

SUBSTITUTION VON BRENNSTOFFEN UND ROHSTOFFEN DURCH ABFÄLLE IN HOCHTEMPERATURPROZESSEN

Scholz, R.¹⁾; Beckmann, M.²⁾,

¹⁾ Institut für Energieverfahrenstechnik und Brennstofftechnik der Technischen Universität Clausthal

²⁾ Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH (CUTEC-Institut GmbH)

Inhaltsverzeichnis

1 Einleitung	2
2 Bilanzierung von Feuerungen und Industrieöfen einschließlich Wärmerückgewinnung	4
3 Austauschbarkeit von Brennstoffen durch Abfälle	5
4 Auswirkungen der Substitution auf die Prozeßführung (Beispiele)	12
5 Schrifttum	16
6 Symbolverzeichnis	19
7 Bilder	20

SUBSTITUTION VON BRENNSTOFFEN UND ROHSTOFFEN DURCH ABFÄLLE IN HOCHTEMPERATURPROZESSEN

Scholz, R. ¹⁾; Beckmann, M. ²⁾;

¹⁾ Institut für Energieverfahrenstechnik und Brennstofftechnik der Technischen Universität Clausthal

²⁾ Clausthaler Umwelttechnik-Institut GmbH (CUTEC-Institut GmbH)

Inhaltsverzeichnis

1 Einleitung	2
2 Bilanzierung von Feuerungen und Industrieöfen einschließlich Wärmerückgewinnung	4
3 Austauschbarkeit von Brennstoffen durch Abfälle	5
4 Auswirkungen der Substitution auf die Prozeßführung (Beispiele)	12
5 Schrifttum	16
6 Symbolverzeichnis	19
7 Bilder	20

Zusammenfassung

Die energetische und die stoffliche Verwertung von Abfällen ist ein bereits seit langem diskutiertes Thema. Dabei interessieren zunächst die Fragestellungen im Zusammenhang mit dem jeweils spezifischen Einsatz wie z.B. bei der Co-Verbrennung von Klärschlamm in Kraftwerksfeuerungen, der Substitution von Primärbrennstoffen durch Kunststoffabfälle beim Brennprozeß in der Zementindustrie usw. Darüber hinaus wird weiter der Vergleich der jeweiligen Anwendung untereinander sowie die Gegenüberstellung mit den zum Stand der Technik gehörenden thermischen Abfallbehandlungsverfahren diskutiert. Diese Verfahrensvergleiche müssen selbstverständlich unter Einbeziehung aller insgesamt erforderlichen Aufwendungen an Zusatzstoffen und Zusatzenergie mit gleichen Randbedingungen durchgeführt werden. Dabei sind u.a. die sich aus den spezifischen Eigenschaften der Abfallstoffe für den jeweiligen Anwendungsfall ergebenden Besonderheiten zu berücksichtigen. Das betrifft insbesondere die Auswirkungen einer Substitution von Primärbrennstoffen durch Ersatzbrennstoffe aus Abfällen (Sekundärbrennstoffe) z.B. bei einem Brennprozeß auf die Wärmeübertragungsbedingungen, die Strömungsverhältnisse und damit zusammenhängend auf die Temperaturverteilungen, den Guttransport und den spezifischen Energieaufwand. Ersatzbrennstoffe müssen sich sowohl aus stofflicher Sicht als auch aus brennstoff- und wärmetechnischer Sicht für eine Substitution eignen.

In dem vorliegenden Beitrag wird insbesondere auf die Anforderungen aus brennstoff- und wärmetechnischer Sicht eingegangen. Hierzu werden zunächst kurz einige wesentliche Gesichtspunkte der Wärmeübertragung in Feuerungen und Industrieöfen erörtert. Wichtig für die Bewertung einer Brennstoffsubstitution ist das sogenannte Energieaustauschverhältnis. Dieses Verhältnis drückt die Wertigkeit eines Ersatzbrennstoffes im Vergleich zu dem Primärbrennstoff aus und muß bei einer vergleichenden Bilanzierung entsprechend berücksichtigt werden. Weiter werden in dem Beitrag beispielhaft für den Klinkerbrennprozeß in der Zementindustrie verschiedene Auswirkungen der Brennstoffsubstitution z.B. auf Ofentemperaturen, Abgasmengenströme usw. aus verfahrenstechnischer Sicht angesprochen. Aus dem Bereich der Stahl- und Eisenindustrie wird auf die Brennstoffsubstitution bei einem erdgasbefeuchten, koklosen Kupolofen eingegangen.

1 Einleitung

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

Das Bild 1-1 soll diese Möglichkeiten prinzipiell für Haus- und Gewerbeabfälle, Kunststoffabfälle und Klärschlamm verdeutlichen. Bei der hier gewählten Einteilung in die drei Verfahrensabschnitte

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

sind in Bild 1-1 jeweils nur die zugehörigen Grundoperationen eingetragen. Für jeden Verfahrensabschnitt lassen sich weitere Einteilungen anhand der verschiedenen Verfahren bzw. bei den Produktionsprozessen anhand der Industriebereiche vornehmen. Hierzu kann auf ein umfangreiches Schrifttum sowohl für die mechanisch-biologischen Verfahren [z.B. 1 bis 6], als auch für die thermischen Abfallbehandlungsverfahren [z.B. 7 bis 15] und die Produktionsprozesse [z.B. 16 bis 23] verwiesen werden. Durch die beispielhaft in Bild 1-1 eingetragenen Pfeile für die stoffliche und die energetische Verwertung sind

- neben der klassischen Müllverbrennung unbehandelter Abfälle (Verbrennung-Nachverbrennungsverfahren mit Rostsystemen [z.B. 14]) auch
- die Erzeugung von Brenngasen durch Vergasung nach entsprechender Abfallvorbehandlung z.B. zur Substitution von Primärbrennstoffen in der Stoffbehandlung (Calcinatorstufe beim Klinkerbrennprozeß [18]),
- der Einsatz von heizwertreichen Brennstoffen (BRAM) und Klärschlamm zur Co-Verbrennung im Kraftwerk [23, 24],
- die Abtrennung von Kunststoffen und Metallen zur stofflichen Verwertung [25, 26]
- usw.

mit in die Betrachtung eingeschlossen.

Die Darstellung in Bild 1-1 soll weiter deutlich machen, daß sich an die Betrachtung von einzelnen Verfahren immer die Untersuchung der gesamten Verfahrenslinie anschließen muß. Für bestimmte Abfallarten sind solche Untersuchungen bereits durchgeführt worden. Beispielhaft sei hier die energetische Nutzung von Kunststoffabfällen in der Zementindustrie [27] oder die Behandlung von Haus- und Gewerbeabfällen durch mechanisch-biologische Verfahren in Kombination mit thermischen Behandlungsverfahren [15] erwähnt. Die bei der Bilanzierung mechanisch-biologischer Verfahren gegenüber den thermischen Behandlungsverfahren und den Produktionsprozessen teilweise noch bestehenden Defizite werden derzeit durch laufende Vorhaben z.T. behoben. Zunächst werden bei den erwähnten Vergleichen in der Regel einheitliche Randbedingungen zugrunde gelegt. Gegebenenfalls bedarf es dabei auch der Einbeziehung von zusätzlichen Vergleichs- bzw. Ersatzprozessen. Darüber hinaus müssen aber auch die sich aus dem Einsatz von Abfallfraktionen in Stoffbehandlungs- und Energieumwandlungsprozesse ergebenden veränderten Prozeßbedingungen und eine entsprechend darauf abgestimmte Optimierung der Prozeßführung betrachtet werden.

Vor diesem Hintergrund wird im folgenden zunächst allgemein der Fall einer Brennstoffsubstitution bei der Stoffbehandlung in sogenannten Industrieöfen betrachtet. Danach wird weiter auf die in der Zusammenfassung bereits erwähnten Beispiele aus der Zementindustrie und der Stahl- und Eisenindustrie eingegangen. Die Aussagen zur Brennstoffsubstitution können in ähnlicher Weise auf andere Prozesse der Grundstoffindustrie (Kalk, Glas, Keramik usw.) sowie auf Prozesse der Energieumwandlung, d.h. auf Hochtemperaturverfahren allgemein, übertragen werden.

2 Bilanzierung von Feuerungen und Industrieöfen einschließlich Wärmerückgewinnung

Unter dem Begriff Industrieofen sind alle mit fossilen Brennstoffen oder elektrisch beheizte Apparate zusammengefaßt, in denen im industriellen Maßstab feste, flüssige oder gasförmige Stoffe einer thermischen Behandlung unterzogen werden. In dem hier gesteckten Rahmen stehen allerdings die fossil beheizten Industrieöfen im Vordergrund.

Mit den Feuerungen der Energieumwandlung haben Industrieöfen den Verbrennungsprozeß gemeinsam. Im Unterschied zu den Industrieöfen, bei denen der Verbrennungsprozeß auf das zu behandelnde Gut abzustimmen ist, erfolgt die Optimierung der Feuerungen z.B. bei der Erzeugung von Dampf in einem Kessel hauptsächlich im Hinblick auf die Energieausnutzung. Dieser Unterschied ist in Bild 2-1 schematisch dargestellt [28]. Da die Wärmeerzeugung mit der Wärmeabgabe prinzipiell bei den Kesseln ähnlich wie bei den Industrieöfen ist, können die im folgenden am Beispiel der Stoffbehandlungsprozesse behandelten Gesichtspunkte der Bilanzierung, Wärmerückgewinnung und Brennstoffsubstitution ebenso auf die Prozesse der Energieumwandlung übertragen werden. Die Brennstoffsubstitution ist bei direkt befeuerten Industrieöfen immer mit der Frage der Produktverträglichkeit verbunden. Bei aschehaltigen Brennstoffen tritt dann auch ggf. eine entsprechende stoffliche Substitution mit auf.

Industrieöfen finden in nahezu allen bedeutenden Zweigen der Grundstoffindustrie Anwendung. Beispiele sind das Brennen von Klinkern im Drehrohrofen in der Zementindustrie (Bild 2-2), das Brennen von Kalkstein im Schachtofen, das Brennen von Baukeramik in Tunnelöfen, das Erzeugen von Roheisen im Hochofenprozeß, das Schmelzen von Schrott im Kupolofen (Bild 2-3) usw.

Die Grundlage für die wärmetechnische Beurteilung von Industrieöfen sind bekanntlich Energiebilanzen, sowohl für Anlagenteile als auch für die Gesamtanlage (Vorwärm-, Brenn- und Kühlprozesse usw.). Das Bild 2-4 zeigt hierzu entsprechend vereinfacht ein Beispiel mit einer Luft- und Brennstoffvorwärmung und einem kontinuierlichen Durchlaufprozeß mit einem chemischen oder physikalischen Umwandlungsvorgang im Gut (Brennen von Kalk, Schmelzen von Metallen usw.). Für das Beispiel in Bild 2-4 ergibt sich die Gesamtbilanz:

$$\dot{m}_B \cdot h_u = \dot{m}_S \cdot (\Delta h_{RS} + c_{S12} \cdot (g_{S2} - g_{S1})) + \dot{m}_G \cdot c_{G3U} \cdot (g_{G3} - g_U) + \sum \dot{Q}_V \quad (2.1).$$

In dem hier gewählten allgemeinen Fall wird aus dem heißen Abgas über einen Rekuperator Wärme zur Vorwärmung an die Verbrennungsluft und über einen in Reihe geschalteten

zweiten Rekuperator zur Vorwärmung des Brennstoffes übertragen. Insbesondere im Zusammenhang mit der Brennstoffsubstitution ist die Frage zu stellen, inwieweit eine Luft- und/oder Brennstoffvorwärmung sinnvoll ist. Die für die Bilanzierung benötigten zu- und abgeführten Massenströme an Luft, Brennstoff und Gas ($\dot{m}_L$, $\dot{m}_B$, $\dot{m}_G$) sind mit dem spezifischen Mindestluftbedarf des Brennstoffes l_{min} über die Verbrennungsrechnung unter Vernachlässigung des festen Inertanteiles des Brennstoffes (Asche, Glg. (2.3)) miteinander verknüpft:

$$\dot{m}_L = \lambda \cdot l_{min} \cdot \dot{m}_B \quad (2.2)$$

$$\dot{m}_G = (1 + \lambda \cdot l_{min}) \cdot \dot{m}_B \quad (2.3).$$

Für den Wirkungsgrad des Luftrekuperators gilt damit:

$$\eta_{LV} = \frac{\dot{m}_B \cdot \lambda \cdot l_{min} \cdot c_{L21} \cdot (\vartheta_{L2} - \vartheta_{L1})}{\dot{m}_B \cdot (1 + \lambda \cdot l_{min}) \cdot c_{G1U} \cdot (\vartheta_{G1} - \vartheta_U)} \quad (2.4).$$

Für den Brennstoffrekuperator ergibt sich entsprechend:

$$\eta_{BV} = \frac{\dot{m}_B \cdot c_{B21} \cdot (\vartheta_{B2} - \vartheta_{B1})}{\dot{m}_B \cdot (1 + \lambda \cdot l_{min}) \cdot c_{G2U} \cdot (\vartheta_{G2} - \vartheta_U)} \quad (2.5).$$

Wie aus den Gln (2.4) und (2.5) zu erkennen, sind die Wärmekapazitätsstromverhältnisse beider Rekuperatoren kleiner eins. Somit kann bei einer Gegenstromschaltung die Luft maximal bis auf $\vartheta_{L2} = \vartheta_{G1}$ und der Brennstoff bis auf $\vartheta_{B2} = \vartheta_{G2}$ vorgewärmt werden. Der maximale Wirkungsgrad für die Luftvorwärmung und die Brennstoffvorwärmung ergibt sich dann unter vereinfachter Annahme, daß die Wärmekapazitäten paarweise in Glg. (2.4) und (2.5) annähernd gleich sind und für den Grenzfall eines stöchiometrischen Anlagenbetriebes mit $\lambda = 1,0$ für $\vartheta_{L1} = \vartheta_{B1} = \vartheta_U$ zu [29]:

$$\eta_{LV,max} = \frac{l_{min}}{1 + l_{min}} \quad (2.6)$$

$$\eta_{BV,max} = \frac{1}{1 + l_{min}} \quad (2.7).$$

Für den maximal möglichen Gesamtwirkungsgrad der Wärmerückgewinnungsanlage erhält man mit Glg. (2.6) und (2.7) für den Sonderfall adiabater Rekuperatoren:

$$\eta_{WR,max} = \frac{1 + l_{min} + l_{min}^2}{(1 + l_{min})^2} \quad (2.8).$$

Das Bild 2-5 zeigt die maximalen Wirkungsgrade (Gln (2.6) bis (2.8)) in Abhängigkeit von dem Mindestluftbedarf. Eine Verbesserung von $\eta_{WR,max}$ 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 schwachkalorige Ersatzbrennstoffe substituiert werden soll. Auf diesen Brennstoffaustausch wird im folgenden Abschnitt noch näher eingegangen.

3 Austauschbarkeit von Brennstoffen durch Abfälle

Bei einer Substitution von Brennstoffen durch Abfälle stellt sich in der Regel zuerst die Frage nach dem Einfluß der Abfallstoffe auf die Prozeßbedingungen des jeweiligen Prozesses. Besonders werden dabei Auswirkungen des Einsatzes von Ersatzbrennstoffen auf Prozeßtemperaturen, Abgasmassen, Schadstoffe bzw. Schadstofffrachten und spezifische Energieverbräuche bei Industrieöfen bzw. Wirkungsgrade bei Energieumwandlungsanlagen betrachtet.

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

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

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

Es ist aus der Bilanz Glg. (2.1) zusammen mit Bild 2-4 sofort ersichtlich, daß der Abgasverlust bei einem bestimmten Brennstoff um so größer ist, je höher die auf den Heizwert h_u bezogene Abgasmenge $\dot{m}_G$ oder die Abgastemperatur ϑ_{G3} sind. Bei diesem Anstieg des Abgasverlustes kann entsprechend weniger Brennstoffenergie für den Prozeß genutzt werden und der spezifische Energieaufwand steigt.

Weniger unmittelbar ersichtlich ist der Einfluß der kalorischen Verbrennungstemperatur auf die Prozeßbedingungen in Verbindung mit den anderen vorgenannten Größen. Zur Erörterung dieser Fragestellung sei in einem ersten Schritt ein Abschnitt eines kontinuierlichen Industrieofens herausgegriffen und – um zunächst das Prinzip zu verdeutlichen –, vereinfacht als nur ein Rührkessel-Element (Bild 3-1A, links) betrachtet. Die zugeführte Energie ergibt sich aus dem Umsatz von Brennstoff mit Luft unter Berücksichtigung einer Brennstoff- und Luftvorwärmung. Bei den folgenden grundsätzlichen Betrachtungen bleiben Dissoziationsgleichgewichte und damit die Einstellung der theoretischen Verbrennungstemperatur ϑ_{th} zunächst unberücksichtigt. Damit kann für den zugeführten Gasenthalpiestrom die kalorische Verbrennungstemperatur ϑ_{kal} eingesetzt werden. Dieser Enthalpiestrom gibt in dem ideal durchmischten Ofenraum (Rührkessel) den Wärmestrom $\dot{Q}_{RK}$ an das Gut mit der konstanten Oberflächentemperatur ϑ_{sl} ab, und es stellt sich die ebenfalls konstante Temperatur des Gases im Rührkessel-Element ein, die gleich der Austrittstemperatur ϑ_{Gl} ist.

Unter der Annahme adiabater Bedingungen ergibt sich somit allgemein ($\vartheta_{SI} \equiv \vartheta_S$, $\vartheta_{GI} \equiv \vartheta_G$):

$$\Delta \dot{H}_G = \dot{Q}_{RK} \quad (3.1)$$

$$\text{mit } \Delta \dot{H}_G = \dot{m}_G \cdot c_{G,kalG} \cdot (\vartheta_{kal} - \vartheta_G) \quad (3.2)$$

$$\text{und } \dot{Q}_{RK} = \alpha_a \cdot A_S \cdot (\vartheta_G - \vartheta_S) \quad (3.3),$$

wobei in Glg. (3.3) der Wärmeübertragungskoeffizient α_a Konvektion und Strahlung beinhaltet und A_S die Gutoberfläche ist.

Bei Substitution des Primärbrennstoffes (PB) durch den Ersatzbrennstoff (EB) besteht zunächst die Anforderung, daß die Guttemperatur ϑ_S und die Ofenleistung, d.h. der übertragene Wärmestrom $\dot{Q}$, unverändert bleiben sollen:

$$\dot{Q}_{PB} = \dot{Q}_{EB} \quad (3.4),$$

woraus sich unmittelbar:

$$\Delta \dot{H}_{G,PB} = \Delta \dot{H}_{G,EB} \quad (3.5)$$

ergibt.

Der Gasmassenstrom $\dot{m}_{G,PB}$ bzw. $\dot{m}_{G,EB}$ aus der Brennstoffumsetzung ist mit dem zugehörigen Brennstoffmassenstrom $\dot{m}_{PB}$ bzw. $\dot{m}_{EB}$ unter Vernachlässigung des festen Inertanteiles des Brennstoffes (Asche) über die Beziehung in Glg. (2.3) verknüpft.

Führt man nun ein Energieaustauschverhältnis E ein:

$$E = \frac{\dot{m}_{EB} \cdot h_{u,EB}}{\dot{m}_{PB} \cdot h_{u,PB}} \quad (3.6),$$

welches die Wertigkeit eines Ersatzbrennstoffes in Bezug auf den Primärbrennstoff aus energetischer Sicht ausdrückt, so folgt durch die Umstellung der Glg. (3.6) das Brennstoffmassenstromverhältnis:

$$\frac{\dot{m}_{EB}}{\dot{m}_{PB}} = E \cdot \frac{h_{u,PB}}{h_{u,EB}} \quad (3.7)$$

und aus den Glgn (2.3) und (3.6) das Abgasmassenstromverhältnis:

$$\frac{\dot{m}_{G,EB}}{\dot{m}_{G,PB}} = E \cdot \frac{h_{u,PB} \cdot (1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB})}{h_{u,EB} \cdot (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB})} \quad (3.8).$$

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

Für das Energieaustauschverhältnis erhält man mit Glgn (2.3), (3.2) und (3.6) in einer ausführlicheren Schreibweise für ein Rührkessel-Element:

$$E_{RK} = \frac{(1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot \frac{c_{G,PB,kal/GI} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{GI,PB})}{h_{u,PB}}}{(1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB}) \cdot \frac{c_{G,EB,kal/GI} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_{GI,EB})}{h_{u,EB}}} \quad (3.9).$$

Bei den weiteren Betrachtungen sei davon ausgegangen, daß die Wärmeübertragungsbedingungen ($\alpha_a \cdot A_s$) durch die Substitution nicht beeinflusst werden (statische Betrachtung). Der Einfluß veränderter Wärmeübertragungsbedingungen wird getrennt in einem nächsten Schritt weiter unten betrachtet. Bei dieser zunächst angenommenen sogenannten statischen Betrachtung ist:

$$\vartheta_{GI,EB} = \vartheta_{GI,PB} \quad (3.10).$$

Mit den getroffenen Vereinfachungen kann für die Substitution des Primärbrennstoffes durch den Ersatzbrennstoff ein Energieaustauschverhältnis $E_{RK,s}$ ermittelt werden.

Betrachtet man zuerst Ersatzbrennstoffe mit niedrigeren Heizwerten als die Primärbrennstoffe, so ergeben sich in der Regel gleichfalls niedrigere kalorische Verbrennungstemperaturen. Damit muß bei Einsatz von Ersatzbrennstoff zum Ausgleich des gegenüber dem Primärbrennstoff kleineren Potentialunterschiedes zwischen der kalorischen Temperatur und der Bilanz- bzw. Gastemperatur ($\vartheta_{kal} - \vartheta_G$) der Gasmassenstrom $\dot{m}_G$ entsprechend ansteigen. Insgesamt wird vergleichsweise zu dem Primärbrennstoff durch den Ersatzbrennstoff somit zunächst ein höherer Gesamtenergiebetrag aufgewendet. Das Energieaustauschverhältnis drückt das Verhältnis der beiden Gesamtenergiebeträge aus. Das Ziel einer im Zusammenhang mit dem Ersatzbrennstoffeinsatz verbundenen Optimierung besteht nun darin, durch entsprechende Anlagenschaltungen und Wärmerückgewinnung usw. ein Energieaustauschverhältnis für den Gesamtprozeß möglichst klein zu machen. Hierauf wird weiter unten noch näher eingegangen.

Das Bild 3-2 zeigt $E_{RK,s}$ nach Glg. (3.9) in Abhängigkeit von einer zu erreichenden Gastemperatur ϑ_G für den Ersatz eines Primärbrennstoffes mit $h_{u,PB} = 30$ MJ/kg durch Ersatzbrennstoffe mit $h_{u,EB} = 11$ MJ/kg, $h_{u,EB} = 15$ MJ/kg, $h_{u,EB} = 35$ MJ/kg und $h_{u,EB} = 40$ MJ/kg. Das Energieaustauschverhältnis ist um so größer, je höher die zu erreichende Bilanztemperatur und je niedriger der Heizwert des Ersatzbrennstoffes im Vergleich zum Primärbrennstoff sind (Kurven 1 bis 4 in Bild 3-2). Für den Fall, daß der Heizwert des Ersatzbrennstoffes größer als der des Primärbrennstoffes ist, nimmt das Energieaustauschverhältnis umgekehrt Werte kleiner eins an (Kurven 5 bis 8). Das betrifft beispielsweise die Substitution von Steinkohle durch hochkalorische Kunststoffabfälle beim Klinkerbrennprozeß in der Primärfuerung (vgl. Bild 2-2). Vergleicht man die Energieaustauschverhältnisse in Bild 3-2 für einen bestimmten Ersatzbrennstoff mit und ohne Luftvorwärmung, so wird weiter die Bedeutung der Wärmerückgewinnung (z.B. Wärmerückgewinnung aus dem Gut (Rostkühler Klinkerbrennprozeß))

deutlich. Im Fall eines Ersatzbrennstoffes mit $h_{u,EB} = 11 \text{ MJ/kg}$ (Kurven 1 und 2) werden Gastemperaturen $\vartheta_G > 1700^\circ \text{C}$ nur durch eine entsprechende Luftvorwärmung erreicht.

Bislang wurde die Gastemperatur ϑ_G bei einer Substitution als konstant angenommen. Tatsächlich werden sich jedoch aufgrund veränderter Gasmassenströme und -zusammensetzungen bei einem Brennstoffaustausch auch veränderte Wärmeübertragungsbedingungen (Konvektion und Strahlung) und damit unterschiedliche Gastemperaturen ($\vartheta_{G,PB} \neq \vartheta_{G,EB}$) einstellen. Die folgenden Überlegungen beziehen sich auf den Fall, daß die Wärme ausschließlich durch Konvektion übertragen wird. Es gilt dann allgemein:

$$\dot{Q}_{RK,\alpha} = \alpha \cdot A_S \cdot (\vartheta_G - \vartheta_S) \quad (3.11).$$

Mit der Stanton-Zahl:

$$St = \frac{\alpha \cdot A_S}{\dot{m}_G \cdot c_G} = \frac{(\vartheta_{kal} - \vartheta_G)}{(\vartheta_G - \vartheta_S)} \quad (3.12),$$

erhält man für den übertragenen Wärmestrom weiter:

$$\dot{Q}_{RK,\alpha} = \dot{m}_G \cdot c_G \cdot \frac{1}{1 + \frac{1}{St}} \cdot (\vartheta_{kal} - \vartheta_S) \quad (3.13)$$

und das Energieaustauschverhältnis $E_{RK,\alpha}$ läßt sich dann mit den jeweiligen brennstoffspezifischen Größen h_u , l_{min} , ϑ_{kal} und der prozeßtypischen, festliegenden Guttemperatur ϑ_S sowie den die Wärmeübertragungsbedingungen charakterisierenden Stanton-Zahlen ausdrücken:

$$E_{RK,\alpha} = \frac{(1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot c_{G,PB} \cdot \frac{1}{\left(1 + \frac{1}{St_{PB}}\right)} \cdot \frac{(\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_S)}{h_{u,PB}}}{(1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB}) \cdot c_{G,EB} \cdot \frac{1}{\left(1 + \frac{1}{St_{EB}}\right)} \cdot \frac{(\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_S)}{h_{u,EB}}} \quad (3.14).$$

Für die Auswertung der Glg. (3.14) müssen zunächst St_{PB} und St_{EB} betrachtet werden.

Die Wärmeübertragung durch Konvektion wird meist mit Funktionen der Art:

$$Nu = k \cdot Re^a \cdot Pr^b \cdot \left(\frac{L_K}{L}\right)^c \quad (3.15)$$

beschrieben. Mit $a = 0,8$ und unter der Voraussetzung konstanter Stoffwerte ist das Verhältnis der Stanton-Zahlen:

$$\frac{St_{PB}}{St_{EB}} = \left(\frac{\dot{m}_{G,EB}}{\dot{m}_{G,PB}}\right)^{0,2} = \left(E_{RK,\alpha} \cdot \frac{h_{u,PB} \cdot (1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB})}{h_{u,EB} \cdot (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB})}\right)^{0,2} \quad (3.16).$$

Für den Betrieb mit dem Primärbrennstoff liegen in der Regel umfangreiche Daten vor, so daß sich damit die zugehörigen Stanton-Zahlen St_{PB} berechnen lassen. Erfahrungsgemäß liegen diese für die hier insbesondere betrachteten Anwendungen bei hohen Temperaturen im

Bereich von $St_{PB} = 2$ bis $St_{PB} = 4$. Durch diese Vorgabe kann nun das Energieaustauschverhältnis unter Berücksichtigung der Wärmeübertragung (hier nur Konvektion) $E_{RK,a}$ mit den Gln (3.14) und (3.16) ermittelt werden. Das Bild 3-3 zeigt $E_{RK,a}$ in Abhängigkeit vom Verhältnis der Heizwerte $h_{u,EB}/h_{u,PB}$ für $St_{PB} = 2$ und eine zu erreichende Solidtemperatur von $\vartheta_s = 1500^\circ\text{C}$ mit Luftvorwärmung ($\vartheta_L = 800^\circ\text{C}$) im Vergleich zu dem bereits vorangestellt diskutierten $E_{RK,s}$ für die statische Betrachtungsweise. Die Randbedingungen für dieses Beispiel stimmen grob u.a. mit der Brennzzone eines Klinkerbrennprozesses (Primärfeuerung) oder aber mit Schmelzprozessen in der Stahl- und Eisenindustrie überein. Ein Vergleich der beiden Kurvenverläufe für $E_{RK,s}$ und $E_{RK,a}$ zeigt, daß die Berücksichtigung der durch die Substitution veränderten Wärmeübertragungsbedingungen hier zu $E_{RK,a} < E_{RK,s}$ führt. Dabei wurde jedoch nur die Wärmeübertragung durch Konvektion betrachtet. In ähnlicher Weise kann auch die Wärmeübertragung durch Strahlung einbezogen werden. An die Stelle der Stanton-Zahl tritt dann die Konakow-Zahl, die das Verhältnis aus dem Wärmekapazitätsstrom des Gases und dem durch Strahlung übertragenen Wärmestrom ausdrückt. Auf die weitere Einbeziehung der Strahlung wird in dem hier gesteckten Rahmen verzichtet, es sei jedoch erwähnt, daß sich durch schlechtere Strahlungseigenschaften des Gases aus der Verbrennung des Ersatzbrennstoffes im Vergleich zu dem Gas aus dem Primärbrennstoff auch entsprechend ungünstigere Wärmeübertragungsbedingungen (d.h. $E_{RK,a} > E_{RK,s}$) und damit Gastemperaturen $\vartheta_{G,EB} > \vartheta_{G,PB}$ ergeben können.

In dem vorstehend diskutierten ersten Schritt wurde zunächst nur ein Abschnitt eines Industrieofens unter vereinfachten Bedingungen (nur ein Rührkessel-Element) hinsichtlich des Energieaustauschverhältnisses bei Brennstoffsubstitution untersucht. Nun ist wie bereits eingangs erwähnt, die Bewertung eines Brennstoffes nicht allein von der Art des Brennstoffes sondern auch von der Prozeßführung und der Wärmerückgewinnung abhängig. Ein zunächst im Hinblick auf die Einstellung hoher Prozeßtemperaturen z.B. in einem Brennprozeß durch den Ersatzbrennstoff im Vergleich zum Primärbrennstoff zugeführter Mehraufwand an Energie ist damit nicht von vornherein „verloren“.

Hat man beispielsweise eine entlang des Behandlungsweges des Gutes zweigestufte Energieeinkopplung (Primär- und Sekundärfeuerung beim Klinkerbrennprozeß), so läßt sich für diesen Fall wieder unter Verwendung der oben bereits erläuterten vereinfachten Modellvorstellung mit Rührkessel-Elementen für die erste und die zweite Stufe und der statischen Betrachtung ($\vartheta_{G,PB} = \vartheta_{G,EB}$) das in Bild 3-1 dargestellte Bilanzschema ableiten. Die Einzelbilder 3-1A stellen die erste und zweite Stufe für den Ausgangsprozeß mit Primärbrennstoffzufuhr in der ersten ($\dot{m}_{PB1}$) und zweiten Stufe ($\dot{m}_{PB2,PB}$) dar. Dieser Prozeß wird nun mit dem Fall verglichen, daß in der ersten Stufe Primärbrennstoff durch Ersatzbrennstoff $\dot{m}_{EB1}$ mit dem voranstehend erörterten Austauschverhältnis $E_{RK,s}$ ersetzt wird (Bild 3-1B). Für die zweite Stufe gilt ebenso wie für die erste Stufe, daß bei der Brennstoffsubstitution die Guttemperatur ϑ_{S2} und die Ofenleistung unverändert bleiben sollen (Gln (3.4) und (3.5)). Der im ersten Rührkessel-Element bei Einsatz von Ersatzbrennstoff im Vergleich zum Primärbrennstoff höhere Energieaufwand (E_{RK1}) kann nun mit dem Anteil, der oberhalb des erforderlichen Temperaturniveaus des zweiten Rührkessel-Elementes liegt, genutzt werden und es muß entsprechend

weniger Primärbrennstoff in der zweiten Stufe (zweiter Rührkessel) $\dot{m}_{PB2,EB}$ zugeführt werden. Aus der Energiebilanz für den zweiten Rührkessel ergibt sich zunächst mit $\vartheta_{G1,PB} = \vartheta_{G1,EB} = \vartheta_{G1}$ und $\vartheta_{G2,PB} = \vartheta_{G2,EB,PB} = \vartheta_{G2}$ (statische Betrachtung):

$$\begin{aligned} & (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot \dot{m}_{PB1} \cdot c_{G1,PB,G1G2} \cdot (\vartheta_{G1} - \vartheta_{G2}) + \\ & (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot \dot{m}_{PB2,PB} \cdot c_{G2,PB,kalG2} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G2}) = \\ & (1 + \lambda_{EB} \cdot l_{min,EB}) \cdot \dot{m}_{EB1} \cdot c_{G1,EB,G1G2} \cdot (\vartheta_{G1} - \vartheta_{G2}) + \\ & (1 + \lambda_{PB} \cdot l_{min,PB}) \cdot \dot{m}_{PB2,EB} \cdot c_{G2,PB,kalG2} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G2}) \end{aligned} \quad (3.17).$$

Mit den Glgn (3.7) und (3.9) erhält man nach entsprechender Umformung für die auf den ursprünglichen Primärbrennstoffmassenstrom in der Stufe 1 bezogene Differenz der Primärbrennstoffmassenströme in der zweiten Stufe mit und ohne Substitution:

$$\Delta x = \frac{\dot{m}_{PB2,PB} - \dot{m}_{PB2,EB}}{\dot{m}_{PB1}} = \frac{c_{G1,PB,kalG1} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G1}) \cdot c_{G1,PB,G1G2} \cdot (\vartheta_{G1} - \vartheta_{G2})}{c_{G1,EB,kalG1} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_{G1}) \cdot c_{G2,PB,kalG2} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G2})} - \frac{c_{G1,PB,G1G2} \cdot (\vartheta_{G1} - \vartheta_{G2})}{c_{G2,PB,kalG2} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G2})} \quad (3.18).$$

Mit dem Verhältnis der Brennstoffverteilung zwischen erster und zweiter Stufe bei abschließlichem Primärbrennstoffeinsatz

$$y = \frac{\dot{m}_{PB2,PB}}{\dot{m}_{PB1} + \dot{m}_{PB2,PB}} \quad (3.19)$$

läßt sich aus Glg. (3.18) das Energieaustauschverhältnis für die zweite Stufe (statische Betrachtung):

$$E_{RK2,\vartheta} = \frac{\dot{m}_{PB2,EB}}{\dot{m}_{PB2,PB}} = \Delta x \cdot \left(1 - \frac{1}{y}\right) + 1 \quad (3.20)$$

bilden. $E_{RK2,\vartheta}$ ist von den jeweiligen Temperaturdifferenzen und der ursprünglichen Brennstoffverteilung y abhängig. Bildet man nun das Energieaustauschverhältnis für beide Rührkessel-Elemente:

$$E_{RK12,\vartheta} = \frac{\dot{m}_{EB1} \cdot h_{u,EB} + \dot{m}_{PB2,EB} \cdot h_{u,PB}}{(\dot{m}_{PB1} + \dot{m}_{PB2,PB}) \cdot h_{u,PB}} \quad (3.21),$$

so ergibt sich mit den Glgn (3.6), (3.19) und (3.20) erwartungsgemäß:

$$E_{RK12,\vartheta} = (1 - y) \cdot E_{RK1,\vartheta} + y \cdot E_{RK2,\vartheta} \quad (3.22).$$

Für den bereits im vorangegangenen Beispiel betrachteten Fall der Substitution eines Primärbrennstoffes mit $h_u = 30 \text{ MJ/kg}$, einer Bilanztemperatur $\vartheta_{G1} = 1900^\circ \text{C}$ mit Luftvorwärmung auf $\vartheta_L = 800^\circ \text{C}$ zeigt das Bild 3-4 nochmals das Energieaustauschverhältnis $E_{RK1,\vartheta}$ in Abhängigkeit von $h_{u,EB}$. Weiterhin ist für eine festliegende Bilanztemperatur $\vartheta_{G2} = 1200^\circ \text{C}$ die Kurve für $E_{RK2,\vartheta}$ eingetragen, die aufgrund der Einsparung an Primärenergie im zweiten Rührkessel-Element bei dem hier vorliegenden Substitutionsfall Werte kleiner eins annimmt. $E_{RK12,\vartheta}$

ist dann wieder größer eins, jedoch aufgrund der Möglichkeit der gestuften Brennstoffzufuhr deutlich niedriger als $E_{RKI,3}$.

Man kann nun in gleicher Weise wie zuvor bei einem Rührkessel-Element auch bei Hintereinanderschaltung zweier Elemente die Wärmeübertragungsbedingungen mit einbeziehen. Darüber hinaus kann man durch eine Rührkessel-Kaskade das Verweilzeitverhalten des realen Prozesses annähern. Für eine Reihe von Industrieöfen läßt sich dieses jedoch ausreichend gut durch eine Kolbenstrom-Charakteristik beschreiben. In diesem Fall kann auf die für kontinuierliche Wärmeübertragungssysteme bekannten Beziehungen zurückgegriffen werden. Bei adiabaten Verhältnissen ergibt sich für das Energieaustauschverhältnis eines Kolbenstrom- Elementes (einstufig):

$$E_{KS} = \frac{c_{G,PB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_{G,PB})}{c_{G,EB,kalG} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_{G,EB})} \cdot \frac{c_{G,EB,kalU} \cdot (\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_U)}{c_{G,PB,kalU} \cdot (\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_U)} \approx \frac{\left(I - \frac{(\vartheta_{G,PB} - \vartheta_U)}{(\vartheta_{kal,PB} - \vartheta_U)} \right)}{\left(I - \frac{(\vartheta_{G,EB} - \vartheta_U)}{(\vartheta_{kal,EB} - \vartheta_U)} \right)} \quad (3.23).$$

Man erkennt aus der vereinfachten Darstellung der Glg. (3.23) unter Vernachlässigung der spezifischen Wärmekapazitäten, daß bei zunächst gleichbleibenden Austrittstemperaturen $\vartheta_{G,PB/EB}$ mit kleiner werdender kalorischer Verbrennungstemperatur des Ersatzbrennstoffes $\vartheta_{kal,EB}$ gegenüber $\vartheta_{kal,PB}$ das Energieaustauschverhältnis E_{KS} Werte größer eins annehmen muß. Stellen sich aufgrund der jeweiligen Wärmeübertragungsbedingungen bei Einsatz von Ersatzbrennstoffen Austrittstemperaturen $\vartheta_{G,EB} > \vartheta_{G,PB}$ ein, so wird E_{KS} weiter vergrößert und umgekehrt, bei $\vartheta_{G,EB} < \vartheta_{G,PB}$, entsprechend verringert.

4 Auswirkungen der Substitution auf die Prozeßführung (Beispiele)

Mit den voranstehend erörterten Beziehungen, die im Hinblick auf einige grundsätzliche Gesichtspunkte bei der Brennstoffsubstitution sehr vereinfacht dargestellt sind, werden nun beispielhaft Auswirkungen einer Brennstoffsubstitution auf die Prozeßführung bei einem

- Klinkerbrennprozeß in der Zementindustrie und
- Schmelzprozeß im Kupolofen in der Stahl- und Eisenindustrie

diskutiert. Dabei wird vorausgesetzt, daß sich die Ersatzbrennstoffe aufgrund ihrer stofflichen Eigenschaften für eine Substitution hinsichtlich der Produktqualität und der Schadstoffemissionen grundsätzlich eignen [z.B. 30].

Zementklinker wird in Deutschland überwiegend nach dem sogenannten Trockenverfahren hergestellt. Wie das Anlagenschema in Bild 2-2 zeigt, setzt sich die Anlage aus den Hauptkomponenten Vorwärmer, Calcinator (Brennkammer), Drehrohrofen und Klinkerkühler (Rost) zusammen. Brennstoff wird an drei Zugabestellen, der Primärfeuerung (Ofenauslauf, I in Bild 2-1), der Sekundärfeuerung (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.

In der Brennzone müssen mit der Primärfeuerung für den Klinkerbrand annähernd maximale Guttemperaturen um $\vartheta_S \approx 1500^\circ\text{C}$ bzw. Gastemperaturen $\vartheta_B \approx 1900^\circ\text{C}$ erreicht werden (vgl. Bild 2-1, Temperaturverlauf). Es sei nun beispielsweise gefragt, inwieweit eine als Primärbrennstoff zugeführte Steinkohle mit $h_{u,PB} = 30 \text{ MJ/kg}$ durch einen durch entsprechende Vorbehandlung aus Abfall erzeugten Ersatzbrennstoff mit $h_{u,EB} = 15 \text{ MJ/kg}$ ersetzt werden kann. In diesem Fall muß das Energieaustauschverhältnis zunächst nur für diese erste Stufe betrachtet werden. Mit den in Abschnitt 3 hergeleiteten vereinfachten Beziehungen ergibt sich für diesen Fall aus Bild 3-2 ein $E_{RK,S} \approx 1,3$. Das bedeutet die 2,6-fache Brennstoffmenge und die etwa 1,5-fache Abgasmenge bei Einsatz von Ersatzbrennstoff bezogen auf den Primärbrennstoff (Gln (3.7) und (3.8)). Aus diesen Verhältnissen wird deutlich, daß ein vollständiger Austausch u.a. im Hinblick auf die Gegebenheiten der Anlage wie z.B. Zufuhreinrichtungen, Gasgeschwindigkeiten im Drehrohr, Mitreißen von Gutpartikeln durch den Gasstrom usw. nicht möglich ist. Im Hinblick auf vertretbare Änderungen der Prozeßbedingungen könnten daher im vorliegenden Fall nur Anteile von 30 bis 50 Ma. % ersetzt werden. Der Primärbrennstoff mit $h_u = 30 \text{ MJ/kg}$ würde dann bei 50 % Substitution durch einen Ersatzbrennstoff mit einem neuen mittleren Heizwert $h_{u,EB} = 22,5 \text{ MJ/kg}$ ersetzt. Das Energieaustauschverhältnis beträgt dann nur noch $E_1 \approx 1,1$.

Im zweiten Schritt muß nun untersucht werden, welche Auswirkungen sich aus der Substitution in der Primärfeuerung auf die Sekundärfeuerung, die nach wie vor mit dem Primärbrennstoff Steinkohle betrieben werden soll, ergeben. Bei dieser gestuften Brennstoffzufuhr kann wie zuvor erörtert ein Teil des aufgrund der Substitution für den Brennprozeß erforderlichen Mehraufwandes in den nachfolgenden Abschnitten genutzt werden. Der Brennstoffanteil der Zweitfeuerung liegt bei Zementdrehofenanlagen üblicherweise bei $y = 0,6$. Für den Gesamtprozeß sind durch die Begrenzung des Substitutionsverhältnisses in der ersten Stufe die Auswirkungen gering. Für das vorliegende Beispiel ergeben sich für den Gesamtprozeß wieder Austauschverhältnisse nahe eins. Insgesamt können sich also, je nach Abstimmung der Prozeßführung, wieder kleinere Gesamtenergieaustauschverhältnisse ergeben, für deren Bestimmung dann jedoch über die hier dargestellten vereinfachten Beziehungen hinaus entsprechende Prozeßmodelle und praktische Untersuchungen erforderlich sind. Ohne zusätzliche Maßnahmen zur Wärmerückgewinnung ist bei einer Substitution mit Heizwertabnahme des Ersatzbrennstoffes in der Regel mit einer Erhöhung des spezifischen Energieaufwandes zu rechnen. In [31] wird beispielsweise über praktische Erfahrungen bei der Umstellung eines Brennprozesses von Heizöl ($h_u \approx 40 \text{ MJ/kg}$) auf Braunkohlenstaub ($h_u \approx 20 \text{ MJ/kg}$) 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. $170 \text{ kJ/kg}_{\text{Gl}}$. Der Mehraufwand wird je-

weils ungefähr zur Hälfte auf die Vergrößerung des Abgasvolumenstromes und auf Korngrößenschwankungen und deren Auswirkungen auf den Temperaturverlauf zurückgeführt.

Für die Zweitfeuerung ist, wegen der gegenüber der Primärfeuerung deutlich niedrigeren Temperaturen, das temperaturbezogene Energieaustauschverhältnis weniger von Bedeutung. Bei zu erreichenden Gastemperaturen von $\vartheta_G \approx 1200^\circ\text{C}$ ergeben sich entsprechend Bild 3-2 auch bei einer Reduzierung des Heizwertes von 30 MJ/kg auf 15 MJ/kg Energieaustauschverhältnisse nur geringfügig größer als eins. Wichtig bei der Substitution in der Zweitfeuerung sind insbesondere die Brennstoffqualität in Bezug auf das spezifische Abgasvolumen und den Ausbrand. Grobstückige Brennstoffe wie z.B. Reifenschnitzel fallen in den Drehrohreinlauf und führen dort zu einem Temperaturanstieg. Durch unvollkommene Verbrennung kann sich die Verbrennung bis in den Vorwärmerbereich hineinziehen. In dem Bild 4-1 sind hierzu Ergebnisse aus Praxisuntersuchungen [32] dargestellt. Man erkennt u.a. in der Abbildung, daß durch Erhöhung der auf die Klinkermasse bezogenen Zweitbrennstoffenergie im Fall von Reifenschnitzel die Gastemperaturen im Ofeneinlauf ansteigen. Mit diesem Temperaturanstieg ist wiederum eine verstärkte Alkalisalzverdampfung im Drehrohrföfen verbunden. Umgekehrt erfolgt bei der Zufuhr eines Brennstoffes mit vergleichsweise guten Ausbrandeigenschaften der Umsatz hauptsächlich in der Gassteigleitung des Calcinator, und es ist dann mit einer Verminderung der Alkalisalzrezirkulation zu rechnen. Im vorliegenden Beispiel führt die Erhöhung des Zweitbrennstoffanteils durch Zufuhr von Steinkohlenstaub wegen der damit verbundenen Verminderung des Erstbrennstoffanteils zu einer Absenkung der Gastemperatur im Drehrohrföfeneinlauf und damit zur Verminderung der K_2O -Freisetzung. Eine verminderte Menge der Alkalien im Kreislauf führt schließlich zu einem geringeren spezifischen Energieaufwand. Dabei ist allerdings ein vollständiger Ausbrand des Zweitbrennstoffes im Calcinator vorausgesetzt.

Als weiteres Beispiel im Zusammenhang mit der Darstellung von Energieaustauschverhältnissen wird im folgenden die Substitution von Erdgas durch heizwertärmere gasförmige Ersatzbrennstoffe bei einem Schmelzprozeß von Gußeisen, Gußbruch usw. in einem kokslosen, erdgasbefeuerten Kupolofen [33, 34] betrachtet. Es handelt sich dabei, wie das Bild 2-3 zeigt, um einen nach dem Gegenstromprinzip arbeitenden Schachtofen mit absteigender Gutbewegung. Das Einsatzgut (Roheisen, Gußbruch, Stahlschrott) wird über die Chargieröföffnung dem Ofen diskontinuierlich (satzweise) zugeführt und in einer ersten Zone bis auf Schmelztemperatur vorgewärmt. Der Vorwärmszone schließt sich die Schmelzzone und – um ein Erstarrten der Schmelze an den wassergekühlten Roststäben zu verhindern – die aus Keramikugeln bestehende Überhitzungszone an. In dem Brennraum wird Erdgas mit Luft und zusätzlicher Sauerstoffzugabe mit einem Sauerstoffüberschuß ($\lambda > 1$) verbrannt, wobei Gastemperaturen von 2100°C bis 2200°C erreicht werden. Darüber hinaus tritt im Brennraum sowie auch im Schacht ein Abbrand des Einsatzgutes im Umfang von ca. 15 % vom gesamten Wärmeeintrag auf. Das geschmolzene Eisen fließt kontinuierlich im überhitzten Zustand mit einer Temperatur von ca. 1400°C über einen Siphon mit Schlackenablauf und wird über eine Rinne zur Weiterverarbeitung geleitet [33]. Der bereits seit Ende der sechziger Jahre bekannte kokslose, erdgasbefeuerte Kupolofen stellt aus wirtschaftlicher und umwelttechnischer Sicht eine sinn-

volle Alternative zum Koks-kupolofen dar, konnte sich jedoch u.a. aufgrund fehlender verfahrenstechnischer Grundlagen noch nicht im industriellen Maßstab durchsetzen [34, 35]. Zur Beschreibung des Schmelzverhaltens eines kokslosen, erdgasbefeuerten Kupolofens wurde ein energetisches Prozeßmodell entwickelt, das die komplex ineinandergreifenden Vorgänge des Schmelzvorganges, wie ein Vergleich mit Versuchsergebnissen zeigt, bereits tragfähig wiedergibt [33]. Das Bild 4-2 zeigt den berechneten Temperaturverlauf für das Einsatzgut und das Abgas. Mit diesem Prozeßmodell kann man nun auch die Brennstoffsubstitution untersuchen. Bei der prinzipiellen Darstellung des Energieaustauschverhältnisses in Abschnitt 3 wurden stark vereinfachte Beziehungen verwendet. In dem Prozeßmodell sind diese Ansätze für die Wärmeübertragung in sehr viel komplexerer Form enthalten. Untersucht man mit diesem Prozeßmodell nun die Auswirkungen der Brennstoffsubstitution, so wird der zunächst grundsätzlich erläuterte Sachverhalt einer Zunahme des Energieaustauschverhältnisses bei Einsatz von Ersatzbrennstoffen mit abnehmendem Heizwert bestätigt (Bild 4-3). Im Gegensatz zu dem voranstehend geschilderten Fall des Klinkerbrennprozesses kann bei dem Kupolofen die durch eine Brennstoffsubstitution entstandene Zunahme des Kapazitätsstromverhältnisses nicht in einer zweiten Prozeßstufe kompensiert werden. Die Austrittstemperaturen und der Massenstrom des Gases aus der als Gegenstromwärmetauscher ausgebildeten Vorwärmzone nehmen im Substitutionsfall zu, entsprechend steigen die Verluste und das Energieaustauschverhältnis. Man könnte nun bei Einsatz von Ersatzbrennstoff daran denken, diesen Abgasstrom insgesamt nach der Vorwärmzone für eine weitere Wärmerückgewinnung (z.B. für eine Luftvorwärmung) zu nutzen. Dabei ist jedoch neben den in Abschnitt 2 in diesem Zusammenhang dargestellten Gesichtspunkten (Glg. (2.6)) auch zu beachten, daß die Abgase nach der Vorwärmzone relativ hohe Staubgehalte aufweisen. In Anlehnung an die Prozeßführung beim Zementprozeß, bei der im Fall der Substitution das Kapazitätsstromverhältnis in den Gegenstromvorwärmstufen durch eine entsprechend geringere Zugabe von Zweitbrennstoff ausgeglichen wird, kann im vorliegenden Fall des Kupolofens auch eine Teilstromentnahme des Abgastromes nach der Schmelzzone mit nachfolgender Wärmerückgewinnung zur Verbesserung der Energieausnutzung in Erwägung gezogen werden.

Im Zusammenhang mit der Verbundwirtschaft in einem Stahlwerk sei abschließend das Energieaustauschverhältnis bei der Substitution von Erdgas durch Hochofengas zusammenfassend für einige Prozesse in Bild 4-4 (als Austauschfaktor $A = I/E$) dargestellt [36]. Bei Einsatz des Hochofengases in den Winderhitzern der Hochöfen, in Dampfkesseln und zur Unterfeuerung der Koksöfen läßt sich ein Austauschfaktor bzw. eine Wertigkeit gegenüber Erdgas von 85 % bis 90 % erreichen. Setzt man das Hochofengas in Wärmöfen, d.h. in Prozesse mit vergleichsweise höheren Temperaturen ein, so beträgt die Wertigkeit nur 30 % bis 50 %. Aus dieser Wertigkeit leitet sich dann eine bestimmte Strategie für die Anlagenkonzeption und für den Einsatz von sogenannten Kuppelenergieträgern ab. Es ist daher bei der Brennstoffsubstitution im Einzelfall immer zu prüfen, welches Gesamtkonzept Vorteile im Hinblick auf die Energieeinsparung erbringt.

5 Schrifttum

- [1] Mechanisch-biologische Behandlung von Abfällen- Erfahrungen, Erfolge, Perspektiven. Zentrum für Abfallwirtschaft, Heft 10, Braunschweig, 1995. ISSN 0934-9243.
- [2] Turk, M.; Collins, H.-J.: Stoffspezifische Abfallbehandlung. Der Städtetag 10(1996), S. 710-714.
- [3] Doedens, H.; Cuhls, C.: MBA vor Deponie- neue Erkenntnisse aus laufenden Forschungsvorhaben. In: „Planung von mechanisch-biologischen Behandlungsanlagen“. VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997.
- [4] Wiemer, K.; Kern, M. (Hrsg.): Biologische Abfallbehandlung III -Kompostierung- Anaerobtechnik-Mechanisch-Biologische Abfallbehandlung- Klärschlammverwertung. M.I.C. Baeza-Verlag, Witzenhausen, 1996. ISBN 3-928673-18-1.
- [5] Lahl, U.: Status quo und Mindeststandards für Verfahren zur mechanisch-biologischen Restabfallbehandlung. Fachtagung Umweltinstitut Offenbach GmbH: Biologische Restabfallbehandlung, 19./20. Juni 1997, Offenbach.
- [6] Spillmann, P.: Stoffgerechte Behandlung undefinierter Restabfälle durch Kombination biochemischer und thermischer Behandlungsverfahren („Bio-Select-Verfahren“). Müll und Abfall 7(1995), S. 416 bis 431.
- [7] Christmann, A.; Quitteck, G.: Die DBA-Gleichstromfeuerung mit Walzenrost. VDI-Berichte 1192, VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf, 1995.
- [8] Horn, J.; Martin, J.; Busch, M.; Schaffer, R.: Umweltentlastung durch synthetische Verbrennung in Hausmüllverbrennungsanlagen mit dem Rückschubrost. In: Thomé-Kozmiensky, K.J. (Hrsg.): Reaktoren zur thermischen Abfallbehandlung, EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH, Berlin, 1993.
- [9] Lautenschlager, G.: Moderne Rostfeuerung für die thermische Abfallbehandlung. GVC-Symposium Abfallwirtschaft- Herausforderung und Chance, Würzburg, 17.-19. Oktober 1994.
- [10] Lorson, H.; Schingnitz, M.: Konversionsverfahren zur thermischen Verwertung von Rest- und Abfallstoffen. Brennstoff-Wärme-Kraft (BWK) 46 (1994) Nr. 5.
- [11] Berwein, H.-J.: Siemens Schwel-Brenn-Verfahren - Thermische Reaktionsabläufe; In: Abfallwirtschaft Stoffkreisläufe, Terra Tec '95, B.G. Teubner Verlagsgesellschaft, Leipzig, 1995.
- [12] Redepenning, K.-H.: Thermische Abfallbehandlung mit Kombinationsverfahren- Aufbereitung, Verbrennung, Entgasung, Vergasung. GVC-Symposium Abfallwirtschaft- Herausforderung und Chance, 17.-19. Oktober 1994, Würzburg.

- [13] Stahlberg, R.; Feuerrigel, U.: Thermoselect - Energie und Rohstoffgewinnung. In: Abfallwirtschaft Stoffkreisläufe, Terra Tec '95, B.G. Teubner Verlagsgesellschaft, Leipzig, 1995.
- [14] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.: Waste incineration systems; current technology and future developments in Germany. 3rd European Conference on Industrial Furnaces and Boilers (INFUB), Lisbon, Portugal, 18.-21. 04. 1995.
- [15] Schulenburg, F.; Scholz, R.: Bilanzierung und Bewertung thermischer Abfallbehandlungsverfahren; Einfluß unterschiedlicher Abfallvorbehandlungsverfahren. VDI-Berichte 1387, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf 1998, S. 17-47. ISBN 3-18-091387-8.
- [16] Weiss, W.; Janz, J.: Kunststoffverwertung im Hochofen-Ein Beitrag zum ökologischen und ökonomischen Recycling von Altkunststoffen. VDI-Berichte 1288, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1996, S. 123-138. ISBN 3-18-091288-X.
- [17] Lütge, C.; Radtke, K.; Schneider, A.; Wischnewski, R.; Schiffer, H.-P.; Mark, P.: Neue Vergasungsverfahren zur stofflichen und energetischen Verwertung von Abfällen. In: Born, M.; Berghoff, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998, S. 191-212. ISBN 3-18-990035-3.
- [18] Albrecht, J.; Gafron, B.; Scur, P.; Wirthwein, R.: Vergasung von Sekundärbrennstoffen in der zirkulierenden Wirbelschicht zur energetischen Nutzung für die Zementherstellung. DGMK Tagungsbericht 9802, Deutsche Wissenschaftliche Gesellschaft für Erdöl, Erdgas und Kohle e.V., Hamburg, 1998, S. 115-130. ISBN 3-931850-40-4.
- [19] Jennes, R.; Jeschar, R.: Einsatz von brennbaren Reststoffen in industriellen Prozessen. VDI-Berichte 1313, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1997, S. 257-268. ISBN 3-18-091313-4.
- [20] Sprung, S.: Umweltentlastung durch Verwertung von Sekundärrohstoffen. Zement-Kalk-Gips ZKG International 45(1992)5, S. 213-221.
- [21] Maury, H.-D.; Pavenstedt, R.G.: Chlor-Bypass zur Erhöhung des Brennstoffeinsatzes aus Müll beim Klinkerbrennen. Zement-Kalk-Gips ZKG International 41(1988)11, S. 540-543.
- [22] Junge, K.: Möglichkeiten und Grenzen der Verwertung in der Ziegelindustrie- Produktverbesserung- Anforderungen an Ersatzbrennstoffe. 2. Seminar UTECH Berlin '98, Umwelttechnologieforum, Berlin, 1998, S. 149-158.
- [23] Thielen, W.; Dürrfeld, H.; Kinni, J.: Die Allein- und Mitverbrennung von schwierigen Brennstoffen in der Wirbelschicht. VDI-Berichte 1081, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1993, S. 285-297.

- [24] Schmidt, R.: Stand der Mitverbrennung von Abfallstoffen in Feuerungsanlagen. VDI-Berichte 1387, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1998, S. 249-260. ISBN 3-18-091387-8.
- [25] Hecka, Chr.; Niemann, K.: Die hydrierende Aufarbeitung von Kunststoffen. VDI-Berichte 1288, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1996, S. 123-138. ISBN 3-18-091288-X.
- [26] Paul, E.: Verschiedene Verfahren des metallurgischen Recyclings. VDI-Berichte 967, VDI Verlag GmbH, Düsseldorf, 1992, S. 39-72. ISBN 3-18-090967-6.
- [27] Heyde, M.; Kremer, M.: Verwertung von Kunststoffabfällen aus Verkaufsverpackungen in der Zementindustrie. Fraunhofer-Institut Lebensmitteltechnologie und Verpackung, Freising, 1997.
- [28] Jeschar, R.: Überblick über Industrieöfen. Seminar zu Methoden der Energieeinsparung bei Industrieöfen, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1990.
- [29] Specht, E.; Jeschar, R.: Beurteilung von Industrieöfen bei Wärmerückgewinnung. Seminar zu Methoden der Energieeinsparung bei Industrieöfen, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1990.
- [30] Umweltverträglichkeit von Zement und Beton. Herstellung, Anwendung und Sekundärstoffeinsatz. Die deutsche Zementindustrie informiert. Verein Deutscher Zementwerke e.V., Forschungsinstitut der Zementindustrie, Düsseldorf, 1996.
- [31] Huckauf, H.: Stand und Möglichkeiten der rationellen Energieanwendung beim Zementklinkerbrand. Zement-Kalk-Gips ZKG International 41(1988)4.
- [32] Rosemann, H.; Locher, F.W.; Jeschar, R.: Brennstoffenergieverbrauch und Betriebsverhalten von Zementdrehofenanlagen mit Vorcalciniierung. Zement-Kalk-Gips ZKG International 40(1987)10, S. 489-498.
- [33] Davis, M.; Weichert, C.; Scholz, R.: Entwicklung eines energetischen Prozeßmodells zur Beschreibung des Schmelzverhaltens eines kokslosen, erdgasbefeuerten Kupolofens. Veröffentlichung demnächst.
- [34] Schürmann, E.: Beitrag zum Schmelzverhalten des kokslosen, erdgasbefeuerten Kupolofens. Gießerei-Rundschau 41(1994) 9/10.
- [35] Schürmann, E.; Nickel, A.: Auswertung von Betriebsdaten zum Schmelzverhalten des kokslos betriebenen mit Erdgas beheizten Kupolofens, Gießerei (1993)12, S. 390-397.
- [36] Hoffmann, G.: Energiewirtschaft in der Stahlindustrie. Mitteilungsblatt der TU Clausthal, Heft 80, 1995.

6 Symbolverzeichnis

Symbole

<i>A</i>	Fläche, Austauschfaktor
<i>c</i>	spezifische Wärmekapazität (in Verbindung mit Temperaturdifferenzen immer mittlere ~)
<i>E</i>	Energieaustauschverhältnis
<i>h</i>	spezifische Enthalpie
<i>H</i>	Enthalpie
<i>l</i>	spezifischer Luftbedarf
<i>L</i>	Länge
<i>m</i>	Masse
<i>x</i>	Masse Brennstoff Stufe 2 bezogen auf Stufe 1
<i>y</i>	Masse Brennstoff Stufe 2 bezogen auf Gesamt
<i>Q</i>	Wärme
α	Wärmeübergangskoeffizient
η	Wirkungsgrad
λ	Stöchiometrieverhältnis, Luftzahl
ϑ	Temperatur [$^{\circ}\text{C}$]
<i>Nu</i>	Nusselt-Zahl
<i>Pr</i>	Prandtl-Zahl
<i>Re</i>	Reynolds-Zahl
<i>St</i>	Stanton-Zahl

Indices (hochgestellt)

<i>a, b, c</i>	Exponenten
$\cdot$	Strom

Indices (tiefgestellt)

<i>aus</i>	Austritt
<i>B</i>	Brennstoff
<i>BV</i>	Brennstoffvorwärmung
<i>C</i>	Kohlenstoff
<i>ein</i>	Eintritt
<i>EB</i>	Ersatzbrennstoff
<i>G</i>	Brenngas/Abgas
<i>kal</i>	kalorisch
<i>L</i>	Luft
<i>LV</i>	Luftvorwärmung
<i>min</i>	Mindest-
<i>PB</i>	Primärbrennstoff
<i>RK</i>	Rührkessel
<i>RS</i>	Reaktion/Stoffumwandlung
<i>S</i>	Solid
<i>th</i>	theoretisch
<i>u</i>	unter (Heizwert)
<i>U</i>	Umgebung
<i>V</i>	Verluste
<i>1, 2</i>	Stufe 1, 2
α	Konvektion
Δ	Differenz
ε	Strahlung
ϑ	konstante Gastemperatur (statische Betrachtung)

7 Bilder

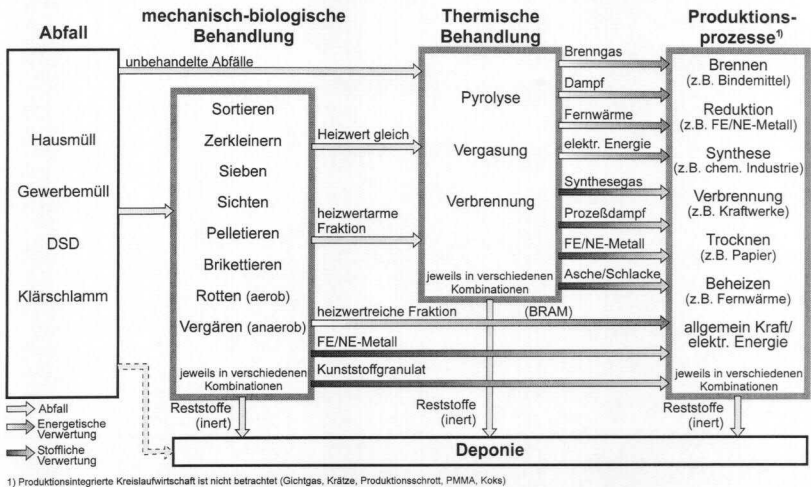


Bild 1-1. Grundoperationen der Abfallbehandlung (Beispiele).

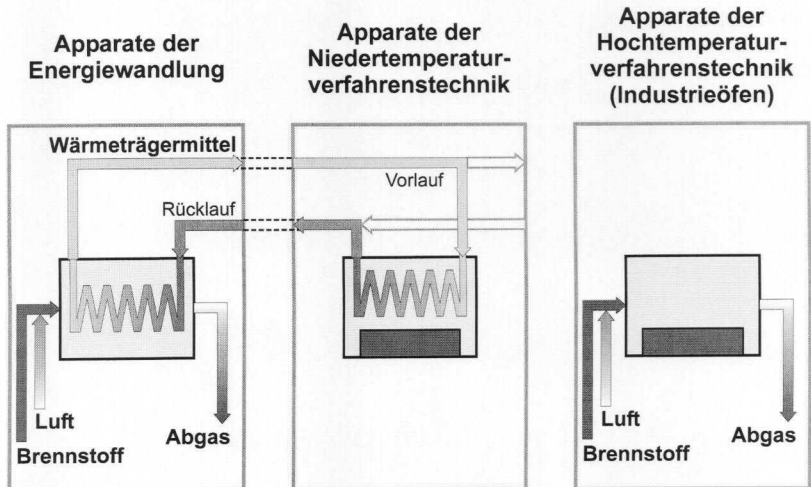


Bild 2-1. Unterscheidung von Industrieöfen und Apparaten der Energieumwandlung bzw. der Niedertemperaturverfahrenstechnik.

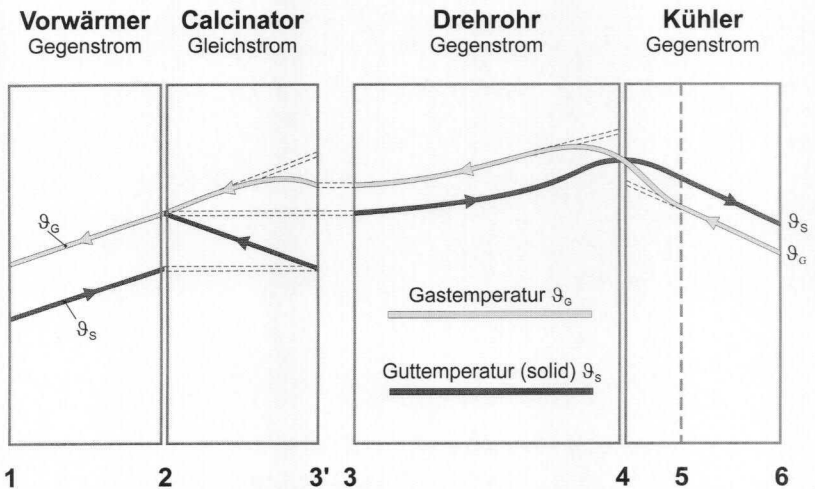
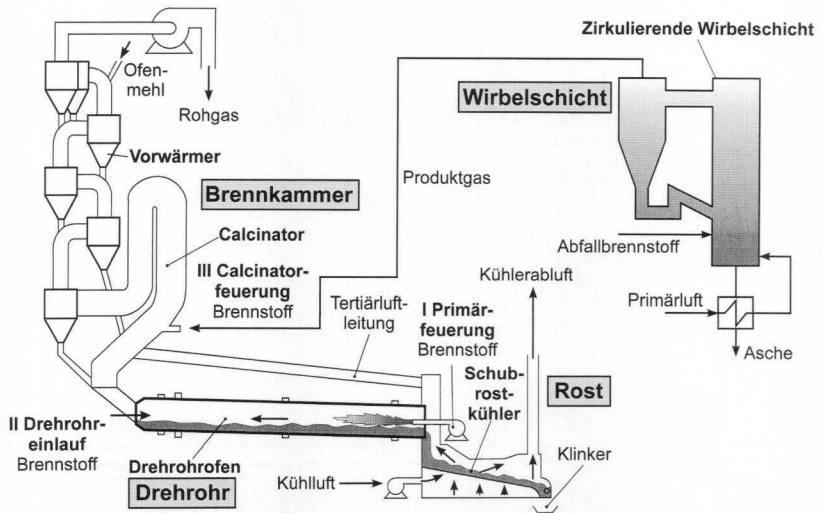


Bild 2-2. Schematische Darstellung des Zementprozesses in Kombination mit einer Wirkelschichtfeuerung einschließlich dem zugehörigen Temperaturverlauf.

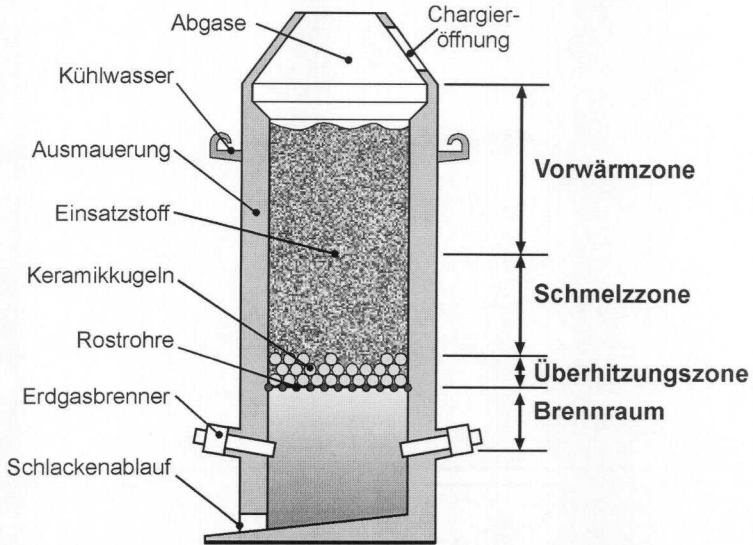


Bild 2-3. Schematische Darstellung eines erdgasbefeuerten, koksfreien Kupolofens.

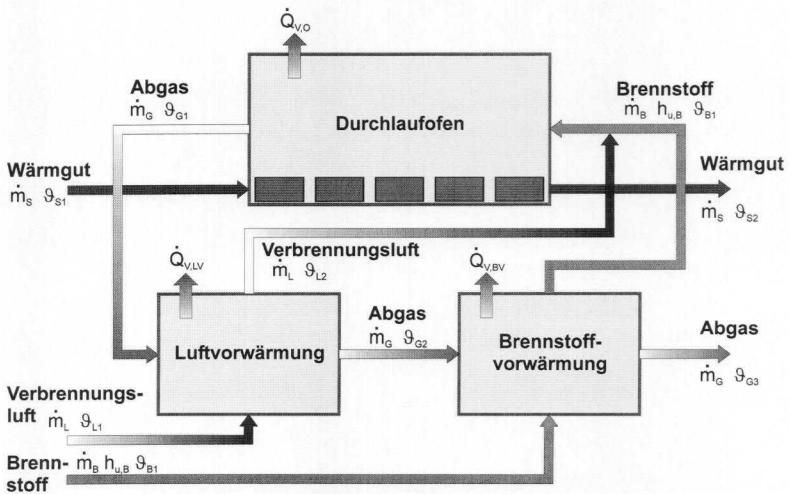


Bild 2-4. Schematische Darstellung eines Durchlaufofens mit Luft- und Brennstoffvorwärmung.

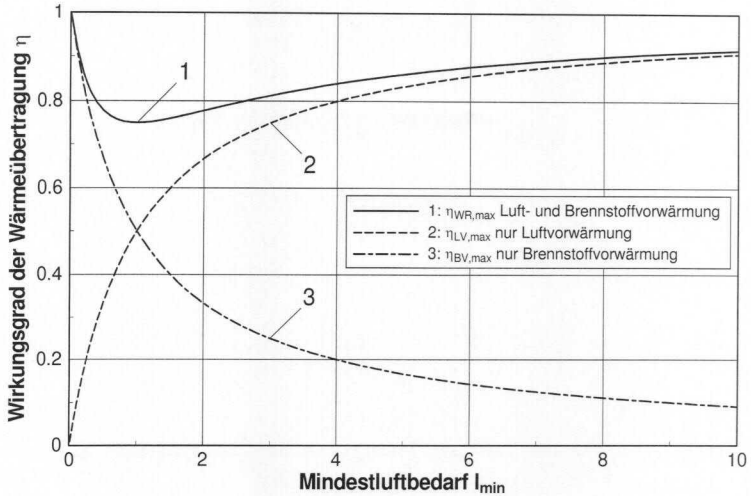


Bild 2-5. Maximale Wirkungsgrade für die Wärmerückgewinnung durch Luft- und /oder Brennstoffvorwärmung in Abhängigkeit vom Mindestluftbedarf des Brennstoffes [29].

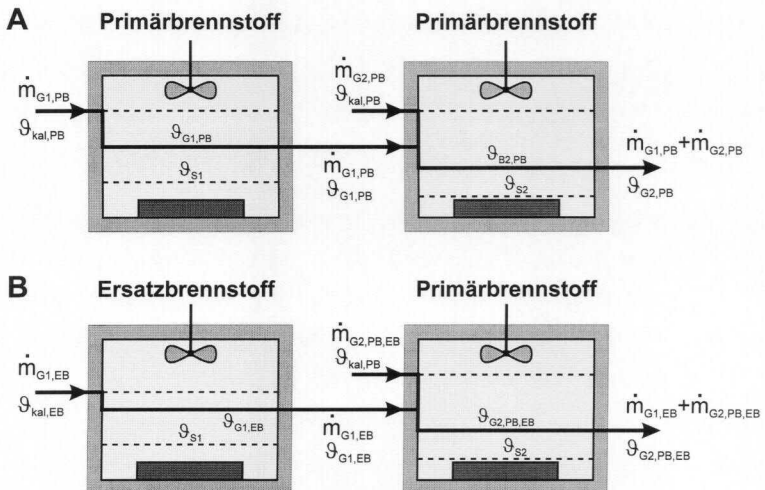


Bild 3-1. Wärmeübertragung in Industrieöfen; Modellvorstellung ideal durchmischter Rührkessenelemente, ein- und zweistufig. Erklärung im Text.

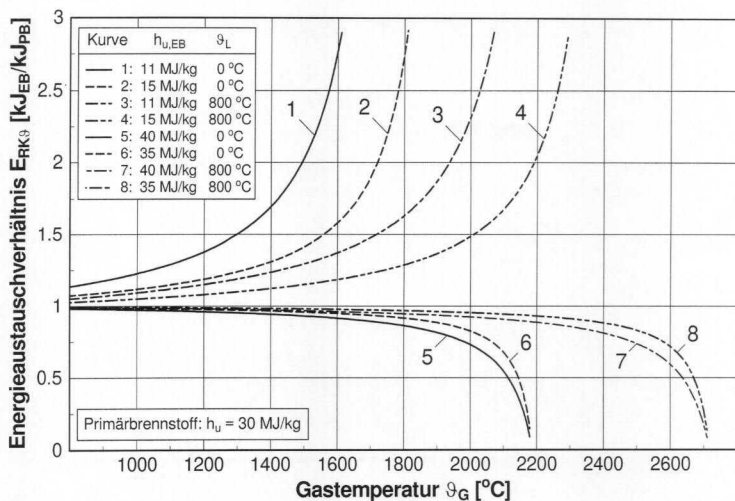


Bild 3-2. Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung $E_{RK,\theta}$ in Abhängigkeit von der Gastemperatur θ_G für verschiedene Substitutionsfälle.

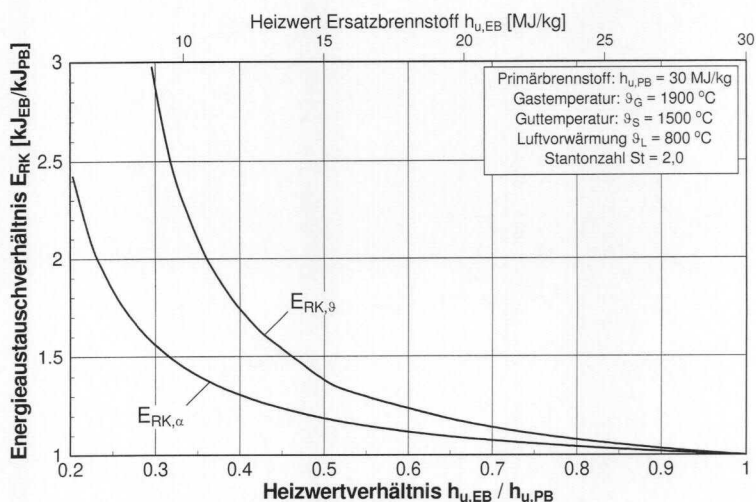


Bild 3-3. Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung $E_{RK,\theta}$ und unter Einbeziehung verschiedener Wärmeübertragungsansätze $E_{RK,\alpha}$ in Abhängigkeit von der Brennstoffsubstitution $h_{u,EB} / h_{u,PB}$.

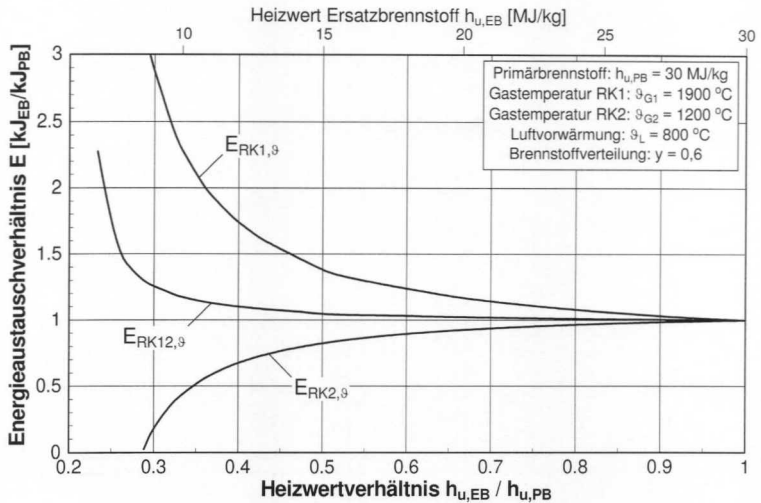


Bild 3-4. Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung $E_{RK,i}$ in Abhängigkeit von der Brennstoffsubstitution $h_{u,EB} / h_{u,PB}$ für eine Prozeßführung mit zweistufiger Brennstoffzufuhr.

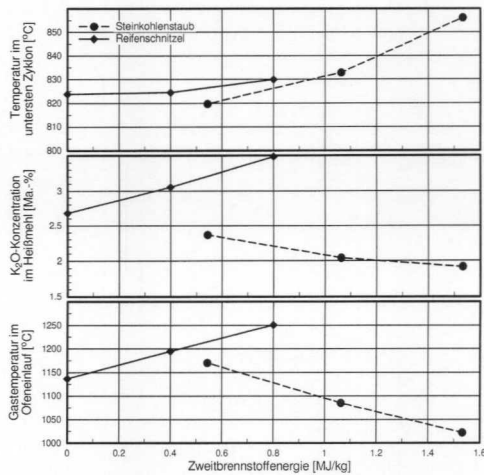


Bild 4-1. Beeinflussung der Prozeßführung in Abhängigkeit von Ort und Zeit der Zweitbrennstoffzufuhr [32].

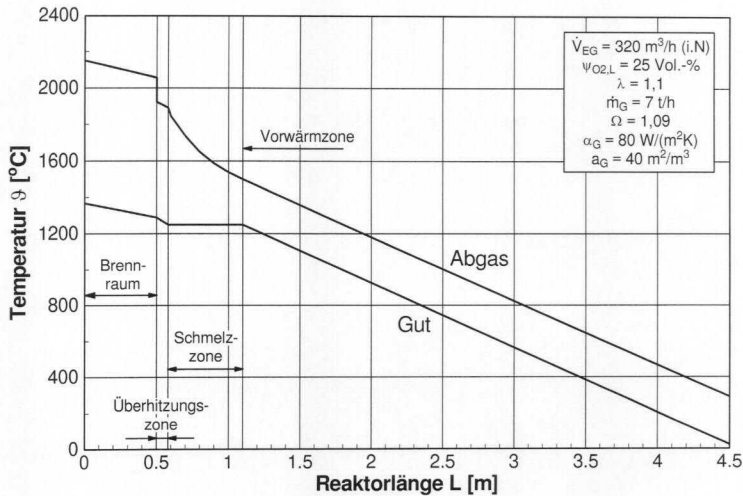


Bild 4-2. Berechneter Temperaturverlauf Gut und Abgas in einem erdgasbefeuerten kokslosen Kupolofen (vgl. Bild 2-3) [33].

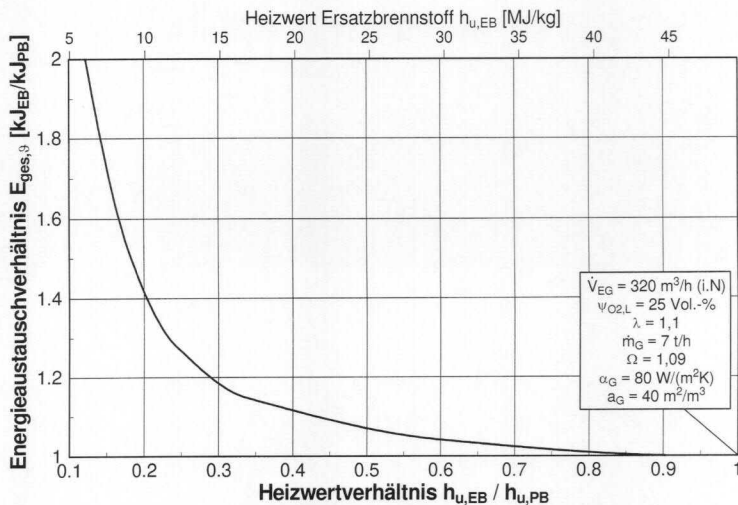


Bild 4-3. Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung $E_{ges,3}$ in Abhängigkeit von der Brennstoffsubstitution $h_{u,EB} / h_{u,PB}$ für den Gesamtprozeß des gasbefeuerten, kokslosen Kupolofens [33].

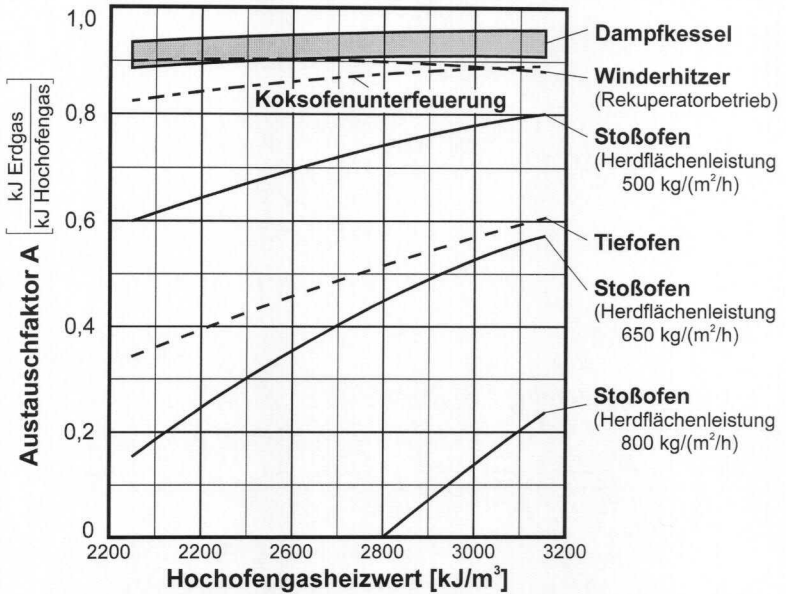


Bild 4-4. Substitution von Erdgas durch Hochofengas bei verschiedenen Verbrauchern [36].