

Zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostsystemen

Rostsysteme werden heute häufig in Verfahren zur thermischen Behandlung von stückigen Rückständen in einer ersten Prozeßstufe eingesetzt. Ein wichtiges Teilziel der thermischen Behandlung ist der weitgehende Abbau organischer Substanzen. Gerade bei Rostsystemen sind hierbei zahlreiche Eingriffsmöglichkeiten zur Prozeßsteuerung gegeben. Es besteht jedoch die Aufgabe, wie bei anderen Apparaten auch, die Prozeßführung abgestimmt auf die jeweiligen Eigenschaften der Rückstände entsprechend zu optimieren. Vor diesem Hintergrund wird nach einer kurzen Darstellung übergeordneter Gesichtspunkte zu thermischen Behandlungsverfahren die Einordnung des Rostprozesses in diese Verfahren dargestellt. Danach wird auf Modellvorstellungen zum Feststoffumsatz in Rostsystemen eingegangen, wobei zunächst theoretische Überlegungen im Vordergrund stehen. Ausführliche Darstellungen von Versuchen erfolgen in einem weiteren Bericht.

M. Beckmann, R. Scholz, Clausthal-Zellerfeld *)

Die Beschreibung des Feststoffumsatzes auf einem Rost kann sehr weit zurückverfolgt werden [z.B. 1 bis 5]. Nach dem Beginn der Umstellung von Kraftwerken vor ca. 50 Jahren auf Öl-, Gas- und Staubfeuerungen stand die Rosttechnik im Vordergrund. Nachdem aber die thermische Behandlung von stückigen Rückständen (z.B. Restmüll) in der letzten Zeit zunehmend in den Vordergrund rückt, sind Untersuchungen und Weiterentwicklungen im Hinblick auf den Feststoffumsatz insbesondere vor dem Hintergrund der TA-Siedlungsabfall zu aktualisieren und Optimierungsmöglichkeiten der Prozeßführung auf dem Rost daraus abzuleiten.

Allgemeines zu thermischen Behandlungsverfahren für Rückstände

Bevor die Prozeßführung und der Feststoffumsatz in Rostsystemen näher diskutiert werden, soll zunächst kurz auf allgemeine Gesichtspunkte bei thermischen Behandlungsverfahren für Rückstände und auf die Einordnung von Rostsystemen in diesem Zusammenhang eingegangen werden.

Einleitung und Problemstellung

In der industriellen Gesellschaft Deutschlands werden heute ca. 85% der benötigten Energie durch Verbrennungsprozesse, d.h. durch fossile Primärenergie, bereitgestellt. Eine Aufteilung kann dabei in die Bereiche Stromerzeugung (Kraftwerke), Dampferzeugung und Heizungen (Prozeßdampf, Industrie- und Hausheizungen), Transport und Verkehr (motorische Verbrennung) sowie thermische Stoffbehandlung (Industrieöfen) vorgenommen werden.

Thermische Behandlungsverfahren werden in großem Umfang in der Grundstoffindustrie zu einer gezielten Stoffumwandlung in sog. Industrieöfen eingesetzt, wobei in den weitesten Fällen wiederum im Zusammenhang mit der Energiebereitstellung Verbrennungs-, Vergasungs- bzw. Pyrolyseprozesse mit einbezogen sind. Beispielfalt sei hierzu das Brennen von Zement in Drehrohren, das Schmelzen von Glas in feuerverfestigten Wannen, die Erzeugung von Rohsteinen oder gebranntem Kalk in Schachtofen, das Brennen von Sanitärgeräten in Tunnelöfen, das Sintern von Feinerzeugnissen in Bandsinteranlagen, die Erzeugung von Koks in Schachtofen (Pyrolyse), die Vergasung in Schachtreaktoren usw. genannt.

Auf diese Hochtemperaturverfahren aus den Bereichen Energieumwandlung und Industrieofentechnik und die zugehörigen Bausteine sowie Apparate kann man nun zurückgreifen,

wenn als Stoffe Rückstände (Abfälle), die nach den Strategien Vermeiden, Vermindern sowie den unterschiedlichen Verwertungs- bzw. Entsorgungsverfahren (z.B. mechanische und biologische Behandlungsverfahren) verbleiben, thermisch behandelt werden müssen.

Durch Zusammenfassung und Eigenschaften der Rückstände ist zunächst bestimmt, welche der Zielstellungen Wertstoffrückgewinnung, energetische Nutzung oder „nur“ Entsorgung im Vordergrund steht. Dabei ist gleichermaßen darauf zu achten, daß der über den Heizwert des jeweiligen Rückstandes hinaus ggf. zusätzlich erforderliche Energieaufwand möglichst klein ist und im Gegenzug bei dessen Bereitstellung nicht unverhältnismäßig hohe Umweltbelastungen entstehen, und daß möglichst wenig zusätzliche Stoffe für chemische Umwandlungsprozesse usw. eingesetzt werden müssen.

Bei der Beurteilung bzw. dem Vergleich von thermischen Behandlungsverfahren sind zunächst die Haupteinflußgrößen im Zusammenhang mit einer systematischen Verfahrensdarstellung zu diskutieren. Neben der Beurteilung der Apparate, in denen die Prozesse bzw. Teilprozesse ablaufen, sind die Verfahren im Hinblick auf Massen- und Energieströme zu bilanzieren. Danach können dann weiterführende Betrachtungen im Sinne einer Verfahrensbewertung durch Berücksichtigung von Stoffbilanzen (Zerstörungseffizienz, Anreicherung und Verteilung von organischen und anorganischen Schadstoffen), Emissionen (-konzentrationen, -frachten), Betriebsverfahren, Wirtschaftlichkeit usw. durchgeführt werden.

Haupteinflußgrößen und systematische Verfahrensdarstellung

Einen Überblick über die verschiedenen Haupteinflußgrößen und deren Niveau bei thermischen Behandlungsverfahren gibt die *Bild 1*. Grundsätzlich hat man bei jeder apparatechnischen Umsetzung und Prozeßführung bei den Einsatzstoffen zunächst zwischen

- gasförmigen, flüssigen und staubförmigen sowie
- pastösen und stückigen Stoffen

zu unterscheiden. Durch das Niveau des von außen aufgeprägten Sauerstoffangebotes lassen sich grob Pyrolyse-, Vergasungs- und Verbrennungsprozesse voneinander unterscheiden. Als Reaktionsgas kann Luft, mit Sauerstoff angereicherte Luft, technisch reiner Sauerstoff, Luft mit zurückgeführtem Abgas usw. vorgesehen werden. Im wesentlichen sind weiter die Haupteinflußgrößen Temperatur, Reaktorverhalten (Vermischungsmechanismen), die Verweilzeit und Zusatzstoffe (z.B. Additive, Umflaubett, usw.) maßgebend. Je nach Niveau der beabsichtigten Prozeßtemperatur ergeben sich in Kombination mit den in *Bild 1* genannten Größen weitere Unterteilungen wie z.B. Niedertemperaturpyrolyse, Hochtemperaturvergasung, Hochtemperaturverbrennung usw., die für eine systematische Verfahrensdarstellung als Grundbausteine herangezogen werden können. Die Abgrenzung der Prozesse hinsichtlich des Temperaturbereichs ist z.B. in Abhängigkeit der Konsistenz der verbleibenden Reststoffe möglich. Während bei dem Feststoffumsatz in Rostanlagen die festen Reststoffe in der Regel als Asche abgezogen werden, fallen bei einer sogenannten Hochtemperaturvergasung (z.B. in einem Schachtreaktor) die Reststoffe bei reduzierenden Bedingungen und bei einer Hochtemperaturverbrennung (z.B. in einem Drehrohr) die Reststoffe bei oxidierenden Bedingungen jeweils schmelzflüssig an. Sowohl bei der Verbrennung als auch bei der Vergasung kann die organische Substanz im Feststoff „nahezu vollständig“ umgesetzt werden. Im Gegensatz dazu verbleibt nach einer Pyrolysestufe zunächst u.a. ein fester organischer Reststoff in Form von Pyrolysekoks, der thermisch weiterbehandelt (Vergasung, Verbrennung) werden muß.

Bei einer systematischen Darstellung der derzeit in der Diskussion befindlichen Verfahren zur thermischen Behandlung stückiger Rückstände ist es sinnvoll, eine Aufteilung in den Abschnitt „Thermisches Hauptverfahren“ und den nachgeschalteten Abschnitt „Reinigungsanlage“ (Gasreinigung, Abgasreinigung usw.) vorzunehmen. Das thermische Hauptver-

*) Dipl.-Ing. Michael Beckmann, Clausthaler Umwelttechnik Institut (CIUTE), Prof. Dr.-Ing. Reinhard Scholz, Institut für Energieverfahrenstechnik der TU Clausthal, Clausthal-Zellerfeld

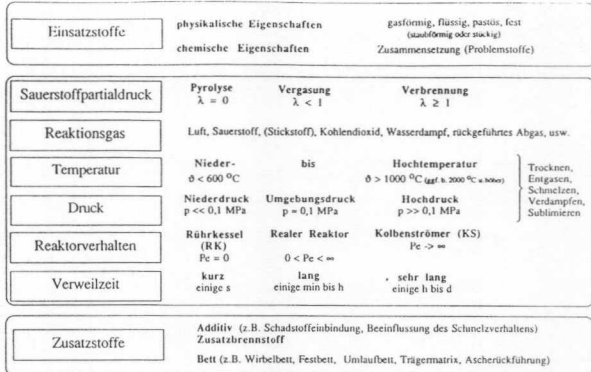


Bild 1: Haupteinflußgrößen bei thermischen Behandlungsverfahren [6]

BWK 694 1

Bild 2: Schematische Darstellung eines Vergasungs-Nachverbrennungs- (bzw. Verbrennungs-Nachverbrennungs-)verfahrens mit Feststoffabtrennung nach der 1. Stufe

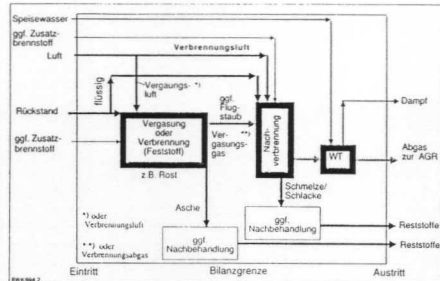
fahren selbst läßt sich in der Regel anhand der sogenannten Grundbausteine in zwei Stufen, wie im folgenden beispielhaft dargestellt, unterteilen:

1. Stufe
2. Stufe
 - a) Verbrennung Verbrennung, d.h. Verbrennungs-Nachverbrennungsverfahren,
 - b) Pyrolyse Verbrennung, d.h. Pyrolyse-Nachverbrennungsverfahren,
 - c) Vergasung Verbrennung, d.h. Vergasungs-Nachverbrennungsverfahren,
 - d) Pyrolyse Vergasung, d.h. Pyrolyse-Nachverbrennungsverfahren,

(wobei nach der Nachvergasungsstufe im Anschluß an die Gasreinigung die Verbrennung des erzeugten Gases vorgesehen wird oder eine Verwendung in der chemischen Industrie beabsichtigt ist),
— usw.

Dem Verfahrenskonzept nach a) ist die klassische Müllverbrennung zuzuordnen, d.h. die klassische Sondermüllverbrennung mit einem Drehrohr als erste Stufe oder die Restmüllverbrennung mit einem Rost als erste Stufe. Das Bild 2 zeigt beispielhaft den schematischen Aufbau eines Verfahrens nach a) oder c). In gleicher Weise können für die Konzepte b) (z.B. Schwelbrennverfahren nach Siemens-KWU) und d) (z.B. Noell-Pyrolyse-Druckvergasungsverfahren oder Thermoselect-Verfahren) entsprechende Fließbilder aufgestellt werden [6]. Die Aufteilung in solche Prozeßstufen ist u.a. deshalb erforderlich, weil verschiedene Teilaufgaben in nacheinandergeschalteten Reaktoren bzw. verfahrenstechnisch getrennten Reaktorteilen unabhängig voneinander optimierbar sein müssen. Beispielsweise ist bei festen Rückständen ein Verfahrenskonzept anzustreben, bei dem in einem ersten Schritt der Feststoffumsatz (z.B. Ausbrand auf einem Rost) und danach in einem weiteren Schritt unabhängig vom Feststoffausbrand die Verbrennung der in dem Rostprozeß erzeugten Gase und noch verbliebenen Flugstäube optimiert werden kann. Innerhalb der jeweiligen Prozeßstufen sind wiederum ausreichend Möglichkeiten zur Steuerung der Haupteinflußgrößen vorzusehen (z.B. Luftstufung, Abgasrückführung usw.). Bei einer unabhängig von der Nachverbrennungsstufe stark unterstöchiometrisch betriebenen Roststufe, d.h. einem Verfahren nach c) (Vergasungs-Nachverbrennungsverfahren), erscheint auch die Möglichkeit einer Wertstoff- bzw. Werkstoffrückgewinnung (Abtrennung der Wertstoffe nach der 1. Stufe) aussichtsreich, was derzeit bei Rostsystemen nicht üblich ist. Bei der Wertstoffrückgewinnung wird derzeit mehr ein Weg nach Verfahren b) verfolgt, bei dem der Wertstoff nach der Pyrolysestufe vom Pyrolysekoks getrennt wird. Der Koks selber wird nach Mahlung dann (der 2. Stufe) der Nachverbrennung zugeführt.

Durch eine systematische Darstellung der Verfahren werden einheitliche Bilanzgrenzen festgelegt, was bei einem Verfahrensvergleich wichtig ist. Wie aus Bild 2 zu ersehen ist, muß z.B. die Reststoffnachbehandlung, falls diese nicht bereits im Verfahren „integriert“ ist, grundsätzlich in den Bilanzkreis einbezogen werden. Die Fragestellung, in welchem Umfang eine Nachbehandlung der verbliebenen Reststoffe (z.B. Verschlackung usw.) erforderlich ist, ist getrennt zu beantworten.



Formelzeichen

| | | | |
|------------|------------------------------|----------------------|-----------------|
| <i>A</i> | Fläche | <i>In</i> | Inert |
| <i>E</i> | Energie | <i>K</i> | Kugel |
| <i>H</i> | Enthalpie | mech | mechanisch |
| <i>K</i> | Restkohlenstoffgehalt | <i>N</i> | Normzustand |
| <i>M</i> | Molare Masse | <i>Netto</i> | Netto |
| <i>Q</i> | Wärme | <i>O₂</i> | Sauerstoff |
| <i>R</i> | Universelle Gaskonstante | <i>p</i> | Partikel, Druck |
| <i>T</i> | Temperatur | <i>pr</i> | primär |
| <i>a</i> | Aufwandsgrad | <i>R</i> | Rest, Rückstand |
| <i>c</i> | Spezifische Wärmekapazität | <i>S</i> | Strahlung |
| <i>d</i> | Durchmesser | <i>SW</i> | Speisewasser |
| <i>h</i> | Spezifische Enthalpie | <i>V</i> | Verlust |
| <i>k</i> | Reaktionskoeffizient | <i>zu</i> | zugeführt |
| <i>m</i> | Masse | | |
| <i>p</i> | Druck | | |
| <i>t</i> | Zeit | | |
| β | Stoffübertragungskoeffizient | | |
| η | Wirkungsgrad | | |
| θ | Temperatur | | |
| ρ | Dichte | | |
| ψ | Konzentration | | |
| <i>0</i> | Anfang | | |
| <i>a</i> | außen | | |
| <i>ab</i> | abgeführt | | |
| <i>aus</i> | Austritt | | |
| <i>ch</i> | Kohlenstoff | | |
| <i>ch</i> | chemisch | | |
| <i>D</i> | Dampf | | |
| <i>eff</i> | effektiv | | |
| <i>ein</i> | Eintritt | | |
| <i>el</i> | elektrisch | | |
| <i>g</i> | Gas | | |
| <i>ges</i> | gesamt | | |
| <i>H</i> | Hauptverfahren | | |

| Apparat | Rostsysteme |
|------------------------------------|---|
| Einsatzstoffe | stückerl. in Verbindung mit einem Feststoff- oder Inertstoff auch pastös |
| Sauerstoffkonzentration | überschießend bis üblich (Verbreitung); unterstochiometrisch (Vergasung) möglich, dadurch eigenständige Nachverbrennung möglich; Sauerstoffabschluß (Pyrolyse) nicht üblich |
| Niveau | |
| Steuerung längs des Reaktionsweges | getrennt in einzelnen Zonen sehr gut einstellbar (z.B. Luft-/Sauerstoffzufuhr, Abgasrückführung, usw.); in Verbindung mit Temperatursteuerung sind die Teilschritte Trocknen, Entgasen, Vergasen, Restschmelz des Feststoffes beeinflussbar |
| Temperatur | Reaktions- / Zonen-temperatur bis ca. 1000 °C und höher; mittlere Reaktortemperaturen niedriger |
| Niveau | |
| Steuerung längs des Reaktionsweges | durch Feinteilung in mehrere Zonen sehr gute austauschende Möglichkeiten, wie bei der Steuerung der Sauerstoffkonzentration; Luftvorwärmung, Abgasrückführung, Wasser-/Dampfentzug |
| Druck | bei Umgebungsdruck, in der Regel aus anlagenrechtlichen Gründen wenige Pa Überdruck |
| Reaktorverhalten | Je nach Bewegung der Rostschichten können die einzelnen Zonen einer RR Charakteristik (z.B. Rückschub) oder einer KS-Charakteristik (z.B. W-Indertstoff) zugeordnet werden; über der gesamten Reaktorlänge ergibt sich allerdings eine KS-Charakteristik |
| Feststoff | |
| Gas | a) Oxidationsmittel usw. strömt zwangweise durch das Bett und wird gleichmäßig über die Bettsohle verteilt; damit sehr guter Kontakt zwischen Gas und Feststoff b) Sauerstoffzufuhr über dem Bett im Gegen- und Gleichstrom möglich; Gasbehandlung im nachfolgenden Verfahrensstadium notwendig (z.B. Nachverbrennung) |
| Verweilzeit | |
| Niveau (mittlere Verweilzeit) | im Bereich von mehreren Minuten bis Stunden; durch Rostgeschwindigkeit und Massenstrom einstellbar |
| Steuerung längs des Reaktionsweges | durch getrennte Geschwindigkeitseinstellungen der Rostschichten in den einzelnen Zonen sehr gute Anpassung möglich; falls erforderlich für zusätzliche Verfestung des Ausbrandes am Rostende Steuerung durch Austragsrate |
| Zusatzstoffe | Additive zur Schmelzeinbindung in den Feststoff und Befestigung der Eigenschmelze der verbleibenden Reststoffe (Asche, angereicherte Asche, Schlacke); Inertstoffe z.B. Tragetrit für event. leicht schmelzende Stoffe (z.B. Kunststoffe) |
| Einsatzbereiche (Beispiele) | Verfeinerung als Verfahrensteilschritt (Restmüll, Feststoffausbehandlung, Separieren von Metallen aus Verbundstoffen bei niedrigen Temperaturen) und gleichzeitig unterstochiometrischen Verhältnissen |

BIWK 694.3

Bild 3: Charakterisierung von Rostsystemen [6]

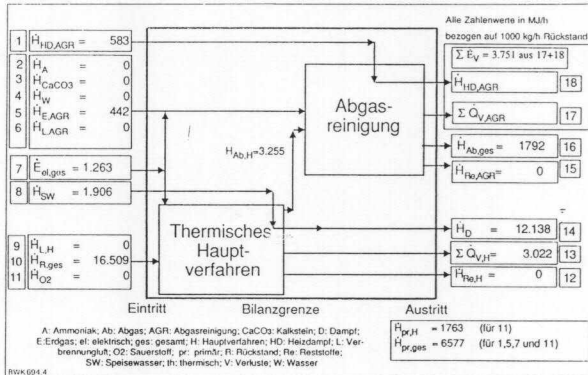


Bild 4: Energiebilanz für ein Verbrennungs-Nachverbrennungsverfahren (Gesamtverfahren) für einen Rückstand

Apparate

Die für die thermische Rückstandsbehandlung in Frage kommenden Apparate sind in gleicher Weise wie die o.g. Grundbausteine, aus denen sich die Verfahren zusammensetzen, aus den Fachgebieten Industrieofenbau, Verbrennungs- und Brennstofftechnik usw. bekannt. So werden beispielsweise:

- Drehrohre jeweils in einer ersten Stufe (Feststoff, pastöse und flüssige Stoffe) bei der Sondermüllverbrennung oder der Restmüllbehandlung (Pyrolyse).
- Rostsysteme in einer ersten Stufe (Feststoffumsatz) für Restmüll.
- Etagenöfen in einer ersten Stufe für Klärschlamm.
- Brennkammersysteme in einer zweiten Stufe nach dem Feststoffumsatz für die Nachverbrennung von Gas und Stäuben, die Verbrennung von flüssigen Rückständen, Hochtemperaturvergasung.
- Wirbelschichtreaktoren in einer ersten Stufe (Feststoffumsatz) für Klärschlamm oder entsprechend aufbereitete staubförmige bis stückige Restmüllfraktionen mit enger Korngrößenverteilung.

- Durchlauföfen in einer ersten Stufe (Feststoffumsatz) für Prozesse mit extrem langen Verweilzeiten.
- Schichtreaktoren in einer ersten Stufe (Feststoffumsatz) für Hochtemperaturprozesse mit langen Verweilzeiten
- usw.

eingesetzt. Jeder Apparat ist entsprechend der Aufgabenstellung hinsichtlich des Niveaus der Haupteinflußgrößen und der Möglichkeiten zu deren Steuerung einzuordnen. In Bild 3 ist hierzu beispielhaft für Rostsysteme eine Übersicht gegeben [z.B. 6]. Rostsysteme werden insbesondere für die thermische Behandlung von Restmüll und speziellen Rückständen aus bestimmten Industrien betrieben (z.B. Fangstoffe aus der Papierindustrie, verschieden behandelte Holzrückstände, usw.). Inwieweit auch ein Einsatz zur Wertstoffrückgewinnung (z.B. Elektronik-Schrott) möglich ist (z.B. nach Verfahren c) s.o.), muß sich erweisen. Gerade bei Rostsystemen lassen sich jedoch bei entsprechender Zoneneinteilung entlang des Reaktionsweges die Haupteinflußgrößen Sauerstoffpartialdruck, Reaktionsgas, Temperatur und Verweilzeit durch Maßnahmen wie z.B. Luftufstufung, Sauerstoffanreicherung, Abgasrückführung, getrennte Geschwindigkeitseinstellungen der Rostschichten in den einzelnen Zonen in einem breiten Variationsbereich einstellen. Bei Erweichenden und schmelzenden Stoffen hat man bei Rosten insbesondere auf eine ausreichende Matrix aus Inertstoff (als Auffangmatrix) zu achten. Der Einfluß der Inertstoffmatrix bei Rostsystemen im Zusammenhang mit dem Feststoffausbrand wird unten noch eingehender diskutiert.

Massen- und Energiebilanzen

Massen- und Energiebilanzen für gesamte Verfahren stehen am Beginn einer Bewertung. Bei der Massenbilanz sind neben den Hauptstoffströmen (z.B. Rückstand, Verbrennungsluft, Reststoffe, Abgas) sämtliche zusätzlich erforderlichen Stoffströme, wie Zusatzbrennstoffe (z.B. Erdgas), Hilfsstoffe (z.B.

Sauerstoff), Zusatzstoffe (z.B. Additiv) sowie Stoffströme für Fremdheizungen von Anlagenteilen usw. zu berücksichtigen. Diese zusätzlichen Stoffströme beeinflussen die Energiebilanz, die Größe der jeweils erforderlichen Abgasanlage (z.B. kann sich durch Quenchen in der Reinigungsstufe eine ganz erhebliche Vergrößerung der Massenfröme gegenüber dem thermischen Hauptverfahren ergeben), und sind insbesondere für eine Abschätzung der insgesamt in die Umwelt entlassenen Schadstofffrachten unbedingt in die Bilanzierung mit einzubeziehen. Es gibt erste Ansätze als Voraussetzung für eine Ökobilanz, sogenannte kumulierte Massenbilanzen zu erstellen, d.h. auch die Massenströme zu berücksichtigen, die mit der Primärenergieumwandlung verbunden sind (z.B. Abgasmassenströme; bei Erzeugung des elektrischen Stroms, des Sauerstoffs usw., die für die Reststoffbehandlung erforderlich sind).

Bei der Energiebilanz hat man in gleicher Weise wie bei der Massenbilanz alle zugeführten (Aufwand) und abgeführten (Nutzen und Verluste) Energieströme zu bilanzieren. Je nachdem was als „Nutzen“ und „Aufwand“ angesehen wird, ergeben sich verschiedene Wirkungs- bzw. Aufwandsgrade. Während bei einem thermischen Wirkungsgrad die Nutzenergie am

Austritt zur gesamten zugeführten Energie am Eintritt ins Verhältnis gesetzt wird und somit dieser Wirkungsgrad keinen negativen Wert annehmen kann, ist letzteres sehr wohl bei der Bildung des Aufwandsgrades möglich. Hier muß man nicht nur die zugeführten Fremdenergieströme, sondern auch den Primärenergieaufwand berücksichtigen (sogenannte kumulierte Energiebilanzierung), der für die Fremdenergiebereitstellung sowie für die Erzeugung von zusätzlichen Stoffströmen (z.B. Sauerstoffherzeugung) erforderlich ist. Die Bedeutung des Aufwandsgrades wird insbesondere dann deutlich, wenn nach Bilanzieren des thermischen Hauptverfahrens die Bilanzierung unter Hinzunahme der Reinigungsanlagen, der Reststoffnachbehandlungsanlagen usw. auf das Gesamtverfahren erweitert wird. Der energetische Aufwand z.B. in der Reinigungsanlage kann entscheidend dafür sein, ob das jeweils betrachtete Verfahren als eine thermische Verwertung (Aufwandsgrad größer Null) oder „nur“ als thermischer Entsorgungspfad (Aufwandsgrad kleiner/gleich Null) angesehen werden kann. Der thermische Wirkungsgrad für das Hauptverfahren $\eta_{th,11}$ und für das Gesamtverfahren $\eta_{th,ges}$ sowie der Aufwandsgrad $a_{Netto,ges}$ werden anhand einer Energiebilanz in Bild 4 beispielhaft erläutert.

$$\eta_{th,11} = \frac{\text{thermischer Nutzenergiestrom des Hauptverfahrens}}{\text{Rückstandsenergiestrom} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Summe der Primärenergieströme} \\ \text{des Hauptverfahrens} \end{array} \right\}} \quad (\text{allgemein})$$

$$\eta_{th,11} = \frac{\dot{H}_D - \dot{H}_{SW}}{\dot{H}_{R,ges} + \dot{H}_{pr,11}} = 56\% \quad (\text{Beispiel in Bild 4}) \quad (1)$$

$$\eta_{th,ges} = \frac{\text{thermischer Nutzenergiestrom des Gesamtverfahrens}}{\text{Rückstandsenergiestrom} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Summe der Primärenergieströme} \\ \text{des Gesamtverfahrens} \end{array} \right\}} \quad (\text{allgemein})$$

$$\eta_{th,ges} = \frac{\dot{H}_D - \dot{H}_{SW}}{\dot{H}_{R,ges} + \dot{H}_{pr,ges}} = 44\% \quad (\text{Beispiel in Bild 4}) \quad (2)$$

$$a_{Netto,ges} = \frac{\left\{ \begin{array}{l} \text{thermischer Nutzenergiestrom} \\ \text{des Gesamtverfahrens} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Summe der Primärenergieströme} \\ \text{des Gesamtverfahrens} \end{array} \right\}}{\text{Rückstandsenergiestrom}} \quad (\text{allgemein})$$

$$a_{Netto,ges} = \frac{\dot{H}_D - \dot{H}_{SW} - \dot{H}_{pr,ges}}{\dot{H}_{R,ges}} = 22\% \quad (\text{für } a > 0 \text{ (Beispiel in Bild 4)}) \quad (3)$$

Wird der thermische Nutzen in elektrischen Strom umgewandelt, ergeben sich bei einem angenommenen thermisch-mechanischen Umwandlungsgrad von $\eta_{mech,el} \approx 0,3$ für die Wirkungs- bzw. Aufwandsgrade in dem Beispiel (Bild 4) entsprechend $\eta_{th,el,11} \approx 17\%$, $\eta_{th,el,ges} \approx 13\%$ und $a_{el,Netto,ges} \approx 7\%$.

Insgesamt spielt für den thermischen Wirkungsgrad bzw. Aufwandsgrad einer gesamten Anlage der Heizwert der Rückstände eine wichtige Rolle. So nehmen bei den heutigen Aufwendungen für die Reinigung die Aufwandsgrade bereits bei einem Rückstandsheizwert um 10 000 kJ/kg sehr kleine Werte bis nahe Null an. Bei Reststoffen mit Heizwerten, die deutlich kleiner als 10 000 kJ/kg sind, werden die Aufwandsgrade auch negativ. Bei der thermischen Behandlung von anorganischen Reststoffen ist dies selbstverständlich.

Prozeßführung in Rostsystemen

Die Rosttechnik zählt seit Jahrzehnten zum eingeführten Stand der Technik. Die im Zusammenhang mit der Energieumwandlung z.B. entwickelten Rückschubrost- [z.B. 7], Vorschubrost-, Walzenrost-, Wandrostsyste usw. [z.B. 3] werden heute, entsprechend angepaßt und – insbesondere konstruktiv verbessert –, in thermischen Behandlungsverfahren für stückige Rückstände (z.B. Restmüll aus Hausmüll aber auch zunehmend für typische Rückstände aus bestimmten Industriebranchen) als erste Stufe (Feststoffumsatz) eingesetzt [z.B. 8]. Dabei besteht zunächst die Zielstellung, die mit dem Rückstand eingetragene organische Substanz weitgehend abzubauen, so daß die verbleibenden Reststoffe am Rostende einen möglichst geringen Restkohlenstoffgehalt aufweisen. Dieser hat in der Regel maßgebenden Einfluß auf den Glühverlust der Reststoffe.

Die Optimierung bezüglich des Feststoffumsatzes auf dem Rost ist häufig dadurch erschwert, daß der Rost- und der Nachverbrennungsprozeß (zweite Stufe) nicht ausreichend voneinander entkoppelt sind (Bild 5). Entsprechend schwierig gestaltet sich dann auch die Umsetzung von Primärmaßnahmen in der Nachverbrennungsstufe für die im Rostprozeß erzeugten Gase bzw. noch verbleibenden Flugstäube. Der Sachverhalt, daß bei Prozeßführungen mit sich teilweise überlappenden Reaktionszonen im Rost- und Nachverbrennungsprozeß in der Regel für die Erzielung bestimmter Eigenschaften der Reststoffe am Rostende bei gleichzeitig hohem Ausbrand der Abgase ein relativ hoher Gesamtluftüberschuß erforderlich ist, der einen entsprechend hohen Abgasmassenstrom zur Folge hat, führt bei einem Vergleich mit anderen z.Zt. in der Diskussion stehenden relativ neuen Verfahren zu der Schlußfolgerung, daß die Rosttechnik für zukünftige Anforderungen im Bereich der thermischen Behandlung von Rückständen weniger in Frage kommt. Es zeigt sich jedoch bei verschiedenen Untersuchungen [z.B. 9; 10], daß das Potential primärer Maßnahmen bei Rostsystemen keineswegs ausgeschöpft ist. Bei einer deutlichen Trennung der Stufen Rostprozeß und Nachverbrennung, wie in Bild 6 schematisch dargestellt, kann man die gesamte

Reststoffe stark unterstöchiometrisch ($\lambda_{R,gr} \approx 0,4$), d.h. als Vergasungsprozeß betreiben und zunächst unabhängig von dem Nachverbrennungsprozeß im Hinblick auf bestimmte Eigenschaften der Reststoffe optimieren. Weiter kann auch eine Sauerstoffanreicherung des sogenannten Unterwindes in Erwägung gezogen werden. Dabei läßt sich durch entsprechende lokale Überstöchiometrie am Rostende (Ausbrandzone) ein niedriger Restkohlenstoffgehalt erreichen (auch an eine Sauerstoffanreicherung der Luft zum Rostende ist zu denken). Die bei einer solchen Prozeßführung in der Reststufe mit erzeugten Gasen sowie noch verbleibende Flugstäube können, da die erzeugten Gase einen ausreichend hohen Heizwert haben, dann eigenständig in einem mehrstufigen Verbrennungsprozeß nach-

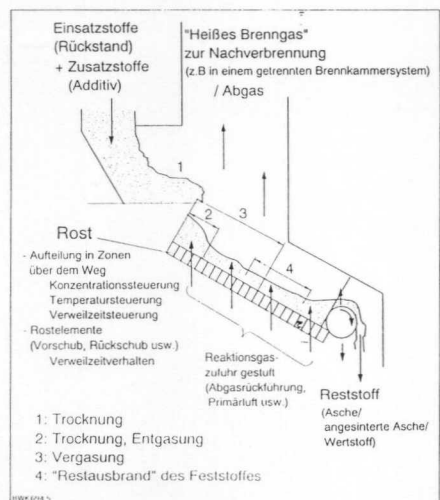


Bild 5 Feststoffumsatz auf einem Rost

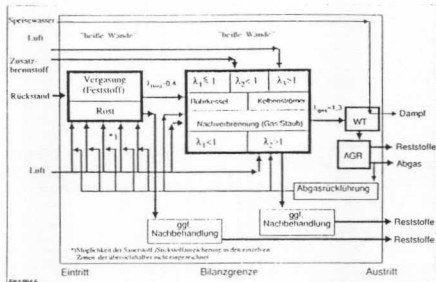


Bild 6: Schematische Darstellung der Möglichkeit zur Prozessbeeinflussung bei Rostsystemen mit getrennter Nachverbrennungstufe

verbrannt werden (2. Stufe), wobei bekannte Primärmaßnahmen (NO_x -Reduzierung, guter Ausbrand der Gase bzw. Stäube usw.) möglich sind [z.B. 11 bis 17].

Durch einen unterstöchiometrischen Betrieb der Roststufe und nachstöchiometrische Nachverbrennung läßt sich der Gesamtluftüberschuß auf ca. $\lambda_{\text{ges}} \approx 1,3$ bis 1,2 senken, was u.a. zu einem niedrigen Abgasmassenstrom führt. Bei einer solchen mehrstufigen Prozessführung kann man schließlich auch den Einsatz von Rostsystemen im Hinblick auf die gezielte Werkstoff-/Wertstoffrückgewinnung in Erwägung ziehen (z.B. thermisches Entschichten von Kunststoff-Metall-Werkstoffverbunden).

Feststoffumsatz in Rostsystemen

Allgemeines zum Feststoffumsatz

Bei der Betrachtung der in den Literaturangaben aufgeführten Untersuchungen von Rostsystemen und insbesondere des Feststoffumsatzes wird deutlich, daß die Entwicklungen nicht gleichzeitig vorangeschritten sind. Ein großer Teil von Grundlagenuntersuchungen ist bereits in den Jahren vor 1940 durchgeführt worden. Bei diesen Arbeiten standen die Fragestellungen einer stabilen Zündung und Verbrennung sowie einer Erhöhung der spezifischen Rost- bzw. Feuerraumbelastung im Vordergrund. In den nachfolgenden Jahrzehnten wurden Rostsysteme in Verbindung mit der Umstellung bei Dampferzeugern von Rost- auf Öl-, Gas- und Staubfeuerungen beschrieben. Erst im Zusammenhang mit der thermischen Behandlung von Rückständen zeigt sich ein bis heute anhaltendes Interesse, die einzelnen Feststoffumwandlungsprozesse auf einem Rost detaillierter zu untersuchen und im Sinne mathematischer Modelle zu beschreiben. Der Feststoffumsatz auf einem Rost setzt sich grob aus den im Bild 7 dargestellten Teilschritten:

- Trocknung,
- Entgasung,
- Vergasung und
- „Restasbrand“

zusammen. In dem hier gesteckten Rahmen wird auf Trocknungs- und Entgasungsvorgänge, die weitere Zersetzung der flüchtigen Bestandteile sowie deren Zündung zunächst nicht näher eingegangen, weshalb an dieser Stelle auf die Literaturangaben verwiesen sei [z.B. 18 bis 26]. Im Hinblick auf einen möglichst vollständigen Feststoffumsatz, d.h. u.a. niedrigen Restkohlenstoffgehalt sind die Teilschritte Vergasung und Restasbrand von besonderem Interesse. Je nach Zusammensetzung der Rückstände können diese Teilschritte bis zu ca. 90% der gesamten Umsatzzeit beanspruchen. Bei der Betrachtung der Reaktionsmechanismen von Vergasungs- und Verbrennungsvorgängen wird in der Regel von einem entgaste Reststoff ausgegangen. Der Abbauvorgang setzt sich, wie bei heterogenen Gas-Feststoffreaktionen allgemein bekannt, aus den Teilvergängen:

- Stoffübertragung,
- Wärmeübertragung,
- Diffusion,
- Wärmeleitung,
- Adsorption,
- Desorption und
- chemische Kinetik

zusammen. Eine ausführliche zusammenfassende Darstellung dieser Teilvergänge sowie zugehöriger Modellvorstellungen und Stoffdaten insbesondere auch im Hinblick auf die Vergasungs- und Verbrennungsvorgänge ist z.B. in [27] enthalten. Die Reaktionen zwischen Kohlenstoff und molekularem Sauerstoff $\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$ sind von untergeordneter Bedeutung. Maßgebende Reaktionen an der Kohlenstoffoberfläche sind vor allem die beiden heterogenen Reaktionen $\text{C} + 1/2\text{O}_2 = \text{CO}$ und $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$ (Boudouard) sowie die homogene Gasphasenreaktion $(\text{CO} + 1/2\text{O}_2 = \text{CO}_2)$. Hinsichtlich der Kopplung der chemischen Kinetik mit der Stoff- und Wärmeübertragung gibt es für heterogene Gas-Feststoff-Reaktionen von Einzelpartikeln sehr umfangreiche Modellsätze [z.B. 27 bis 29]. Ein wichtiges Unterscheidungsmerkmal dieser Modelle ist vorwiegend durch die Beschaffenheit der Oberfläche (Struktur) sowie die Zusammensetzung der Feststoffe gegeben. Man unterscheidet Modelle für dichte und poröse Partikel mit und ohne Berücksichtigung des Aufbaues einer äußeren Ascheschicht. Diese Modelle berücksichtigen unter der Voraussetzung nur gering schwankender stofflicher Einflußgrößen die einzelnen Teilvergänge sehr detailliert. So werden beispielsweise beim Stofftransport neben der „gewöhnlichen“ Diffusion die Porendiffusion und dabei wiederum abhängig vom Porenradius, die Knudsen- und die molare Porendiffusion betrachtet. Für die chemische Kinetik wird häufig ein Langmuir-Hinshelwood-Ansatz verwendet, d.h. es wird davon ausgegangen, daß der geschwindigkeitsbestimmende Schritt die eigentliche Reaktion ist und Adsorption und Desorption im Gleichgewicht stehen. Die Genauigkeit der hier angesprochenen Modellsätze ist vor allem von den jeweils erforderlichen reaktionskinetischen Daten wie z.B. Reaktions-, Sorptions- und Porendiffusionskoeffizienten abhängig. Oftmals finden sich in den Literaturangaben beispielsweise Reaktionskoeffizienten, die um Zehnerpotenzen voneinander abweichen.

Hinsichtlich der „Verbrennung und Vergasung auf einem Rost“ werden bereits in [1] mathematische Modellsichten beschrieben. Dabei wird vereinfachend angenommen, daß sich das Brennstoffbett (Kohle) aus parallel zueinander und senkrecht zum Rost angeordneten Kohlenstoff-Platten zusammensetzt und der Kohlenstoffumsatz zu CO_2 bzw. CO diffusionsbestimmt ist.

Experimentelle Untersuchungen im Hinblick auf einen möglichst niedrigen Luftüberschuß und hohen Feststoffausbrand, d.h. hohen Gesamtwirkungsgrad, sind in Abhängigkeit von der Korngröße, der Brennstoffhöhe, den Temperaturverhältnissen und des Verbrennungsluftmassenstromes wie bereits in [30] beschrieben durchgeführt worden. Durch die Aufteilung der Brennstoffschicht in eine unter- und überstöchiometrische Zone mit Hilfe einer angenommenen Grenzfläche wird dabei u.a. die Rostbelastung für eine sogenannte Abbrandcharakteristik in Abhängigkeit der Strömungsgeschwindigkeiten im Brennstoffbett und der Brennstoffhöhe selbst näherungsweise ermittelt.

Die Kriterien der Stabilität von Brennstoffschichten in Rostfeuerungen im Hinblick auf die Reduzierung von unverbranntem Flugstaub im Abgas sind ebenfalls experimentell bereits in [31] untersucht worden. Die dort betrachteten Roststabtypen können heute zwar nicht mehr zum Stand der Technik gezählt werden, die Erkenntnisse zu dem aerodynamischen Verhalten von Schüttungen und die Hinweise zu der Gestaltung bzw. Konstruktion von Roststäben sind jedoch von grundlegender Art.

Über den Einfluß der Brennstoffhöhe und der Transportgeschwindigkeit auf eine stabile Zündung wird z.B. schon in [32] berichtet. Labortechnische Untersuchungen zum Zündverhalten verschiedener Brennstoffe und daraus abgeleitete Schlußfolgerungen für den Rostbetrieb sind bereits in [4] beschrieben. In gleichem Zusammenhang sind in [33] aus Bestimmungen der Temperaturfelder im Brennstoffbett an industriellen Anlagen sowie an einer charginbetriebenen Versuchsröstanlage u.a. Aussagen hinsichtlich des Fortschrittes der Durchzündung getroffen worden. Gleichzeitig sind bei diesen Versuchen die Roststabilitäten gemessen worden, woraus sich in Abhängigkeit von der Brennstoffart und der Strömungsgeschwindigkeit der Verbrennungsluft Erkenntnisse über die jeweilige Temperaturbeanspruchung des Rostes ergaben.

Die Bedeutung eines charginbetriebenen Versuchsrostes ist bereits im Zusammenhang mit Untersuchungen zum Verbrennungsablauf bei verschiedenen Kohlenarten insbesondere in Abhängigkeit des zugeführten Luftmassenstromes gezeigt [2] worden. Aus dem ermittelten zeitlichen Umsatz einer Bren-

stoffcharge, die in einen zuvor aufgeheizten Feuerraum aufgegeben wird, kann auf den Umsatz über der Rostfläche bei kontinuierlichen Rostsystemen geschlossen werden.

Zur Berechnung von Vergasungsvorgängen in sogenannten Gaserzeugern wird in [5] ausgehend von Stoff- und Energiebilanzen und unter Voraussetzung des Eintretens eines chemischen Gleichgewichtes sowie unter Berücksichtigung der Transportmechanismen der Stoff- und Wärmeübertragung ein mathematisches Modell behandelt. Dabei wird zur Beschreibung des Feststoffumsatzes das Brennstoffbett als eine Anordnung senkrecht auf dem Rost stehender Kohlenstoffplatten angenommen. Horizontal ist das Bett in eine Verbrennungszone und eine Vergasungszone aufgeteilt. Die laminaire Grenzschicht an der Plattenoberfläche in der Verbrennungszone wird in eine innere sauerstofffreie Teilschicht und in eine äußere Verbrennungsteilschicht aufgeteilt. In der sauerstofffreien Reduktionszone entfällt dann die äußere Teilschicht. Bei entsprechend niedriger Schütthöhe, d.h. bei Wegfall der Reduktionszone und eines Teils der Verbrennungszone kann die entwickelte Berechnungsmethode z.B. auch auf eine mit Lufterüberschuß betriebene Rostfeuerung angewendet werden [5]. Aufbauend auf mathematischen Beschreibungen der Verbrennung und Vergasung in einer Schicht wird in [5] weiter eine Berechnungsmethode im Hinblick auf die Verschlackung in Gaserzeugern vorgestellt.

Umfangreiche experimentelle Untersuchungen bezüglich der Oberflächenzündung durch Strahlung, der Durchzündung des Brennstoffbettes und des sich anschließenden Verbrennungslaufes bei verschiedenen Kohlenarten sind in [34] beschrieben.

Bei dem in [35] beschriebenen Modellansatz wird das Brennstoffbett sowie der darüberliegende Gasraum in jeweils zwei Zonen eingeteilt. Es wird angenommen, daß in der oberen Zone Pyrolysereaktionen und in der unteren Zone Vergasungs- und Verbrennungsreaktionen ablaufen. Der Gasraum setzt sich aus einer intensiv durchmischten und durch ein Rührkessel-Element charakterisierten Nachverbrennungs- sowie einer als Kolbenströmer-Element angesehenen Ausbrandzone zusammen. Die Abbrandgeschwindigkeit wird in [35] mit Hilfe eines sogenannten Kohlenstoff sättigungsfaktors, welcher u.a. von den Anteilen flüchtiger Bestandteile, des Wasser- und Aschegehaltes, der Sauerstoffkonzentration und dem Massenstrom der zugeführten Verbrennungsluft sowie der Reaktivität abhängig ist, beschrieben. Hinsichtlich dieser Reaktivität wird angenommen, daß der Umsatz des in die Vergasungs-/Verbrennungszone eintretenden Restkohlenstoffes diffusionsbestimmt verläuft. Die Höhe der Zonen im Bett ergibt sich aus der Energiebilanz. In eindimensionaler Betrachtungsweise werden die Wärmeleitung im Gas und Festbett, die an die Masse des Restkohles und der gasförmigen Vergasungs- bzw. Verbrennungsprodukte gebundenen Energien sowie die durch chemische Reaktionen umgesetzten Energieströme berücksichtigt. Die Reaktionsenthalpie in der Vergasungs- und Verbrennungszone ist u.a. abhängig von einem experimentell zu ermittelnden Verhältnis der Komponenten CO und CO₂. In der Pyrolysestufe wird die Reaktionsenthalpie gleich der für die vollständige Umwandlung bis zu einem Restkohles erforderlichen Reaktionswärme gesetzt.

Im Zusammenhang mit der Berechnung von Vergasungsprozessen in Schachtreaktoren sind eine Reihe von komplexen Modellen für stationäre sowie instationäre Betriebsfälle [z.B. 36 bis 38] entwickelt worden. Überwiegend werden Schüttungen aus kugelförmigen Partikeln mit konstantem Lückenvolumen angenommen. Die einzelnen, bei Schachtreaktoren übereinander angeordneten Teilschritte werden in der Regel getrennt behandelt. In der Trocknungs- und Entgasungszone wird häufig eine konstante Trocknungs- bzw. Entgasungsgeschwindigkeit vorausgesetzt oder auf empirische Ansätze zurückgegriffen. In der Vergasungszone (Reduktionszone) und Verbrennungszone (Oxidationszone) werden die heterogenen Reaktionen zwischen Kohlenstoff, Sauerstoff, Kohlenmonoxid, Kohlendioxid, Wasserdampf und Wasserstoff sowie die homogene Gasphasenreaktion berücksichtigt. In unterschiedlichem Umfang werden Porendiffusion, umsatzabhängige Reaktionsoberflächen, Wärmeleitung in den Partikeln usw. betrachtet. Mit den Erhaltungssätzen für Stoff, Energie und ggf. Impuls und unter Berücksichtigung der entsprechenden Transportgesetze der Wärme- und Stoffübertragung sowie der chemischen Kinetik ergibt sich ein komplexes System aus in der Regel partiellen, nichtlinearen Differentialgleichungen. Allerdings werden mit steigender Komplexität der Modelle u.a. sehr detaillierte und viele Stoffdaten benötigt, die für Rückstände in der Regel nicht in dem erforderlichen Umfang verfügbar sind.

Im Hinblick auf den Feststoffumsatz, z.B. auf einem Rost, wird in [39] ein mathematisches Modell für die Trocknung, die Vergasung und Verbrennung einer aus Kohlenstoff und Feuchte bestehenden, ruhenden, gasdurchströmten Brennstoffschicht behandelt. Dabei wird die Trocknung wie eine zusätzliche heterogene Reaktion betrachtet und in Form einer zusätzlichen Reaktionsgleichung in die Lösung eines auf den Erhaltungssätzen beruhenden Gleichungssystems einbezogen. Es werden am Beispiel realer Brennstoffe wie Holz und Kohle Berechnungsergebnisse u.a. bezüglich der Konzentrationsverteilungen von Kohlenstoff, Sauerstoff, Kohlendioxid und Kohlenmonoxid und der Feuchte im Brennstoffbett, der Temperaturverteilungen in der Gas- und Feststoffphase, der Geschwindigkeits- und Druckverteilung in der Gasphase innerhalb des Bettes dargestellt. Über ein auf der Basis von Stoff- und Energiebilanzen erhaltenes mathematisches Modell zur Beurteilung des Betriebszustandes und verschiedener Eigenschaften des zugeführten Brennstoffes an einer Rostversuchsanlage zur Verbrennung verschiedener Restmüllfraktionen sowie zugehöriger experimenteller Untersuchungen wird in [40] berichtet.

Die Anwendung von Multiregressionsmethoden zur Prozelldescription wird am Beispiel einer industriellen Rostanlage für Restmüll insbesondere im Hinblick auf die Prozelldregulierung in [41] behandelt.

In [42] wird über ein – im Zusammenhang mit Untersuchungen an einer industriellen Rostanlage zur Restmüllverbrennung – erstelltes mathematisches Modell berichtet. Bei Annahme kugelförmiger Partikel und einer heterogenen Reaktion zwischen Kohlenstoff und Sauerstoff an der umsatzabhängigen Partikeloberfläche werden dabei für den isothermen Zustand (d.h. konstante Reaktionstemperatur) der Primärluftmassenstrom (Unterwind) variiert.

Reaktoraufteilung

Die Fragestellung, in welcher Tiefe die in der Regel bei Hochtemperaturprozessen komplex ineinandergreifenden Stoff- und Wärmeübertragungs- sowie chemischen Reaktionsmechanismen im Zusammenhang mit der thermischen Behandlung von Rückständen berücksichtigt werden müssen, sollte sich zu nächst an der Verfügbarkeit sowie Genauigkeit der dafür erforderlichen Basisdaten wie z.B. stoffspezifische Größen (Zusammensetzung, Form und Größe, reaktive Oberfläche, Porenstruktur usw.) und Transportverhalten (Durchströmung des Reaktionsbettes, Transport von Feststoff auf dem Rost usw.) orientieren. Vor diesem Hintergrund ist es oftmals zweckmäßig, die Zusammenhänge des realen Prozesses mit vereinfachten Modellansätzen (z.B. über sogenannte effektive bzw. verschiedene Teilvorgänge zusammenfassende Gesamttransport- bzw. Gesamtaustauschgrößen) zu beschreiben, wie sie sich u.a. bei der Nachbildung von so komplexen Mechanismen wie der Wärmeübertragung in Industriekühen durchgesetzt haben. Der Vorteil solcher vereinfachten Betrachtungen ist u.a. darin zu sehen, daß die für den Betrieb wichtigen Haupteinflußgrößen in einer noch überschaubaren Weise darstellbar sind. Es ist jedoch darauf zu achten, daß die vereinfachten Modellvorstellungen die wirklichen Verhältnisse ausreichend genau („tragfähig“) wiedergeben. Was die Optimierung einzelner Teilaufgaben betrifft, so sei im folgenden die u.a. im Zusammenhang mit der TA-Siedlungsabfall stehende Forderung bezüglich eines niedrigen Glühverlustes (d.h. auch hoher „Feststoffausbrand“ am Rostende) herausgegriffen. Ein hoher „Feststoffausbrand“, der den Glühverlust maßgebend mitbestimmt, ist nach den Vorschriften der TA-Siedlungsabfall eine wichtige Voraussetzung, daß der verbleibende Reststoff deponiert bzw. weiterverwendet werden kann (Eluierbarkeit wird im vorliegenden Zusammenhang nicht betrachtet).

Je nach Rosttyp wird das Brennstoffbett während des Transportes entlang des Rostweges mehr oder weniger intensiv durchmischt. Daraus ergibt sich für den jeweils betrachteten Rosttyp ein entsprechendes Verweilzeitverhalten des Brennstoffes, welches im Hinblick auf die Beschreibung des Feststoffumsatzes von Bedeutung ist und zunächst unabhängig von der chemischen Kinetik usw. betrachtet werden kann. Hinsichtlich des Verweilzeitverhaltens unterscheidet man in der chemischen Verfahrenstechnik die Grenzfälle Rührkessel- und Rohrreaktorverhalten [z.B. 28]. Die Abbildung des realen Verweilzeitverhaltens kann man, wie in Bild 7 schematisch dargestellt, durch eine entsprechende Rührkesselreaktor-Kaskadenschaltung erreichen. Die Anzahl der einzelnen Elemente als Modellparameter läßt sich durch eine Anpassung der z.B. in Kaltversuchen (in erster Näherung) experimentell ermittelten

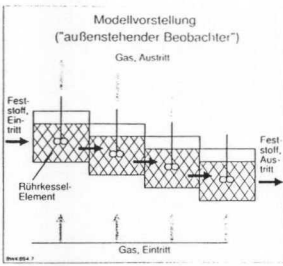


Bild 7: Rührkessel-Kaskadenschaltung als Modellvorstellung zur Beschreibung des Feststofftransportes in Rostsystemen

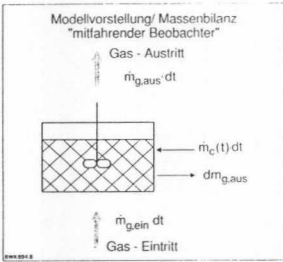


Bild 8: Massenbilanz an einem Rührkessel-Element

Verweilzeitverteilung mit einer Stoffbilanz (z.B. Tracer) ermitteln (zur Untersuchung des Verweilzeitverhaltens in Feuerungen siehe z.B. [17]). Falls erforderlich, muß auch daran gedacht werden, jedes einzelne im Bild 7 dargestellte Reaktorelement auch über seine Höhe (Betthöhe) selbst wieder als Reihenschaltung von Teilrührkessel-Elementen darzustellen.

Massen- und Stoffbilanzen

Vor dem Hintergrund der beschriebenen Reaktoraufteilung sei zunächst ein einzelnes Rührkessel-Element (Bild 7) herausgegriffen und aus der Sicht eines sogenannten „mitfahrenden Beobachters“ näher betrachtet. Diese Betrachtungsweise ist zunächst auch in Anlehnung an experimentelle Untersuchungen in einem Batch-Reaktor mit entsprechend niedriger Betthöhe sinnvoll. Bei der Annahme, daß vereinfacht zunächst eine Mischung von Restkoks und Inertstoff vorliegt, führt ein von unten zugeführter Reaktionsgasmassenstrom $\dot{m}_{g,ein}$ (Unterwind) abhängig von den jeweils in der Schüttung vorherrschenden Reaktionsbedingungen (z.B. Temperatur, relative Oberfläche, Partikeldurchmesser) zur Freisetzung des fixen Kohlenstoffes (Bild 8) gemäß der Bilanzgleichung (4)

$$\dot{m}_{g,ein} dt + \dot{m}_c(t) dt = \dot{m}_{g,aus} dt + d m_{g,aus} \quad (4)$$

Die in der Gasphase speicherbare Masse ist um ein Vielfaches kleiner gegenüber der zu- oder abgeführten bzw. umgesetzten Feststoffmasse und kann deshalb vernachlässigt werden. Bezüglich des umgesetzten Kohlenstoffes wird ein Ansatz, in dem die reaktive Oberfläche, ein effektiver Reaktionskoeffizient und die Sauerstoffkonzentration einfließen, gewählt:

$$\dot{m}_c(t) = M_c A_{K,a}(t) k_{eff,a}(t) \frac{p_{O_2}(t)}{RT(t)} \quad (5)$$

Dieser Ansatz wird insofern so vereinfacht formuliert, daß mit steigender Komplexität der Modelle zahlreiche und sehr detaillierte Stoffdaten usw. benötigt werden, die für Rückstände in der Regel nicht in dem erforderlichen Umfang verfügbar sind. Aus Versuchen kann später für den jeweils vorliegenden Rückstand z.B. das Produkt aus reaktiver Oberfläche und effektivem Reaktionskoeffizienten (Gl.(5)) bestimmt werden. Dabei zeigt sich dann auch, ob für die Betrachtung des gesamten Vorganges solche vereinfachten Ansätze für die Praxis tragfähig sind.

Die reaktive Oberfläche wird umsatzabhängig betrachtet. Dabei wird angenommen, daß der Kohlenstoff getrennt von dem Inertstoff in der Schüttung in stückiger Form (nährungsweise Kugel) vorliegt und das Lückenvolumen konstant bleibt.

Mit diesen Vereinfachungen kann abhängig von der Anfangsmasse des Kohlenstoffes $m_{c,0}$, dem Anfangspartikeldurchmesser $d_{p,0}$ sowie der Partikeldichte ρ_p die reaktive Oberfläche der nach entsprechendem Umsatz verbleibenden Masse des Kohlenstoffes $m_{c,R}$ durch die Gleichung (6) dargestellt werden.

$$A_{K,a}(t) = \frac{6 m_{c,0}^{1/3} m_{c,R}(t)^{2/3}}{d_{p,0} \rho_p} \quad (6)$$

Wobei für $m_{c,R}$ gilt:

$$m_{c,R} = m_{c,0} - \int_0^t \dot{m}_c(t) dt \quad (7)$$

Der effektive Reaktionskoeffizient $k_{eff,a}$ setzt sich aus den Anteilen der Stoffübertragung und der chemischen Kinetik zusammen. In dem hier gesteckten Rahmen soll zunächst nur der Grenzfall betrachtet werden, daß der Kohlenstoffumsatz entsprechend der heterogenen Reaktion:



abläuft, mit der anschließenden homogenen Gasphasenreaktion



Eine Erweiterung durch die o.g. Boudouard-Reaktion kann in einem weiteren Schritt erfolgen. Es ergibt sich für den auf die äußere Oberfläche bezogenen effektiven Reaktionskoeffizienten $k_{eff,a}$ die Beziehung

$$k_{eff,a} = \frac{1}{\frac{1}{\beta} + \frac{1}{2 k_{ch,a}}} \quad (10)$$

wobei der Stoffübertragungskoeffizient β über eine entsprechende Sherwoodfunktion [43] und der auf die äußere Oberfläche bezogene Reaktionskoeffizient $k_{ch,a}$ über einen Arrhenius-Term

$$k_{ch,a} = k_{max,a} \exp \left[- \frac{E_{A,a}}{RT} \right] \quad (11)$$

angesetzt wird. Der Sauerstoffpartialdruck p_{O_2} in dem betrachteten Rührkessel-Element ist insbesondere von dem Sauerstoffpartialdruck des zugeführten Massstroms des Reaktionsgases und dem umgesetzten Kohlenstoffmassenstrom abhängig. Für den hier betrachteten vereinfachten Grenzfall (s.o. Gl. (8) und (9)) ergibt sich für p_{O_2} aus der Sauerstoffbilanz

$$p_{O_2} = p_{O_2,ein} - \frac{M_{O_2} p_{g,ein,N} \dot{m}_c(t)}{M_c p_{O_2,N} \dot{m}_{g,ein}} p_{ges} \quad (12)$$

Zusammen mit den vorangehenden Gleichungen erhält man schließlich für den Umsatz $\dot{m}_c(t)$

$$\dot{m}_c(t) = m_{c,0} \left(\frac{1}{k_{eff,a}(t, T)} \frac{d_{p,0} \rho_p}{6} \left(\frac{m_{c,0}}{m_{c,R}(t)} \right)^{\frac{2}{3}} - \frac{RT(t)}{M_c p_{ges}} + \frac{M_{O_2} p_{g,ein,N} m_{c,0}}{M_c p_{ges} p_{O_2,N} \dot{m}_{g,ein}} \right)^{-1} \frac{p_{O_2,ein}}{p_{ges}} \quad (13)$$

In Gleichung (13) sind für eine vorgegebene Schüttung die eingangs erwähnten Haupteinflußgrößen Sauerstoffpartialdruck $p_{O_2,ein}$ und der Reaktionsmassenstrom $\dot{m}_{g,ein}$ (Unterwind) unmittelbar enthalten.

Die erforderlichen sogenannten summenkinetischen Daten (Gesamtransport- bzw. Gesamtausgangsgrößen) können z.B. in Abhängigkeit von Temperatur und Konzentration (z.B. Sauerstoffkonzentration) durch entsprechende Untersuchungen an einer „technischen“ Thermowaage und einem Chargenreaktor mit feststehendem Rost (Batch-Reaktor) ermittelt werden (siehe weiter unten). Der zeitliche Feststoffumsatz in dem Batch-Reaktor kann dabei über eine Rosttransportgeschwindigkeit einem bestimmten Feststoffumsatz entlang des Rost- bzw. Reaktionsweges gleichgesetzt werden.

Energiebilanz

In gleicher Weise wie bei der Massenbilanz werden weiter im Sinne einer vereinfachten Modellvorstellung bezüglich der Energiebilanz nur die maßgebenden Einflüsse betrachtet und anhand Bild 9 erläutert. Im Zusammenhang mit der vorangehend beschriebenen Reaktoraufteilung und der Massenbilanz

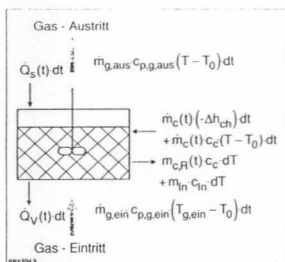


Bild 9: Energiebilanz an einem Rührkessel-Element

sind für das angenommene Rührkessellement bei der Energiebilanz zunächst die an die ein- und austretenden Gasmassenströme $\dot{m}_{g,ein}$ und $\dot{m}_{g,aus}$ gebundenen Enthalpieströme zu berücksichtigen. Weiter ist der Energiestrom bei der Umsetzung des Kohlenstoffmassenstromes $\dot{m}_c(t)$ durch chemische Reaktion als sogenanntes Quellglied in die Bilanzierung aufzunehmen. Zur Beschreibung des instationären Verhaltens sind als wichtige Glieder die an den Restkohlenstoff ($\dot{m}_{c,R}(t)$) und das Inertmaterial (\dot{m}_{in}) während der Aufheizung bzw. der Abkühlphase gebundenen Enthalpien (Speicher- oder Quellglieder) zu berücksichtigen. Die Wärmeübertragung zwischen den heißen Wänden und der betrachteten Zelle (Rührkessel-Element) wird über einen Strahlungswärmeübertragungsansatz (\dot{Q}_S) mit einer Bilanztemperatur (ähnlich wie bei Industrieofen-Modellansätzen; siehe z.B. [44]) sowie einem Verlustwärmestrom \dot{Q}_V für sonstige Verluste beschrieben. Zusammengefaßt ergibt sich so die Energiebilanz:

$$\begin{aligned} & \text{A} & \text{B} & \text{C} & \text{D} \\ \dot{m}_{g,ein} c_{p,g,ein} (T_{g,ein} - T_0) dt + \dot{m}_c(t) (-\Delta h_{ch}) dt + \dot{m}_{c,R}(t) c_c (T - T_0) dt + \dot{Q}_S dt \\ = & \dot{m}_{g,aus} c_{p,g,aus} (T - T_0) dt + \dot{m}_{c,R}(t) c_c dT + \dot{m}_{in} c_{in} dT + \dot{Q}_V dt \\ & \text{E} & \text{F} & \text{G} & \text{H} \end{aligned} \quad (14)$$

Die Vorgänge in einer solchen sich über der Rostlänge bewegend (bzw. in einem Batch-Reaktor über der Zeit) angenommenen Zelle lassen sich mit Gleichung (13) und (14) stichpunktartig wie folgt beschreiben:

- Der zu betrachtende Feststoff wird kalt in einen Reaktionsraum gegeben, der Wände mit sehr hoher Temperatur hat. Dies entspricht den realen Verhältnissen auf einem Rost bzw. in einem Versuchs-Batch-Reaktor, dessen Wände zuvor aufgeheizt wurden (siehe unten Versuchsanlagen).
- Bevor ein nennenswerter Kohlenstoffumsatz verbunden mit einer entsprechenden Freisetzung chemisch gebundener Energie einsetzen kann, muß eine ausreichend hohe Bilanztemperatur vorliegen. Die für die Aufheizung des Bettes und des Gases zunächst erforderliche Energie wird hier durch Strahlungswärmeübertragung von den umgebenden heißen Feuerwandwänden an die zu Beginn kalte „Zelle“ übertragen (Glied D in Gl. (14)).
- Mit steigender Temperatur nimmt die Reaktionsgeschwindigkeit über k_{eff} und damit die an den gleichzeitig steigenden Kohlenstoffumsatzstrom $\dot{m}_c(t)$ gekoppelte Freisetzung der chemisch gebundenen Energie zu (Glied B in Gl. (14) und Gl. (13)).
- Bei ausreichend hohem Umsatzstrom werden Feststoff und Gas nur noch durch die freigesetzte chemische Energie weiter aufgeheizt, was dann wiederum eine Energieübertragung vom Bett (Glieder F und G in Gl. (14)) an die Feuerwandwände zur Folge hat.
- Mit zunehmendem Kohlenstoffumsatz wird u.a. durch den Einfluß der ständig abnehmenden reaktiven Oberfläche $A_{k,c}(t)$ der Kohlenstoffumsatz selbst kleiner, was mit einer entsprechend verminderten Energiefreisetzung und damit einer Temperaturabnahme verbunden ist (Massenstrom $\dot{m}_{g,ein}$ zunächst als konstant angenommen).
- Im weiteren Verlauf ist der Vorgang über die Temperatur insbesondere von der im Bett gespeicherten Energie abhängig (Glieder F und G in Gl. (14)).

- Bei einem Brennstoff ohne bzw. mit niedrigem Inertanteil (Glied G in Gl. (14) fehlt bzw. ist sehr klein) wird die Speicherkapazität des Bettes mit fortschreitenden Kohlenstoffumsatz geringer, was zu einer entsprechend schnellen Abkühlung des Bettes durch den zugeführten kalten Reaktionsgasmassenstrom (Glied A in Gl. (14)) und damit zum Abbruch der Umsatzreaktionen bei noch relativ hohen Restkohlenstoffgehalten führen kann. Der Vorgang selbst wird unabhängig vom Umsatzgrad in der Praxis häufig auch als „Kaltblasen“ bezeichnet.
- Liegt hingegen ein Brennstoff mit einem relativ hohen (aber andererseits nicht zu großen) Inertanteil vor, so ist die in dem Bett gespeicherte Energie vergleichsweise hoch. Es wird nun deutlich länger von dem Inertanteil Energie an den durch das Bett strömenden Gasstrom abgegeben. Entsprechend länger bleibt eine hohe Reaktions-temperatur aufrechterhalten, so daß die Gefahr des „Kaltblasens“ vermindert und der in dem „heißen“ Inertbett eingebundene Kohlenstoff weiter umgesetzt wird. Der Restkohlenstoffgehalt am Ende sinkt weiter ab. Ein Inertanteil ist somit keineswegs „schädlich“ für den Restausbrand.

Diskussion der Haupteinflußgrößen

Unter Verwendung der vorstehend dargestellten Gleichungen werden nachfolgend unter dem Gesichtspunkt eines anzureichernden niedrigen Rest-Kohlenstoffgehaltes Berechnungsbeispiele diskutiert. Dabei können die zeitabhängigen Ergebnisse bei der Betrachtung einer einzelnen Rührkesselzelle (darstellbar als Batch-Reaktor) im Zusammenhang mit kontinuierlich, stationär betriebenen Rostanlagen auch wegbahnt interpretiert werden. Die in den Bildern 10 bis 12 dargestellten Berechnungsergebnisse beziehen sich auf eine zur Zeit $t=0$ auf 800°C aufgeheizte Kohlenstoffschüttung ohne Inertanteil (Vernachlässigung der Glieder D, G und H in Gl. (14)). In Bild 10 ist der Restkohlenstoffgehalt:

$$K_R(t) = \frac{\dot{m}_{c,R}(t)}{\dot{m}_{c,0}} \quad (15)$$

für verschiedene Luftmassenströme $\dot{m}_{g,ein}$ über der Zeit dargestellt. Erwartungsgemäß stellen sich mit zunehmendem Luftmassenstrom zunächst kürzere Umsatzzeiten ein.

Noch weit bevor aerodynamische Instabilitäten innerhalb der Schüttung eintreten, ergeben sich bei entsprechend hohem Luftmassenstrom jedoch am Reaktionsende hohe Restkohlenstoffgehalte (Kurve 6 in Bild 10 endet bei $K_R=0,77$). Im vorliegenden Fall setzt zwar zunächst eine Reaktion ein (Kurve 6), bei der vorgegebenen Bilanztemperatur von 800°C ist die freigesetzte Energie jedoch nicht ausreichend um den austretenden Gasmassenstrom auf diese Temperatur aufzuheizen, so daß die Reaktion nach kurzer Zeit „erlischt“. Bei der Betrachtung der in Bild 11 dargestellten zugehörigen Temperaturverläufe zeigt sich, daß die freigesetzte chemische Energie bei der Kurve 6 zu keiner Temperaturerhöhung führt und die im Bett gespeicherte

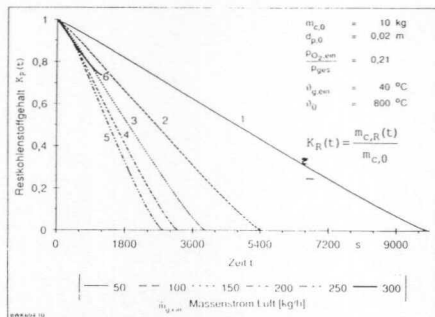


Bild 10: Berechneter Restkohlenstoffgehalt über der Zeit für eine vorgegebene Schüttung (Erklärung im Text)

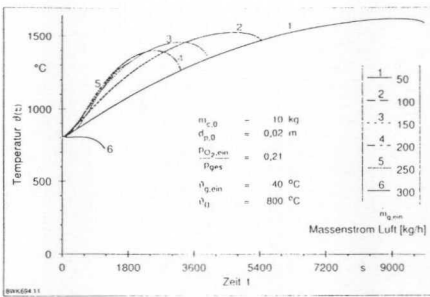


Bild 11: Berechneter Temperaturverlauf über der Zeit für eine vorgegebene Schüttung (Erklärung im Text)

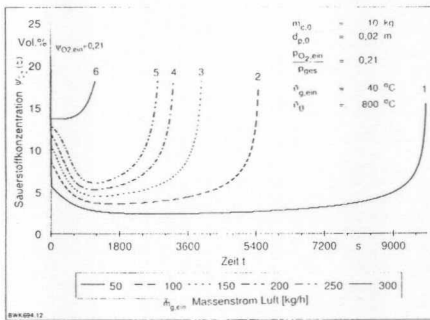


Bild 12: Berechnete Sauerstoffkonzentration über der Zeit für eine vorgegebene Schüttung

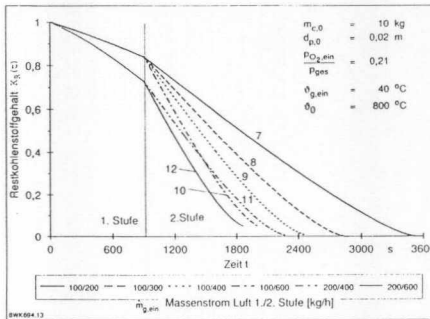


Bild 13: Berechneter Restkohlenstoffgehalt über der Zeit für eine vorgegebene Schüttung

Energie (Glied F in Gl. (14)) abnimmt, d.h. die Schüttung kaltgeblasen wird. Weiter wird aus Bild 11 erwartungsgemäß ersichtlich, daß die berechneten maximalen Bilanztemperaturen mit zunehmendem Luftmassenstrom niedrigere Werte annehmen. Das Bild 12 zeigt schließlich für die betrachteten Fälle (Bilder 10 und 11) die jeweiligen Sauerstoffkonzentrationen. Bei der angenommenen Anfangstemperatur sinkt die Sauerstoffkonzentration zu Beginn der Reaktion, wie aus Bild 12 ersichtlich, zunächst von einem Anfangswert $\psi_{O_2,em} = 0,21$ sprunghaft ab (Einstellung des Gleichgewichtes zu Beginn der Reaktion in einem Rührkessel). Für den Fall, daß die Reaktion durch einen zu hohen Luftmassenstrom „kaltgeblasen“ wird (Kurve 6), wird der anfänglich umgesetzte Kohlenstoffmassen-

strom $\dot{m}_L(t)$ kleiner und der Sauerstoffverbrauch nimmt ab. Die Sauerstoffkonzentration (Kurve 6) steigt nach dem Sprung auf den Anfangswert im Laufe der Zeit wieder an. Mit zunehmendem Kohlenstoffsatzstrom $\dot{m}_c(t)$ hingegen (Kurven 1 bis 5) ist ein erhöhter Sauerstoffverbrauch verbunden, d.h. die Sauerstoffkonzentration nimmt zunächst ab. Der bei allen Kurven gleichermaßen gegen Reaktionsende steile Anstieg der Sauerstoffkonzentration ist u.a. auf die geringe Speicherkapazität der zum Reaktionsende immer kleiner werdenden Restkohlenstoffmasse $m_{c,R}(t)$ zurückzuführen. Will man ein über der Reaktionszeit bzw. entlang des Reaktionsweges nahezu gleichbleibendes Sauerstoffniveau erreichen, kann z.B. die Luft gestuft über der Zeit (oder bzw. bei Rostsystemen über dem Reaktionsweg verteilt) zugeführt werden. Praktisch ist allerdings eine so feine Stufung bzw. Zoneneinteilung wie sie aufgrund der steilen Gradienten jeweils am Ende der in Bild 12 dargestellten Kurven erforderlich wäre schwierig zu verwirklichen. Dann kann jedoch auch eine Inertstoffanreicherung z.B. durch mitgeführte Asche in Erwägung gezogen werden, worauf weiter unten eingegangen wird.

Als nächstes wird für die vorliegende Schüttung eine Luftstufung über der Reaktionszeit betrachtet (zwei Stufen). Das Bild 13 zeigt die Ergebnisse hinsichtlich des Restkohlenstoffgehaltes. Bei den Kurven 7 bis 10 liegt in der 1. Stufe ein kleiner Unterwindstrom $\dot{m}_{g,ein} = 100$ kg/h, bei den Kurven 11 und 12 ein verdoppelter Strom $\dot{m}_{g,ein} = 200$ kg/h vor. Durch die sprunghafte Erhöhung des Luftmassenstroms in der zweiten Stufe ergibt sich zunächst eine Umsatzsteigerung. An den Kurven 10 und 12 zeigt sich jedoch die Gefahr des Kaltblasens. Die Kurve 10 endet bei einem Restkohlenstoffgehalt $K_R \approx 0,08$, die Kurve 12 bei $K_R \approx 0,10$. Für einen weiter verminderten Ausbrand (Restkohlenstoffgehalt) wäre hier noch eine dritte Stufe bzw. weitere Stufen mit angepaßtem Luftstrom erforderlich.

In Bild 14 ist der Einfluß des Inertanteils (Vergleich der Kurven 13 und 14) dargestellt. Die Modellrechnungen mit den dort dargestellten Randbedingungen zeigen bei weiterer Vernachlässigung der Glieder D und H in Gl. (14), daß bei einem Brennstoff mit Inertanteil (Kurve 14) deutlich niedrigere Restkohlenstoffgehalte als bei einem Brennstoff ohne Inertstoff (Kurve 13) auftreten. Werden neben dem Inertanteil nun zusätzlich die Wärmeübertragungsverhältnisse berücksichtigt (Kurve 15) (Glieder D und H in Gl. (14)), d.h. berücksichtigt man noch den Aufheizvorgang durch die heißen Wände, so

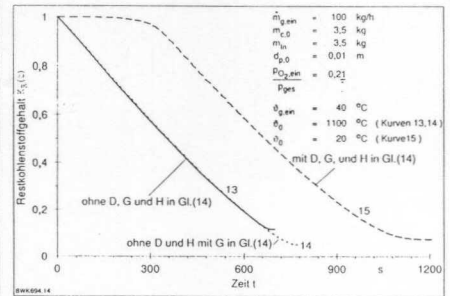


Bild 14: Berechneter Restkohlenstoffgehalt über der Zeit für eine vorgegebene Schüttung (Erklärung im Text)

ergibt sich, daß durch die Aufheizung der Beginn der Abnahme des Restkohlenstoffgehaltes entsprechend um die „Aufheizzeit“ verzögert wird. Nach Einsetzen einer Reaktion ist der Verlauf (Kurve 15) erwartungsgemäß ähnlich dem der Kurven 13 und 14, bei denen mit einer Anfangstemperatur $\theta_{f,i} = 1100$ °C begonnen wird (Kurve 15 beginnt mit einer Anfangstemperatur $\theta_{f,i} = 20$ °C). Das Bild 15 zeigt für die Verhältnisse des Bildes 14 die zugehörigen Temperaturverläufe. Hier wird der bereits beschriebene positive Einfluß von nicht zu hohem Inertanteil nochmals hervorgehoben. Die Berücksichtigung der Wärmeübertragung von den heißen Wänden (Kurve 15) zeigt zunächst den Aufheizvorgang beginnend bei 20 °C. Bei $\theta = 800$ °C steigt dann der Reaktionskoeffizient soweit an,

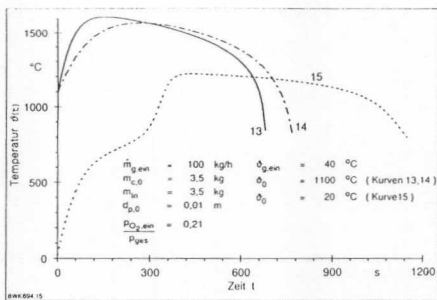


Bild 15: Berechnete Temperaturverläufe über die Zeit für eine vorgegebene Schüttung (Erklärung siehe Text)

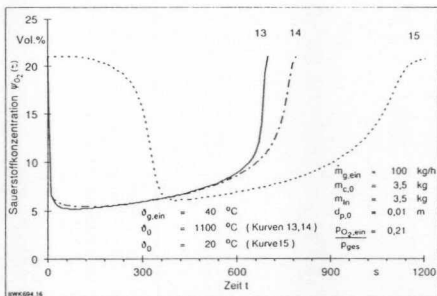


Bild 16: Berechnete Sauerstoffkonzentration über die Zeit für eine vorgegebene Schüttung (Erklärung im Text)

daß die Schüttung sich nunmehr durch Brennstoffumsatz schnell weiter aufheizt. Die Berücksichtigung der Glieder D , G und H in Gleichung (14) zeigt folgerichtig in der Hauptverbrennungszone eine gegenüber adiabaten Bedingungen (Kurven 13 und 14) niedrigere maximale Bilanztemperatur. Ein Teil der während der Hauptverbrennungsphase in dem Inertanteil der Schüttung und in den Feuerraumwänden gespeicherten Energie wird in der Ausbrandphase wieder an das Bett abgegeben, was zu einem entsprechend langsameren Temperaturabfall führt (Kurve 15). Die für die drei Fälle der Kurven 13, 14 und 15 sich ergebenden Sauerstoffkonzentrationen sind in Bild 16 dargestellt. Ein steiler Anstieg der Sauerstoffkonzentration gegen Ende deutet die „Gefahr des Kaltblasens“ der Schüttung an. Man erkennt durch die verschiedenen Maßnahmen wie dieser Gradient abnimmt.

Experimentelle Untersuchungen

Wie bereits einleitend erwähnt, ist davon auszugehen, daß Rostsysteme in Zukunft nicht nur im Bereich der Restmüllentsorgung, sondern auch im Zusammenhang mit der thermischen Behandlung von speziellen Rückständen aus einzelnen Industriebranchen (z.B. Fangstoffe aus der Papierindustrie, Leder-rückstände usw.) an Bedeutung gewinnen werden. Aufgrund der jeweils unterschiedlichen stofflichen Eigenschaften sind hierzu eine Reihe von Untersuchungen im Hinblick auf eine optimale Prozeßführung erforderlich. Die vorstehenden einfachen Modellansätze sollen in Verbindung mit geeigneten Versuchen dazu dienen, die für Optimierungs-, Scale-up-Fragen, usw. benötigten „summenkinetischen Daten“ wie z.B. k_{H_2O} für

den jeweils betrachteten Stoff zu ermitteln. Für das Modell bedeutet dies die Ermittlung von geeigneten „Anpassungsparametern“. Die Versuche dienen darüber hinaus dazu, zu prüfen, ob die einfachen gewählten Modellansätze im Hinblick auf die Nachbildung von Feststoffumsatzverläufen usw. tragfähig genug sind (Nachbildung von Feststoffumsatzverläufen usw.).

Zunächst müssen zur Ermittlung von effektiven Reaktionskoeffizienten bzw. sogenannten „summenkinetischen“ Daten in Abhängigkeit von der Temperatur, dem Sauerstoffpartialdruck usw. Untersuchungen in einer Thermowaage und in einem diskontinuierlich betriebenen Rost (Batch-Reaktor) durchgeführt werden. Die Methode, den Feststoffumsatz über der Zeit in einem solchen Batch-Reaktor zu untersuchen, hat sich bereits als geeignet erwiesen [2] und wird heute nach wie vor angewendet [z.B. 45; 46]. Der Feststoffumsatz über der Zeit kann dabei über eine angemessene Transportgeschwindigkeit des Rostes einem Ort entlang des Reaktionsweges zugeordnet werden. Es ergeben sich durch die Versuche erste Aussagen bezüglich einer geeigneten Luftstufung über der Rostlänge, der Wirksamkeit einer Sauerstoffanreicherung, bzw. der Rückführung von Abgas, einer Inertstoffanreicherung usw.. Den sche-

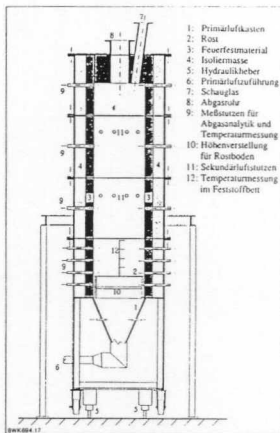


Bild 17: Schematische Darstellung einer diskontinuierlich betriebenen Rost-Versuchsanlage (Batch-Reaktor)

matischen Aufbau der hier verwendeten Versuchsanlage zeigt das Bild 17. Bevor die Rostrotore mit dem entsprechenden Modellbrennstoff unter den Feuerraum geschoben werden, muß dieser entsprechend aufgeheizt werden. Zu Beginn des Versuches ist der kalte Brennstoff von heißen Feuerraumwänden umgeben und die Zündung wird, ähnlich wie in Rostfeuerungen, hauptsächlich durch die Strahlungsenergie der Feuerraumwände bzw. des Zündgewölbes eingeleitet. Das Reaktionsgas wird von unten (Unterwind) bzw. über die Sekundärluftstruten zugeführt. Dabei ist sowohl die Einstellung bestimmter Sauerstoffkonzentrationen als auch eine Vorwärmung des Unterwindes möglich. Ein Teil der in der Hauptverbrennungszone freigesetzten Reaktionswärme wird, nachdem die Reaktionstemperatur die Wandtemperatur überschritten hat, auch in den Feuerraumwänden gespeichert und im Bereich der Ausbrandzone (Versuchsende bzw. Rostende) wiederum zum Teil dem Reaktionsbett zugeführt. Der Umsatzverlauf über der Zeit kann u.a. anhand der Abgaszusammensetzung (insbesondere O_2 , CO , CO_2 , H_2 , CH_4), der Temperatur im Brennstoffbett sowie der verbleibenden Reststoffe analysiert werden. Beispielfaß sind im Zusammenhang mit den vorstehenden Modellbetrachtungen die experimentell ermittelten Temperaturverläufe im Brennstoffbett sowie die zugehörigen Sauerstoffkonzentrationen für eine Steinkohle ohne und mit Inertstoffzugabe (Keramikkugeln) in den Bildern 18 und 19 dargestellt. Die experimentellen Untersuchungen bestätigen den durch die vereinfachten Modellüberlegungen vorhergesagten Einfluß der Speicherkapazität eines Inertbettes. Wie aus Bild 18 ersichtlich, nimmt die Betttemperatur im Fall einer Inertstoffanreicherung zwar niedrigere Werte an als bei einem reinen Brennstoff, der Temperaturgradient am Reaktionsende ist jedoch vergleichs-

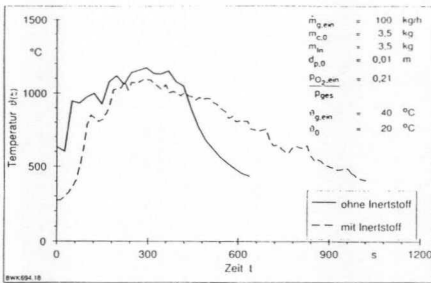


Bild 18: Experimentell ermittelter Temperaturverlauf über der Zeit für einen Feststoffumsatz mit Inertanteil (Keramik-Kugeln) und ohne Inertanteil

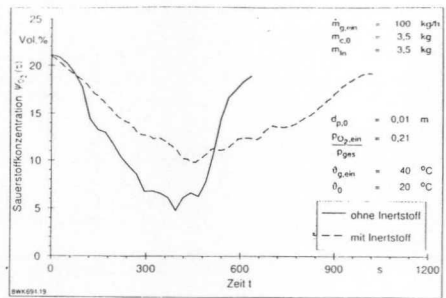


Bild 19: Experimentell ermittelter Verlauf der Sauerstoffkonzentration über der Zeit für eine vorgegebene Schüttung mit Inertanteil (Keramik-Kugeln) und ohne Inertanteil

weise flacher. Bei gleichem Luftmassenstrom ist die Sauerstoffkonzentration bei dem Versuch mit reinem Brennstoff in der Hauptverbrennungsphase geringer als bei dem Versuch mit Inertstoffanreicherung, was auf den entsprechend größeren umgesetzten Kohlenstoffmassenstrom in der Hauptverbrennungsphase hinweist. Der steile Anstieg der Sauerstoffkonzentration am Ende der Reaktion zeigt, daß der Umsatzstrom sehr schnell zurückgeht. Im Fall einer Inertstoffanreicherung steigt die Sauerstoffkonzentration dagegen sehr viel langsamer. Der Restkoks hat nun in dem heißen Bett mehr Zeit, um sich weiter umzusetzen.

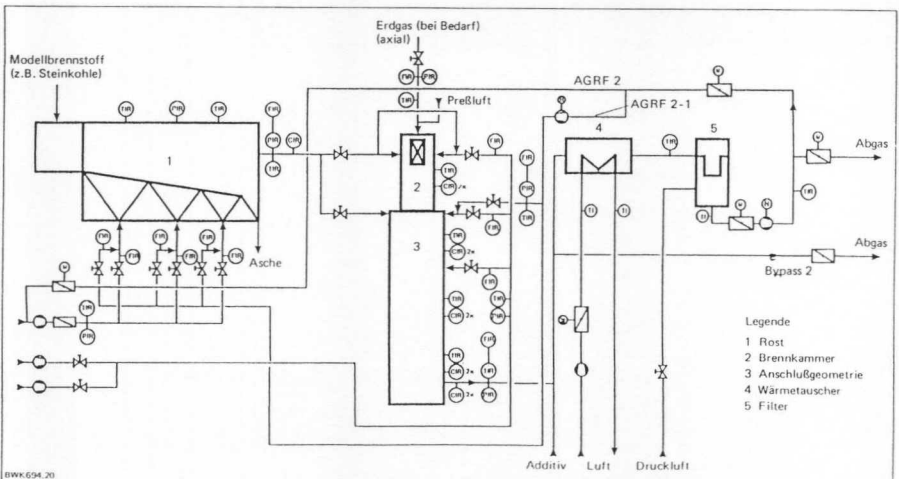
Mit solchen relativ einfachen Versuchen in einem Batch-Reaktor gewinnt man erste Erkenntnisse über das zeitliche Verhalten des eingesetzten Stoffes. Es sind relativ schnell die Einflüsse von Betthöhe, Brennstoff, Inertmaterial, Luftstufung (Sauerstoffanreicherung), usw. zu ermitteln. Damit werden zeitaufwendige und umfangreiche Versuche in der nächsten, übergeordneten Versuchsanordnung einer Pilotanlage mit kontinuierlich betriebemem Rost zwar nicht ersetzt; es wird jedoch die Versuchszahl in einer solchen Pilotanlage erheblich reduziert. *Bild 20* zeigt das Schema einer Pilotanlage (thermische Leistung ca. 0,5 MW), die neben dem eigentlichen Rost noch zusätzlich eine Nachverbrennungsanlage beinhaltet. Die Nachverbrennung selbst kann wieder entsprechend einer eigenständigen Feuerung für gasförmige, flüssige und staubförmige Stoffe betrieben werden.

Ausblick

Im vorangegangenen ist dargestellt wie auf vereinfachte Weise der Feststoffumsatz auf dem Rost betrachtet werden kann, wenn für den vorliegenden Stoff nur wenig Daten bekannt sind. Die dargestellten Überlegungen sind dabei nur ein erster Schritt zur Beschreibung des Gesamtvorganges. Insbesondere ist neben der Durchführung zahlreicher Versuche künftig noch eine Erweiterung durch folgende Teilaspekte notwendig

- Anhand eines geeigneten Tracers sind Verweilzeitmessungen sowohl im „kalten“ als auch im „heißen“ Betrieb eines betrachteten kontinuierlichen Rostes durchzuführen, um Aufschlüsse zu erhalten, wieviel Rührkesselselemente entlang des Reaktionsweges (Rostlänge) (siehe Bild 7) mindestens für eine tragfähige Beschreibung des Vorganges auf dem jeweils vorliegendem Rost erforderlich sind.
- Dem bislang nur betrachteten Vorgang des Feststoffumsatzes von angenommenem Restkoks in Anwesenheit von Asche (Inertstoff) sind die Teilschritte Trocknung und Entgasung mit entsprechend einfachen Ansätzen vorzuschalten.

Bild 20: Schematische Darstellung einer kontinuierlich betriebenen Rost-Versuchsanlage mit unabhängiger Nachverbrennung



c) Längs des Reaktionsweges (Rostlänge) sind insbesondere

- die Teilmassenströme des Reaktionsgases (Unterwind),
 - der Sauerstoffpartialdruck des zugeführten Reaktionsgases,
 - die Verweilzeit in den einzelnen Rostzonen (durch unterschiedliche Geschwindigkeiten der Bewegung der Rostelemente)
- variabel zu gestalten, da sie die Haupteingriffsmöglichkeiten bei einem vorgegebenen Rückstandsstrom sind.

d) Die Integration der aus allen Rührkessel-Elementen auf dem Rost austretenden Abgaströme ergibt dann den gesamten Abgasstrom, der in die Nachverbrennung strömt.

e) Die Vorgänge auf dem Rost müssen mit der Nachverbrennung (Punkt d)) zu einem Modell einer gesamten Rostfeuerung vereinigt werden.

f) Die Punkte a) bis e) sind nicht nur für einen überstöchiometrischen Betrieb auf dem Rost, sondern auch für stark unterstöchiometrische Verhältnisse, d.h. für die Vergasung, zu behandeln.

Literaturangaben

- [1] Nusselt, W.: Die Vergasung und Verburnnung auf einem Rost. Zeitschrift des VDI, Bd. 60, Nr. 6, 5. Februar 1916
- [2] Werkmeyer, H.: Versuche über den Verbrennungsverlauf bei Steinkohlen mittlerer Korngrößen. Dissertation TH Hannover, 1932
- [3] Marcard, W.: Rostfeuerungen. VDI-Verlag GmbH, Berlin, 1934
- [4] Rosin, P.; Kasper, H.-G.; Fehling, R.: I Die Zündung fester Brennstoffe auf dem Rost. II Untersuchungen über das Zündverhalten. Berichte der Technisch-Wirtschaftlichen Sachverständigenausschüsse des Reichskohlenrates. Berlin, 1935
- [5] Traustel, S.: Verbrönnung, Vergasung und Verschlackung. Dissertation TH Berlin, 1939
- [6] Scholz, R.; Schultenborg, F.; Beckmann, M.: Kriterien zur Beurteilung thermischer Behandlungsverfahren für Rückstände. VDI Berichte Nr. 1033, 1993
- [7] Martin, J.: Der Martin-Rückschubrost. Produktbeschreibung, 1933
- [8] Scholz, R.; Beckmann, M.: Möglichkeiten der Verbrennungsführung bei Restmüll in Rostfeuerungsanlagen. VDI Berichte 895, 1991
- [9] Scholz, R.; Schopf, N.: General Design Concept for Combustion Processes for Waste Fuels and some Test Results of Pilot Plants. Proceedings of "The 1989 Incineration Conference". Knoxville, USA, 1989
- [10] Scholz, R.; Beckmann, M.; Horn, J.; Busch, M.: Thermische Behandlung von stückigen Rückständen - Möglichkeiten der Prozeßführung im Hinblick auf Entsorgung und Wertstoffrückgewinnung. Brennstoff-Wärme-Kraft (BWK) 44 (1992) Nr. 10, S. M22 - M37
- [11] Krenner, H.; Scholz, W.: Reduzierung der NO_x-Emissionen von Kohlenstaubflammen durch Stufenverbrennung. VDI Berichte Nr. 574
- [12] Jeschar, R.; Scholz, R.; Schopf, N.; Klöpffer, G.: Schadstoffarme Verbrennung in einem Drahtbrennkammersystem. Die Industrieheizung 38 (1986)
- [13] Hasberg, W.; Römer, R.: Organische Spurenschlackstoffe in Brennräumen von Anlagen zur thermischen Entsorgung. Chem.-Ing.-Technik 60 (1988)
- [14] Kolb, T.; Sybon, G.; Leuckel, W.: Reduzierung der NO_x-Bildung aus brennstoffgebundnem Stickstoff durch gestufte Verbrennungsführung. 6. TEC-FLAM-Seminar, Oktober 1990, Heidelberg
- [15] Scholz, R.; Jeschar, R.; Schopf, N.; Klöpffer, G.: Prozeßführung und Verfahrenstechnik zur schadstoffarmen Verbrennung von Abfällen. Chem.-Ing.-Techn. 62 (1990) Nr. 11
- [16] Kolb, T.: Minderung der NO_x-Emissionen technischer Feuerungen durch dreistufige Verbrennung. Dissertation Universität Karlsruhe, 1990
- [17] Malek, C.; Scholz, R.; Jeschar, R.: Vereinfachte Modellierung der Stickstoffabfuhrbildung unter gleichzeitiger Berücksichtigung des Ausbrandes bei einer Stauffeuerung. VDI Berichte Nr. 1090, 1993

- [18] Rummeler, E.; Alberti, M.J.: Technologie und Chemie der Braunkohlenverwertung. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1962
- [19] Heck, v., K.H.; Jämgren, H.; Peters, W.: Kinetik nicht isotherm ablaufender Reaktionen am Beispiel thermischer Zersetzungreaktionen. Berichte der Bunsengesellschaft, Bd. 71, Nr. 1, 1967
- [20] Rohstoff Köhle, Eigenschaften-Gewinnung-Veredlung. Verlag Chemie, Weinheim, N.Y., 1978
- [21] Mohiuddin, G.M.: Zünd- und Löschvorgänge bei der Verbrennung einzelner Kohlenstoffpartikel. Dissertation RWTH Aachen, 1980
- [22] Bilutskiy, H.H.; Marek, M.: Grundlagen der Pyrolyse von Rostoffen. In: Thomé-Kozmienski: Pyrolyse von Abfällen. EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH, Berlin, 1985
- [23] Zelkowsky, J.: Kohleverbrennung. VGB-Kraftwerkstechnik GmbH, Essen, 1986
- [24] Volborth, A.: Coal Science and Chemistry. Elsevier, Amsterdam-Oxford-New York-Tokyo, 1987
- [25] Solomon, P.R.; Hamblin, D.G.; Geavunglo, M.R.; Serio, M.A.; Deshpande, G.V.: Models of Tar Formation During Coal Dewaterification. Combustion and Flame 71 (1988)
- [26] Fletscher, T.M.: Time-Resolved Particle Temperature and Mass Loss Measurements of a Bituminous Coal During Devolatilization. Combustion and Flame 78 (1989)
- [27] Specht, E.: Kinetik der Abbaureaktionen. Habilitation TU Clausthal, 1993
- [28] Levenspiel, O.: Chemical Reaction Engineering. John Wiley and Sons, New York, 1972
- [29] Laurentien, N.M.: Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion. Prog. Energy Combustion Sci., Vol. 4, 1978
- [30] Levy, A.R.: Die Verbrennung auf dem Rost. Dissertation TH Berlin, 1933
- [31] Arend, W.: Untersuchungen über das aerodynamische Verhalten nichtbakterkender Kohle auf Wandrostern. Dissertation TH Hannover, 1933
- [32] Rosin, P.; Rummeler, E.: Die Durchzündung beim Wandroster. Archiv für Wärmewirtschaft, 1932, H. 5
- [33] Tanner, E.: Der Temperaturverlauf im Brennstoffbett und im Rost bei der Verbrennung von Steinkohle. Dissertation TU Darmstadt, 1933
- [34] Carman, E.P.; Graf, E.G.; Corey, R.C.: Combustion of solid fuels in thin beds. United States Government Printing Office, Washington, 1957
- [35] Shieh, W.-S.; Essenhigh, R.H.: Combustion of Computer Cards in a Continuous Test Incinerator: A Comparison of Theory and Experiment. Proceedings of National Incinerator Conference, New York, 1972
- [36] Klöse, E.; Tautz, W.: Mathematische Modellierung der Festbett-Druck-Vergasung. Energietechnik 26 (1976)
- [37] Mengis, W.; Scholz, S.: Mathematische Modellierung des stationären und dynamischen Verhaltens des Lurgi-Druckvergasers unter Berücksichtigung der Kohleschwelung. Chem.-Ing.-Techn. MS 1208184
- [38] Köppler, R.: Partikelmodell für die Braunkohlenvergasung-Ermittlung der Transportparameter. Freiburger Forschungshefte A 735, 1986
- [39] Raupenstrauch, H.: Ein Beitrag zur Computersimulation reagierender Schutzschichten. Dissertation TU Graz, 1991
- [40] Behrendt, T.: Thermodynamische Modellierung des Betriebsverhaltens von Hausmüllverbrennungsanlagen am Beispiel TAMARA. VDI Fortschrittsberichte Reihe 25, Nr. 99, (1992)
- [41] Reimann, D.O.: Zeigenhafte Restabfallverbrennung. Schriftenreihe: Umweltschutz, Bamberg, 1993
- [42] Graber, T.; Thomé-Kozmienski, K.J.: Modell zur Verbrennung auf dem Rost. Abfallwirtschafts Journal 5 (1993) Nr. 10
- [43] VDI-Wärmetatals VDI-Verlag, Düsseldorf, 1988 +
- [44] Dittrich, H.; Jeschar, R.; Petersen, V.: Mathematisches Modell zur Berechnung von Öfen mit Deckenheizung und Vergleich mit Messungen. VDI Berichte 246, 1975
- [45] Starley, G.P.; Bradshaw, W.F.; Carrel, C.S.; Pershing, D.W. and Martin, G.B.: The Influence of Bed-Region Stoichiometry on Nitric Oxide Formation in Fixed-Bed Coal Combustion. Combustion and Flame 59 (1985)
- [46] Brem, G.; Gort, R.: Characteristics of MSW combustion in a laboratory gas furnace. VDI Berichte 1090, 1993
- [47] Scholz, R.; Jeschar, R.; Malek, C.; Tautz, O.: Betriebserfahrung zur Schwefelbindung auf dem Rost eines Müllheizkraftwerkes. Forum Städte-Hygiene 41 (1990) Nr. 6

BWK 694