

# Mathematische Modelle zur energetischen Bewertung und Optimierung von Verfahren der thermischen Abfallbehandlung

MICHAEL BECKMANN, MARTIN HORENI; BAUHAUS-UNIVERSITÄT WEIMAR

## 1 Zusammenfassung

Für die energetische Bewertung von Verfahren werden u.a. Kennziffern wie z.B. der spezifische Energieverbrauch, Wirkungsgrade, spezifische Abgasmassenströme und spezifische Schadstofffrachten benötigt. Diese Angaben lassen sich i.d.R. mit einfachen Bilanzmodellen mit Massen- und Energieerhaltungsgleichungen für den stationären Zustand ermitteln. Darüber hinaus besteht die Aufgabe, Verfahren und Verfahrensketten aus energetischer Sicht zu optimieren.

Da in zunehmendem Maße im Bereich der Abfallbehandlung Konzepte zur Nutzung von Ersatzbrennstoffen in Verfahren der Grundstoffindustrie und der Energieumwandlung im Kraftwerk diskutiert werden, sind in die Aufgabe der Optimierung von Verfahrensketten auch Fragen der Brennstoffsubstitution eingeschlossen.

Für die Bewertung von Brennstoffsubstitutionen und die Optimierung der Anlagenschaltung bzw. der Betriebsparameter bedarf es geeigneter Prozessmodelle, die auch die Aspekte der Stoff- und Wärmeübertragung sowie des Stoffumsatzes (chemische Reaktionen) unter den jeweiligen Prozessbedingungen berücksichtigen. Die mit Hilfe dieser Prozessmodelle gewonnenen Informationen z.B. zum Brennstoffaustausch (z.B. Energieaustauschverhältnis) müssen dann wiederum in die v.g. Bilanzmodelle für die Gesamtbewertung einfließen. Auf diesem Wege, d.h. unter Einbeziehung der brennstofftechnischen Eigenschaften und der jeweils erforderlichen Anpassung der Prozessführung, ist dann eine Bewertung von Verfahrenskonzepten mit Nutzung von Ersatzbrennstoffen durchführbar. Eine Bewertung auf der Basis von Bilanzmodellen allein, in denen die Brennstoffe nur entsprechend des Verhältnisses des Energieinhaltes ( $m \cdot h_u$ ) substituiert werden, ist i.d.R. nicht ausreichend.

In dem vorliegenden Beitrag wird zunächst mit Bezug auf die Entwicklung von Prozessmodellen auf einige grundlegende Aspekte der Modellansätze für das Verweilzeitverhalten in Apparaten, die Wärmeübertragung in Öfen und die Beschreibung des Umsatzes komplex heterogen zusammengesetzter Abfälle eingegangen. Weiter werden die für die Erstellung von Bilanzmodellen wesentlichen Grundlagen dargestellt.

In dem hier gesteckten Rahmen kann nur eine zusammenfassende Darstellung der Modellansätze wiedergegeben werden, hinsichtlich der Anwendung dieser Modelle zur Prozessoptimierung sei ausdrücklich auf [14] verwiesen, da dort Beispiele diskutiert werden, die hier nicht wiederholt werden.

## 2 Verweilzeitverhalten

Für die mathematische Modellierung von Prozessen in Apparaten kann man zunächst grundlegend in das sogenannte Reaktormodell und in weitere Teilmodelle zur Beschreibung der Wärme- und Stoffübertragungsprozesse und der chemischen Umsatzvorgänge unterscheiden. Mit dem Reaktormodell werden die Strömung von Fluiden bzw. der Transport von Feststoffen in dem Reaktor (Verweilzeitverhalten) in Abhängigkeit von konstruktiven und betrieblichen Parametern beschrieben. Das Verweilzeitverhalten eines Reaktors hat entscheidenden Einfluss auf den Ablauf von

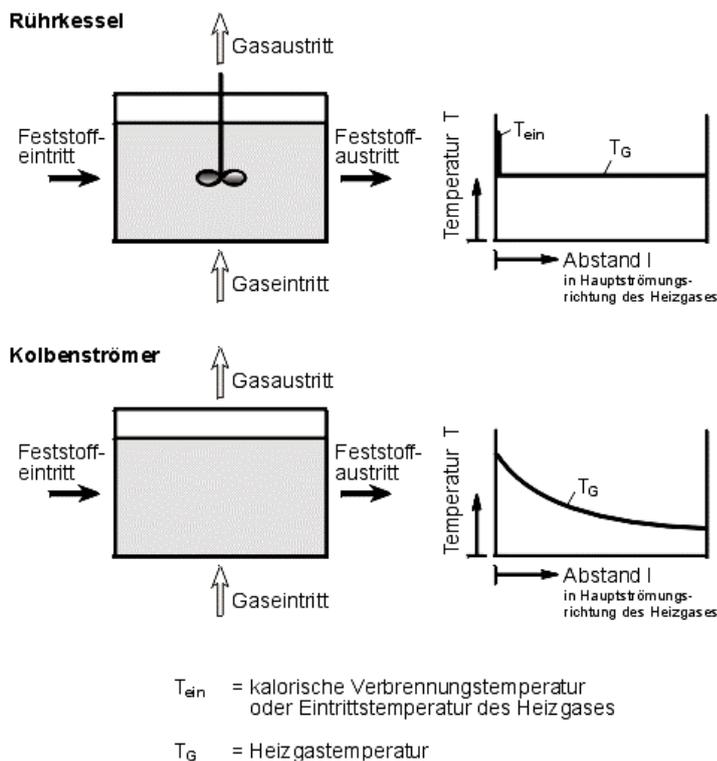


Abb. 1. Modellvorstellung zum Verhalten eines Rührkessel- und eines Kolbenstrom-Elements [3].

Stoff- und Wärmeübertragungsvorgängen und chemischen Reaktionen [1], erinnert sei in diesem Zusammenhang z.B. an den Abbau von organischen Spurenschadstoffen in Feuerungen [2]. In der Verfahrenstechnik werden hinsichtlich des Verweilzeitverhaltens bekanntermaßen zwei Grenzfälle, Rührkessel- und Kolbenströmer-Element (Reaktor), unterschieden. Bei einem Rührkessel geht man von einer vollständig durchmischten Gas- und Feststoffphase im Reaktorraum aus, weshalb sich hier über dem gesamten Reaktorvolumen einheitliche Größen wie Konzentrationen oder Temperatur ausbilden. Bei einem Kolbenstrom-Element findet

dagegen keine Rückvermischung der Komponenten statt, weshalb sich über der Reaktorlänge ein Konzentrations- oder Temperaturprofil ausbildet (s. Abb. 1). Charakterisiert wird das Reaktor- bzw. Verweilzeitverhalten u.a. durch die Bodenstein-Zahl:

$$Bo = \frac{w \cdot l}{D} \quad (2-1).$$

Bei vollkommener Durchmischung (Rührkessel,  $D \rightarrow \infty$ ) ist  $Bo = 0$ , bei fehlender Rückvermischung (Kolbenströmer,  $D = 0$ ) ergibt sich  $Bo \rightarrow \infty$ . Reale Reaktoren liegen zwischen diesen Grenzfällen. Für Brennkammersysteme ergeben sich beispielsweise Bodenstein-Zahlen in der Größenordnung von  $Bo = 10$ .

Apparate, die eine ausgeprägte Kolbenstrom-Charakteristik aufweisen, sind z.B. Schacht- (siehe weiter unten Kupolofen, Abb. 10) und Drehrohrsysteme (z.B. [3]). In

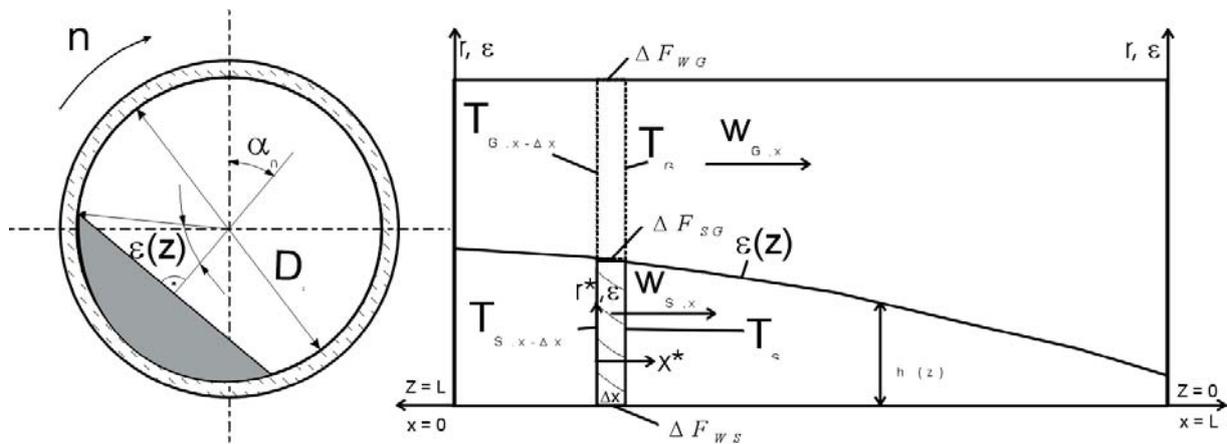


Abb. 2. Geometrische Verhältnisse der Schüttung in einem Drehrohr zur Beschreibung des Verweilzeitverhaltens [5].

diesen Apparaten ist die Rückvermischung vernachlässigbar gering, der Aufenthaltsort der Reaktionspartner im Reaktor lässt sich bei Kenntnis der mittleren Verweilzeit in Abhängigkeit von den konstruktiven und betrieblichen Parametern relativ gut vorhersagen. Als Beispiel sei das Reaktormodell von Hogg, Shoji und Austin [4] für Drehrohr-Systeme erwähnt. Das Verweilzeitmodell (Abb. 2) liefert den Füllwinkelverlauf  $\varepsilon(z)$  mit den daraus ableitbaren Größen Füllhöhe  $h(x)$ , Füllgrad  $\phi(x)$  und den entsprechenden Flächenanteilen von mit Solid bedeckter Fläche  $F_{WS}$ , der Oberfläche des Solids zur Gasseite  $F_{SG}$  und der freien Wandfläche  $F_{WG}$ , deren Kenntnis für die Wärmeübertragung erforderlich ist sowie die mittlere Verweilzeit  $\tau$  und die Einzelverweilzeiten  $\Delta t_i$  für jeden Teilabschnitt. Aufgrund der guten Durchmischung des Bettes im Drehrohr können näherungsweise Gradienten über der Betthöhe vernachlässigt werden, so dass die einzelnen Teilabschnitte als Rührkessel-Elemente betrachtet werden können.

Bei Rostsystemen hingegen ist aufgrund einer nicht mehr vernachlässigbaren Rückvermischung oder wegen einer für verschiedene Fraktionen stark voneinander differierenden mittleren Verweilzeit eine genaue Beschreibung der Bewegung einzelner Feststoffteilchen in Abhängigkeit von den konstruktiven und betrieblichen Größen sehr aufwendig. Bei Anwendung von Dispersionsmodellen ist die Angabe von Dispersionskoeffizienten für einzelne Abfallfraktionen schwierig und mit erheblichen Unsicherheiten behaftet. In diesem Fall erscheint die Beschreibung des Verweilzeitverhaltens mit Hilfe der „Population-Balance-Method“ geeignet.

Dabei wird das Verweilzeitverhalten eines Apparates durch die Hintereinanderschaltung von Rührkessel-Elementen nachgebildet. In Abb. 3 ist als Beispiel eine Rührkessel-Kaskade für die Beschreibung des Verweilzeitverhaltens eines Rückschubrostsystems dargestellt [3]. Die erforderlichen Modellparameter mittlere Verweilzeit, Varianz und Rührkessel-Anzahl lassen sich verhältnismäßig einfach aus sogenann-

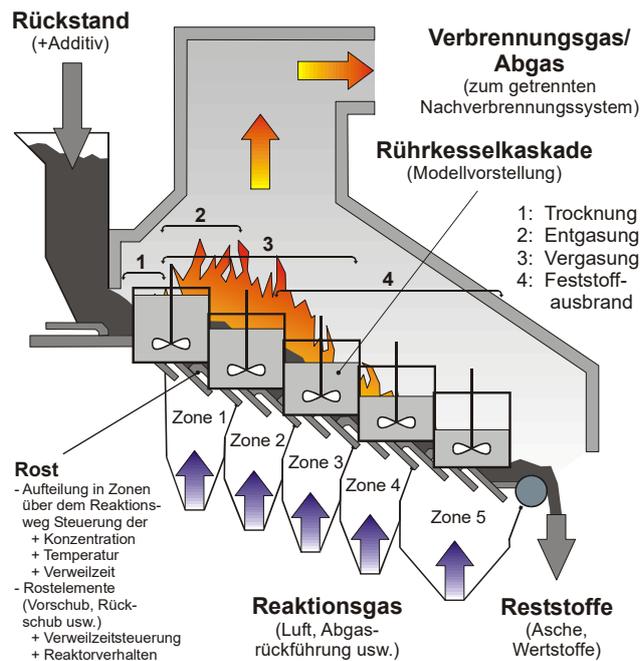


Abb. 3. Prozessschritte beim Feststoffumsatz in Rostsystemen (Modellvorstellung Rührkessel-Kaskade) [3].

ten „Input-Response“-Versuchen bestimmen (z.B. [1], [6]). Diese Vorgehensweise hat sich auch dann als gut geeignet erwiesen, wenn z.B. wie in einer Drall-Brennkammer die Gasphase hinsichtlich des Verweilzeitverhaltens beschrieben werden soll ([7], [8], [9]) oder wenn, wie im folgenden Abschnitt dargestellt, die Wärmeübertragung in Industrieöfen untersucht wird.

### 3 Wärmeübertragung in Industrieöfen

In brennstoffbeheizten Industrieöfen erfolgen der Ausbrand und die Wärmeabgabe von dem als Flamme bezeichneten Brennstoff-Luftgemisch an das Gut und die Wände gleichzeitig. Daher werden weder die adiabate noch die theoretische Verbrennungstemperatur erreicht. Zur Beschreibung dieses kombinierten Vorganges von Verbrennung und Wärmeübertragung hat sich die Annahme eines ideal durchmischten Gasraumes (Rührkessel-Element) für den eine mittlere Temperatur  $T_m$  definiert wird und in dem das heiße Verbrennungsgas Wärme an das Gut und die Wände überträgt, als zweckmäßig erwiesen (z.B. [1], [10], [11], [12]). Die Abb. 4 zeigt einen solchen ideal durchmischten Ofenraum mit den einzelnen Enthalpie- und Wärmeströmen. Die Energiebilanz für den Ofenraum lautet:

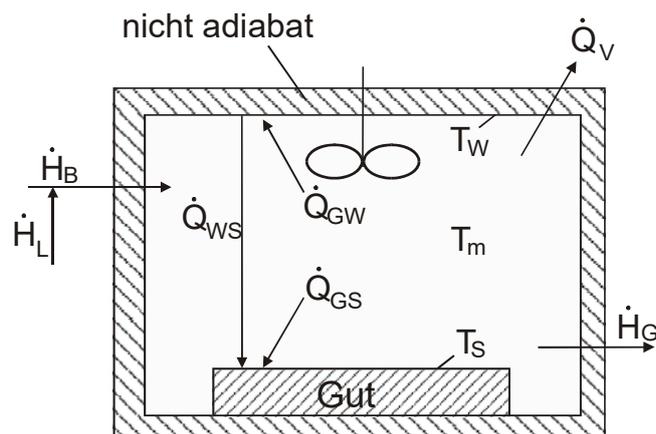


Abb. 4. Energiebilanz an einem Ofen mit ideal durchmischter Gasatmosphäre (Rührkessel-Element).

Die Abb. 4 zeigt einen solchen ideal durchmischten Ofenraum mit den einzelnen Enthalpie- und Wärmeströmen. Die Energiebilanz für den Ofenraum lautet:

Die Energiebilanz für den Ofenraum lautet:

$$\dot{H}_B + \dot{H}_L = \dot{H}_G + \dot{Q}_{GS} + \dot{Q}_V \quad (3-1).$$

Die Wärmeübertragung zwischen Gas und Gut (Solid) erfolgt durch Konvektion und/oder Strahlung ( $\dot{Q}_{GS}$ ). Je nach Höhe des Verlustwärmestromes  $\dot{Q}_V$  stellt sich eine kalorische Verbrennungstemperatur  $\vartheta_{kal}$  ein. Für die mittlere Ofenraumtemperatur  $\vartheta_m$  ergibt sich bei ausschließlicher Wärmeübertragung durch Konvektion:

$$\frac{\vartheta_m - \vartheta_S}{\vartheta_{kal} - \vartheta_S} = \frac{1}{1 + St} \quad \text{mit} \quad (3-2),$$

$$St = \frac{\alpha \cdot A}{\dot{m}_G \cdot c_G} \quad (3-3),$$

und für den Fall ausschließlicher Wärmeübertragung durch Strahlung:

$$Ko \cdot \left[ 1 - \frac{T_m}{T_{kal}} \right] = \left[ \frac{T_m}{T_{kal}} \right]^4 - \left[ \frac{T_S}{T_{kal}} \right]^4 \quad \text{mit} \quad (3-4)$$

$$Ko = \frac{\dot{m}_G \cdot c_G}{\varepsilon \cdot \sigma \cdot T_{kal}^3 \cdot A} \quad (3-5).$$

Die Annahme einer einheitlichen Temperatur im Ofenraum (Rührkessel-Element) stellt, wie bereits im Abschnitt 2 erwähnt, einen Grenzfall für unendlich hohe Rückvermischung ( $Bo \rightarrow 0$ ) dar. Ergänzt wird dieser Grenzfall durch die Annahme einer

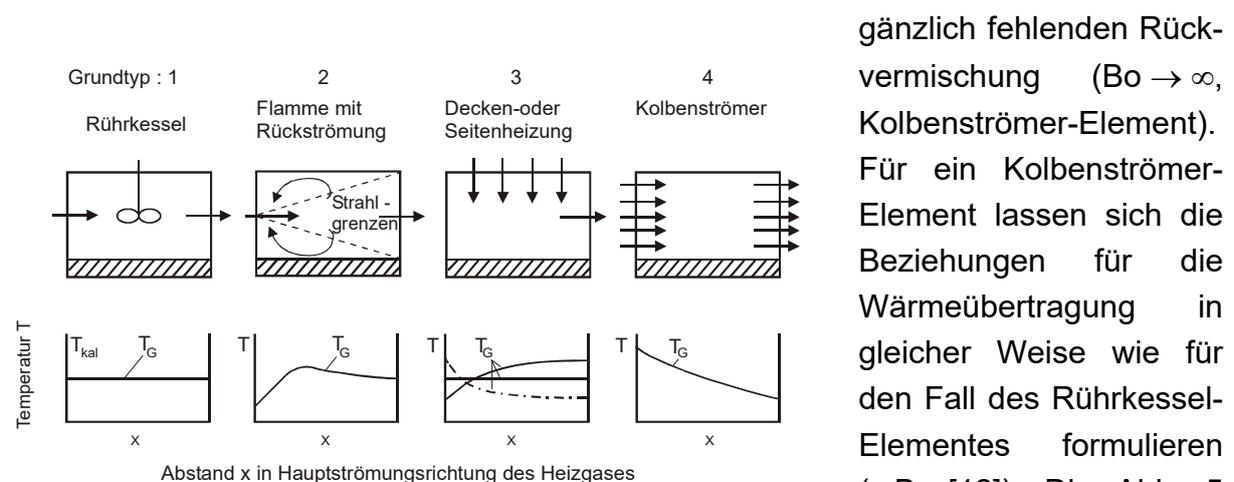


Abb. 5. Grundtypen brennstoffbeheizter Industrieöfen (z.B. [12]).

gänzlich fehlenden Rückvermischung ( $Bo \rightarrow \infty$ , Kolbenströmer-Element).

Für ein Kolbenströmer-Element lassen sich die Beziehungen für die Wärmeübertragung in gleicher Weise wie für den Fall des Rührkessel-Elementes formulieren (z.B. [12]). Die Abb. 5 zeigt Grundtypen brennstoffbeheizter Industrieöfen. Die meisten Indust-

rieöfen können insgesamt oder abschnittsweise durch wenige Grundtypen charakterisiert werden (ggf. müssen mehrere dieser Grundtypen miteinander kombiniert wer-

den). Auch die in Abb. 5 bezeichneten Typen 2 und 3 können auf Kombinationen von Rührkessel- und Kolbenströmer-Elementen zurückgeführt werden. Wirkliche Öfen werden in der Regel zwischen den beiden Grenzfällen liegen. Aus dem Diagramm in Abb. 6 kann für den Fall der Wärmeübertragung durch Konvektion abgelesen werden, dass der in einem Kolbenströmer übertragene Wärmestrom maximal 30 % höher sein kann, als der in einem Rührkessel übertragene Wärmestrom. Berechnet

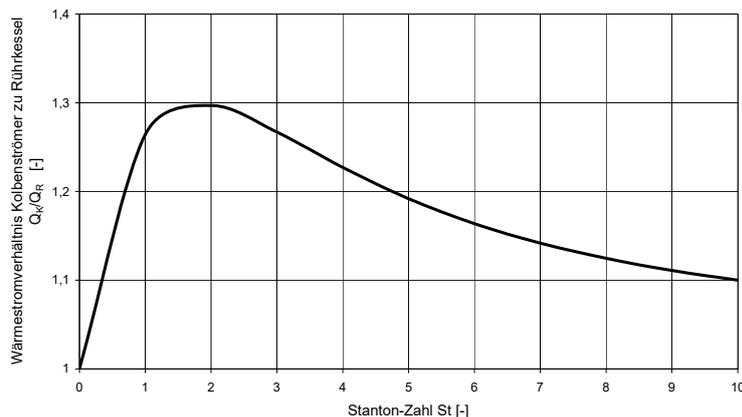


Abb. 6. Vergleich der übertragenen Wärmeströme für Kolbenstrom- und Rührkessel-Element bei Konvektion [12].

man reale Öfen z.B. aus einem Mittelwert, der aus beiden theoretischen Modellen gebildet wird, so kann der Fehler nicht höher als 15 % liegen. Auf diese Weise können Prozessmodelle (s.u.) erheblich vereinfacht werden. Genauere Rechnungen bedeuten häufig einerseits einen unverhältnismäßig hohen Aufwand und können andererseits Fehlerri-siken im Zusammenhang

mit der Bereitstellung von Stoffwerten usw. hervorrufen, die im Gegensatz zu dem v.g. Fall häufig nicht abschätzbar sind.

Der übertragene Wärmestrom wird bekanntlich durch die Art der Wärmeübertragung, die zusammengefasst durch den Term  $k_{eff} \cdot A$  ausgedrückt werden kann, durch die Potenzialdifferenz  $\Delta\vartheta$  ( $\vartheta_m - \vartheta_s$ ) und durch den Kapazitätsstrom  $c \cdot \dot{m}$  beeinflusst (vgl. Gl. 3-2 und 3-3). Anstelle des Wärmeübertragungskoeffizienten  $\alpha$  für die Konvektion in der Stanton-Zahl kann auch ein zusammengefasster Wärmeübertragungskoeffizient, der Strahlung und Konvektion berücksichtigt oder aber ein entsprechender effektiver Wärmeübertragungskoeffizient in Form von  $k_{eff}$  eingeführt werden. Die Einflussgrößen  $k_{eff} \cdot A$ ,  $\Delta\vartheta$  und  $c \cdot \dot{m}$  müssen bei der Anwendung der Modelle zur Prozessoptimierung hinsichtlich ihres Einflusses entsprechend untersucht werden. Hierauf wird im Abschnitt 5 noch eingegangen. Hinsichtlich der weiteren Untersuchung dieser Einflussgrößen zur Prozessoptimierung sei hier auf [14] verwiesen.

#### 4 Feststoffumsatz bei komplexen, heterogenen Abfallstoffen

Bei Pyrolyse-, Vergasungs- und Verbrennungsvorgängen von Abfällen müssen neben dem Verweilzeitverhalten in dem Apparat und der Wärmeübertragung auch die Stoffübertragung und chemische Reaktionen mit berücksichtigt werden. In der Regel ist es wegen der fehlenden Basisdaten wie z.B. Diffusions-, Adsorptions- und chemische Reaktionskoeffizienten für komplex zusammengesetzte Abfallgemische nicht

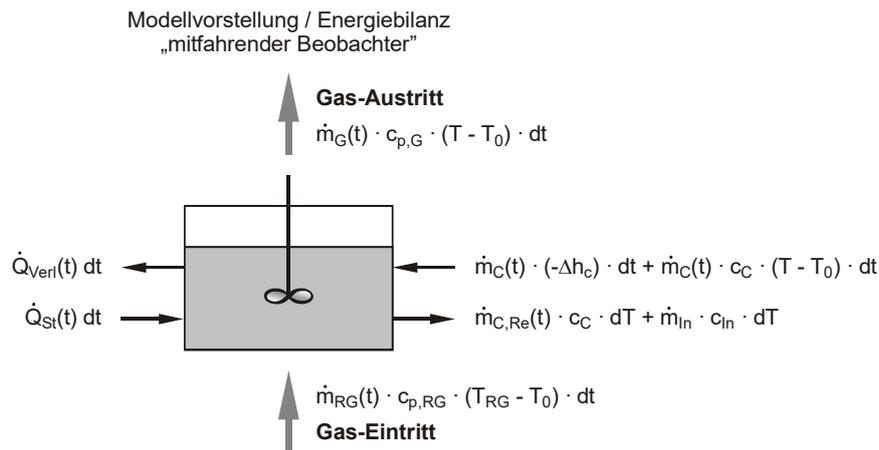


Abb. 7. Energiebilanz an einem Rührkessel-Element [3].

zweckmäßig, detaillierte Modellansätze, die sich z.B. für den Umsatz von Kohlen als geeignet erweisen (z.B. [15]), zu übertragen. Entsprechend der Analogie zwischen Wärme- und Stoffübertragung (einschließlich chemischer Reaktionen)

kann man bei Abfallgemischen auch wieder auf die wesentlichen Einflussgrößen Art des Umsatzes in Form eines effektiven Reaktionskoeffizienten  $k_{eff} \cdot A$ , die Potentialdifferenz (z.B. Sauerstoffpartialdruck  $p_{O_2}$ ) und die Kapazität (z.B. zugeführter Reaktionsgasmassenstrom  $\dot{m}_{RG}$ ) zurückgreifen. Diese Vorgehensweise sei anhand des Feststoffumsatzes in Rostsystemen kurz erläutert, sie lässt sich jedoch in ähnlicher Weise auf andere Prozesse wie z.B. den Abbrand (s. [16]) und die Pyrolyse in Drehrohr-Systemen (s. [5]) entsprechend übertragen. Zunächst wird das Verweilzeitverhalten in einem Rostsystem durch eine Hintereinanderschaltung von Rührkessel-Elementen abgebildet (vgl. Abb. 3). Für ein einzelnes Rührkessel-Element werden in einem ersten Schritt im Sinne eines Batch-Prozesses die Massen- und Energiebilanz aufgestellt (Abb. 7, „Zellenmodell“). Für den Feststoffumsatz wird ein vereinfachter Ansatz für den Kohlenstoffumsatz angenommen:

$$\dot{m}_C(t) = M_C \cdot A_{Ku,a}(t) \cdot k_{eff,a}(t) \cdot \frac{[p_{O_2,RG} + p_{O_2}(t)]}{2 \cdot R \cdot T(t)} \quad (4-1)$$

Mit den Beziehungen für die umsatzabhängige reaktive Oberfläche in der Schüttung und aus den Stoffbilanzen lässt sich für den umgesetzten Kohlenstoffmassenstrom die Beziehung

$$\dot{m}_C(t) = m_{C,0} \cdot \left[ \frac{1}{k_{eff,a}(t)} \cdot \frac{d_{äq0} \cdot \rho_C}{6} \cdot \left( \frac{m_{C,0}}{m_{C,Re}(t)} \right)^{2/3} \cdot \frac{R \cdot T(t)}{M_C \cdot p_{ges}} + \frac{1}{2} \cdot \frac{M_{O_2}}{M_C} \cdot \frac{\rho_{RGn}}{\rho_{O_2,n}} \cdot \frac{m_{C,0}}{\dot{m}_{RG}} \right]^{-1} \cdot \frac{p_{O_2,RG}}{p_{ges}} \quad (4-2)$$

herleiten. In dieser Beziehung sind die v.g. Einflussgrößen  $k_{eff} \cdot A$ ,  $p_{O_2}$  und  $\dot{m}_{RG}$ , die dann in einem nächsten Schritt in einem Prozessmodell („kontinuierliches Modell“) entsprechend untersucht werden müssen, enthalten. Die Art des Feststoffumsatzes

( $k_{eff} \cdot A$ ) kann weiter in den Einfluss der Stoffübertragung und der chemischen Reaktion entsprechend der Beziehung:

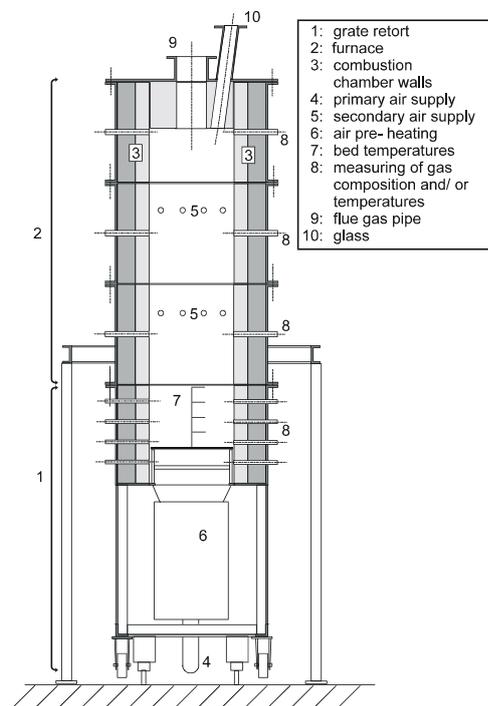


Abb. 8. Schematische Darstellung Chargenrost-Reaktor zur Untersuchung des Feststoffumsatzes [13].

$$k_{eff,a}(t) = \frac{1}{\frac{1}{\beta(t)} + \frac{1}{2 \cdot k_{c,a}(t)}} \quad (4-3)$$

aufgeteilt werden. Der Stoffübertragungskoeffizient  $\beta$  lässt sich aus einer entsprechenden Sherwoodfunktion und der auf die äußere Oberfläche bezogene Reaktionskoeffizient  $k_{c,a}$  über einen Arrhenius-Ansatz:

$$k_{c,a}(t) = k_{max,a} \cdot \exp\left[-\frac{E_{Ak,a}}{R \cdot T(t)}\right] \quad (4-4)$$

ermitteln. Der effektive Reaktionskoeffizient wird für ein bestimmtes Abfallgemisch experimentell in einem, ein Rührkessel-Element nachbildenden Batch-Prozess (Batch-Reaktor, Abb. 8) bestimmt.

## 5 Prozessmodelle (Beispiele)

Bisher sind zusammengefasst Grundlagen dargestellt worden, mit denen vereinfachte Modellansätze für die Beschreibung des Verweilzeitverhaltens, der Wärme- und Stoffübertragung einschließlich chemischer Reaktionen in Apparaten der thermischen Abfallbehandlung (sowie in Industrieöfen) entwickelt werden können. Die Tragfähigkeit dieser Ansätze muss sich im Vergleich mit den Praxiserfahrungen erweisen. In dem hier gesteckten Rahmen seien hierzu zwei Beispiele aus dem Bereich der Abfallbehandlung und des Industrieofenbaus erwähnt:

- der Feststoffumsatz in Rostsystemen und
- das Einschmelzen von Stahlschrott im Kupolofen.

Das erste Beispiel, Feststoffumsatz in Rostsystemen, wurde bereits in den vorangegangenen Abschnitten hinsichtlich des Reaktormodells (Abb. 3) und dem Grundmodell für den Umsatz (Batch-Prozess, Abb. 7) behandelt. Durch die Hintereinanderschaltung der einzelnen Zellen gelangt man zu dem Modell für den kontinuierlichen Rost („kontinuierliches Modell“). Dabei wird der Feststoffaustausch zwischen den Zellen

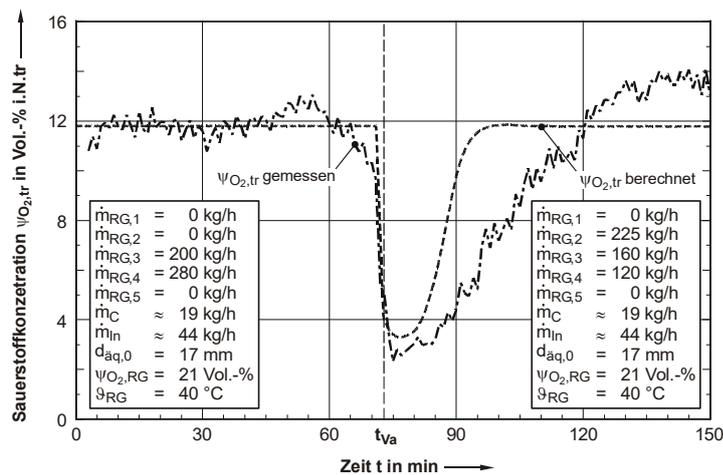


Abb. 9. Feststoffumsatz auf dem Rost – gemessene und berechnete Sauerstoffkonzentrationen  $\psi_{O_2,tr}$  mit Umverteilung des Luftmassenstromes (Modellbrennstoff Braunkohle).

ähnlich der Penetrationstheorie bei der Stoffübertragung (Gas/Flüssigkeit) als ein diskontinuierlicher Vorgang angenommen. Zu einem Zeitpunkt  $t^*$  erfolgt abhängig von der Rostbewegung ein Austausch von Feststoff zwischen den benachbarten Zellen. Mit dem Prozessmodell können sowohl der Umsatzverlauf über dem Rostweg als auch zusammengefasst mittlere Bilanztemperaturen und Abgaskonzentrationen berechnet werden. Ein Vergleich der Modellrechnungen mit Messergebnissen an einer Pilotanlage zeigt, dass mit diesem Modell sowohl stationäre Zustände als auch die nach einem sprunghaften Prozesseingriff folgenden instationären Übergänge in einen neuen stationären Zustand tragfähig wiedergegeben werden können (Abb. 9). Damit besteht die Möglichkeit, für Abfälle mit zunächst noch unbekanntem Verbrennungsverhalten, durch Versuche an einem Batch-Rost zusammen mit dem „Zellenmodell“ Gesamtreaktionskoeffizienten zu ermitteln und danach mit dem „kontinuierlichen Modell“ erste Aussagen bezüglich einer geeigneten Prozessführung abzuleiten. Bei Projektierungen und Betriebsoptimierungen ist man somit nicht mehr allein auf ein empirisches Vorgehen angewiesen. Es können die Einflüsse der Art des Feststoffumsatzes, des Potenzials und der Kapazität (s.o.) getrennt untersucht werden.

Bei dem zweiten Beispiel, Schrotteinschmelzen in einem kokslosen Kupolofen (KLKO), werden die v.g. Grundlagen zur Beschreibung des Verweilzeitverhaltens und der Wärmeübertragung nun zu einem Prozessmodell vereinigt.

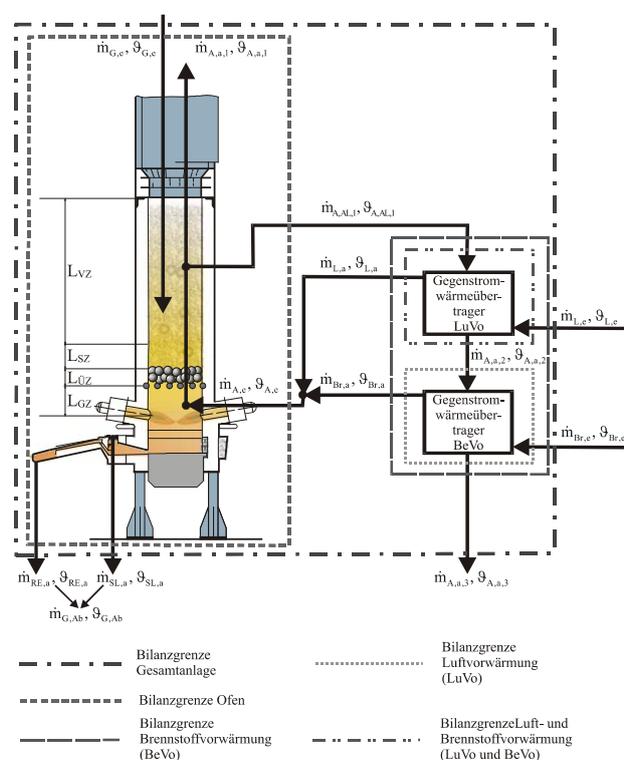


Abb. 10. Schematische Darstellung des KLKO mit prozessintegrierter Wärmerückgewinnung ohne Zusatzfeuerung ([25], [24]).

ähnlich der Penetrationstheorie bei der Stoffübertragung (Gas/Flüssigkeit) als ein diskontinuierlicher Vorgang angenommen. Zu einem Zeitpunkt  $t^*$  erfolgt abhängig von der Rostbewegung ein Austausch von Feststoff zwischen den benachbarten Zellen. Mit dem Prozessmodell können sowohl der Umsatzverlauf über dem Rostweg als auch zusammengefasst mittlere Bilanztemperaturen und Abgaskonzentrationen berechnet werden. Ein Vergleich der Mo-

dellrechnungen mit Messergebnissen an einer Pilotanlage zeigt, dass mit diesem Modell sowohl stationäre Zustände als auch die nach einem sprunghaften Prozesseingriff folgenden instationären Übergänge in einen neuen stationären Zustand tragfähig wiedergegeben werden können (Abb. 9). Damit besteht die Möglichkeit, für Abfälle mit zunächst noch unbekanntem Verbrennungsverhalten, durch Versuche an einem Batch-Rost zusammen mit dem „Zellenmodell“ Gesamtreaktions-

koeffizienten zu ermitteln und danach mit dem „kontinuierlichen Modell“ erste Aussagen bezüglich einer geeigneten Prozessführung abzuleiten. Bei Projektierungen und Betriebsoptimierungen ist man somit nicht mehr allein auf ein empirisches Vorgehen angewiesen. Es können die Einflüsse der Art des Feststoffumsatzes, des Potenzials und der Kapazität (s.o.) getrennt untersucht werden.

Bei dem zweiten Beispiel, Schrotteinschmelzen in einem kokslosen Kupolofen (KLKO), werden die v.g. Grundlagen zur Beschreibung des Verweilzeitverhaltens und der Wärmeübertragung nun zu einem Prozessmodell vereinigt.

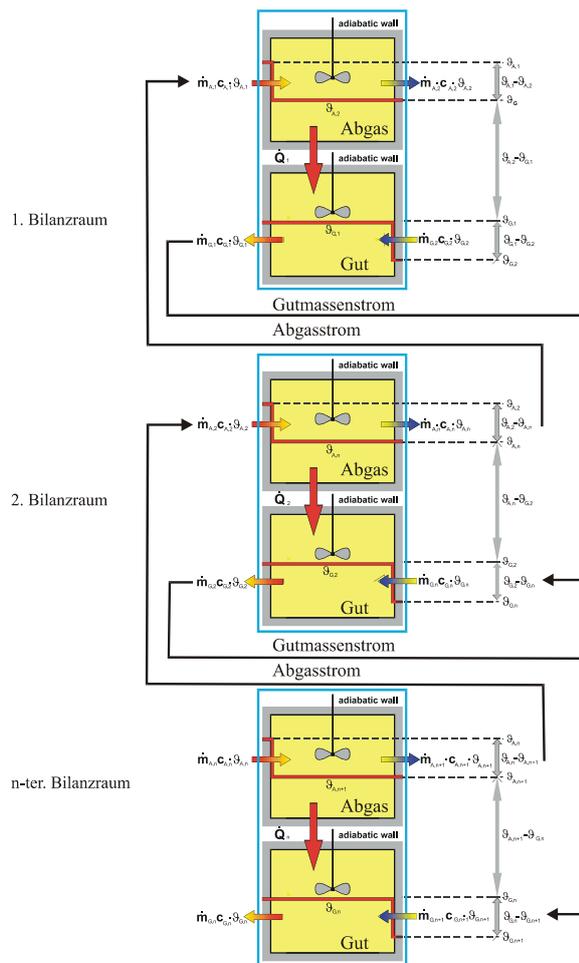


Abb. 11. Modellierung des KLKO als Rührkesselkaskade [24].

Gegenstrom betriebene Schachtofen zunächst, wie in [25] und [26] dargestellt, in die vier 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 [25], [26]), bei der die einzelnen Zonen in Unterbilanzräume (Rührkesselkaskaden) aufgeteilt werden, können unterschiedliche Detailvorgänge des komplexen Einschmelzvorgangs des metallischen Ein-

Abb. 10 ist der schematische Aufbau des KLKO zu entnehmen. Der Ofen besteht aus einem senkrechten Schacht, der mit einem feuerfesten Futter ausgekleidet ist. Der Brennraum und der Herdbereich im unteren Teil des Ofens werden durch wassergekühlte Rostrohre vom darüber liegenden Schachtraum getrennt. Die Rostrohre tragen das im Schachtraum aufgegebenen Einsatzgut, welches aus einer Mischung von Guss- und Stahlschrott besteht sowie einem Festbett aus Keramikugeln zur Überhitzung des erschmolzenen Gutes [25]. Wie bereits eingangs erwähnt, liegt bei einem Schachtreaktor eine deutlich ausgeprägte Kolbenstrom-Charakteristik hinsichtlich des Verweilzeitverhaltens (Gas, Gut) vor. Dies wird durch eine entsprechend hohe Anzahl von hintereinandergeschalteten Rührkessel-Elementen bei der numerischen Behandlung berücksichtigt.

Für die Modellierung wird der im

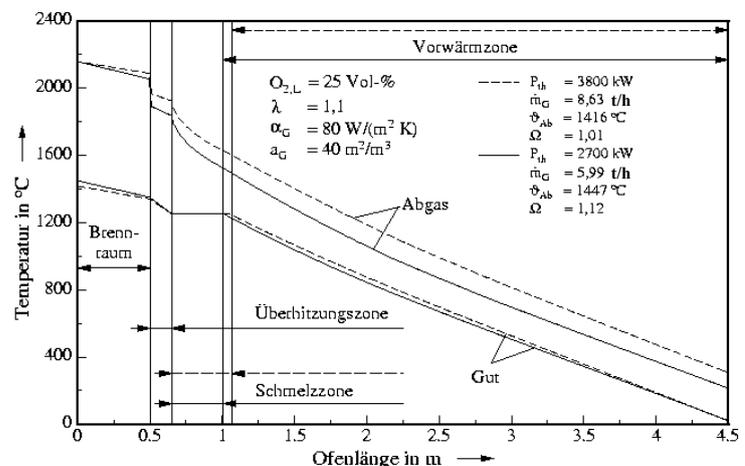


Abb. 12. Vergleich der Temperaturverläufe, Schmelzleistung und Abstichtemperatur bei zwei unterschiedlichen thermischen Leistungen [24].

satzgutes wie z.B. Abbrand- und Zersetzungsreaktionen berücksichtigt werden. In Abb. 12 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 Abstichtemperatur jedoch sinkt. Dieses zunächst überraschende Verhalten ist damit zu begründen, dass bei Erhöhung der thermischen Leistung der Kapazitätsstrom des Abgases erhöht wird, was eine kürzere Vorwärmzone zur Folge hat ( $k_{eff} \cdot A$ ). Damit steht eine verlängerte Schmelzzone zur Verfügung, was zu einer erhöhten Schmelzleistung führt. Aus diesem Sachverhalt folgt wegen der konstanten Länge der Überhitzungszone (Festbetthöhe der Keramikugelschüttung ist konstant) eine geringere Überhitzung des erschmolzenen Gutes, d.h., die Abstichtemperatur sinkt. Da das Betriebsverhalten des KLKO durch das Prozessmodell für die Praxis tragfähig wiedergegeben wird, kann nun in einem nächsten Schritt mit dem Prozessmodell u.a. gezielt die Prozessoptimierung im Fall eines Ersatzbrennstoffeinsatzes untersucht werden. Es zeigt sich dabei wiederum, dass für die Festlegung einer bestimmten Optimierungsstrategie die unmittelbare Abbildung der wesentlichen Einflussgrößen Art der Wärmeübertragung, Potenzial und Kapazität bzw. Kapazitätsstrom in dem Prozessmodell von Vorteil ist.

## 6 Brennstoffsubstitution

Bei der Beurteilung der Wertigkeit von Energie ist bekanntermaßen die Energieform von entscheidendem Einfluss. Beispielsweise ist die Ausnutzbarkeit elektrischer Energie, da sie unbegrenzt umwandelbar ist, höher als die chemischer Energie, die nur begrenzt umwandelbar ist. Dementsprechend ist 1 kJ elektrische Energie wesentlich höherwertiger als 1 kJ Steinkohle (chemische Enthalpie). Die Zusammenhänge können unter Anwendung einer an die technischen Aufgabenstellungen angepassten thermodynamischen Definition des äußeren Zustandes, der Umgebung, durch die Potenzialfunktion Exergie erläutert werden (z.B.[17]). Bei einer Bewertung von Brennstoffsubstitutionen in Hochtemperaturprozessen treten die Unterschiede der jeweiligen Brennstoffform ebenso in Erscheinung. Bereits in den 50er Jahren des vergangenen Jahrhunderts wurde auf die höhere Wertigkeit von Erdgas gegenüber Gichtgas beim Einsatz in Hochtemperaturprozessen der Stahlindustrie hingewiesen (z.B. [18]). Für die Diskussion der zugehörigen Einflüsse und des Optimierungspotenzials erscheint es zweckmäßig, die für den jeweiligen Prozess wesentlichen Größen Art der Wärmeübertragung, Potenzial und Kapazität bzw. Kapazitätsstrom zunächst ohne den Exergiebegriff unmittelbar deutlich zu machen, indem man ein Energieaustauschverhältnis E

$$E = \frac{\dot{m}_{EB} \cdot h_{u,EB}}{\dot{m}_{PB} \cdot h_{u,PB}} \quad (6-1)$$

einführt. Das Energieaustauschverhältnis drückt die Wertigkeit des Ersatzbrennstoffes (EB) im Vergleich zu dem Primärbrennstoff (PB) aus. Zu prinzipiellen Betrachtungen zum Energieaustauschverhältnis sei an dieser Stelle u.a. auf [3], [19], [21] verwiesen. Je nach Bilanzkreis für bestimmte Anlagenteile, Gesamtanlagen, Verfahren und Verfahrensketten können ganz unterschiedliche Energieaustauschverhältnisse gebildet werden. Grundlegende Einflussgrößen für das Energieaustauschverhältnis sind in allen Fällen die für das Wärmeübertragungsverhalten prinzipiell wesentlichen Einflussgrößen:

- das Kapazitätsstromverhältnis  $\Omega = \frac{\dot{m}_G \cdot c_G}{\dot{m}_S \cdot c_S}$ , mit den Kapazitätsströmen des Heizgases und des Gutes,
- das Potenzial  $\Delta\vartheta$  am Eintritt in den Teilprozess ( $\vartheta_{G,E} - \vartheta_{S,E}$ ) und
- die Art der Wärmeübertragung (Mechanismus, wärmeübertragende Flächen)  $k_{eff} \cdot A$ .

In einem ersten Schritt sollte der Brennstoff über die

- kalorischen Eigenschaften (Heizwert, spezifische Mindestverbrennungsluftmenge, spezifische Mindestabgasmenge, kalorische Verbrennungstemperatur)

d.h., ohne spezielle Möglichkeiten der Prozessführung (Luft-, Brennstoffvorwärmung zur Anhebung der kalorischen Verbrennungstemperatur, Brennstoffstufung usw., s.u.) bewertet werden.

Der Teilabschnitt der Substitution, z.B. die Zone maximaler Brenntemperatur in einem Zementbrennprozess, kann dann wieder mit den bereits in Abschnitt 2 dargestellten Modellansatz (Abb. 13) beschrieben werden. Unterstellt man zunächst unveränderliche Wärmeübertragungsbedingungen (statische Betrachtung,  $k_{eff} \cdot A = \text{const.}$ , s. [21]), so muss ein Absinken der kalorischen Verbrennungstemperatur

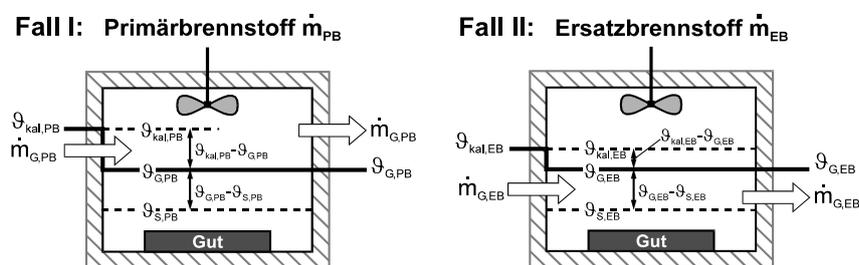


Abb. 13. Wärmeübertragung im Industrieofen, Modellvorstellung ideal durchmischter Rührkessel:

Fall I: Rührkessel mit Primärbrennstoff PB

Fall II: Rührkessel mit Ersatzbrennstoff EB.

und damit des Potenzials bei Einsatz des Ersatzbrennstoffes gegenüber dem Primärbrennstoff durch eine Erhöhung des Massenstromes und damit des Kapazitätsstromverhältnisses ausgeglichen werden. Das führt zu

einer Zunahme des Energieaustauschverhältnisses (vgl. Gl. 6-1), die umso steiler

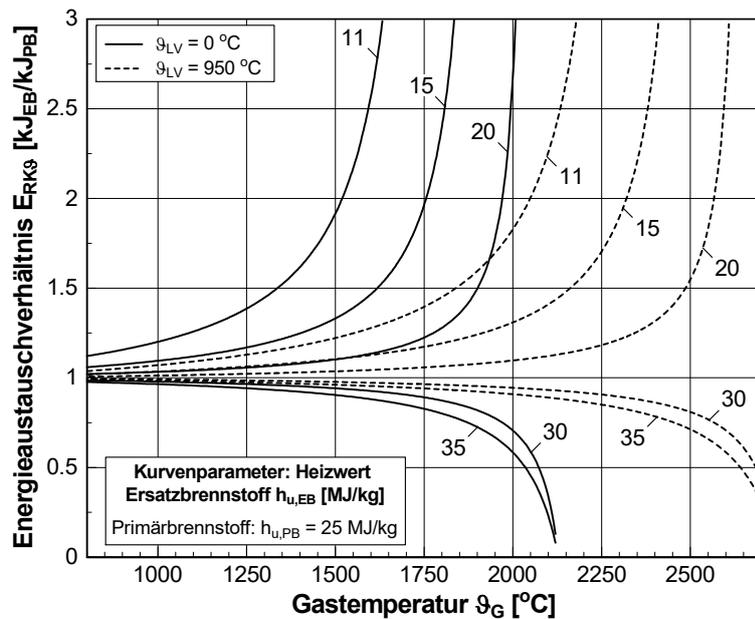


Abb. 14. Energieaustauschverhältnis bei statischer Betrachtung.

tauschverhältnis in Abhängigkeit von der zu erreichenden Prozesstemperatur wiedergeben.

Prinzipielle Überlegungen aufgrund der v.g. Einflussgrößen für die Wärmeübertragung führen nun dazu, durch geeignete Prozessführung das kalorische Energieaustauschverhältnis zu beeinflussen. Aus Abb. 14 ist unmittelbar erkenntlich, dass eine Anhebung des Potentials, z.B. durch eine Luftvorwärmung durch die eine entsprechende Erhöhung der kalorischen Verbrennungstemperatur erreicht wird, zu günstigeren Energieaustauschverhältnissen führt. Um eine Gastemperatur von  $\vartheta_G = 1500^\circ\text{C}$  zu erreichen, ist ein Brennstoff mit  $h_u = 11 \text{ MJ/kg}$  bei Luftvorwärmung  $\vartheta_{LV} = 950^\circ\text{C}$  beispielsweise mehr wert als ein Brennstoff mit  $h_u = 15 \text{ MJ/kg}$  ohne Luftvorwärmung. Das Energieaustauschverhältnis wird weiter, wie das Beispiel zeigt, durch die Prozessführung beeinflusst. Arten der Einflussnahme auf die Prozessführung lassen sich grob unterteilen in:

- Eingangsgrößen, wie z.B.:
  - Luftüberschuss,
  - Luftvorwärmung,
  - Brennstoffvorwärmung und
- Anlagenschaltung, wie z.B.:
  - Brennstoffverteilung,
  - Luftverteilung,
  - Abgasverteilung (Ausschleusen, Rückführen),

ansteigt, je geringer die Differenz zwischen der kalorischen Verbrennungstemperatur und der mittleren Bilanztemperatur wird. Die Auswertung des Brennstoffaustausches aufgrund der kalorischen Eigenschaften mit den in [21] näher dargestellten Beziehungen liefert die in Abb. 14 für den Fall  $\vartheta_{LV} = 0^\circ\text{C}$  (ohne Luftvorwärmung) durchgezogenen Linien, die für verschiedene Heizwerte das (kalorische) Energieaus-

- Sauerstoffanreicherung,
- Abgas- und Wärmeverluste.

Die Auswirkung einer Brennstoffaufteilung auf das Energieaustauschverhältnis kann prinzipiell am Beispiel des Zementklinkerbrennprozesses gezeigt werden.

Wie das Anlagenschema in Abb. 15 zeigt, wird Brennstoff an drei Zugabestellen: der Hauptfeuerung (Ofenauslauf, I in Abb. 15), 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.

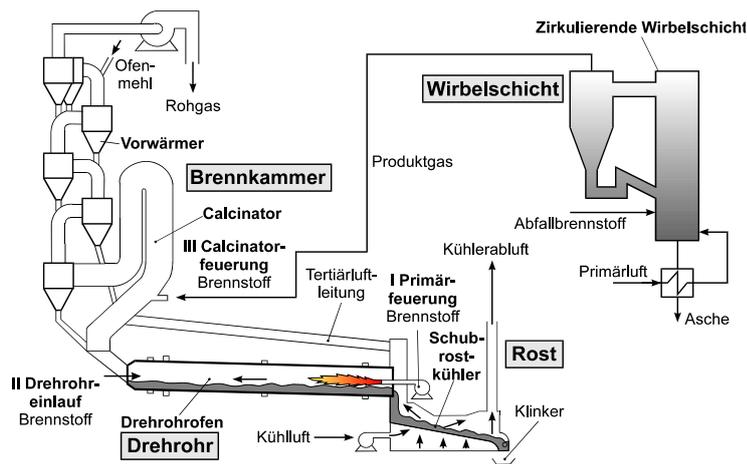


Abb. 15. Schematische Darstellung des Klinkerbrennens nach dem Trockenverfahren mit Calcinator und externer Vergasung in zirkulierender Wirbelschicht (ZWS).

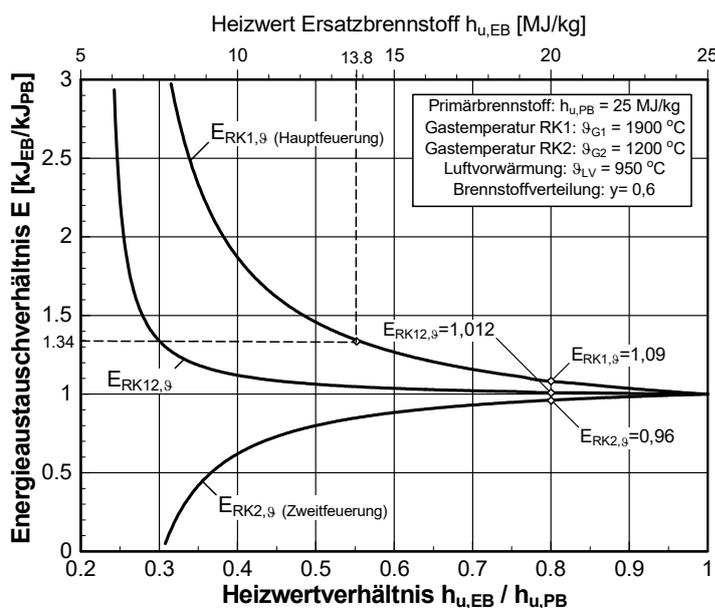


Abb. 16. Energieaustauschverhältnis  $E$  in Abhängigkeit vom Heizwert des Ersatzbrennstoffes (Erklärung im Text).

Nimmt man nun eine Substitution eines Primärbrennstoffes mit  $h_{u,\text{SK}} = 25 \text{ MJ/kg}$ , eine Bilanztemperatur von  $\vartheta_{\text{G1}} = 1.900 \text{ °C}$  und eine Luftvorwärmung auf  $\vartheta_{\text{LV}} = 950 \text{ °C}$  an, so zeigt die Abb. 16 das Energieaustauschverhältnis  $E_{\text{RK1},g}$  in Abhängigkeit von  $h_{u,\text{EB}}$ .

Weiterhin ist für eine festliegende Bilanztemperatur von  $\vartheta_{\text{G2}} = 1.200 \text{ °C}$  die Kurve für  $E_{\text{RK2},g}$  eingetragen, die aufgrund der Einsparung an Primärenergie in der Zweitfeuerung bei dem hier vorliegenden Substitutionsfall Werte kleiner Eins annimmt.  $E_{\text{RK12},g}$  ist insgesamt größer als Eins, jedoch aufgrund der Möglichkeit der gestuften Brennstoffzufuhr deutlich niedriger als  $E_{\text{RK1},g}$ . Aus den Modellrechnungen erhält man für den Brennprozess  $E_{\text{RK1},g} = 1,09$  ( $h_{u,m} = 20 \text{ MJ/kg}$ ), für die Cal-

...

cinatorstufe  $E_{RK2,9} = 0,96$  und für den Gesamtprozess ein Austauschverhältnis nahe Eins ( $E_{RK12,9} \approx 1,012$ ; s. Abb. 16). 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 und die Prozessoptimierung unbedingt mit einbezogen werden müssen.

Zusammenfassend zu dem Energieaustauschverhältnis sei an dieser Stelle festgehalten, dass mit den v.g. vereinfachten Modellüberlegungen

- zunächst das kalorische Energieaustauschverhältnis allein auf der Basis der kalorischen Brennstoffeigenschaften  $E_{kal}$  und darüber hinaus
- Energieaustauschverhältnisse für Teilprozesse bis hin zum Gesamtverfahren mit Berücksichtigung von Maßnahmen zur Prozessoptimierung im Hinblick auf ein zu erreichendes Produktionsziel  $E_{PF}$

ermittelt werden können. Die Möglichkeiten der Optimierung des Energieaustauschverhältnisses durch die Prozessführung lassen sich mit den zuvor beschriebenen Prozessmodellen sehr wirkungsvoll prüfen, wobei die Einflussgrößen (Art der Wärmeübertragung, Potenzial und Kapazität) jeweils getrennt untersucht werden können. Auf einzelne Beispiele wird in [14] ausführlicher eingegangen.

## 7 Bilanzmodelle (Beispiele)

Für bestehende Verfahren der Abfallbehandlung oder der Stoffbehandlung können bei Vorliegen der Daten bezüglich der Stoff- und Energieströme mit Hilfe von Bilanzmodellen für den stationären Zustand spezifische Kennziffern, wie z.B. Wirkungsgrad, Energieverbrauch und Abgasmengen, relativ einfach ermittelt werden. Für Verfahren, die sich in der Planungsphase befinden (hierbei sei auch der Fall einer geplanten Umrüstung oder einer Brennstoffsubstitution eingeschlossen) lassen sich die erforderlichen Daten der Stoff- und Energieströme mit Hilfe der v.g. Prozessmodelle abschätzen. Wichtig für einen Verfahrensvergleich ist die Festlegung einheitlicher Bilanzgrenzen und einheitlicher Ziele (Energieerzeugung, Produktionsziel usw.). Je nach Bilanzrahmen und Zielstellung ergeben sich ganz unterschiedliche spezifische Kennziffern. Die Vorgehensweise bei der Bildung dieser Kennziffern ist ausführlich z.B. in [3] beschrieben. In der Abb. 17 ist beispielsweise die Vorgehensweise bei der Bildung des Nettoprimärwirkungsgrades für eine Abfallbehandlungsanlage dargestellt. Die Bildung eines Nettoprimärwirkungsgrades ist vor dem Hintergrund sinnvoll, dass man sich bemühen sollte, für eine Abfallbehandlung möglichst wenig Primärenergie einzusetzen. Der zur Behandlung erforderliche Primärenergieaufwand könnte als Ressource geschont werden, wenn es den zu behandelnden Abfall nicht gäbe. Man kann folglich einen „Abfallnutzen“  $H_{Netto}$  bilden, in dem man von der Nutzenergie  $H_{Nutz}$  die benötigten Primärenergien  $\Sigma H_p$  abzieht. Es würde also die Primärressource dann durch „eigene erzeugte“ Nutzenergie ersetzt bzw. substituiert bzw. gedanklich

rückgeführt, wie in Abb. 17 gestrichelt dargestellt. Es verbleibt damit als Aufwand nur noch die zugeführte Abfallenergie  $H_{AF}$  und als Nutzen die Nettoenergie  $H_{Netto}$ , so dass sich auf diese Weise der sog. Nettoprimärwirkungsgrad ergibt.

Hier ist es sehr wichtig darauf hinzuweisen, dass die Substitution von einer Energieart (z.B. Erdgasenthalpie) durch eine andere (z.B. erzeugte Dampfenthalpie) in der Regel nicht im gleichen Verhältnis (1:1) erfolgen kann, d.h., dass auch hier ein Energieaustauschverhältnis (s.o.) zu berücksichtigen ist.

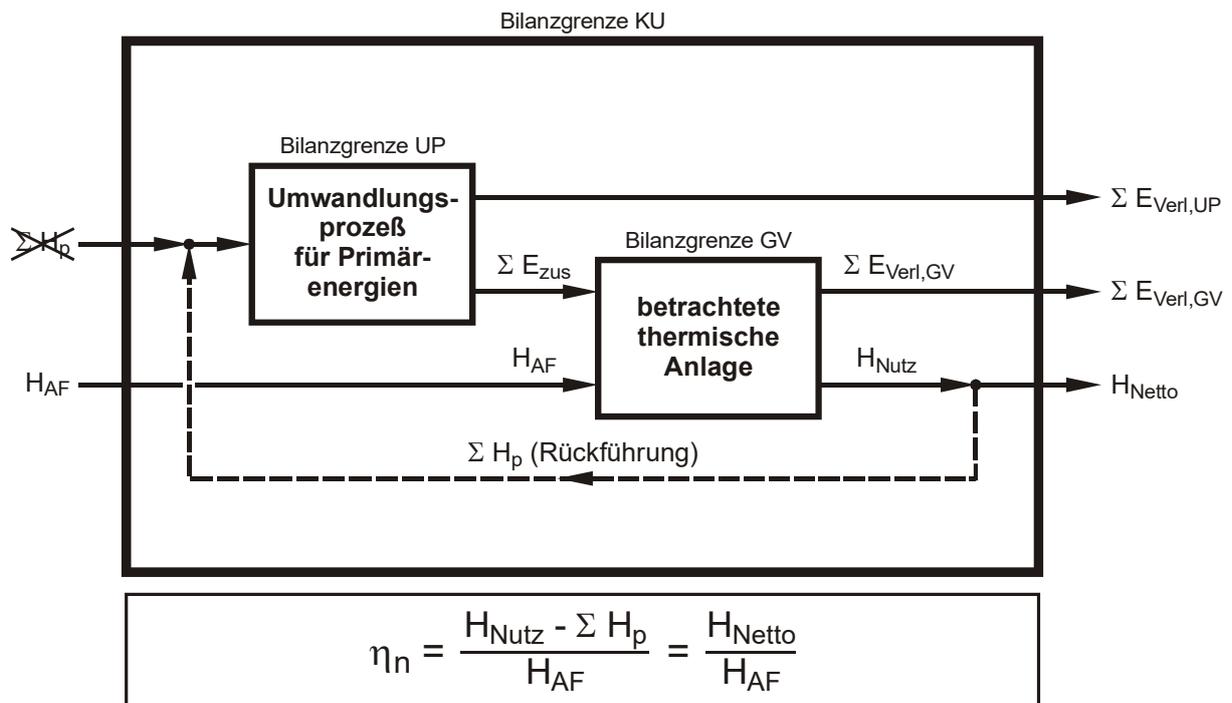


Abb. 17. Vereinfachte Energiebilanz zur Bildung des Nettoprimärwirkungsgrades  $\eta_n$  (Erklärung im Text) [3].

Werden nun Abfallbehandlungskonzepte betrachtet, die Kombinationen aus mechanisch-biologischen Verfahren, Verfahren der Ersatzbrennstoffnutzung in der Grundstoffindustrie (z.B. Klinkerbrennprozess) und thermische Abfallbehandlungsanlagen enthalten (z.B. [22]), so sind die Bilanzgrenze und die Zielstellungen entsprechend zu erweitern.

Die Abb. 18 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
- 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 Hochtemperaturprozess zur Produktion von Grundstoffen (G1),

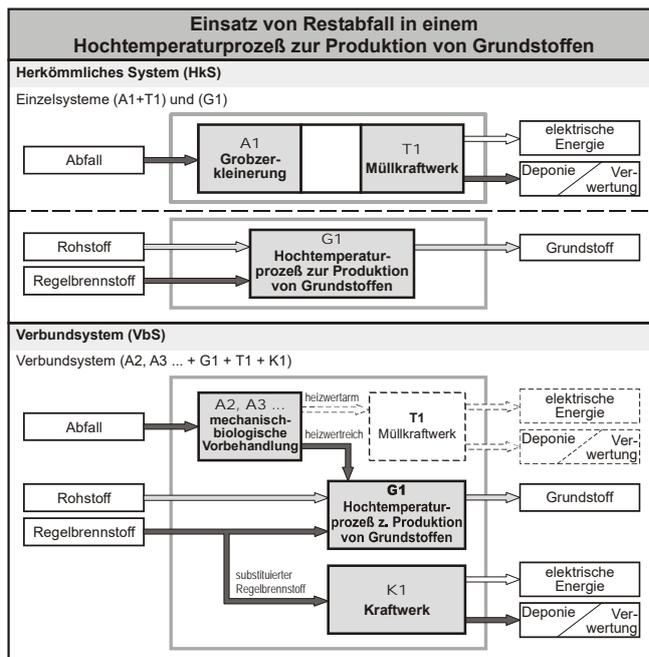


Abb. 18. Herkömmliches System bestehend aus Abfallbehandlung in einem Müllkraftwerk und Regelbrennstoffeinsatz in einem Grundstoffherstellungsprozess im Vergleich zu einem Verbundsystem bestehend aus Vorbehandlung und anschließendem Einsatz einer heizwertreichen Restabfallfraktion in einem Grundstoffherstellungsprozess und einer eventuell verbleibenden heizwertarmen Restabfallfraktion in einem Müllkraftwerk [3].

- 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.

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

Für beide Verfahrenslinien können nun, wie zuvor anhand der Abb. 17 dargestellt, Nettoprimärwirkungsgrade und darüber hinaus weitere spezifische Kennziffern ermittelt werden und für einen Vergleich zueinander ins Verhältnis gesetzt werden. Damit ergibt sich ein sogenanntes Nutzenergieverhältnis z

Erst nach dieser kumulierten Betrachtung kann aufgrund des Energienutzungsverhältnisses z eine Aussage über den Nutzen z.B. des Ersatzbrennstoffeinsatzes getroffen werden. Es wird bei der Darstellung in Abb. 18 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

$$z = \frac{\eta_{n, \text{Verbundsystem}}}{\eta_{n, \text{Herkömmliches System}}} = \frac{\text{Nutzenergie}_{n, \text{VbS}}}{\text{Nutzenergie}_{n, \text{HKS}}} \quad (7-1)$$

Erst nach dieser kumulierten Betrachtung kann aufgrund des Energienutzungsverhältnisses z eine Aussage über den Nutzen z.B. des Ersatzbrennstoffeinsatzes getroffen werden. Es wird bei der Darstellung in Abb. 18 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

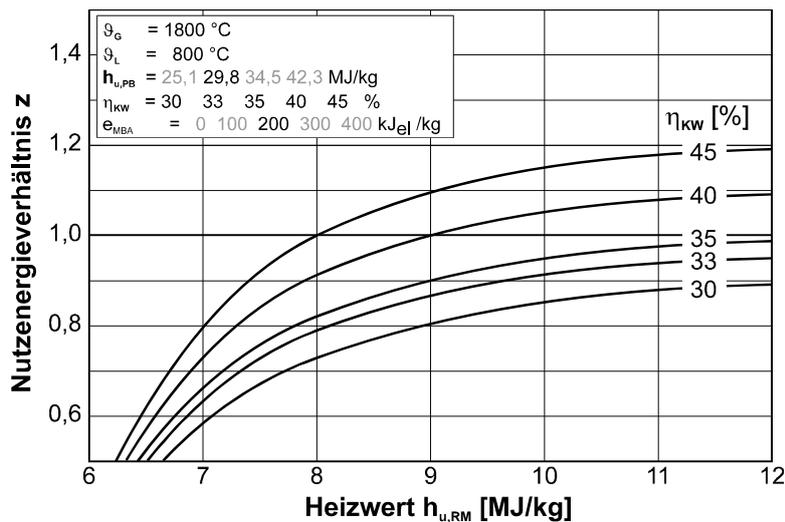


Abb. 19. Elektrisches Nutzenergieverhältnis in Abhängigkeit vom Abfallheizwert für verschiedene Kraftwerkswirkungsgrade [22].

allerdings der Aufwand bei der Ersatzbrennstoffherstellung, die dabei erzielte Qualität des Ersatzbrennstoffes und das Substitutionsverhältnis im Stoffbehandlungsprozess. Das Nutzenergieverhältnis  $z$  hängt naturgemäß von einer Reihe von Randbedingungen, die durch die Prozessbedingungen bzw. die Prozessführung vorgegeben werden, ab. Die Abb. 19 zeigt ein Beispiel, wie sich das Nutzenergieverhältnis in einem ganz bestimmten Verfahrenvergleich eines herkömmlichen Abfallbehandlungsverfahrens mit einem Verbundsystem (vgl. Abb. 18) bei Veränderungen des Abfallheizwertes, des Aufwandes bei der Ersatzbrennstoffherstellung, dem Wirkungsgrad des Kraftwerkes usw. verändert. 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 Ersatzbrennstoff. 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 Erfordernisse der Brennstoffsubstitution, wie sie hier zusammengefasst in den vorangegangenen Abschnitten und insbesondere im Zusammenhang mit den Prozessmodellen dargestellt sind, nicht in entsprechendem Maße berücksichtigen.

allerdings der Aufwand bei der Ersatzbrennstoffherstellung, die dabei erzielte Qualität des Ersatzbrennstoffes und das Substitutionsverhältnis im Stoffbehandlungsprozess. Das Nutzenergieverhältnis  $z$  hängt naturgemäß von einer Reihe von Randbedingungen, die durch die Prozessbedingungen bzw. die Prozessführung vorgegeben werden, ab. Die Abb. 19 zeigt ein Beispiel, wie sich das Nutzenergieverhältnis

## 8 Symbolverzeichnis

### Symbole

0	Null-, Ausgangspunkt	tr	trocken
$\infty$	unendlich	w	Strömungsgeschwindigkeit
$\alpha$	Schüttwinkel im Drehrohr (radial)	x	Weg
$\alpha$	Wärmeübertragungskoeffizient	y	Brennstoffverteilung
$\beta$	Stoffübertragungskoeffizient	zus	Zusatz (-Energie)
$\Delta$	Differenz	A	Fläche
$\varepsilon$	Füllwinkel der Schüttung	AF	Abfall
$\varepsilon$	Strahlungsemissionskoeffizient	Bo	Bodenstein-Zahl
$\sigma$	Stefan-Boltzmann-Konstante	D	Dispersionskoeffizient
$\rho$	Dichte	D	Durchmesser
$\phi$	Füllgrad im Drehrohr	E	Energie (in Verb. mit Index Ak Aktivierungsenergie)
$\vartheta$	Temperatur	E	Energieaustauschverhältnis
$\psi$	Volumenanteil	F	Fläche
$\Omega$	Kapazitätsstromverhältnis	GV	Gesamtverfahren (thermisches)
c	spezifische Wärmekapazität (in Verbindung mit Temperaturdif- ferenzen immer mittlere $\sim$ )	H	Enthalpie
const.	konstant	HkS	herkömmliches System
k	Reaktionskoeffizient, Wärme- durchgangskoeffizient	Ko	Konakow-Zahl
h	Heizwert	KU	Bilanzgrenze, kumuliert
h	Füllhöhe der Schüttung	L	Länge (Zone)
i.N.tr.	im Normzustand trocken	M	molare Masse
l	Länge, Abstand	Nutz	Nutzen (Energie)
m	Masse	P	Leistung
n	Umdrehung	Q	Wärme
p	(Partial-) Druck	R	Gaskonstante
p	Primär (-Brennstoff)	St	Stanton-Zahl
r	Radius in der Schüttung	T	Temperatur
t	Zeit, Einzelverweilzeit	UP	Umwandlungsprozess
t*	Zeit für schlagartige Durchmi- schung	VbS	Verbundsystem
		Verl	Verluste
		Z	Abstand Bezugspunkt-Nullpunkt im Drehrohr
		<b>Indizes (hochgestellt)</b>	
		.	Strom

**Indizes (tiefgestellt)**

0	Null-, Ausgangspunkt	G	Brenngas/Abgas
ϑ	Temperatur, statische Betrachtungsweise bei der Ermittlung des Energieaustauschverhältnis	G	Gut
τ	mittlere Verweilzeit	GZ	Gaszone
a	bezogen auf die Oberfläche	HkS	herkömmliches System
a	Austritt	In	Inert
äq	äquivalent	K	Kolbenströmer
c	chemisch	Ku	Kugel
e	Eintritt	KW	Kraftwerk
eff	effektiv (Wärmeübertragungskoeffizient infolge Konvektion und Strahlung)	L	Luft, Verbrennungsluft
ein	Eintritt	LV	Luftvorwärmung
ges	gesamt	MBA	mechanisch-biologische Abfallbehandlung
i	Nummerierung Teilabschnitt	O2	Sauerstoff
kal	kalorisch	PB	Primärbrennstoff
m	mittlere (Temperatur)	PF	Prozessführung
max	maximal, in Verbindung mit k Häufigkeitsfaktor	R	Rührkessel
n	Normzustand	Re	Reststoff
p	Druck (konstanter)	Re	Roheisen
u	unterer (Heizwert)	RG	Reaktionsgas
A/Ab	Abgas	RK	Rührkessel
Ak	Aktivierung	S	Solid
B/Br	Brennstoff	SK	Steinkohle
C	Kohlenstoff	SL	Schlacke
E	Eintritt	SZ	Schmelzzone
EB	Ersatzbrennstoff	ÜZ	Überhitzungszone
		V	Verlust
		VbS	Verbundsystem
		VZ	Vorwärmzone
		W	Wand

## 9 Schrifttum

- [1] Levenspiel, O.: Chemical Reaction Engineering. Third Edition, John Wiley & Sons, 1999, ISBN 0-471-25424-X.
- [2] Hasberg, W.; Römer, R.: Organische Spurenschadstoffe in Brennräumen von Anlagen zur thermischen Entsorgung. Chem.-Ing.-Tech. 60 (1988) 6, S. 435-443.
- [3] 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.
- [4] Hogg, R.; Shoji, K.; Austin, L.G.: Axial Transport of Dry Powders in Horizontal Rotating Cylinders. Powder Technology 9 (1974), p. 99-106.
- [5] Gehrman, H.-J.; Warnecke, R.; Beckmann, M.: Verweilzeitverhalten von Abfällen in Drehrohrsystemen – Experimentelle Untersuchungen und mathematische Modellierung. 20. Deutscher Flammentag „Verbrennung und Feuerungen“, Essen, 4.-5. September 2001, VDI-Berichte 1629, ISSN 0083-5560, ISBN 3-18-091629-X.
- [6] Beckmann, M.; Scholz, R.: Residence Time Behaviour of Solid Material at Grate Systems. Proc. INFUB 2000, 5th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers, Porto, Portugal, 11.-14.04.2000.
- [7] Klöppner, G.: Zur Kinetik der NO-Bildungsmechanismen in verschiedenen Reaktortypen am Beispiel der technischen Verbrennung. Fortschrittsberichte VDI, Reihe 6: Energieerzeugung, Nr. 262. VDI Verlag GmbH, Düsseldorf 1991.
- [8] Malek, C.: Zur Bildung von Stickstoffoxid bei einer Staubfeuerung unter gleichzeitiger Berücksichtigung des Ausbrandes, CUTEC-Schriftenreihe Nr. 6, Dissertation, TU Clausthal 1993.
- [9] Weichert, Ch.; Scholz, R.: Einbindung von NO<sub>x</sub>-Minderungsmaßnahmen in die Regelung von Feuerungsanlagen der thermischen Abfallbehandlung. 19. Deutscher Flammentag „Verbrennung und Feuerung“, VDI-Berichte 1492, VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf 1999, S. 669-678.
- [10] Heiligenstaedt, W.: Wärmetechnische Rechnungen für Industrieöfen. 4. Aufl., Verlag Stahleisen mbH, Düsseldorf 1966.
- [11] Senkara, T.: Wärmetechnische Rechnungen für gas- und ölbeheizte Wärmeöfen. Vulkan-Verlag, Essen, 1977.
- [12] Jeschar, R.: Temperaturverteilung und Wärmeübertragung in Ofenräumen. Methoden zur Energieeinsparung bei Industrieöfen. Tagungsband, Clausthal-Zellerfeld, 17./18. Mai 1990.

- [13] Beckmann, M.; Scholz, R.: Zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostsystemen. Brennstoff-Wärme-Kraft (BWK), Bd. 46, Nr. 5, 1994, S. 218-229.
- [14] Scholz, R.; Harnaut, T.: Energetische Bewertung und Optimierung von Verfahren der thermischen Abfallbehandlung am Beispiel des Klinkerbrennprozesses und des Schrotteinschmelzens. 13. DVV-Kolloquium „Thermische Verfahren der Abfallbehandlung – Entwicklungen, Optimierung, Bewertung“, 23./24.09.2002 Weimar, ISBN 3-86068-176-1.
- [15] Köpsel, R.: Partikelmodell für die Braunkohlenvergasung – Ermittlung von Transportparametern. Freiburger Forschungsheft, FFH 729, 1987, S. 59-88.
- [16] Ruppert, H.; Henrich, E.; Seifert, H.: Modellierung der Schüttgutverbrennung im Drehrohr. 13. DVV-Kolloquium „Thermische Verfahren der Abfallbehandlung – Entwicklungen, Optimierung, Bewertung“, 23./24.09.2002 Weimar, ISBN 3-86068-176-1.
- [17] Fratzscher, W.: Exergie Theorie und Anwendung. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie Leipzig, 1986. ISBN 3-342-00091-0.
- [18] Lüth, F.: Bewertung verschiedener Brennstoffe. Stahl und Eisen 71, Nr.7, 1951.
- [19] Scholz, R.; Beckmann, M.: Substitution von Brennstoffen und Rohstoffen durch Abfälle in Hochtemperaturprozessen. 11. DVV-Kolloquium, Braunschweig, September 1998, S. 21-46, ISBN 3-00-003384-X.
- [20] Schulenburg, F.; Scholz, R.: Energetische Bilanzierung von Verfahrenslinien aus mechanisch-biologischer und nachgeschalteter thermischer Abfallbehandlung. Zentrum für Abfallwirtschaft Heft 13, Stoffstromspezifische Abfallbehandlung im Hinblick auf thermische Verfahren. Braunschweig, 1998, S.15-52, ISSN 0934-9243.
- [21] 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.
- [22] Umweltbundesamt (Hrsg.): Möglichkeiten der Kombination von mechanisch-biologischer und thermischer Behandlung von Restabfällen. Im Auftrag des Bundesministeriums für Bildung und Forschung BMBF, Förderkennzeichen: 14711114, 1998.
- [23] Schulenburg, F.: Energetische Bewertung thermischer Abfallbehandlungsanlagen unter Berücksichtigung verschiedener Prozessführungen. Dissertation, TU Clausthal, Institut für Energieverfahrenstechnik, 1. Auflage 2000, ISBN 3-89720-368-5.
- [24] Beckmann, M.; Horeni, M.; Scholz, R.; Harnaut, T.: Einfluss der Prozessführung auf den spezifischen Energieverbrauch in Verfahren der Grundstoffindustrie beim Einsatz von Ersatzbrennstoffen. VDI-Tagung „Ersatzbrennstoffe in der

Energietechnik“, Dortmund, 18./19.06.2002, VDI-Berichte 1708, VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf 2002, ISSN 0083-5560, ISBN 3-18-091708-3, S. 131-163.

- [25] 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, Gliwice 1998, S. 285-308, ISBN 83-909797-5-6.
- [26] 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, 08.-10.09.1999, Sakarya, Turkey.