutern - vereinfacht als ein Rührkessel-Element (Abb. 1, Fall I) betrachtet. Die zugeführte Energie ergibt sich aus dem Umsatz von Brennstoff \dot{m}_B mit Luft \dot{m}_L (bzw. Sauerstoff) zu dem Gasmassenstrom \dot{m}_G unter Berücksichtigung einer Brennstoff- und Luftvorwärmung. Für die Temperatur des zugeführten Gasenthalpiestromes $\dot{H}_{G,kal}$ kann die kalorische Verbrennungstemperatur J_{kal} angenommen werden¹.

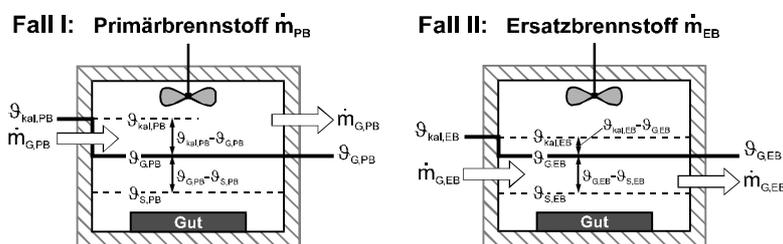


Abb. 1 Wärmeübertragung im Industrieofen, Modellvorstellung ideal durchmischter Rührkessel
 Fall I: Rührkessel mit Primärbrennstoff PB
 Fall II: Rührkessel mit Ersatzbrennstoff EB

Der Gasstrom gibt in dem Abschnitt des Ofenraums (ideales Rührkessel-Element) den Wärmestrom \dot{Q}_{RK} (Konvektion, Strahlung) an das Gut mit der konstanten Oberflächentemperatur J_s ab, so dass die Temperatur des Gasstromes

vom Eintrittspotenzial J_{kal} auf die sich einstellende Temperatur J_G absinkt. Damit beträgt die Enthalpiestromdifferenz des Gasstromes

$$[D\dot{H}_G = \dot{H}_{G,kal} - \dot{H}_{G,G}]_{PB} \quad (1)$$

Da es sich um ein Rührkessel-Element handelt, ist die Temperatur J_G in diesem (kleinen) Element überall gleich und somit auch gleich der Austrittstemperatur.

Unter Annahme adiabater Bedingungen ist

$$[D\dot{H}_G = \dot{Q}]_{PB} \quad (2)$$

¹ Die theoretische Verbrennungstemperatur $J_{kal,PB}$ tritt in der Realität nicht unmittelbar auf, gibt aber in Verbindung mit dem Kapazitätsstrom $\dot{m}_G \cdot c_G$ die Höhe des zugeführten Energiestromes (Enthalpiestromes) $\dot{H}_{G,kal}$ an und damit das Niveau, von dem auszugehen ist.

mit

$$D\dot{H}_G = \dot{m}_G \cdot c_{G,kalG} \cdot (J_{kal} - J_G) \quad (3)$$

und

$$\dot{Q}_{RK} = a_{ae} \cdot A_S \cdot (J_G - J_S) \quad (4)$$

Bei Substitution des Primärbrennstoffes (PB) durch den Ersatzbrennstoff (EB) (Abb. 1, Fall II) besteht wie erwähnt die Anforderung, dass die Guttemperatur J_S und die Ofenleistung, d.h. der übertragene Wärmestrom \dot{Q} , unverändert bleiben sollen:

$$\dot{Q}_{PB} = \dot{Q}_{EB} \quad (5)$$

woraus sich unmittelbar

$$D\dot{H}_{G,PB} = D\dot{H}_{G,EB} \quad (6)$$

ergibt.

Unterstellt man in einem ersten Ansatz, dass im Fall der Substitution die Wärmeübertragungsbedingungen unverändert bleiben, so müssen auch die Gastemperaturen J_G , d.h. die sogenannten Bilanztemperatur, konstant bleiben (statische Betrachtung, siehe auch [1]).

Sinkt nun beispielsweise bei dem Ersatzbrennstoffeinsatz die kalorische Verbrennungstemperatur

$$J_{kal,EB} < J_{kal,PB} \quad (7)$$

dann wird in Verbindung mit der Darstellung in Abb. 1 und Gleichung (3) deutlich, dass die Forderung (6) nur erfüllbar ist, wenn der Gasmassenstrom \dot{m}_G steigt:

$$\dot{m}_{G,EB} > \dot{m}_{G,PB} \quad (8)$$

Der Gasmassenstrom $\dot{m}_{G,PB}$ bzw. $\dot{m}_{G,EB}$ aus der Brennstoffumsetzung mit Luft (Sauerstoff) ist mit dem zugehörigen Brennstoffmassenstrom \dot{m}_{PB} bzw. \dot{m}_{EB} über die Beziehungen der Verbrennungsrechnung verknüpft.

Wird nun ein Energieaustauschverhältnis E eingeführt:

$$E = \frac{\dot{m}_{EB} \cdot h_{u,EB}}{\dot{m}_{PB} \cdot h_{u,PB}} \quad (9)$$

das die Wertigkeit eines Ersatzbrennstoffes im Verhältnis zu dem Primärbrennstoff aus energetischer ausdrückt, so kann dieses unter Berücksichtigung der o.g. Bedingungen und den Beziehungen der Verbrennungsrechnung [1] für die jeweiligen Randbedingungen des Ersatzbrennstoffeinsatzes (insbesondere Heizwerte des Primär- und Ersatzbrennstoffes, Luft- und Brennstoffvorwärmung, Gastemperatur, Solidtemperatur) ermittelt werden. In dem hier gesteckten Rahmen wird nur auf die statische Betrachtung (konstante Gastemperatur) eingegangen. Hinsichtlich der Erweiterung der Betrachtung unter Einbeziehung der sich mit dem Einsatz des Ersatzbrennstoffes ändernden Wärmeübertragungsverhältnisse sei auf [1] verwiesen.

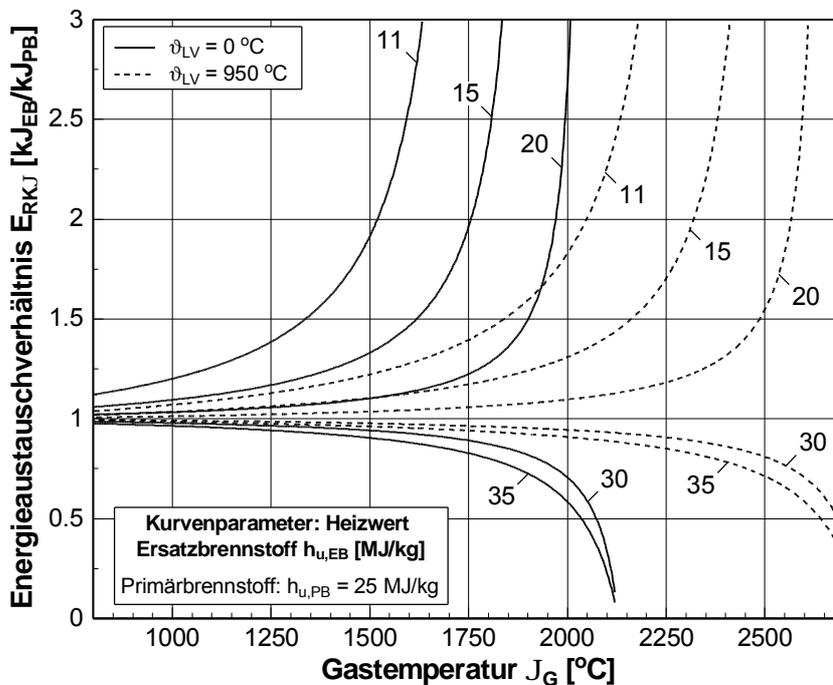


Abb. 2: Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung [1].

Das Energieaustauschverhältnis E (Abb. 2) ist um so größer, je höher die zu erreichende 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 umgekehrt Werte kleiner Eins an. Das betrifft beispielsweise die Substitution von Steinkohle durch hochkalorige Kunststoffabfälle beim Klinkerbrennprozess in der Primärfeuerung. Insbesondere bei einem Vergleich der Energieaustauschverhältnisse in Abb. 2 für einen bestimmten Ersatzbrennstoff mit und ohne Luftvorwärmung wird die Bedeutung der Wärmerückgewinnung (z.B. Wärmerückgewinnung aus dem Gut, Rostkühler Klinkerbrennprozess) deutlich. Im Fall eines Ersatzbrennstoffes mit $h_{u,EB} = 11 \text{ MJ/kg}$ werden Gastemperaturen $J_G > 1700^\circ\text{C}$ nur durch eine ent-

Das Energieaustauschverhältnis E (Abb. 2) ist um so größer, je höher die zu erreichende 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 Energieaustausch-

sprechende Luftvorwärmung (Abb. 2) erreicht. Ein wesentliches Ziel einer mit dem Ersatzbrennstoffeinsatz verbundenen Optimierung besteht nun darin, durch entsprechende Anlagenschaltungen und Wärmerückgewinnung usw. ein möglichst kleines Energieaustauschverhältnis zu erreichen.

Wie im Zusammenhang mit den weiter unten folgenden Beispielen gezeigt, kann für einen bestimmten Prozess, für den die zu erreichende Guttemperatur fest vorgegeben ist, das Energieaustauschverhältnis in Abhängigkeit vom Verhältnis der Heizwerte des Ersatzbrennstoffes zu dem des Primärbrennstoffes ($h_{u,EB}/h_{u,PB}$) angegeben werden.

Zuvor sei jedoch auf den Einfluss der Prozessführung auf das Energieaustauschverhältnis eingegangen.

2.2 Energieaustauschverhältnis für den Gesamtprozess unter Berücksichtigung der Prozessoptimierung

Aus den Kurven für das Energieaustauschverhältnis E des Teilprozesses in (Abb. 2) kann man bereits den Einfluss einer Luftvorwärmung erkennen. Bei einem gedanklichen Vergleich eines Prozesses, der mit einem Ersatzbrennstoff mit $h_{u,EBI}=20$ MJ/kg und ohne Luftvorwärmung betrieben wurde, mit einem zweiten Prozess, der nun mit einem Ersatzbrennstoff mit nur $h_{u,EBII}=15$ MJ/kg jedoch mit gleichzeitiger Luftvorwärmung betrieben wird, ergibt sich bei Prozesstemperaturen oberhalb von $J_G > 1600^\circ\text{C}$ der Fall, dass der Ersatzbrennstoff EBII mit dem geringeren Heizwert „mehr Wert“ hat, als der höherkalorige Ersatzbrennstoff EBI. Damit soll betont werden, dass das Energieaustauschverhältnis keineswegs nur von den brennstofftechnischen, insbesondere den kalorischen Eigenschaften abhängt, sondern wesentlich durch die Prozessführung und die Optimierung, z.B. durch verbesserte Wärmerückgewinnung, beeinflusst wird.

Bei der Luft- und Brennstoffvorwärmung muss jedoch berücksichtigt werden, dass der Wirkungsgrad der Wärmerückgewinnung wesentlich durch den Mindestluftbedarf I_{min} und das jeweilige Luftüberschussverhältnis I bestimmt wird.

Die Abb. 3 zeigt die maximalen Wirkungsgrade $h_{LV,max}$ und $h_{BV,max}$ in Abhängigkeit vom Mindestluftbedarf I_{min} . Eine Verbesserung von $h_{WR,max}$ durch eine Brennstoffvorwärmung ergibt sich nur bei Brennstoffen mit niedrigem Mindestluftbedarf und damit in der Regel nur bei heizwertschwachen Brennstoffen. Auf die Besonderheiten im

Zusammenhang mit der Wärmerückgewinnung muss selbstverständlich geachtet werden, wenn ein heizwertreicher Primärbrennstoff durch z.B. schwachkalorige Ersatzbrennstoffe substituiert werden soll.

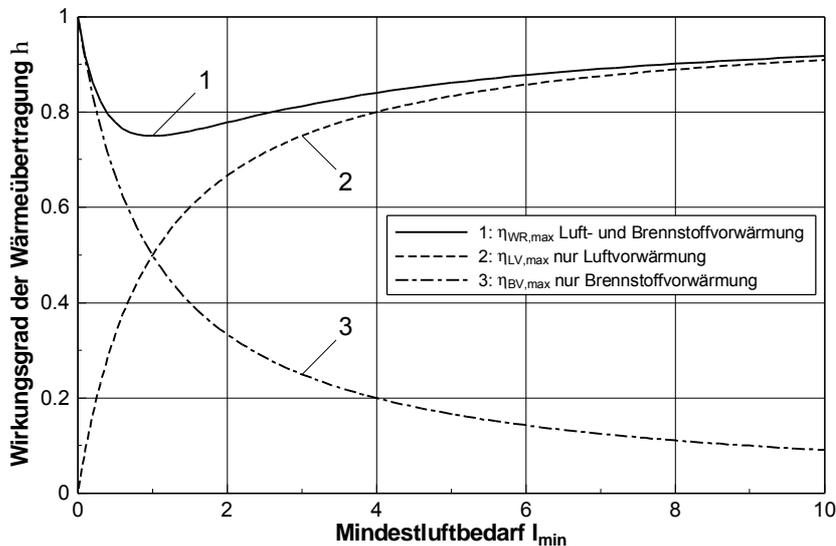


Abb. 3: Maximale Wirkungsgrade für die Wärmerückgewinnung durch Luft- und /oder Brennstoffvorwärmung in Abhängigkeit vom Mindestluftbedarf des Brennstoffes [2].

Eine weitere Besonderheit, die bei dem Energieaustauschverhältnis des Gesamtprozesses zu berücksichtigen ist, ergibt sich aufgrund der Tatsache, dass bei abnehmendem Heizwert der Mindestluftbedarf I_{min} und die Mindestabgasmenge v_{min} nicht im gleichen Verhältnis wie die Heiz-

werte $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ abnehmen. Bei festen Brennstoffen kann beispielsweise die Mindestabgasmenge durch eine Beziehung aus der statistischen Verbrennungsrechnung [3] angenähert werden:

$$v_{min} = a \cdot h_u + b \quad (10)$$

Geht man von einem unveränderten spezifischen Energiebedarf für den Prozess aus, so lässt sich das Verhältnis der Mindestabgasmenge des Ersatzbrennstoffes zu dem des Primärbrennstoffes $v_{min,EB}/v_{min,PB}$ in Abhängigkeit zu dem Heizwertverhältnis $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ abschätzen.

Aus der Abb. 4 ist zu erkennen, dass mit abnehmendem Heizwert (-verhältnis) das Verhältnis der Mindestabgasmenge ansteigt. Berücksichtigt man zusätzlich das Energieaustauschverhältnis des Teilprozesses $E=f(h_{u,EB}/h_{u,PB})$ (s.o.), so ergibt sich eine entsprechend größere Zunahme gegenüber dem Fall eines konstanten Energieaustauschverhältnisses $E=1$. Diese Besonderheit ist im Zusammenhang mit dem Abgasverlust, der sich aufgrund einer i.d.R. festgesetzten prozessbedingten Abgastemperatur J_{AG} ergibt zu berücksichtigen. Der spezifische Energiebedarf des Gesamtprozesses wird mit zunehmendem Abgasstrom bei festgesetzter Abgastempe-

ratur daher zunächst ansteigen. Eine Senkung des spezifischen Energiebedarfes in diesem Fall muss dann z.B. durch eine Wärmerückgewinnung (Luft- oder Brennstoffvorwärmung, Abwärmenutzung für andere Prozesse usw.) angestrebt werden.

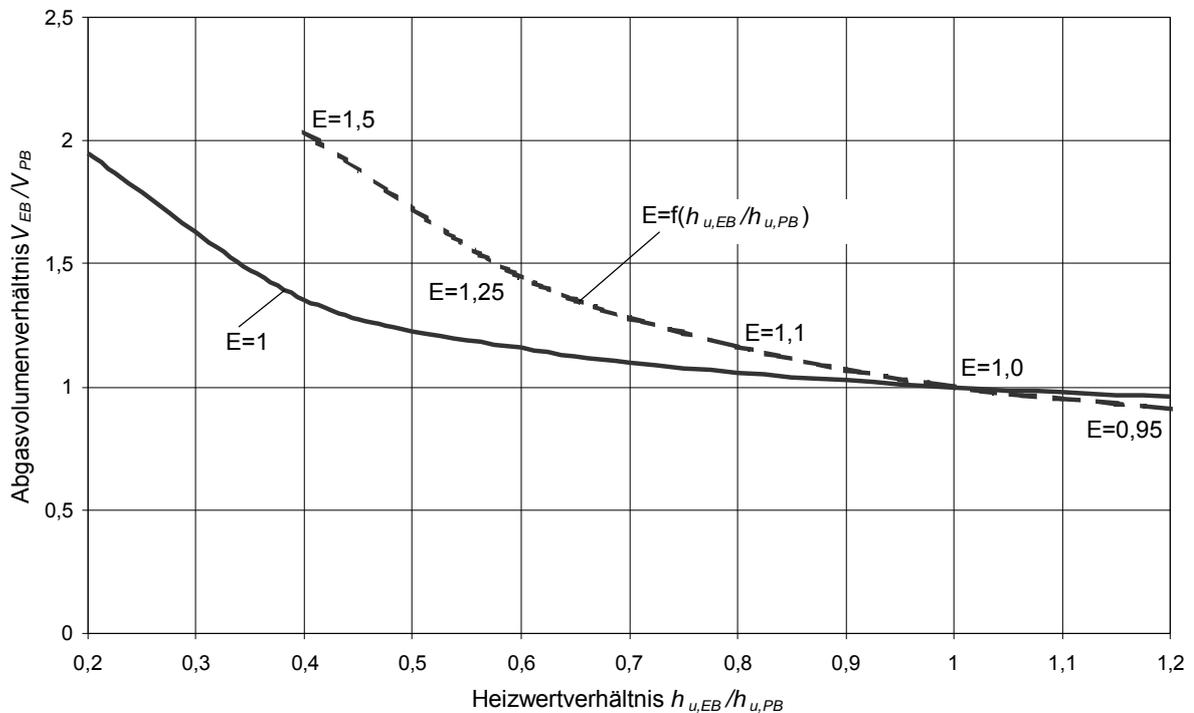


Abb. 4: Verhältnis der Mindestabgasmengen des Ersatzbrennstoffes zu dem des Primärbrennstoffes $V_{min,EB} / V_{min,PB}$ in Abhängigkeit zu dem Heizwertverhältnis $h_{u,EB} / h_{u,PB}$.

Eine andere Möglichkeit besteht in der prozessinternen Wärmerückgewinnung, z.B. durch einen Eingriff in die Prozessführung durch Änderung der Wärmekapazitätsstromverhältnisse oder in Form einer Brennstoffstufung. Auf die Anpassung der Wärmekapazitätsstromverhältnisse wird weiter unten im Zusammenhang mit dem Beispiel aus der Stahlindustrie (Einschmelzvorgang in einem kokslosen Kupolofen, s. Abschnitt 5) noch näher eingegangen. An dieser Stelle sei daher die Möglichkeit einer Brennstoffstufung, wie sie z.B. bei dem Zementklinkerbrennprozess mit Calcinatorfeuerung bereits besteht, kurz erläutert.

Eine Brennstoffstufung ist besonders bei Prozessen, die in mehrere deutlich getrennte Teilprozessabschnitte mit jeweils unterschiedlichen Temperaturniveaus unterteilt werden können (z.B. Vorwärmen, Entsäuern, Brennen oder Vorwärmen, Schmelzen, Überhitzen der Schmelze) wirkungsvoll. Ergibt sich z.B. aus der Anforderung eines Brennprozesses mit dem zugehörig hohen Temperaturniveau zu-

nächst ein entsprechend hohes Energieaustauschverhältnis für diesen Teilprozess, d.h., es muss bei Einsatz des Ersatzbrennstoffes ein vergleichsweise zu dem Primärbrennstoffeinsatz höherer Energieeinsatz erfolgen, so kann in dem nachgeschalteten Teilprozess, abhängig vom Temperaturniveau des Teilprozesses, ein Teil des zusätzlichen Energieeinsatzes wieder „zurückgewonnen“ werden, d.h., der Energieeinsatz in dem folgenden Teilprozess (z.B. Entsäuerung des Rohmehls) kann dann jeweils vermindert werden. Für den Gesamtprozess ergeben sich damit z.T. deutlich reduzierte Energieaustauschverhältnisse die nur wenig größer als Eins sind. Der in den folgenden Teilprozessen nutzbare Enthalpiestrom ist wie erwähnt abhängig von dem Temperaturniveau des betrachteten Teilprozesses, das jedoch unabhängig vom Einsatz des Ersatzbrennstoffes prozesstechnisch festgelegt ist. Das Verhältnis des in einem folgenden Teilprozess theoretisch nutzbaren Enthalpiestromes bei Ersatzbrennstoffeinsatz in dem ersten Teilprozess zu dem des ausschließlichen Primärbrennstoffeinsatzes ist dann abhängig von den kalorischen Verbrennungstemperaturen beider Brennstoffe und den Prozesstemperaturen (Gastemperaturen J_G) in dem ersten Teilprozess und kann durch folgende Beziehung angenähert werden:

$$\frac{\dot{H}_{G,EB,Nutz,II}}{\dot{H}_{G,PB,Nutz,II}} \approx \frac{J_{kal,PB,I} - J_{G,PB,I}}{J_{kal,EB,I} - J_{G,EB,I}} \quad (11)$$

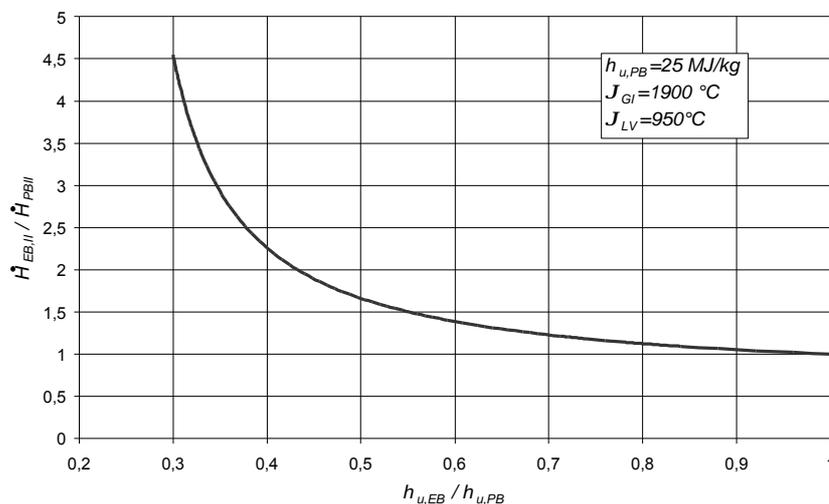


Abb. 5: Theoretisch nutzbarer Enthalpiestrom in dem zweiten Teilprozess (II) bei Ersatzbrennstoffeinsatz in dem ersten Teilprozess (I) im Verhältnis zu dem des ausschließlichen Primärbrennstoffeinsatzes in Abhängigkeit des Heizwertverhältnisses $h_{u,EB} / h_{u,PB}$.

Die Abb. 5 zeigt dieses Verhältnis in Abhängigkeit des Heizwertverhältnisses beispielhaft für einen an den Klinkerbrennprozess angelehnten Fall (Randbedingungen siehe Legende).

Der tatsächlich nutzbare Anteil ist neben der Temperatur des Gas-

stromes aus dem ersten Teilprozess und dem Temperaturniveau des zweiten Teilprozesse weiter von den Wärmeübertragungsverhältnissen in der zweiten Teilstufe (Konvektion, Strahlung, Wärmekapazitätsstromverhältnis, Wärmeübertragungsflächen) abhängig.

Zusammenfassend zu den Betrachtungen über das Energieaustauschverhältnis des Gesamtprozesses unter Berücksichtigung der Möglichkeiten der Prozessoptimierung sei darauf hingewiesen, dass erforderliche Mehraufwendungen an Energie in Teilprozessen durch entsprechende Anlagenschaltungen kompensiert werden können. Es wird, wie weiter unten anhand der Beispiele gezeigt werden kann, Fälle geben, bei denen bereits ein rationeller Energieeinsatz aufgrund der Anlagenschaltung existiert und bei denen sich dann bei Ersatzbrennstoffeinsatz Gesamtenergieaustauschverhältnisse nur unwesentlich größer als Eins ergeben (z.B. Zementprozess) und es werden solche Fälle eintreten, bei denen noch ein erhebliches Potenzial zur Optimierung (z.B. Einschmelzvorgang) vorhanden sind. In jedem Fall erscheint es jedoch im Hinblick auf die Beurteilung des Nutzens von Ersatzbrennstoffen wichtig, die Einflüsse zunächst getrennt für die einzelnen Teilprozesse und dann für den Gesamtprozess zu betrachten und danach ggf. entsprechende Maßnahmen zur Prozessoptimierung abzuleiten.

3 Nutzenergieverhältnis aus dem Vergleich von Verfahrensketten mit den Einzelprozessen

Die Erhöhung des spezifischen Energieverbrauches bei Einsatz eines Ersatzbrennstoffes in Prozessen der Grundstoffindustrie im Vergleich zu dem ausschließlichen Einsatz von Primärenergieträgern muss nicht unmittelbar eine aus energetischer Sicht negative Bewertung des Ersatzbrennstoffeinsatzes nach sich ziehen. Ebenso kann aus der einfachen Tatsache, dass bei dem betrachteten Grundstoffprozess durch den Ersatzbrennstoff eine bestimmte Menge an Primärbrennstoff eingespart wird, nicht auf den energetischen Nutzen des Ersatzbrennstoffes geschlossen werden. Der Ersatzbrennstoff muss zunächst hergestellt werden. Hierfür muss Energie (elektrische Energie, thermische Energie, Primärbrennstoffe) aufgewendet werden. Darüber hinaus müssen die Fraktionen aus dem Abfall, die nicht für den Ersatzbrennstoff oder aber anderweitig stofflich verwertet werden können, weiter behandelt werden (MVA, Deponie). Auf die Anforderungen an eine solche kumulierte Betrachtung hinsichtlich der Massen-, Stoff- und Energiebilanzen ist bereits an anderer Stelle mehrfach eingegangen worden, weshalb an dieser Stelle auf das entsprechende Schrifttum verwiesen sei (z.B. [4] bis [7]). Der Vollständigkeit wegen sei an

dieser Stelle lediglich auf die prinzipielle Vorgehensweise kurz eingegangen. Die für die Bilanzierung wichtige Festlegung der Bilanzkreise sei anhand der schematischen Darstellung in Abb. 6 verdeutlicht. Die Abb. 6 zeigt beispielhaft einen Vergleich zwischen einem herkömmlichen System (HkS), bestehend aus den getrennten Einzelprozessen mit

- dem Einsatz des Restabfalls aus Hausmüll in einem klassischen Müllkraftwerk (AT+T1) und

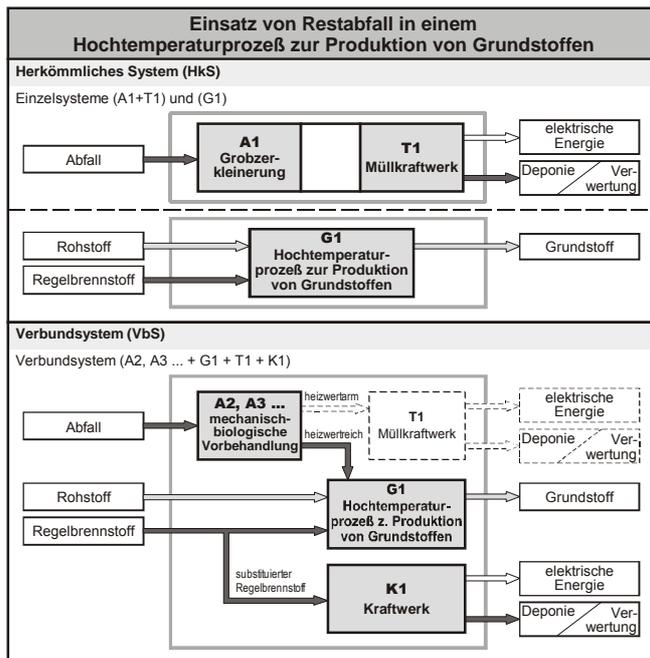


Abb. 6: *Herkömmliches System bestehend aus Abfallbehandlung in einem Müllkraftwerk und Regelbrennstoffeinsatz in einem Grundstoffherstellungsprozess im Vergleich zu einem Verbundsystem bestehend aus Vorbehandlung und anschließendem Einsatz einer heizwertreichen Restabfallfraktion in einem Grundstoffherstellungsprozess und einer eventuell verbleibenden heizwertarmen Restabfallfraktion in einem Müllkraftwerk [7].*

- einem Hochtemperaturprozess zur Grundstoffherstellung (vereinfacht dargestellt, hier als Verfahrenslinie (G1) bezeichnet) (z.B. Zementklinkerbrennprozess)

und einem Verbundsystem (VbS), bestehend aus

- einer Vorbehandlung (A2, A3...),
- dem Einsatz einer heizwertreichen Restabfallfraktion in einem Hoch-Temperaturprozess zur Produktion von Grundstoffen (G1),
- der Behandlung einer eventuell verbleibenden heizwertarmen Restabfallfraktion in einem Müllkraftwerk (T1) und
- der gedanklichen Umsetzung der eingesparten Regelbrennstoffenergie in elektrische Energie in einem konventionellen Kraftwerk (K1), da die energetische Gegenüberstellung der Systeme hier auf Basis der elektrischen Energie erfolgen soll und die Systeme bei gleichen Eintrittsbedingungen (Inputgleichheit) anhand unterschiedlicher Ergebnisse (am Austritt) verglichen werden.

energie in einem konventionellen Kraftwerk (K1), da die energetische Gegenüberstellung der Systeme hier auf Basis der elektrischen Energie erfolgen soll und die Systeme bei gleichen Eintrittsbedingungen (Inputgleichheit) anhand unterschiedlicher Ergebnisse (am Austritt) verglichen werden.

Insgesamt kann damit das herkömmliche System als Verfahrenslinie (A1+T1) und (G1) sowie das Verbundsystem als Verfahrenslinie (A2, A3...+G1+T1+K1) betrachtet werden.

Das Nutzenergieverhältnis erhält man aus der insgesamt bei der kumulierten Betrachtungsweise sich ergebenden Energie des Verbundsystems (auch Koppelprozess oder Verfahrenskette) bei Ersatzbrennstoffnutzung und den Einzelprozessen.

$$z = \frac{\text{Energie}_{\text{Verbundsystem}}}{\text{Energie}_{\text{Einzelprozess}}} \quad (12)$$

Erst nach dieser kumulierten Betrachtung kann aufgrund des Energienutzungsverhältnisses z eine Aussage über den Nutzen des Ersatzbrennstoffeinsatzes getroffen werden. Es wird bei der Darstellung in Abb. 6 deutlich, dass auch bei einem höheren spezifischen Energieeinsatz für den Stoffbehandlungsprozess im Verbundsystem aufgrund eines besseren Wirkungsgrades bei der Erzeugung von elektrischer Energie in dem (gedachten) Kraftwerk gegenüber dem in einem Müllkraftwerk, sich ein Nutzen des Ersatzbrennstoffeinsatzes ergeben kann. Entscheidend dabei sind allerdings der Aufwand bei der Ersatzbrennstoffherstellung, die dabei erzielte Qualität des Ersatzbrennstoffes und das Substitutionsverhältnis im Stoffbehandlungsprozess. Aus den Darstellungen im Zusammenhang mit dem Energieaustauschverhältnis wird deutlich, dass keineswegs ein linearer Zusammenhang zwischen dem Nutzenergieverhältnis und dem Substitutionsverhältnis Ersatzbrennstoff zu Primärbrennstoff im Stoffbehandlungsprozess bestehen muss. Geringe Heizwerte des erzeugten Ersatzbrennstoffes bedeuten mit zunehmendem Substitutionsverhältnis eine entsprechende Heizwertverringerung des Mischbrennstoffes aus Primär- und Ersatzbrennstoffes. Mit abnehmenden Heizwert steigt jedoch das Energieaustauschverhältnis stärker an, d.h., es ist dann entsprechend mehr Ersatzbrennstoff für den Prozess bei gleichem Produktionsergebnis und gleicher Einsparung an Primärenergie (bzw. Erzeugung an elektrischer Energie im gedachten Kraftwerk) erforderlich. Damit steigt der für die Ersatzbrennstoffherstellung erforderliche Restmüllstrom ebenfalls an. Für den Einzelprozess im Vergleich bedeutet ein Anstieg der Restmüllmenge allerdings eine Erhöhung der erzeugten Energie. Diese einfachen Überlegungen zeigen, dass sich das Nutzenergieverhältnis mit dem Substitutionsverhältnis laufend ändern muss. Es sei an dieser Stelle daher deutlich darauf hingewiesen, dass Betrachtungen, bei denen von vorn herein ein linearer Zusammenhang zwischen dem Nutzenergieverhältnis und dem Substitutionsverhältnis besteht, die energieverfahrenstechnischen Er-

fordernisse der Brennstoffsubstitution nicht in entsprechendem Maße berücksichtigen.

4 Beispiel Klinkerbrennprozess

Die in den Abschnitten 2 und 3 dargestellten prinzipiellen Überlegungen lassen sich nun auf reale Prozessführungen übertragen. Im Folgenden werden beispielhaft Auswirkungen einer Brennstoffsubstitution auf die Prozessführung bei dem Klinkerbrennprozess in der Zementindustrie diskutiert. Dabei wird aufgrund des ständig zunehmenden Anteils des Trockenverfahrens hier nur auf den Klinkerbrennprozess im Trockenverfahren mit Calcinator und - als Besonderheit - mit externer Wirbelschicht [10] zur Vergasung von Ersatzbrennstoffen eingegangen (Abb. 7). Es wird hier nur die Brennstoffsubstitution aus energetischer Sicht betrachtet, dabei wird vorausgesetzt, dass sich die Ersatzbrennstoffe aufgrund ihrer stofflichen Eigenschaften für eine Substitution hinsichtlich der Produktqualität und der Schadstoffemissionen grundsätzlich eignen [8].

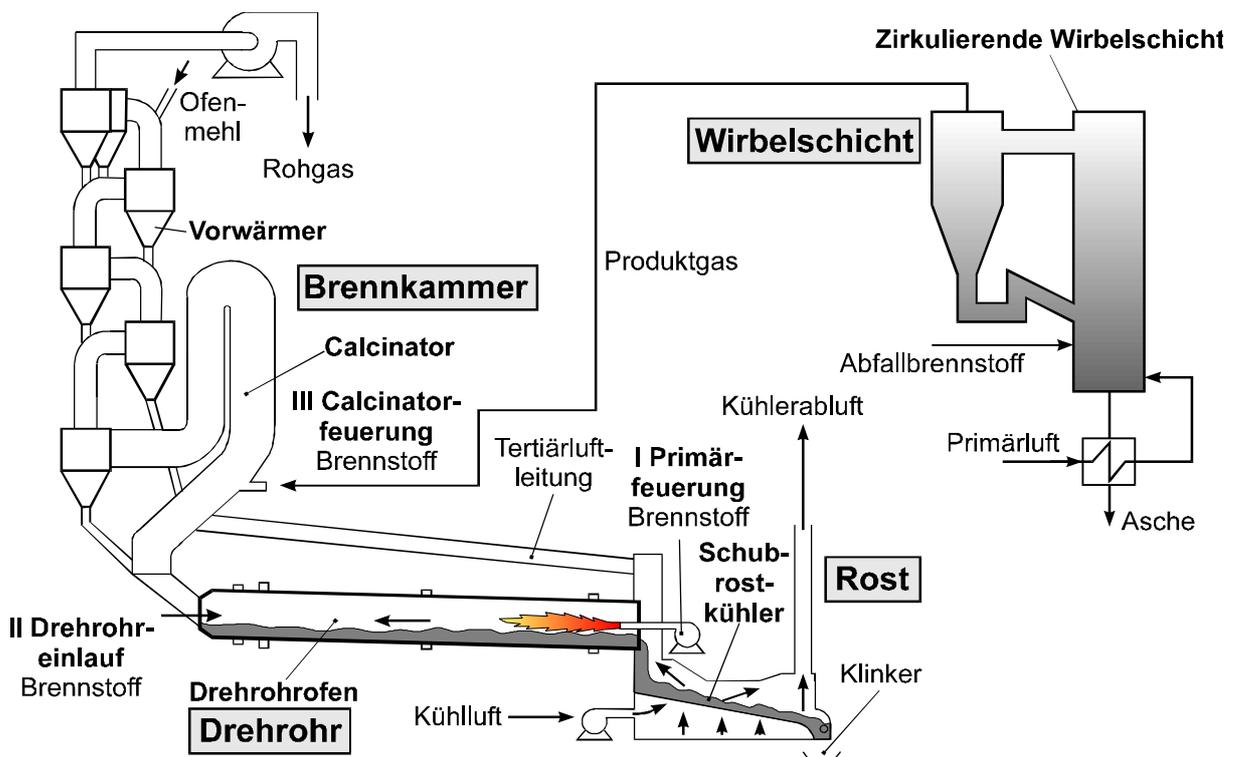


Abb. 7: Schematische Darstellung des Klinkerbrennens nach dem Trockenverfahren mit Calcinator und externer Vergasung in zirkulierender Wirbelschicht (ZWS).

Wie das Anlagenschema in Abb. 7 zeigt, wird Brennstoff an drei Zugabestellen: der Hauptfeuerung (Ofenauslauf, I in Abb. 7), 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. Nimmt man nun eine Substitution eines Primärbrennstoffes mit $h_{u,SK}=25$ MJ/kg, einer Bilanztemperatur $J_{G1}=1.900^{\circ}\text{C}$ mit Luftvorwärmung auf $J_{LV}=950^{\circ}\text{C}$ an, so zeigt die Abb. 8 das Energieaustauschverhältnis $E_{RK1,J}$ in Abhängigkeit von $h_{u,EB}$. Weiterhin ist für eine festliegende Bilanztemperatur $J_{G2}=1.200^{\circ}\text{C}$ die Kurve für $E_{RK2,J}$ eingetragen, die aufgrund der Einsparung an Primärenergie im zweiten Rührkessel-Element bei dem hier vorliegenden Substitutionsfall Werte kleiner Eins annimmt. $E_{RK12,J}$ ist insgesamt größer als Eins, jedoch aufgrund der Möglichkeit der gestuften Brennstoffzufuhr deutlich niedriger als $E_{RK1,J}$. In der Brennzone müssen mit der **Hauptfeuerung für den Klinkerbrand** annähernd maximale Guttemperaturen um $J_S\approx 1.450^{\circ}\text{C}$ bzw. Gastemperaturen $J_G\approx 1.900^{\circ}\text{C}$ erreicht werden. Betrachtet man zunächst nur die erste Stufe, so können aus dem Energieaustauschverhältnis auch wichtige Angaben z.B. zum erforderlichen Brennstoffmassenstrom, dem daraus resultierenden Abgasmassenstrom, der Gasgeschwindigkeit (Gefahr des Mitreißens von Gutpartikeln durch den Gasstrom) abgeschätzt werden. Bei industriellen Anlagen 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 unterschreiten sollte. Im vorliegenden Fall wird eine Brennstoffenergieverteilung von 40% (thermische Energie) in der Hauptfeuerung und 60% in der Calcinatorstufe ($y=0,6$) angenommen. Für die Hauptfeuerung ergibt sich für das Beispiel $h_{u,PB}=25$ MJ/kg und $h_{u,EB}\approx 14$ MJ/kg ein Anteil von ca. 15% Substitution.

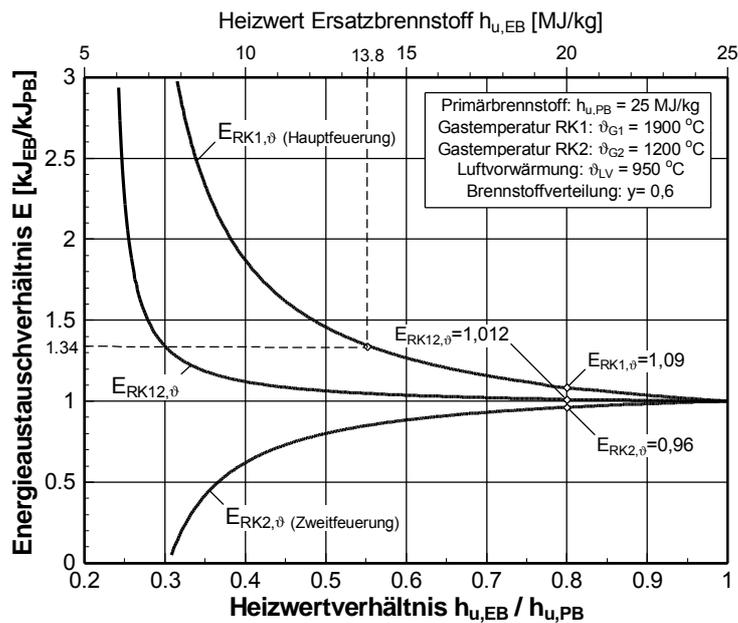


Abb. 8: Energieaustauschverhältnis E in Abhängigkeit vom Heizwert des Ersatzbrennstoffes [1] (Erklärung im Text).

Mit der vereinfachten Annahme von zwei Rührkessel-Elementen bei statischer Betrachtung der Temperatur (s.o.) erhält man für den Brennprozess (RK1) $E_{RK1,J}=1,09$ ($h_{u,m}=20$ MJ/kg), für die Calcinatorstufe $E_{RK2,J}=0,96$ und für den Gesamtprozess ein Austauschverhältnis nahe Eins ($E_{RK12,J}\approx 1,012$; Abb. 8). Das Beispiel zeigt, dass der Zementprozess bereits in einem hohen Maße Möglichkeiten der Wärmerückgewinnung durch Luft- und

Gutvorwärmung ausnutzt. Weiter wird deutlich, dass eine Beurteilung der Brennstoffeigenschaften eines Ersatzbrennstoffes allein nicht ausreicht, sondern zur Erzielung einer hohen Wertigkeit bei der Substitution die Prozessführung bzw. die Prozessoptimierung unbedingt mit einbezogen werden müssen.

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 Ersatzbrennstoffes bei der Substitution erreicht.

Ohne zusätzliche Maßnahmen zur Wärmerückgewinnung ist bei einer Substitution durch Ersatzbrennstoffe mit geringerem Heizwert im Vergleich zu dem Primärbrennstoff jedoch in der Regel mit einer Erhöhung des spezifischen Energieaufwandes zu rechnen. In [9] wird beispielsweise über praktische Erfahrungen bei der Umstellung eines Brennprozesses von Heizöl ($h_u\approx 40$ MJ/kg) auf Braunkohlenstaub ($h_u\approx 20$ 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 Braunkohlenstaub gegenüber Heizöl eine Rolle. Insgesamt ergab sich eine Zunahme des spezifischen Energieaufwandes um ca. 170 kJ/kg_{KI}. Der Mehraufwand wird jeweils ungefähr zur

Hälfte auf die Vergrößerung des Abgasvolumenstromes und auf Korngrößen-schwankungen und deren Auswirkungen auf den Temperaturverlauf zurückgeführt, was auch z.T. durch ein entsprechendes Energieaustauschverhältnis mit den v.g. Beziehungen ausgedrückt werden kann.

Bei einer Brennstoffsubstitution in **die Zweitfeuerung** ist, wegen der gegenüber der Hauptfeuerung deutlich niedrigeren Temperaturen, das temperaturbezogene Energieaustauschverhältnis weniger von Bedeutung (vgl. Abb. 2).

Wichtig bei der Substitution in der Zweitfeuerung sind insbesondere die Brennstoffqualität in Bezug auf das spezifische Abgasvolumen und den Ausbrand sowie die anlagentechnischen Möglichkeiten der Wärmerückgewinnung. Beispielhaft sei hier auf die Erzeugung von Schwachgas in einer externen Vergasung von Ersatzbrennstoffen in einer Zirkulierenden Wirbelschicht (ZWS) [10] und die Zufuhr des Schwachgases in die Zweitfeuerung (Calcinator) eingegangen (Abb. 7).

Bei Zufuhr von gasförmigen Ersatzbrennstoffen stellt der Ausbrand in der Regel keine Schwierigkeiten dar. Zu betrachten sind vielmehr die Abgasverluste (Mindestluftverhältnis, Luftvorwärmung usw.). Diese Auswirkungen müssen im Rahmen einer Gesamt-Prozessbilanz untersucht werden, die schematisch wie folgt vereinfacht dargestellt werden kann (Abb. 9).

Flussdiagramm:

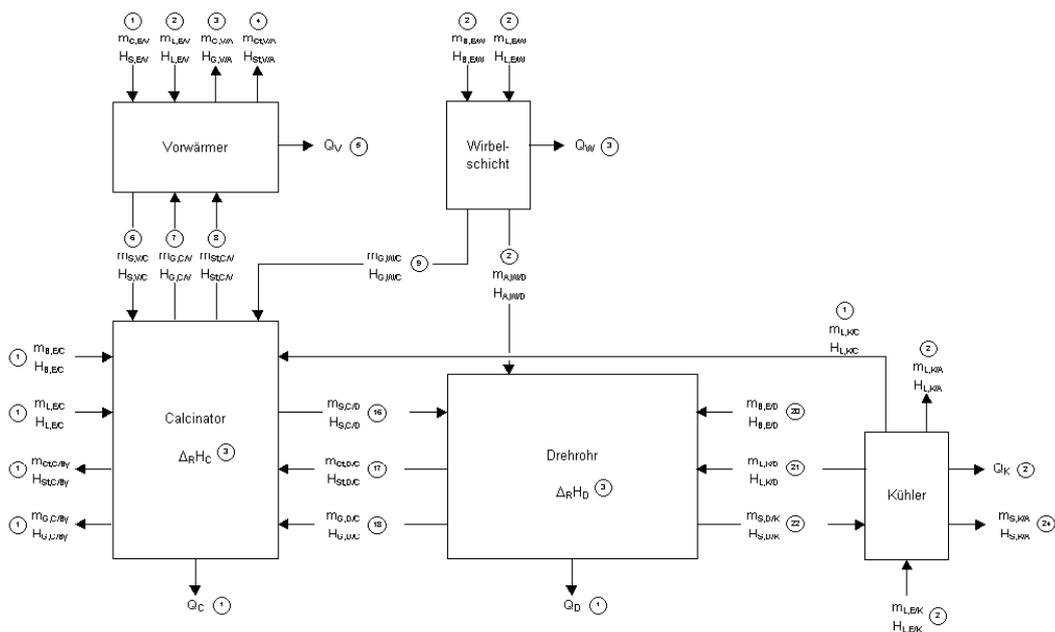


Abb. 9: Bilanzschema für die Massen- und Energiebilanz des Klinkerbrennprozesses (vgl. Abb. 7).

Das Schwachgas wird in der ZWS-Vergasung aus Ersatzbrennstoffen erzeugt. Für den spezifischen Energieverbrauch bei der Brennstoffsubstitution (Primärbrennstoff durch Schwachgas in der Calcinator-Feuerung) sind insbesondere folgende Brennstoff- und Prozessbedingungen von Bedeutung:

- Mindestabgasmenge (Abgasverlust, vgl. Abb. 4),
- Vorwärmtemperatur der Luft für die ZWS,
- Temperatur des Schwachgases (Brennstoffvorwärmung),
- Vorwärmtemperatur der Luft für die Calcinator-Feuerung.

Wird der Primärbrennstoff durch Schwachgas ersetzt, so wird bei unveränderter Energiezufuhr der Abgasstrom und - bei gleicher Abgastemperatur - der Abgasverlust entsprechend ansteigen (vgl. Abb. 4). Die für die Zeitfeuerung erforderliche Verbrennungsluft wird i.d.R. in einer gesonderten Gasleitung (Tertiärluftleitung) aus der Heißkammer des Klinkerkühlers geführt. Die Temperatur der Tertiärluft beträgt ca. 1.000°C. Das Schwachgas hat eine „Vorwärmtemperatur“ von ca. 850°C bei Zufuhr in die Calcinator-Feuerung. Bei der Vergasung in der ZWS wird dem festen Ersatzbrennstoff ein Teil der für den vollständigen Umsatz erforderliche Luft zugeführt. Beträgt die Luftvorwärmtemperatur für die ZWS z.B. $J_{LV,ZWS} \approx 300^\circ\text{C}$, so liegt diese jedoch weit unterhalb der Luftvorwärmtemperaturen in der Calcinator-Feuerung. Aus den v.g. Randbedingungen wird insgesamt der spezifische Energiebedarf bei der Substitution entsprechend zunehmen. Für den Betrieb der Ofenanlage mit thermischer Aufbereitung des Ersatzbrennstoffes durch Vergasung [10] werden Wärmeverluste von insgesamt ca. 125 kJ/kg_{KI} angegeben. Es sei an dieser Stelle erwähnt, dass durch Optimierungsmaßnahmen an der Anlage der spezifische Energieaufwand von anfänglich 3.750 kJ/kg_{KI} auf 3.150 kJ/kg_{KI} gesenkt werden konnte [10]. Werden Prozessverbesserungen und Brennstoffsubstitution gleichzeitig durchgeführt, ist sorgfältig darauf zu achten, dass nicht versehentlich in das Energieaustauschverhältnis für die Substitution auch Energieeinsparungen mit eingerechnet werden, die sich auch ohne Brennstoffaustausch ergeben hätten.

5 Beispiel Einschmelzvorgang in einem kokslosen Kupolofen

5.1 Einleitung

Neben dem Kokskupolofen (KKO) wird in letzter Zeit der Einsatz des kokslosen (erdgasgefeuerten) Kupolofens (KLKO) beim Einschmelzen von Gusschrott eingesetzt. Das Einschmelzaggregat KLKO weist hinsichtlich der Energienutzung sowie des Kohlendioxidausstoßes deutliche Vorteile im Vergleich zum KKO auf (vgl. Abb. 10). Zur Zeit wird der KLKO hauptsächlich mit Erdgas betrieben. Es wird zunächst das Betriebsverhalten des Ofens bei Einsatz von Erdgas mit den durchgeführten Modellrechnungen prinzipiell beschrieben. Dazu wird zunächst der Standardbetrieb des KLKO mit Erdgas (vgl. Abb. 11) simuliert (modelliert), wobei der Einfluss der

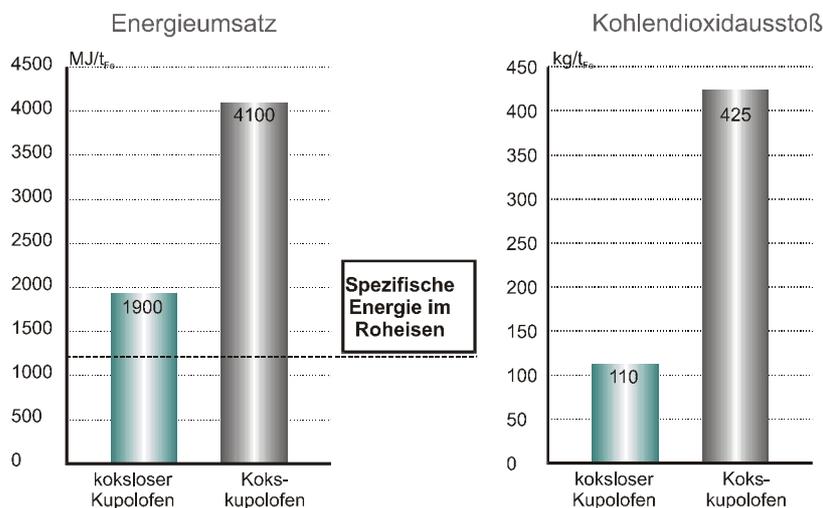


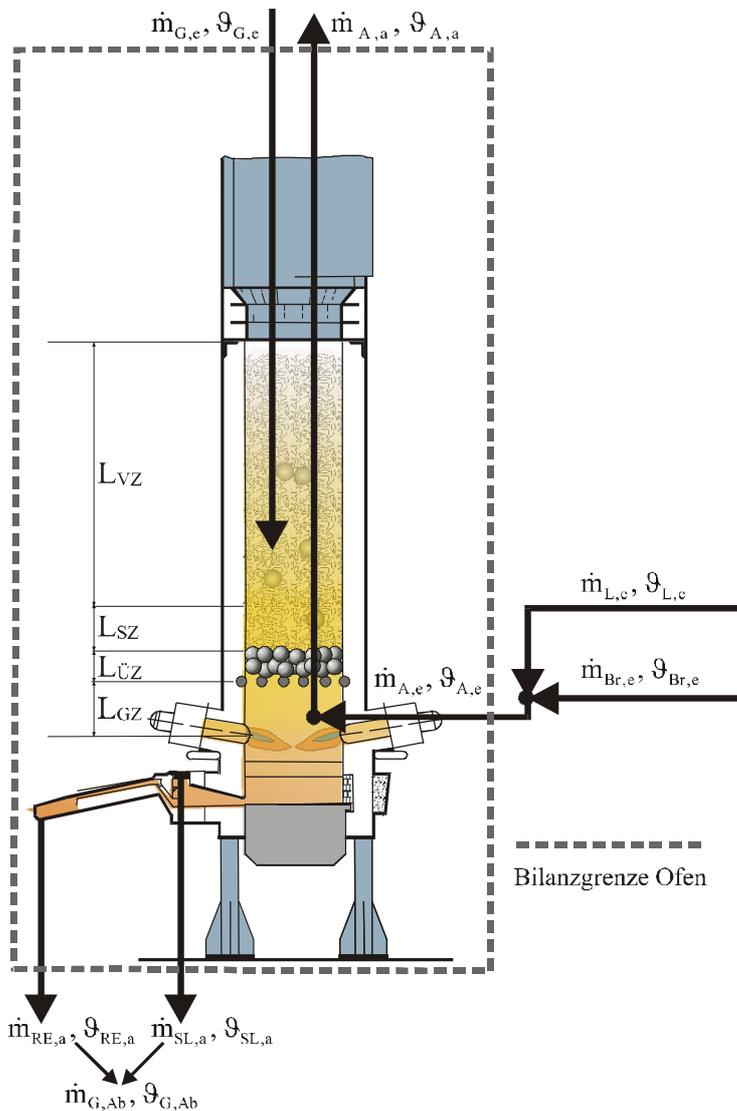
Abb. 10: Spezifischer Energieumsatz und Kohlendioxidausstoß von KLKO und KKO.

wesentlichen Betriebsgrößen wie Erdgasmassenstrom $\dot{m}_{Br,e}$, Schmelzleistung $\dot{m}_{RE,a}$, Abstichtemperatur $J_{RE,a}$, Länge der Überhitzungszone $L_{ÜZ}$ oder spezifische Oberfläche des Einsatzgutes a_G (Schrottstückigkeit) betrachtet wird. Die Ergebnisse werden mit Messwerten eines industriellen Pilotofens verglichen. Das entwickelte

Prozessmodell beschreibt des Betriebsverhaltens des KLKO hinsichtlich der geforderten Produktionsziele Schmelzleistung $\dot{m}_{RE,a}$ und Abstichtemperatur $J_{RE,a}$ gut. Da somit ein tragfähiges Modell für den KLKO vorhanden ist, wird anschließend untersucht, in welcher Weise nun weiter die Substitution des Erdgases durch Schwachgase (z.B. Gichtgas oder Schwachgas aus der Vergasung, Pyrolysegas aus der Pyrolyse von Restmüll und Ersatzbrennstoffen) möglich ist.

5.2 Aufbau des KLKO und Modellierung des Prozesses

Abb. 11 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 was-



sergekühlte Rostrohre vom darüberliegenden Schachtraum getrennt. Die Rostrohre tragen das im Schachtraum aufgegebene Einsatzgut, welches aus einer Mischung von Guss- und Stahlschrott besteht sowie einem Festbett aus Keramikugeln zur Überhitzung des erschmolzenen Gutes [11].

Abb. 11: Koksloser gasgefeuerter Kupolofen.

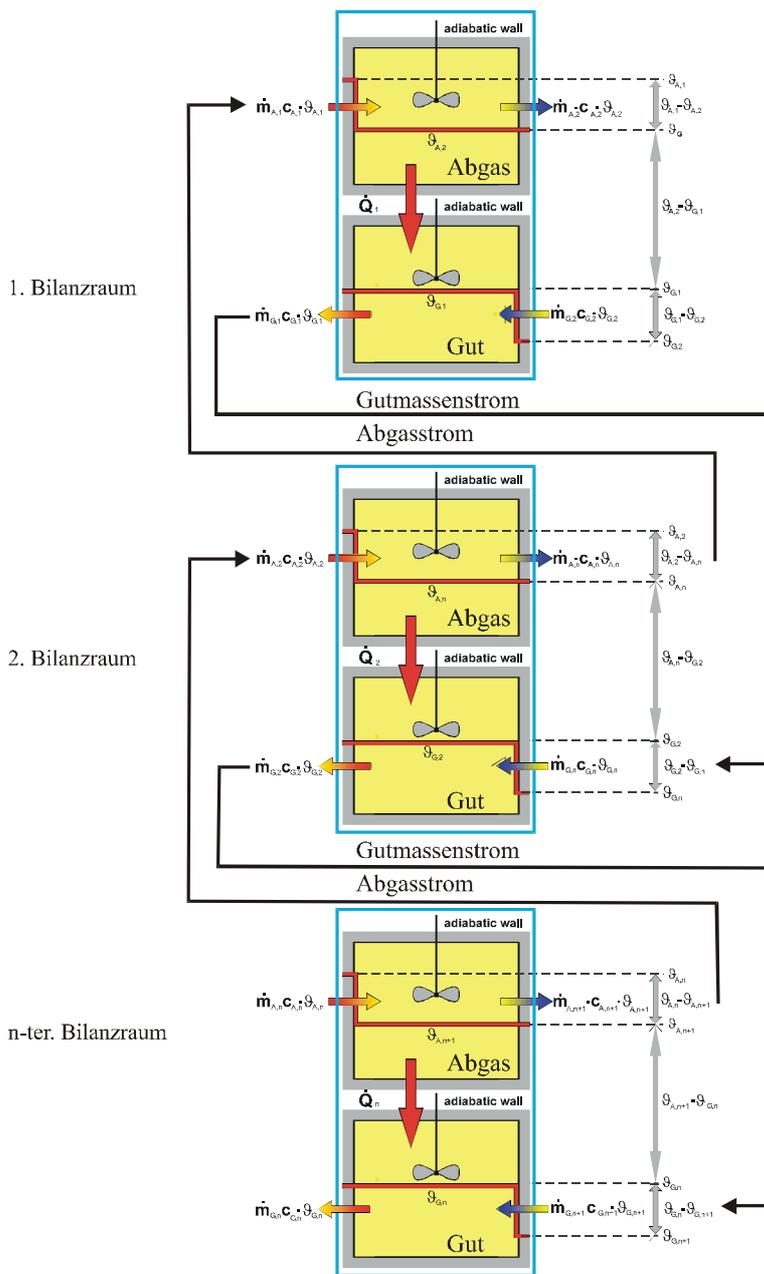


Abb. 12: Modellierung des KLKO als Rührkesselkaskade.

Für die Modellierung wird der im Gegenstrom betriebene Schachtofen, wie in Abb. 11 dargestellt, in die 4 Zonen Vorwärmzone (L_{VZ}), Schmelzzone (L_{SZ}), Überhitzungszone ($L_{ÜZ}$) und Gaszone (L_{GZ} , Brennraum) aufgeteilt. Der Gesamtvorgang im Ofen wird folglich auf der Basis einer Hintereinanderschaltung von vier gekoppelten Gegenstrom-Rekuperatoren als Rührkesselkaskade modelliert. Aufgrund der numerischen Prozessmodellierung (s. auch [11] bis [14]), bei der die einzelnen Zonen in Unterbilanzräume (Rührkesselkaskaden, vgl. Abb. 12 und auch Abb. 1) aufgeteilt werden, können unterschiedliche Detailvorgänge des komplexen Einschmelzvorgangs des metallischen Einsatzgutes wie z.B. Abbrand- und Zersetzungsreaktionen berücksichtigt werden. In

Abb. 13 ist beispielhaft der Temperaturverlauf von Gut und Abgas längs des Ofenschachtes des KLKO für zwei unterschiedliche thermische Leistungen dargestellt. Es ist zu erkennen, dass eine Erhöhung der thermischen Leistung, wie zu erwarten, zu einer Erhöhung der Schmelzleistung führt, die Abstichttemperatur jedoch sinkt [13]. Dieses zunächst überraschende Verhalten ist damit zu begründen, dass bei Erhöhung der thermischen Leistung der Kapazitätsstrom des Abgases erhöht wird, was

zu einer kürzeren Vorwärmzone führt. Damit steht eine verlängerte Schmelzzone zur Verfügung, was zu einer erhöhten Schmelzleistung führt. Dieser Sachverhalt führt wegen der konstanten Länge der Überhitzungszone (Festbetthöhe der Keramikgelschüttung ist konstant) zu einer geringeren Überhitzung des erschmolzenen Gutes, d.h., die Abstichttemperatur sinkt.

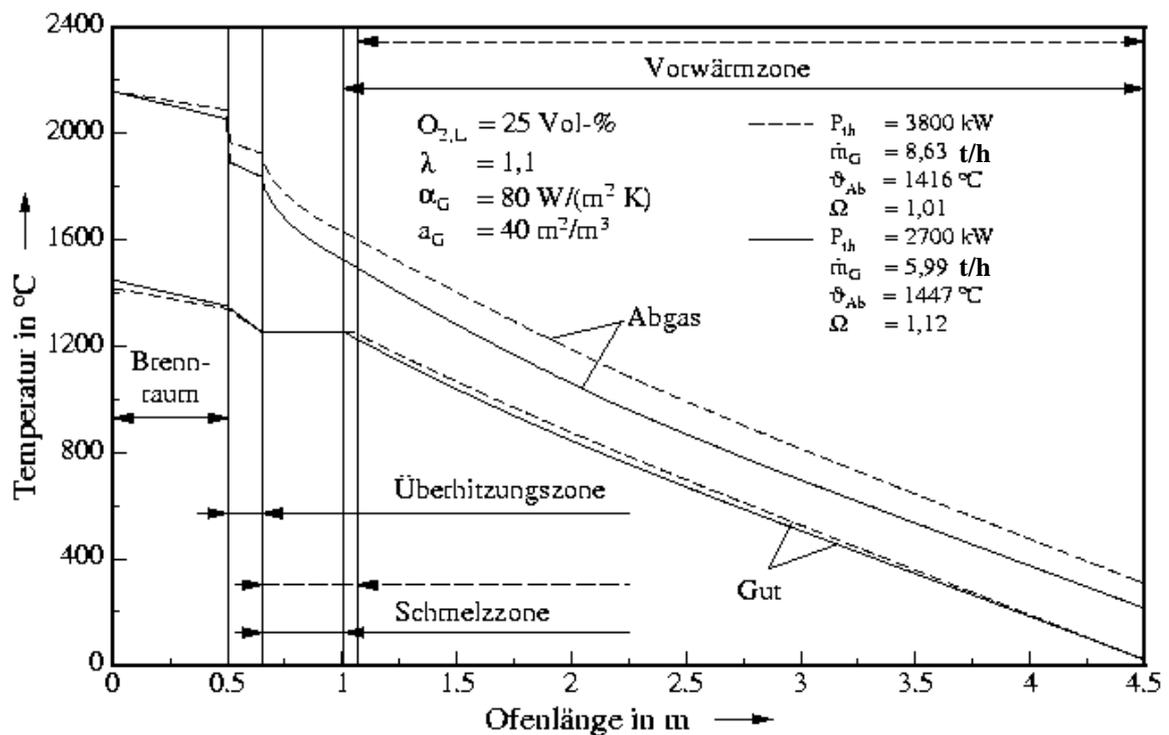


Abb. 13: Vergleich der Temperaturverläufe, Schmelzleistung und Abstichttemperatur bei zwei unterschiedlichen thermischen Leistungen.

5.3 Betriebszustände des KLKO`s mit Erdgas

Ein Ziel des Prozessmodells ist es, die möglichen Betriebsbereiche des KLKO`s anzugeben. Trägt man den Gutmassenstrom \dot{m}_G , die Abstichttemperatur $J_{G,5}$, die Abgastemperatur am Schachtaustritt $J_{A,1}$, die Länge der Überhitzungszone $L_{ÜZ}$ und das Kapazitätsstromverhältnis W über der spezifischen Oberfläche des Gutes a_G auf, so ergibt sich Abb. 14 [13]. Abb. 14 zeigt, welche Betriebsbereiche in Abhängigkeit von der Schrottstückigkeit, ausgedrückt in der spezifischen Oberfläche a_G des Schrotts in $\text{m}^2_{\text{Schrott}}/\text{m}^3_{\text{Schrott}}$, möglich sind. Angestrebt wird der Bereich von $a_G > 35 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

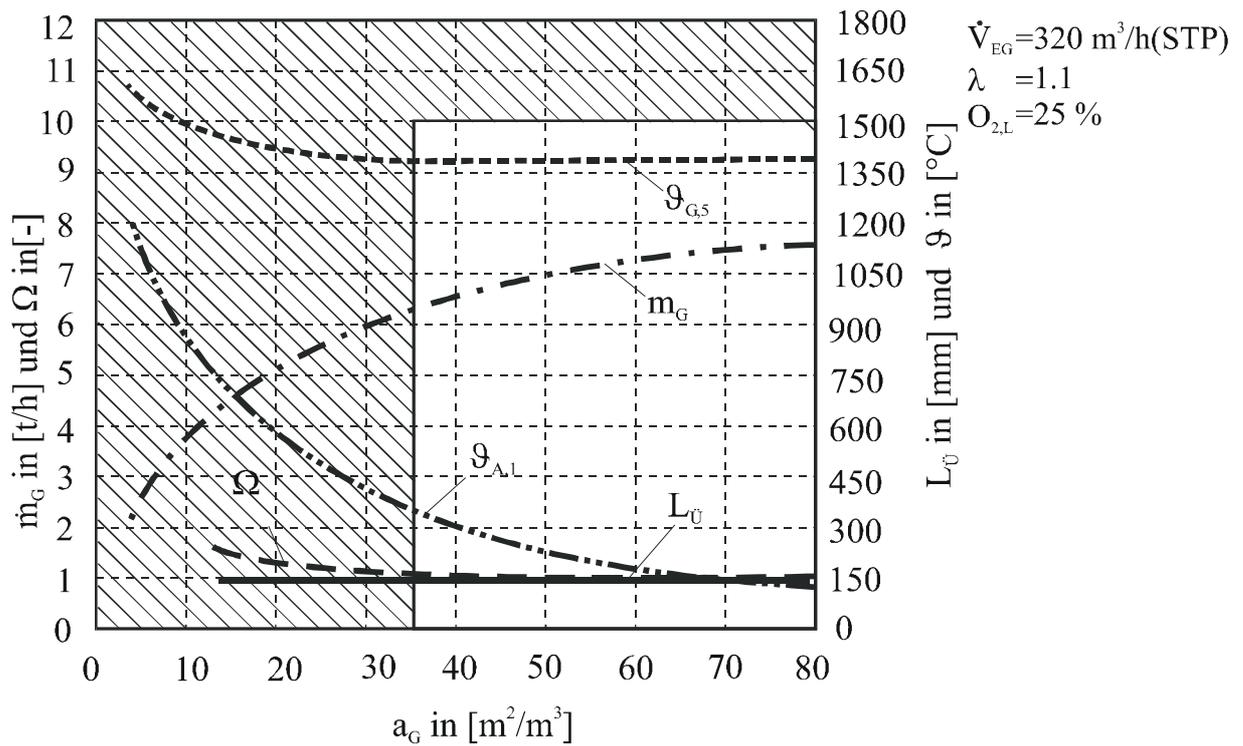


Abb. 14: Betriebsbereiche des KLKO in Abhängigkeit von der spezifischen Oberfläche des Gutes [14].

Basierend auf diesen grundsätzlichen Betrachtungen zum Betriebsverhalten des KLKO lassen sich unter Variation verschiedener Parameter (z.B. thermische Leistung, Wärmeübergangskoeffizient, Sauerstoffanreicherung) unterschiedliche Betriebsdiagramme erstellen, in denen die Produktionsziele Schmelzleistung und Abstichtemperatur als Funktion der gewählten Parameter dargestellt werden. Beispielhaft sei hierfür die folgende Abb. 15 angeführt, in der die Abstichtemperatur und die Schmelzleistung - beide Größen beschreiben das Produktionsziel - als Funktion der thermischen Leistung für die Variation der Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft dargestellt wird.

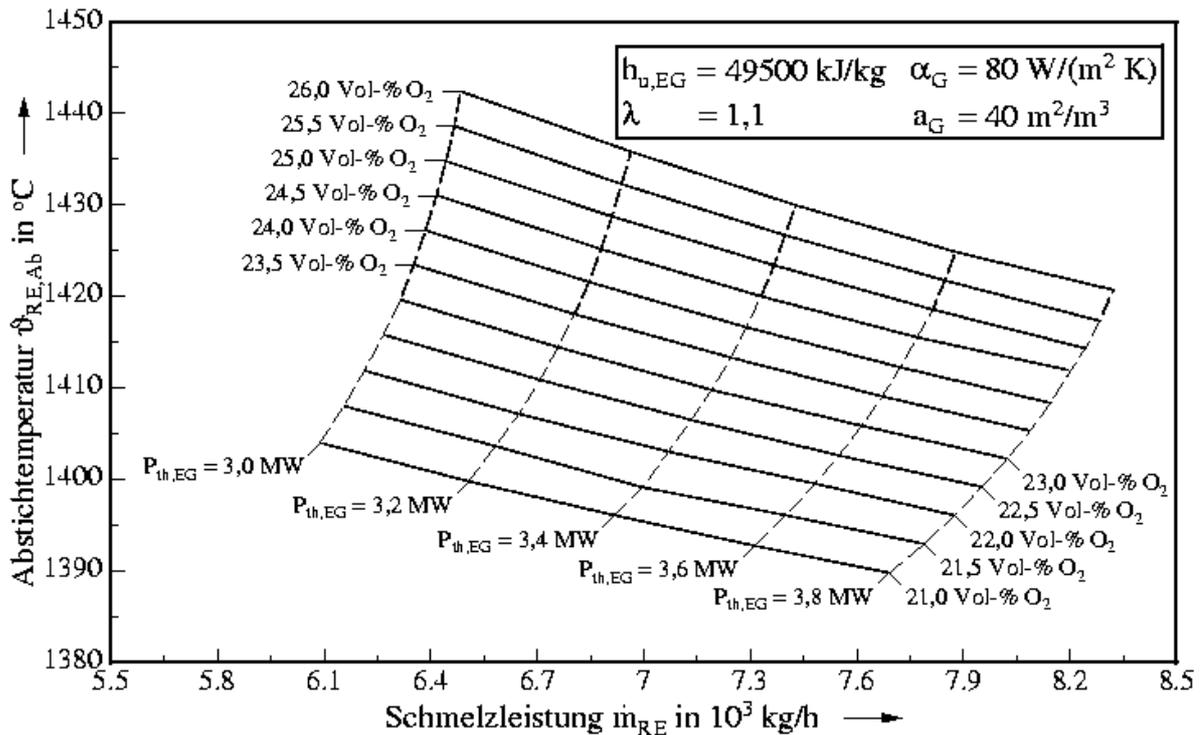


Abb. 15: Darstellung der Abstichtemperatur und der Schmelzleistung als Funktion der thermischen Leistung für die Variation der Sauerstoffanreicherung der Verbrennungsluft

5.4 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

Gas	Erdgasvolumenanteile (STP) [m ³ /m ³ Erdgas]	Schwachgasvolumenanteile (STP) [m ³ /m ³ Schwachgas]
N ₂	0,0081	-
CH ₄	0,9834	0,125
C ₂ H ₆	0,0054	0,036
C ₃ H ₈	0,0018	-
CO ₂	0,0013	0,448
CO	-	0,335
H ₂	-	0,056
h_u [kJ/kg]	49.500	8.085
l_{min} [m³ Luft/m³ Gas]	9,5	2,7
\vartheta_{kal,Luft} [°C]	2.040	1.830

Eigenschaften unterscheiden. In der folgenden Tabelle sind beispielhaft die Daten des hier verwendeten Erdgases sowie Schwachgases gegenübergestellt.

Es wird bei dieser Substitution zunächst vom Standardbetrieb des O-

fens (vgl. Abb. 11) ausgegangen, wobei das Erdgas vollständig durch das Schwachgas bei konstanter thermischer Leistung, konstanter Sauerstoffanreicherung und konstanter Luftzahl (Berücksichtigung der Sauerstoffanreicherung) substituiert wird. Die Ergebnisse sind in der folgenden Abb. 16 als Betriebspunkte hervorgehoben.

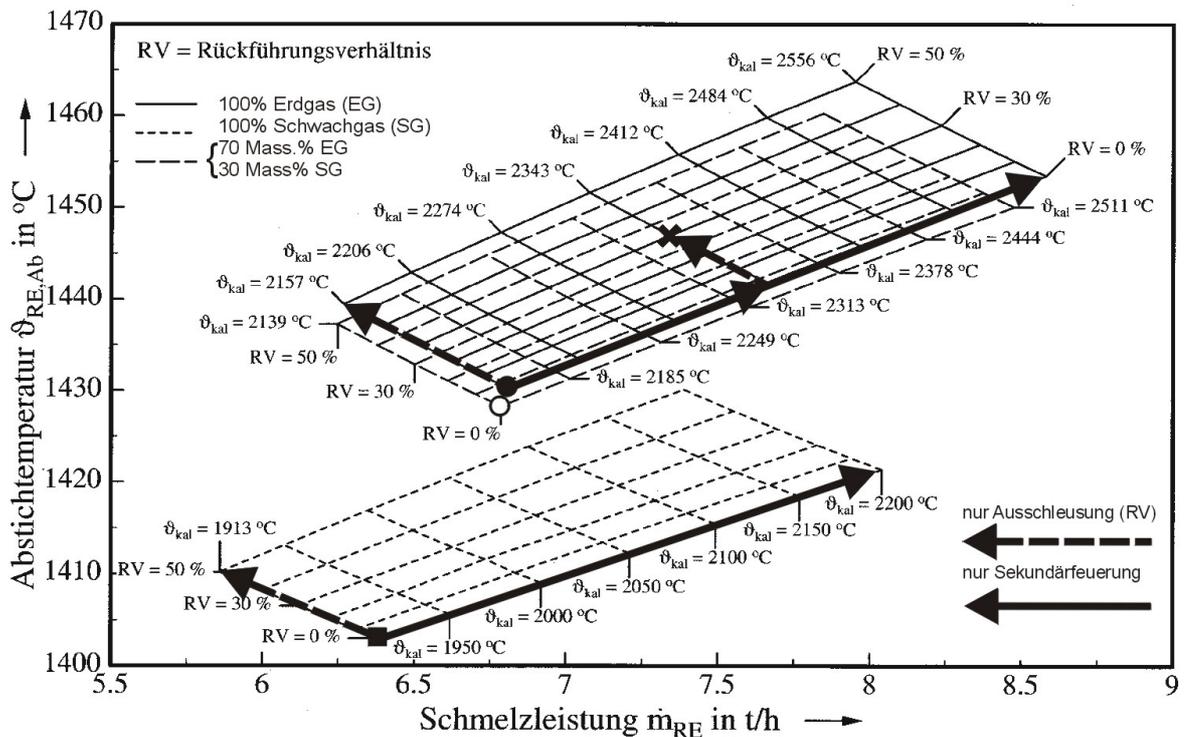


Abb. 16: Auswirkungen des Einsatzes verschiedener Brennstoffe auf das Betriebsverhalten des KLKO bei unterschiedlichen Verfahrensvarianten; $O_{2,L}=25\%$.

- 100 % Erdgas, Verfahrensvariante nach Abb. 11
- 100 % Schwachgas, Verfahrensvariante nach Abb. 11
- 70 % Erdgas und 30 % Schwachgas, Verfahrensvariante nach Abb. 11
- ✱ Kombination aus Ausschleusung und Sekundärfeuerung, Verfahrensvariante nach Abb. 17, (Beispiel 30% Ausschleusung und Sekundärfeuerung bis zum Erreichen von $J_{kal} = 2.343^{\circ}C$).

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. 11) - sowohl Schmelzleistung, als auch Abstichtemperatur werden nicht erreicht - durch Schwachgas nicht realisierbar ist.

Zunächst werden vor diesem Hintergrund Möglichkeiten der Einflussnahme auf die Prozessführung des KLKO vorgestellt, um das gewünschte Produktionsziel zu erreichen. Die folgenden Arten der Prozessführung (Verfahrensvarianten) wie zum Bei-

spiel Abgasausschleusung (RV), der Einsatz von Zusatzenergie (Sekundärfeuerung) sind in Abb. 17 dargestellt. In einem weiteren Schritt wird die Verfahrensvariante mit prozessintegrierter Wärmerückgewinnung dargestellt (vgl. Abb. 18).

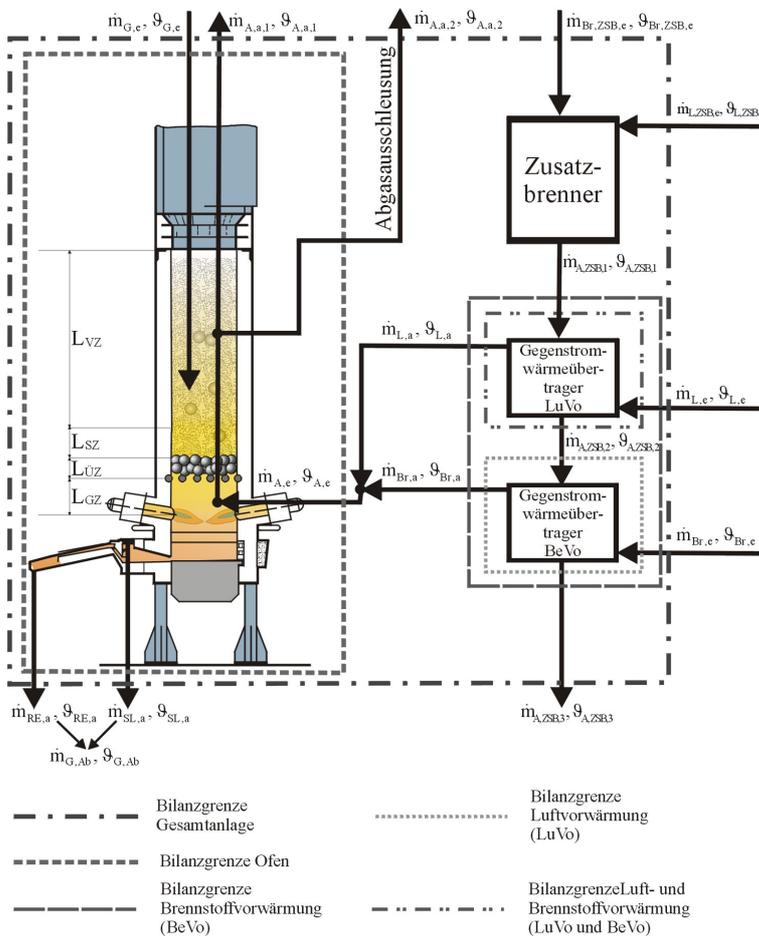


Abb. 17: Schematische Darstellung des KLKO mit Abgasausschleusung und Zusatzfeuerung.

Die Ergebnisse der Prozessführung mit Abgasausschleusung (RV) und Sekundärfeuerung sind in der Abb. 16 dargestellt. Die nachfolgend erläuterten Ergebnisse werden hier nur für einen ganz bestimmten festen Ort der Abgasausschleusung diskutiert. Es ist im Hinblick auf das Produktionsziel zu erkennen, dass bei ausschließlicher Betrachtung der Abgasausschleusung aus der Vorwärmzone des Ofens (vgl. Abb. 17) die Abstichtemperatur steigt und die Schmelzleistung sinkt (vgl. Abb. 16), da bei dieser Verfahrensvariante der Kapazitätsstrom des Abgases in der Vorwärmzone verringert wird, wodurch sie sich 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. Nach dieser Betrachtung der ausschließlichen Abgasausschleusung wird nun der Einfluss der ausschließlichen Sekundärfeuerung erläutert. Wie in Abb. 17 dargestellt, wird hier die Sekundärfeuerung zur Brennstoff- und Luftvorwärmung eingesetzt und kein Abgas ausgeschleust. Bei dieser Verfah-

Die Ergebnisse der Prozessführung mit Abgasausschleusung (RV) und Sekundärfeuerung sind in der Abb. 16 dargestellt. Die nachfolgend erläuterten Ergebnisse werden hier nur für einen ganz bestimmten festen Ort der Abgasausschleusung diskutiert. Es ist im Hinblick auf das Produktionsziel zu erkennen, dass bei ausschließlicher Betrachtung der Abgasausschleusung aus der Vorwärmzone des Ofens (vgl. Abb. 17) die Abstichtemperatur steigt und die Schmelzleistung sinkt (vgl. Abb. 16), da bei dieser Verfahrensvariante der Kapazitätsstrom des Abgases in der Vorwärmzone verringert wird, wodurch sie sich 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. Nach dieser Betrachtung der ausschließlichen Abgasausschleusung wird nun der Einfluss der ausschließlichen Sekundärfeuerung erläutert. Wie in Abb. 17 dargestellt, wird hier die Sekundärfeuerung zur Brennstoff- und Luftvorwärmung eingesetzt und kein Abgas ausgeschleust. Bei dieser Verfah-

rensvariante wird der Kapazitätsstrom des Abgases für eine konstante Brennerleistung in der Primärfeuerung praktisch nicht beeinflusst, jedoch das Potential, d.h. die kalorische Verbrennungstemperatur in der Primärfeuerung deutlich erhöht. Somit

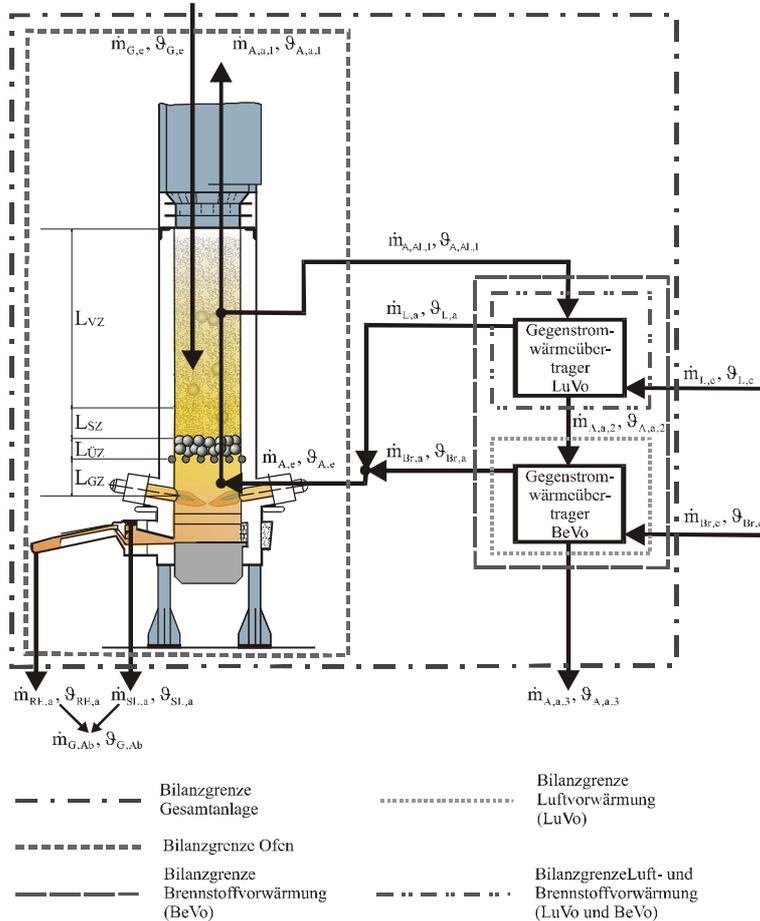


Abb. 18: Schematische Darstellung des KLKO mit prozessintegrierter Wärmerückgewinnung ohne Zusatzfeuerung.

ergibt sich in Abhängigkeit von der thermischen Leistung der Zusatzfeuerung eine Veränderung des Produktionsziels (Erhöhung der Schmelzleistung und der Abstichtemperatur, vgl. Abb. 16). Diese Betrachtungen gelten prinzipiell unabhängig vom eingesetzten Brennstoff. In Abb. 16 sind die sich ergebenden Felder für 100% Erdgas, 100% Schwachgas sowie einer Mischung aus 70% Erdgas und 30% Schwachgas ebenfalls dargestellt. Der Vollständigkeit halber ist auch eine Kombination aus Ausschleusung und Sekundärfeuerung dargestellt.

Nachdem verdeutlicht worden ist, wie ein bestimmtes

Produktionsziel zu erreichen ist, ist nun noch zu erörtern, inwieweit gleichzeitig eine energetische Optimierung möglich ist. Hierzu wird zunächst die prozessintegrierte Wärmerückgewinnung als weitere Verfahrensvariante nach Abb. 18 untersucht. Die Ergebnisse sind die drei Betriebslinien a, b, c in der folgenden Abb. 19.

Für die Betriebslinien a, b, c gilt dieselbe thermische Leistung P_{th} . 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 (siehe Punkt 1 in Abb. 19)

und 100% Erdgas mit 0% Ausschleusung (siehe Punkt 4 in Abb. 19) miteinander verglichen.

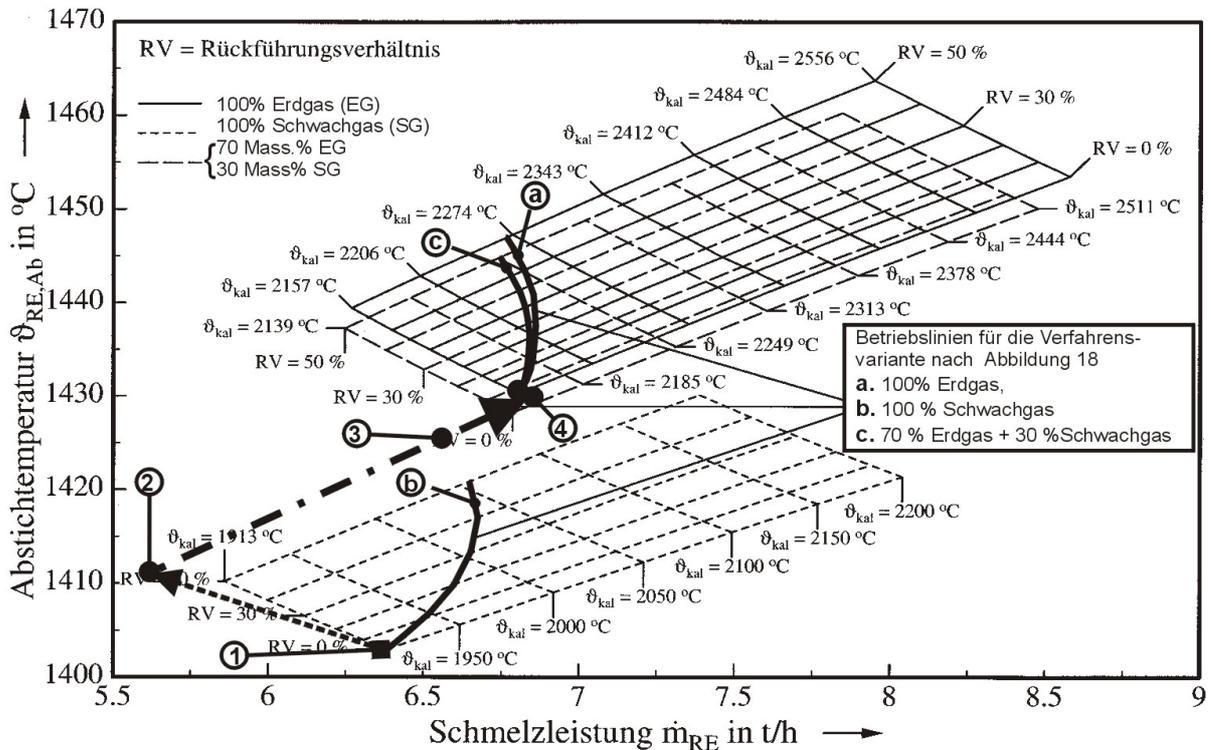


Abb. 19: Darstellung der Betriebslinien für prozessintegrierte Energierückgewinnung.

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

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

Will man beispielsweise eine Bewertung des Erdgases im Verhältnis zum Schwachgas bei vollständiger Substitution vornehmen, hat man die Wirkungsgrade ins Verhältnis zu setzen. Beispielsweise ergibt sich hier ein Energieaustauschverhältnis für konstanten Aufwand, da die thermische Leistung bei beiden Betriebslinien a und b gleich groß ist ($E_{\text{gleicher Aufwand}}$ da $P_{th} = \text{konstant}$).

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

Das Erdgas ist also in diesem Fall 10% mehr Wert als das Schwachgas, da es bei gleichem Aufwand 10% mehr Nutzen erzeugt. Allerdings ist zu berücksichtigen, dass

hierbei das Produktionsziel des Erdgasbetriebs durch das Schwachgas nicht erreicht wird.

Im Folgenden sei abschließend eine weitere Möglichkeit diskutiert, bei der das Produktionsziel für Erdgas durch Schwachgas erreicht wird, wobei gleichzeitig ein niedrigeres Energieaustauschverhältnis erreicht wird. Ausgehend vom Betriebspunkt 100% Schwachgas und 0% Ausschleusung (im Folgenden mit Punkt 1 bezeichnet, vgl. Abb. 19) wird der Kapazitätsstrom des Schwachgasabgases auf den des Erdgasabgases abgesenkt. Dieses bedeutet zunächst eine Zustandsänderung von Punkt 1 nach Punkt 2 in der Abb. 19. Dieser Kapazitätsstrom (Punkt 2 in Abb. 19) 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 Zusatzfeuerung zur Vorwärmung von Luft und Brennstoff installiert. Von Punkt 2 aus bewegt man sich in Richtung des fett strich-punktierten Pfeils. Bei Punkt 3 ist eine Zufeuerung von 400 kW (Leistung der Sekundärfeuerung) erreicht, d.h. bei Punkt 3 ist eine Gesamtleistung von 3200 kW erreicht, wie sie dem Punkt 1 entspricht. Erhöht man die Leistung der Sekundärfeuerung auf 550 kW weiter, 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. Damit wird jetzt derselbe Nutzen mit nur noch 5% mehr Schwachgas erreicht. Das Energieaustauschverhältnis E ist also in diesem Fall das Verhältnis bei gleichem Nutzen. Es ergibt hier ein Energieaustauschverhältnis von

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

Die verschiedenen Möglichkeiten der Prozessführung bei gleichzeitiger unterschiedlicher Energienutzung wurden hier nur an wenigen Beispielen dargelegt. Eine allgemeine systematische Diskussion und Darstellung, die sich auf prinzipielle verfahrenstechnische Möglichkeiten (Bausteine) bezieht (d.h. nicht nur Klinkerherstellung, KLKO usw. beinhaltet), hat noch zu erfolgen.

Schrifttum

- [1] 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.
- [2] Specht, E.; Jeschar, R.: Beurteilung von Industrieöfen bei Wärmerückgewinnung. Seminar zu Methoden der Energieeinsparung bei Industrieöfen, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1990.
- [3] Boie, W.: Vom Brennstoff zum Rauchgas. Feuerungstechnisches Rechnen mit Brennstoffkenngrößen und seine Vereinfachung mit Mitteln der Statistik. B.G.Teubner Verlagsgesellschaft Leipzig, 1957.
- [4] Mauch, W.; Reitemann, T.: Kumulierter Energieaufwand verschiedener Verfahren zur Restmüllbehandlung; In: Integrierte Abfallwirtschaft im ländlichen Raum, Fricke, Thomè-Kozmiensky, Neumüller (Hrsg.), EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH, 1993, S. 225-247.
- [5] Schulenburg, F.: Energetische Bewertung thermischer Abfallbehandlungsanlagen unter Berücksichtigung verschiedener Prozessführungen. Dissertation, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1.Auflage 2000, ISBN: 3-89720-368-5.
- [6] Umweltbundesamt (Hrsg.): Möglichkeiten der Kombination von mechanisch-biologischer und thermischer Behandlung von Restabfällen. Im Auftrag des Bundesministeriums für Bildung und Forschung BMBF, Förderkennzeichen: 1471114, 1998.
- [7] 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: 3-519-00402-X.
- [8] Hoenig, V.: Emissionen bei 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.
- [9] Huckauf, H.: Stand und Möglichkeiten der rationellen Energieanwendung beim Zementklinkerbrand. ZKG INTERNATIONAL 41 (1988) No. 4, pp. 153-157.
- [10] 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.
- [11] 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.
- [12] 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.

- [13] Davies, M.; Scholz, R.: Untersuchungen zur Brennstoffsubstitution und Prozessgestaltung an einem kokslosen erdgasbefeuerten Kupolofen. VDI-Tagung Fortschrittliche Energiewandlung und -anwendung März 2001.
- [14] 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.

6 Symbole und Indices

Symbole

a	spezifische Oberfläche
A	Fläche
a/b	Anstieg und Ordinatenschnittpunkt der Funktion $v=f(h_u)$, s. [3]
BeVo	Brennstoffvorwärmer
c	spezifische Wärmekapazität (in Verbindung mit Temperaturdifferenzen immer mittlere \bar{c})
E	Energie
E	Energieaustauschverhältnis
EB	Ersatzbrennstoff
EG	Erdgas
h	Heizwert
H	Enthalpie
l	spezifischer Luftbedarf
L	Länge/Zone
LuVo	Luftvorwärmer
m	Masse
O ₂	Sauerstoff
P	Leistung
PB	Primärbrennstoff
Q	Wärme
RV	Abgasausschleusung
SG	Schwachgas
STP	Standard Temperature Pressure
V	Volumen
v	Abgasmenge
z	Energienutzungsverhältnis
α	Wärmeübergangskoeffizient
Δ	Differenz
η	Wirkungsgrad
ϑ	Temperatur
λ	Stöchiometrieverhältnis, Luftzahl
Ω	Kapazitätsstromverhältnis
I/II	Variante 1 u. 2 (s. Abschnitt 2.2)

Indizes (hochgestellt)

· Strom

Indizes (tiefgestellt)

a Austritt

A	Abgas
Ab	Abstich
AG	Abgas
B/BR	Brennstoff
BV	Brennstoffvorwärmung
e	Eintritt
EB	Ersatzbrennstoff
EG	Erdgas
G	Brenngas/Abgas
G	Gut (s. Abschnitt 5)
GZ	Gaszone
kal	kalorisch
KI	Klinker
L	Luft
LV	Luftvorwärmung
m	mittlerer-
max	maximal
min	mindest-
n	Nummer Bilanzraum
Nutz	Nutzen
PB	Primärbrennstoff
RE	Roheisen
RK	Rührkessel
S	Solid
SG	Schwachgas
SK	Steinkohle
SL	Schlacke
S	Schmelz- (s. Abschnitt 5)
SZ	Schmelzzone (s. Abschnitt 5)
th	thermisch
u	unter (Heizwert)
Ü	Überhitzung
ÜZ	Überhitzungszone
V	Vorwärmung
VZ	Vorwärmzone
WR	Wärmerückgewinnung
y	Brennstoffverteilung, thermisch (s. Abschnitt 4)
ZSB	Zusatzbrennstoff
ZWS	Zirkulierende Wirbelschicht
α	Wärmeübertragung infolge Konvektion
ε	Wärmeübertragung infolge Strahlung
ϑ	konstante Gastemperatur (statische Betrachtung)

1/2 Rührkessenelement 1 u. 2 (s. Abschnitt
4)

I/II Variante 1 u. 2 (s. Abschnitt 2.2)