

Modellvorstellungen zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostfeuerungen

M. Beckmann^{*)}, R. Scholz^{**)}

Zusammenfassung

Die thermische Stoffbehandlung mit Hilfe des Apparates "Rost" bzw. eines Rostsystemes zählt seit Jahrzehnten zum Stand der Technik. Dennoch ist das Potential im Hinblick auf eine Prozeßoptimierung insbesondere aufgrund der zahlreichen Eingriffsmöglichkeiten zur Steuerung der sog. Haupteinflußgrößen entlang des Rostweges noch nicht ausgeschöpft:

- Bei einer heute üblichen überstöchiometrischen Betriebsweise (Verbrennung) ergeben sich zunächst durch eine deutlichere Trennung der Prozeßschritte:

- Feststoffumsatz auf dem Rost und
- Nachverbrennung der im Rostprozeß erzeugten Gase

wesentlich mehr Freiheitsgrade für die Optimierung von Teilaufgaben (Verringerung des Restkohlenstoffgehaltes am Rostende, Reduzierung der CO- und C_xH_y -Konzentrationen im Abgas usw.).

- Bei einer solchen sog. getrennten Prozeßführung besteht darüber hinaus die Möglichkeit, den Rost als Vergaser zu betreiben. Diese Betriebsweise ist heute noch nicht verwirklicht. Durch Versuche im Pilotmaßstab zeigt sich jedoch, daß dabei:

- + zunächst ebenso wie bei der überstöchiometrischen Fahrweise ein nahezu vollständiger Ausbrand der Reststoffe am Rostende erreicht werden kann,
- + die Abgasmassenströme jedoch deutlich weiter reduziert werden können,
- + Brenngase erzeugt werden, die einen eigenständigen, unabhängig vom Rostprozeß optimierbaren Nachverbrennungsprozeß zulassen (was gleichzeitig bedeutet, daß in dem Nachverbrennungsprozeß keine Zusatzenergie erforderlich ist).

- Schließlich kann man künftig bei einer getrennten Prozeßführung auch daran denken, Rostsysteme z.B. im Zusammenhang mit einem Vergasungsbetrieb zur Wertstoffrückgewinnung einzusetzen. Die Prozeßbedingungen können dabei in dem ersten Prozeßabschnitt entlang des Rostweges jeweils so abgestimmt werden, daß sich die Wertstoffe am Rostende unabhängig von den während des Prozesses entstehenden Gasen abziehen lassen.

- Die mathematische Modellierung des Prozesses ist u.a. zur Beschreibung von versuchstechnisch häufig sehr schwierig zugänglichen Vorgängen und Zusammenhängen in Verbindung mit den Aufgabenstellungen der Projektierung und der Optimierung von Prozeßführungen erforderlich. Die Modellierung sollte allgemein zur Beschreibung thermischer Behandlungsprozesse (auch Übertragung auf andere Apparate wie z.B. Drehrohre, Schachtreaktoren usw.) geeignet

*) Dipl.-Ing. Michael Beckmann,

Clausthaler Umwelttechnik Institut GmbH (CUTEC),
38678 Clausthal-Zellerfeld, Berliner Straße 2

**) Prof. Dr.-Ing. Reinhard Scholz,

Institut für Energieverfahrenstechnik der TU Clausthal,
38678 Clausthal-Zellerfeld, Agricolastraße 4

sein, um z.B. im Rahmen von Sachbilanzen vergleichende Betrachtungen und Bewertungen verschiedener Verfahren durchführen zu können.

Vor diesem geschilderten Hintergrund wird in dem vorliegenden Beitrag aufbauend auf [1] (Bilder 1 bis 5) ein mathematisches Modell für den Kohlenstoffumsatz in einer Rostfeuerung vorgestellt, das die wesentlichen Haupteinflußgrößen wie z.B. Sauerstoffpartialdruck, Temperatur, Verweilzeit, Vermischungsverhalten (Reaktorverhalten) und Zusatzstoffe berücksichtigt. Das hier am Beispiel einer Rostfeuerung dargestellte mathematische Modell kann vom Ansatz her mit entsprechenden Modifikationen (z.B. für die Feststoffbewegung und für die Bettdurchströmung) auch auf andere Apparate wie z.B. Drehrohre, Schachtreaktoren usw. übertragen werden.

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 zunächst 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 sog. effektive bzw. verschiedene Teilvorgänge zusammenfassende Gesamttransport- bzw. Gesamtaustauschgrößen usw.) zu beschreiben, wie sie sich u.a. bei der Nachbildung von so komplexen Mechanismen wie der Wärmeübertragung zwischen einer Vielzahl von Körpern in Industrieöfen durchgesetzt haben. Der Vorteil solcher vereinfachten Betrachtungen ist u.a. darin zu sehen, daß die für den Betrieb wesentlichen 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.

In diesem Zusammenhang wird weiter über experimentelle Untersuchungen an einem diskontinuierlich betriebenen Rost (Batch- Reaktor) und in einer Pilotanlage (Rückschubrost) berichtet.

Aus den Versuchen an einem Batch- Reaktor und den Modellrechnungen gewinnt man relativ schnell erste Erkenntnisse über das Abbrandverhalten des eingesetzten Stoffes, insbesondere in Abhängigkeit von verschiedenen Luftstufungen. Damit werden zeitaufwendige und umfangreiche Versuche in einer Pilotanlage zwar nicht ersetzt, es wird jedoch die Versuchsanzahl in einer solchen Pilotanlage erheblich reduziert. Darüber hinaus besteht u.a. die Zielstellung, für unbekannte Einsatzstoffe (z.B. Restmüll) mit Hilfe des mathematischen Modells Projektierungen und Betriebsoptimierungen zu ermöglichen.

1. Haupteinflußgrößen und Prozeßführung in Rostsystemen

Im Bereich der thermischen Rückstandsbehandlung wird in der Regel auf Hochtemperaturverfahren aus den Bereichen Energieumwandlung und Industrieofentechnik und die zugehörigen Bausteine sowie Apparate zurückgegriffen.

Die wesentlichen Haupteinflußgrößen für diese stofflichen Umwandlungsprozesse sind in Bild 1 zusammengefaßt [1]. Neben dem Niveau der betrachteten Einflußgrößen sind im Hinblick auf eine Optimierung der jeweiligen Teilprozesse auch die Verteilungen der Größen entlang des Reaktionsweges bzw. über der Reaktionszeit wichtig. Die Möglichkeiten zur Steuerung der Haupteinflußgrößen sind u.a. apparatespezifisch. Für die im Zusammenhang mit der thermischen Behandlung von Rückständen in Frage kommenden Apparate, wie z.B.:

- Drehrohre,
- Rostsysteme,
- Etagenöfen,
- Wirbelschichtreaktoren,
- Durchlauföfen,
- Schachtreaktoren und
- Brennkammersysteme

sind diese Möglichkeiten z.B. in [2] behandelt worden.

An dieser Stelle sei jedoch kurz auf die Prozeßführung und die Möglichkeiten zu deren Beeinflussung bei Rostsystemen eingegangen.

Rostsysteme gehören seit Jahrzehnten zum Stand der Technik. Die im Zusammenhang mit der Energieumwandlung z.B. entwickelten Rückschubrost- [z.B.3], Vorschubrost-, Walzenrost-, Wanderrostsysteme usw. [z.B.4] 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. 5]. 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 aus dem Rostprozeß stammenden heißen Gase müssen dann in einem zweiten Prozeßabschnitt nachverbrannt werden.

Als Einsatzstoffe kommen bei Rostfeuerungen in der Regel stückige Stoffe, in Verbindung mit einem Feststoff- oder Inertbett (Zusatzstoffe) aber auch pastöse Stoffe in Frage.

Der Feststoffumsatz in Rostsystemen kann grob in die Teilprozesse

- Trocknung,
- Entgasung,
- Vergasung und
- "Restausbrand" des Feststoffes

aufgeteilt werden (Bild 2).

Aufgrund der Unterteilung in mehrere, hinsichtlich der Reaktionsgaszufuhr und Rosttransportbewegung voneinander getrennte Zonen entlang des Reaktionsweges (Rostlänge) sind zur Beeinflussung der einzelnen Teilprozesse ausreichend Möglichkeiten vorhanden. Eine Zusammenstellung bezüglich des Niveaus und der Steuerungsmöglichkeiten der vorstehend genannten Haupteinflößen ist in Bild 3 enthalten.

2. Allgemeines zum Feststoffumsatz in Rostsystemen

Eine Übersicht bezüglich wichtiger experimenteller und theoretischer Untersuchungen zum Feststoffumsatz in Rostfeuerungen wurde bereits in Verbindung mit den Darstellungen in [1] gegeben. Es sei an dieser Stelle deshalb nur zusammenfassend bemerkt, daß ein großer Teil der Arbeiten in den Jahren vor 1940, insbesondere unter den Fragestellungen einer stabilen Zündung und Verbrennung, einer Erhöhung der spezifischen Rost- und Feuerraumbelastung sowie Erhöhung des feuerungstechnischen Wirkungsgrades durchgeführt wurden [z.B. 4, 6 bis 13]*). Erst im Zusammenhang mit der thermischen Behandlung von Rückständen besteht erneut ein Interesse, die einzelnen Feststoffumwandlungsprozesse auf einem Rost detaillierter zu untersuchen und im Sinne mathematischer Modelle zu beschreiben [z.B. 14 bis 20]*).

Für den Fall einer bewegten Schüttung muß neben der Beschreibung des Feststoffumsatzes an einem bestimmten Ort im Brennstoffbett auch die Bewegung des Bettes selbst berücksichtigt werden. Eine mathematische Beschreibung des Feststoffumsatzes innerhalb einer Verbrennungseinrichtung ist häufig dadurch erschwert, daß die Basisdaten für die einzelnen Teilvorgänge wie z.B.:

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

nicht ausreichend verfügbar sind bzw. wiederum nur über empirische Ansätze angenähert werden können. Vor diesem Hintergrund ist es oftmals zweckmäßig, die Zusammenhänge des realen Prozesses mit vereinfachten Modellansätzen (z.B. über sog. summenkinetische Daten) zu beschreiben. Inwieweit solche Ansätze tragfähig genug sind, muß sich dann durch experimentelle Untersuchungen erweisen.

*) Auszug aus der in [1] aufgeführten und diskutierten Literatur

3. Modellvorstellungen

Bei der Entwicklung eines solchen vereinfachten Modellansatzes wird hier von folgenden Grundgedanken ausgegangen.

- Das Brennstoffbett wird abhängig vom Rosttyp, d.h. der Bewegungen der Rostelemente, mehr oder weniger intensiv durchmischt. Insgesamt läßt sich das Verweilzeitverhalten bei Rostsystemen durch eine Hintereinanderschaltung mehrerer Rührkessel-Elemente annähern (Bild 4a).
- Betrachtet man ein einzelnes Rührkessel-Element als sog. außenstehender Beobachter über der Zeit unter der Annahme, daß das Bett zunächst nur aus Kohlenstoff und Inertstoff besteht, so führt ein von unten zugeführter Reaktionsgasmassenstrom $m_{g, \text{ein}}$ (Unterwind), abhängig von den jeweils vorherrschenden Reaktionsbedingungen (z.B. Temperatur, Sauerstoffpartialdruck, reaktive Oberfläche), zu einer entsprechenden Freisetzung des fixen Kohlenstoffes (Bild 4b). Abhängig von der Höhe der infolge Kohlenstoffumsatzes freigesetzten chemischen Reaktionsenthalpie, der Höhe des aufzuheizenden eintretenden Reaktionsgasmassenstroms, der Speicherkapazität des Bettes und je nach Wärmeübertragungsverhältnissen (Zufuhr bzw. Verluste) stellt sich eine entsprechende Bilanztemperatur für die betrachtete Zelle ein (Bild 4c).
- Bezüglich des umzusetzenden Kohlenstoffmassenstroms wird ein Ansatz, in den neben den Haupteinflußgrößen wie z.B. Sauerstoffpartialdruck ein effektiver, bestimmte Vorgänge zusammenfassender Reaktionskoeffizient einfließt, gewählt.
- Zur Ermittlung von effektiven Reaktionskoeffizienten bzw. sog. "summenkinetischen" Daten werden in einem Batch-Reaktor (Bild 5a):
 - zunächst für Grundlagenuntersuchungen, Versuche mit verschiedenen Modellbrennstoffen (Braunkohle mit unterschiedlichen Inerstoffanreicherungen) und
 - später für praxisnahe Untersuchungen, Versuche mit realen Rückständen aus verschiedenen Industriebereichen (z.B. Restmüll, Althölzer, Fangstoffe aus der Papierindustrie, Rückstände aus der Lederindustrie usw.)durchgeführt. Die Abmessungen dieses Batch-Reaktors liegen in der gleichen Größenordnung wie die in einem nächsten Schritt bei der Beschreibung eines kontinuierlichen Rostes anzunehmender Zellen (vgl. Bild 4a).
- Aus der Hintereinanderschaltung mehrerer Zellen mit einem, abhängig vom Rosttyp, durch die Rostbewegung erfolgenden Feststoffaustausch zwischen den Zellen kann man einen integralen Wert beispielsweise für die Abgastemperatur und die Sauerstoffkonzentration im Abgasstrom ermitteln.
- Die theoretisch bestimmten Werte sind dann experimentell z.B. an einer Pilotanlage (Bild 5b) sowohl für stationäre als auch für instationäre Betriebsfälle hinsichtlich ihrer "Tragfähigkeit" zu überprüfen.
- Bezüglich weiterer Teilaspekte im Zusammenhang mit der Beschreibung des Feststoffumsatzes bei Rückständen sei auf den Abschnitt 4. Ausblick verwiesen.

3.1 Zellenmodell

Wie bereits erwähnt und in [1] ausführlicher beschrieben, wird in einem ersten Schritt ein Modellansatz für ein Rührkessel-Element betrachtet. Aus den voranstehenden Überlegungen ergibt sich für eine solche Zelle die Massenbilanz (vgl. Bild 4b):

$$\dot{m}_{g,\text{ein}} dt + \dot{m}_c(t) dt = \dot{m}_{g,\text{aus}} dt + dm_{g,\text{aus}} \quad (1)$$

und die Energiebilanz (vgl. Bild 4c):

$$\begin{aligned} \dot{m}_{g,\text{ein}} c_{p,g,\text{ein}} (T_{g,\text{ein}} - T_0) dt + \dot{m}_c(t) (-\Delta h_{\text{ch}}) dt + \dot{m}_c(t) c_c (T - T_0) dt + \dot{Q}_S dt = \\ \dot{m}_{g,\text{aus}} c_{p,g,\text{aus}} (T - T_0) dt + m_{c,R}(t) c_c dT + m_{\text{In}} c_{\text{In}} dT + \dot{Q}_V dt \end{aligned} \quad (2).$$

Bezüglich des Kohlenstoffumsatzes wird ein Ansatz, in den die reaktive Oberfläche, ein effektiver Reaktionskoeffizient und die Sauerstoffkonzentration einfließen, verwendet:

$$\dot{m}_c(t) = M_c A_{K,a}(t) k_{\text{eff},a}(t) \frac{p_{\text{O}_2}(t)}{R T(t)} \quad (3),$$

mit

$$k_{\text{eff},a} = \frac{1}{\frac{1}{\beta} + \frac{1}{2k_{\text{ch},a}}} \quad (4)$$

und

$$k_{\text{ch},a} = k_{\text{max},a} \exp \left[-\frac{E_{A,a}}{R T} \right] \quad (5).$$

Es wird u.a. davon ausgegangen, daß der Kohlenstoff mit einem äquivalenten Kugeldurchmesser getrennt von dem Inertstoff vorliegt und daß das Lückenvolumen konstant bleibt. Damit kann die reaktive Oberfläche abhängig von dem Umsatz beschrieben werden.

Für den Fall, daß der Kohlenstoff vollständig zu Kohlendioxid umgesetzt wird, erhält man dann zusammen mit der Sauerstoffbilanz für $\dot{m}_c(t)$:

$$\dot{m}_c(t) = m_{c,0} \left(\frac{1}{k_{\text{eff},a}(t, T)} \frac{d_{\text{aq},0} \rho_p}{6} \left(\frac{m_{c,0}}{m_{c,R}(t)} \right)^{\frac{2}{3}} \frac{R T(t)}{M_c \rho_{\text{ges}}} + \frac{M_{\text{O}_2} \rho_{g,\text{ein}} m_{c,0}}{M_c \rho_{\text{O}_2,N} \dot{m}_{g,\text{ein}}} \right)^{-1} \frac{p_{\text{O}_2,\text{ein}}}{\rho_{\text{ges}}} \quad (6).$$

Mit diesem Modellansatz ergeben sich für die Sauerstoffkonzentration, die Temperatur und den Restkohlenstoffgehalt die erwarteten Kurvenverläufe über der Reaktionszeit. Der experimentell ermittelte Einfluß des Inertstoffgehaltes auf den Restausbrand zum Reaktionsende (Rostende)

wird durch den Modellansatz (Speicherglieder in Energiebilanz) einerseits richtig wiedergegeben [1], andererseits muß in einem zweiten Schritt nach Anpassung des effektiven Reaktionskoeffizienten als Modellparameter in vertretbarem Umfang auch die quantitative Bestätigung der berechneten mit den gemessenen Ergebnissen erreicht werden. Als Modellbrennstoff für die experimentellen Untersuchungen an dem Batch-Reaktor wird für Grundlagenuntersuchungen u.a. auch aus Gründen der Reproduzierbarkeit zunächst Braunkohle verwendet (s.o.). Der Massenanteil der Elemente Wasserstoff, Schwefel, Stickstoff (in Summe ca. 2 bis 5 Ma.-%) wird im Hinblick auf den Feststoffumsatz zunächst vernachlässigt. Für die Modellrechnungen wird der Massenanteil des fixen Kohlenstoffs abzüglich dem Anteil Kohlenstoff, der durch den im Brennstoff enthaltenen Sauerstoff zu Kohlendioxid umgesetzt werden kann, berücksichtigt. Bei dem Wassergehalt wird anstelle einer Reaktionsenthalpie die Verdampfungsenthalpie verwendet. Für die Anpassung der Modellrechnungen mit den experimentellen Ergebnissen werden

- für den Anlaufvorgang (Trocknung, Entgasung, Zündung) und
- für den Restkoksumsatz

jeweils unterschiedliche Reaktionskoeffizienten $k_{ch,a}$ verwendet. Die experimentell ermittelten und berechneten Kurvenverläufe für die Sauerstoffkonzentration und die Temperatur über der Zeit sind für drei verschiedene Partikeldurchmesser in den Bildern 6a bis 6c enthalten.

In allen drei Fällen werden für die temperaturabhängigen chemischen Reaktionskoeffizienten $k_{ch,a}$ in Gleichung (5):

- für $\vartheta < 800 \text{ }^\circ\text{C}$: $k_{\max,a,I} = 8.37 \cdot 10^1 \text{ m/s}$, $E_{A,a,I} = 46.5 \text{ kJ/mol}$ und
- für $\vartheta > 800 \text{ }^\circ\text{C}$: $k_{\max,a,II} = 5.37 \cdot 10^3 \text{ m/s}$, $E_{A,a,II} = 86.0 \text{ kJ/mol}$

verwendet.

Im Rahmen der getroffenen Vereinfachungen zeigt sich eine gute Übereinstimmung der experimentellen mit den theoretisch ermittelten Daten.

3.2 Kontinuierliches Modell ohne Feststoffaustausch zwischen den Zellen

Im Hinblick auf die Beschreibung des Feststoffumsatzes über der Rostlänge wird zunächst davon ausgegangen, daß jeweils nach der Zeit Δt ein Rührkessel-Element RK_i durch das Rührkessel-Element $RK_{(i-1)}$ entlang des Rostweges ersetzt wird, wobei i als "örtlicher" Index aufzufassen ist. Das Bild 7 zeigt schematisch den Ablauf über der Zeit und dem Rostweg für den Fall, daß für jede Zone (Unterwindzone, hier 5 Zonen gezeichnet) jeweils nur ein Rührkessel-Element vorgesehen ist. Für ein solches Rührkessel-Element ist eine Luftstufung über der Rostlänge gleichbedeutend mit einer Luftstufung über der Zeit bei dem in Abschnitt 3.1 dargestellten Zellenmodell. Aus der Hintereinanderschaltung mehrerer Rührkessel-Elemente, die vorerst nach Ablauf einer Zeit Δt gleichzeitig verschoben werden, ergeben sich z.B. für die Sauerstoffkonzentration, Temperatur, Umsatz, usw., Verteilungen über der Rostlänge sowie integrale Werte am Rostende. Für eine genauere Betrachtung sind nun je Zone mehrere hintereinandergeschaltete Rührkessel-Elemente aufzunehmen und der mechanische, durch Rostbewegung erfolgende, Feststoffaustausch zwischen den Rührkessel-Elementen (Zellen) zu modellieren.

3.3 Kontinuierliche Modellvorstellung mit Feststoffaustausch zwischen den Zellen (mechanisch durch Rostbewegung)

Bei der kontinuierlichen Modellvorstellung mit Feststoffaustausch zwischen den Zellen wird von einer konstanten Anzahl von Rührkessel-Elementen (Zellen) je Zone (Unterwindzone) ausgegangen. Welche Anzahl dabei erforderlich ist, muß sich durch Vergleiche zwischen berechneten und experimentell ermittelten Ergebnissen erweisen. Was den Feststoffaustausch zwischen den Zellen betrifft, so wird abhängig von der Rostbewegung jeweils ein bestimmter Anteil der im i -ten Rührkessel-Element enthaltenen Masse vor- bzw. zurückgeschoben ($m_{C,V_0}(t^*, i)$ bzw. $m_{C,R_0}(t^*, i)$ für Kohlenstoff und $m_{In,V_0}(t^*, i)$ bzw. $m_{In,R_0}(t^*, i)$ für Inertstoff).

Für das i -te Rührkessel-Element ergibt sich somit die Massenbilanz zum Zeitpunkt $t=t^*$:

$$m_{C,0}(t^*, i) = m_{C,R}(t^*, i) + m_{C,V_0}(t^*, i-1) + m_{C,R_0}(t^*, i+1) - m_{C,V_0}(t^*, i) - m_{C,R_0}(t^*, i) \quad (6)$$

mit

$$m_{C,V_0}(t^*, i) = X_{V_0}(t^*, i) m_{C,R}(t^*, i) \quad (7),$$

$$m_{C,R_0}(t^*, i) = X_{R_0}(t^*, i) m_{C,R}(t^*, i) \quad (8),$$

$$m_{C,V_0}(t^*, i-1) = X_{V_0}(t^*, i-1) m_{C,R}(t^*, i-1) \quad (9),$$

$$m_{C,R_0}(t^*, i+1) = X_{R_0}(t^*, i+1) m_{C,R}(t^*, i+1) \quad (10).$$

Für den ersten Rührkessel am Rostanfang ($RK_{1,1}$, erster Index Zonen-Nummer j , zweiter Index Zellen-Nummer q in der Zone j) und für den letzten Rührkessel ($RK_{n,r}$) in der letzten Zone am Rostende wird kein Rückschub zugelassen.

In gleicher Weise kann die Bilanz für den Inertstoff aufgestellt werden.

Da die Dichte des Kohlenstoffs ρ_C als konstant angenommen wird, kann der sich jeweils nach einem Feststoffaustausch ergebende äquivalente Durchmesser im i -ten Rührkessel-Element $d_{kq,0}(t^*, i)$ mit den Massenanteilen der jeweiligen, sich ändernden Kornfraktionen gebildet werden:

$$d_{kq,0}(t^*, i) = \frac{1}{\frac{m_{C,R}(t^*, i) - m_{C,V_0}(t^*, i) - m_{C,R_0}(t^*, i)}{m_{C,0}(t^*, i)} d_{kq}(t^*, i)} + \frac{1}{\frac{m_{C,V_0}(t^*, i-1)}{m_{C,0}(t^*, i)} d_{kq}(t^*, i-1)} + \frac{1}{\frac{m_{C,R_0}(t^*, i+1)}{m_{C,0}(t^*, i)} d_{kq}(t^*, i+1)} \quad (11).$$

Die zum Zeitpunkt t^* im Rührkessel-Element i enthaltene Masse $m_{c,0}(t^*, i)$ und der äquivalente Durchmesser $d_{kq,0}(t^*, i)$ entsprechen bis zum Zeitpunkt $t^* + \Delta t$ den Anfangsbedingungen $m_{c,0}$ und $d_{kq,0}$ in Gleichung (6). Die Eingangsdaten hinsichtlich des Reaktionsgasmassenstroms $\rho_{g,ein}$, $\dot{m}_{g,ein}$ und $\rho_{O_2,ein}$ müssen dann durch die jeweils für das i -te Element zutreffenden Daten ersetzt werden.

Für die Energiebilanz ergibt sich mit den an die jeweils ausgetauschten Massen gebundenen Enthalpien:

$$\begin{aligned}
 T_{S,0}(t^*, i) - T_0 = & \left\{ m_{C,R}(t^*, i)C_C + m_{In}(t^*, i)C_{In} \right\} \left\{ T_{S,R}(t^*, i) - T_0 \right\} \\
 & + \left\{ m_{C,V_0}(t^*, i-1)C_C + m_{In,V_0}(t^*, i-1)C_{In} \right\} \left\{ T_{S,R}(t^*, i-1) - T_0 \right\} \\
 & + \left\{ m_{C,Rd}(t^*, i+1)C_C + m_{In,Rd}(t^*, i+1)C_{In} \right\} \left\{ T_{S,R}(t^*, i+1) - T_0 \right\} \\
 & - \left\{ m_{C,V_0}(t^*, i)C_C + m_{In,V_0}(t^*, i)C_{In} \right\} \left\{ T_{S,R}(t^*, i) - T_0 \right\} \\
 & - \left\{ m_{C,Rd}(t^*, i)C_C + m_{In,Rd}(t^*, i)C_{In} \right\} \left\{ T_{S,R}(t^*, i) - T_0 \right\} \Big/ \\
 & \left/ \left\{ m_{C,0}(t^*, i)C_C + m_{In,0}(t^*, i)C_{In} \right\} \right.
 \end{aligned} \tag{12}$$

Der Feststoffumsatz kann somit für jedes Rührkessel-Element zunächst wieder getrennt mit den modifizierten Gleichungen (6) und (2) berechnet werden.

Geht man nun von einer Anfangsbelegung des Rostes mit Brennstoff (Kohlenstoff und Inertstoff) aus, und gibt eine Anfangstemperatur ϑ_0 vor, so stellt sich nach einem Anlaufvorgang abhängig von den in den einzelnen Zonen zugeführten Reaktionsgasmassenströmen, dem zugeführten Brennstoffmassenstrom und der Rostbewegung, schließlich ein stationärer Zustand ein. Für einen an den Bedingungen einer Pilotanlage mit 5 Unterwindzonen orientierten Fall sind in Bild 8 die für diesen "Anfahrvorgang" in den einzelnen Rührkessel-Elementen berechneten Sauerstoffkonzentrationen enthalten. Jede Zone wird in Anlehnung an die Abmessungen des Batch-Reaktors in einem ersten Modell zunächst in jeweils zwei Rührkessel-Elemente aufgeteilt. Die eintretenden Massenströme Kohlenstoff $\dot{m}_{c,0}$, Inertstoff \dot{m}_{In} und Reaktionsgas $\dot{m}_{g,ein,j}$ sowie die Sauerstoffkonzentration $\psi_{O_2,ein}$ und die Temperatur $\vartheta_{g,ein}$ des Reaktionsgases sind in der Legende enthalten.

Aus dem Verlauf der einzelnen Kurven kann man im Zusammenhang mit den praktischen Verfahren folgende Aussagen zusammenfassen:

- In die Zone 1, Rührkessel 1 wird laufend frischer (kalter) Brennstoff zugeführt. Der Kohlenstoffumsatz und der Sauerstoffverbrauch sind hier somit gering. Ausgehend von den Startvorgabewerten steigt die berechnete Sauerstoffkonzentration im Rührkessel-Element $RK_{1,1}$ mit fortlaufender "Brennstoffzufuhr" sehr schnell auf einen stationären Wert an.
- Aus dem Rührkessel-Element $RK_{1,1}$ wird ein Teil vorbereiteten Brennstoffes in das Rührkessel-Element 2 in der ersten Zone ($RK_{1,2}$) geschoben. Für diesen Brennstoff ist der zeitliche Anlaufvorgang (vgl. Batch-Reaktor) bereits nahezu abgeschlossen. Im stationären Zustand stellt sich dann bei gleichem Reaktionsgasmassenstrom wie im Rührkessel-Element $RK_{1,1}$ im Rührkessel-Element $RK_{1,2}$ eine niedrigere Sauerstoffkonzentration, gleichbedeutend mit einem höheren Kohlenstoffumsatzstrom, ein.
- Die Interpretation der Kurvenverläufe der weiteren Rührkessel-Elemente entlang des Rostweges über der Zeit kann man in gleicher Weise wie für die Rührkessel-Elemente $RK_{1,1}$

- und $RK_{1,2}$ fortsetzen.
- Was das Erreichen eines stationären Zustandes betrifft, so wirken sich Änderungen am Rostanfang (z.B. hier Beginn der Beschickung) mit einer entsprechenden Zeitverzögerung über der Rostlänge aus, weshalb das Rührkessel-Element 1 in Zone 1 $RK_{1,1}$ zuerst und das Rührkessel-Element 2 in Zone 5 ($RK_{5,2}$) zuletzt in den stationären Zustand übergehen.
 - Betrachtet man in einem stationären Zustand die berechneten Sauerstoffkonzentrationen und Temperaturen über der Rostlänge, so ergeben sich für den hier in Rede stehenden Fall (vgl. Bild 8) die in Bild 9 dargestellten Verteilungen über der Rostlänge. Diese sind im Zusammenhang mit den zugeführten Reaktionsgasmassenströmen in den einzelnen Zonen zu sehen. Was die zwischen den einzelnen Punkten eingetragenen Kurven betrifft, so sei darauf hingewiesen, dass diese nur der besseren Anschaulichkeit halber eingezeichnet worden sind. Bei einem Übergang von einer zur nächsten Luftzone mit jeweils unterschiedlichen zugeführten Reaktionsgasmassenströmen muß sich eine sprunghafte Änderung einstellen.
 - Im vorliegenden Fall ist der Kohlenstoffumsatz in der Zone 5 nach dem 1. Rührkessel-Element ($RK_{5,1}$) nahezu abgeschlossen, weshalb die Sauerstoffkonzentration in dem darauffolgenden 2. Rührkessel-Element ($RK_{5,2}$) nahezu auf $\psi_{O_2} \approx 21$ Vol.-% ansteigt.
 - Schließlich kann man dazu übergehen, die aus den einzelnen Rührkessel-Elementen austretenden Gasströme zusammenzufassen und jeweils eine integrale Sauerstoffkonzentration und eine integrale Bilanztemperatur des Abgases zu bilden. Deren zeitliche Verläufe sind für die Verhältnisse des Bildes 8 jeweils in Bild 10 dargestellt.
 - Die mittlere Sauerstoffkonzentration im stationären Zustand stimmt mit der über eine sogenannte Verbrennungsrechnung ermittelten Sauerstoffkonzentration überein. Daraus ergibt sich auch die Stöchiometriezahl λ (hier Luftzahl), die für den Betrieb von Rostfeuerungen in der Regel integral angegeben wird.

Im folgenden soll nun gezeigt werden, wie ausgehend von einem stationären Zustand nach einem sprunghaften Eingriff in die Prozeßführung der instationäre Übergang in den neuen stationären Zustand erfolgt. Dabei werden Meßergebnisse an einer Pilotanlage (vgl. Bild 5b) und Berechnungsergebnisse gegenübergestellt (Bild 11).

Die Untersuchungen sind zunächst mit Braunkohle mit zusätzlicher Inertstoffanreicherung als Modellbrennstoff u.a. aus Gründen der Reproduzierbarkeit durchgeführt worden. In gleicher Weise wie bei den Batch-Versuchen werden der Kohlenstoffgehalt in der Elementarzusammensetzung und die Reaktionsenthalpie für den Kohlenstoffumsatz ermittelt. Der zugeführte Kohlenstoffmassenstrom ($\dot{m}_{c,0} = 19$ kg/h) und der zugeführte Inertstoffmassenstrom ($\dot{m}_{In} = 44$ kg/h) sind während der betrachteten Gesamtzeit von $t_{ges} = 9000$ s (ca. 2.5 h) konstant (s. Legende links und rechts im Bild 11). In einem ersten stationären Zustand (links im Bild 11) wird das Reaktionsgas (Luft) nur über die Unterwindzonen 3 und 4 zugeführt ($\dot{m}_{g, \text{ein},3} = 200$ kg/h, $\dot{m}_{g, \text{ein},4} = 280$ kg/h).⁵ In dem ersten stationären Zustand stellt sich eine berechnete und gemessene Sauerstoffkonzentration von $\psi_{O_2} \approx 12$ Vol.-% i.N.tr. ein. Für diesen Fall werden ein Glühverlust am Rostende von ca. 2 Ma.-% bzw. ein Restkohlenstoffmassenstrom $\dot{m}_{c,R} \approx 1.28$ kg/h berechnet (s. Legende links im Bild 11).

Zur Verbesserung des Glühverlustes wird nun zum Zeitpunkt $t=t_v$ entsprechend der Legende rechts im Bild 11 sprunghaft eine Veränderung bezüglich der Reaktionsgasmassenströme vorgenommen. Die Unterwindzone 2 wird zusätzlich zu den Unterwindzonen 3 und 4 für die Reaktionsgaszufuhr hinzugenommen. Insgesamt wird der Reaktionsgasmassenstrom jedoch nur um ca. 5 % erhöht. Hinsichtlich des Brennstoffmassenstromes, der Rostbewegung usw. werden keine Veränderungen durchgeführt. Mit der Reaktionsgaszufuhr in Zone 2 zum Zeitpunkt $t=t_v$ steigt der Kohlenstoffumsatzstrom in dieser Zone sprunghaft an, und die Sauerstoffkonzentration nimmt entsprechend ab. Zum Zeitpunkt $t=t_v$ wird gleichzeitig die Reaktionsgaszufuhr in den Zonen 3 und 4 reduziert. Die in Bild 11 dargestellte integrale gemessene und berechnete Sauerstoffkonzentration sinkt somit zunächst ab. Aufgrund der Reaktion in Zone 2 wird nach der sprunghaften Veränderung der Aufteilung der Reaktionsgasmassenströme zum Zeitpunkt $t=t_v$ entsprechend weniger Brennstoff je Zeiteinheit in die Zonen 3 und 4 transportiert als vorher, d.h., die integrale Sauerstoffkonzentration steigt nun langsam wieder an. Der experimentell ermittelte Verlauf stimmt mit den Modellrechnungen ausreichend gut überein. Nach Erreichen des neuen stationären Zustandes sind die gemessenen und berechneten Sauerstoffkonzentrationen nur geringfügig höher als vor der Änderung zum Zeitpunkt $t=t_v$. Durch die Erhöhung der Anzahl der Unterwindzonen und die neue Aufteilung der Reaktionsgasmassenströme wird der Kohlenstoffverlust in der Asche niedriger und es stellen sich ein Glühverlust von ca. 0.2 Ma.-% bzw. ein Restkohlenstoffstrom $\dot{m}_{c,R} \approx 0.11$ kg/h ein. Auf die Bedeutung der Beeinflussung des Glühverlustes nicht nur durch die Zoneneinteilung, sondern auch durch den Inertstoffanteil wurde bereits in [1] hingewiesen.

Was den Temperaturverlauf betrifft, so muß mit steigendem Kohlenstoffumsatzstrom unmittelbar nach der sprunghaften Änderung der Reaktionsgasaufteilung zum Zeitpunkt $t=t_v$ die Temperatur zunächst ansteigen. Aufgrund des mit steigender Temperatur ansteigenden Wärmeverluststromes in der realen Pilotanlage ist das Meßsignal entsprechend gedämpft und zeitlich versetzt. Diese Dämpfung tritt dann natürlich auch umgekehrt bei sinkenden Gastemperaturen zeitversetzt auf. Das instationäre Verhalten der speichernden Feuerfestwände ist in einem nächsten Schritt der Modellentwicklung zu berücksichtigen.

An diesem Beispiel ist zu erkennen, daß eine Umverteilung der Reaktionsgasmassenströme bzw. eine Erhöhung der Anzahl der Unterwindzonen zu einem kurzzeitigen Absinken der Sauerstoffkonzentration bzw. Ansteigen der Bilanztemperatur führen kann.

Wird der Reaktionsgasmassenstrom bei einem sprunghaftigen Prozeßeingriff in den Rostzonen, in denen der Kohlenstoffumsatz schon weit genug fortgeschritten ist, zu stark erhöht, so kann das auch umgekehrt zu einem Ansteigen der integralen Sauerstoffkonzentration bzw. zu einem Absinken der Bilanztemperatur und gegebenenfalls zu einem "Kaltblasen" des Brennstoffbettes insbesondere am Rostende führen. Es ist also zu beachten, daß je nach Ausgangsverhältnissen bei einem sprunghaftigen Prozeßeingriff durch Veränderung der Reaktionsgasmassenströme in den Unterwindzonen sowohl ein Absinken als auch ein Ansteigen der integralen Sauerstoffkonzentration bzw. ein "Anfachen" oder ein "Kaltblasen" des Bettes erfolgen kann.

4. Ausblick

In dem vorliegenden Beitrag wird über eine vereinfachte Modellvorstellung für den Kohlenstoffumsatz in Rostfeuerungen berichtet. Es kann gezeigt werden, daß das bislang entwickelte Modell bereits in der Lage ist, auch instationäre Vorgänge zu beschreiben und, gemessen an Versuchen, diese tragfähig wiederzugeben.

Die dargestellten Überlegungen sind als ein erster Schritt im Hinblick auf die Beschreibung des Feststoffumsatzes von Rückständen in Rostfeuerungen und bei entsprechenden Modifikationen des mechanischen Feststoffaustausches sowie der Durchströmung des Bettes auch in Drehrohren, Schachtreaktoren usw. aufzufassen. Vor diesem Hintergrund sind künftig folgende Teilaspekte weiter zu untersuchen:

a.) Für Rückstände, die im Vergleich zu dem hier betrachteten Modellbrennstoff Braunkohle andere und z.T. auch erheblich schwankende stoffliche Zusammensetzungen aufweisen, sind zur Anpassung der Teilschritte Trocknung und Entgasung entsprechend ausgedehnte Untersuchungen an einem Batch-Reaktor erforderlich. Es ist danach zu beurteilen, inwieweit für die Beschreibung des Umsatzes über der Reaktionszeit auch eine Übereinanderschaltung von Rührkessel-Elementen (auch auf dem Rost) notwendig wird.

b) Bisher wird bezüglich des Feststoffumsatzes nur eine überstöchiometrische Betriebsweise des Rostes betrachtet. Im Zusammenhang mit einer mehrstufigen Prozeßführung, d.h.:

- dem Feststoffumsatz auf dem Rost (Vergasung) und
- einer unabhängigen Nachverbrennung der heißen, im Rostprozeß erzeugten Brenngase [21]

ist dann auch die Vergasung (unterstöchiometrische Betriebsweise) mit einzubeziehen.

Diese bislang bei Rostsystemen nicht übliche Betriebsweise bietet im Vergleich zu der herkömmlichen Betriebsweise folgende Vorteile:

- Abgasmassenströme werden deutlich niedriger ($\lambda_{ges} \approx 1.3$),
- Brenngaserzeugung, so daß der Nachverbrennungsprozeß unabhängig ohne Zusatzbrennstoff, d.h. eigenständig, optimiert werden kann,
- Wertstoffrückgewinnung, Abtrennung von Wertstoffen nach dem Rostprozeß,
- Allgemeine Überlegungen zeigen, daß man dann auch mit Rostsystemen erhebliche Verbesserungen erzielt, so daß auch künftig Rostsysteme mit entsprechend modifizierten Prozeßführungen konkurrenzfähig bleiben.

c) Für den Fall b) müssen zusätzlich zu den Vorgängen auf dem Rost die bekannten Modellansätze für die vom Rostprozeß getrennt ablaufende Nachverbrennung angesetzt werden.

d) Es müssen auch für entsprechend vom derzeitigen Niveau veränderte Haupteinflußgrößen (z.B. Sauerstoffanreicherung, Abgasrückführung usw.) zugehörige Prozeßführungen projektiert und optimierte Betriebsweisen ermittelt werden.

- e) Mathematische Modellierungen sind Ausgangspunkt für allgemeine Bilanzmodelle zur Modellierung auch anderer thermischer Behandlungsverfahren, um später verschiedene Verfahren im Zusammenhang mit Gesamtentsorgungskonzepten u.a. aufgrund von Sachbilanzen vergleichen und bewerten zu können.

5. Schrifttum

- [1] Beckmann, M.; Scholz, R.: Zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostsystemen.
BWK Bd.46 (1994) Nr.5
- [2] Scholz, R.; Schulenburg, F.; Beckmann, M.:
Kriterien zur Beurteilung thermischer Behandlungsverfahren für Rückstände.
VDI Berichte Nr. 1033, 1993.
- [3] Martin, J.:
Der Martin- Rückschubrost.
Produktbeschreibung, 1933.
- [4] Marcard, W.:
Rostfeuerungen.
VDI- Verlag GmbH, Berlin, 1934.
- [5] Scholz, R.; Beckmann, M.:
Möglichkeiten der Verbrennungsführung bei Restmüll in Rostfeuerungsanlagen.
VDI Berichte 895, 1991.
- [6] Nusselt, W.:
Die Vergasung und Verbrennung auf einem Rost.
Zeitschrift des VDI, Bd.60 Nr.6, 5.Februar 1916.
- [7] Werkmeister, H.:
Versuche über den Verbrennungsverlauf bei Steinkohlen mittlerer Korngrößen.
Dissertation TH Hannover, 1932.
- [8] Leye, A.R.:
Die Verbrennung auf dem Rost.
Dissertation TH Berlin, 1933.
- [9] Rosin, P.; Kayser, 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.
- [10] Traustel, S.:
Verbrennung, Vergasung und Verschlackung.
Dissertation TH Berlin, 1939.

- [11] Arend, W.:
 Untersuchungen über das aerodynamische Verhalten nichtbackender Kohle auf
 Wanderrosten.
 Dissertation TH Hannover, 1933.
- [12] Rosin, P.; Rammner, E.:
 Die Durchzündung beim Wanderrost.
 Archiv für Wärmewirtschaft, 1932, H.5.
- [13] Tanner, E.:
 Der Temperaturverlauf im Brennstoffbett und im Rost bei der Verbrennung von
 Steinkohle.
 Dissertation TU Darmstadt, 1933.
- [14] Shieh, W.-S.; Essenhigh, R.H.:
 Combustion Of Computer Cards in a Continuous Test Incinerator:
 A Comparism of Theory and Experiment.
 Proceedings of National Incinerator, Conference, New York, 1972.
- [15] Behrendt, T.:
 Thermodynamische Modellierung des Betriebsverhaltens von Hausmüllverbren-
 nungsanlagen am Beispiel TAMARA.
 VDI Fortschrittsberichte Reihe 25, Nr.99, (1992).
- [16] Reimann, D.O.:
 Zeitgemäße Restabfallverbrennung.
 Schriftenreihe: Umweltschutz, Bamberg, 1993.
- [17] Gruber, T.; Thomé-Kozmiensky, K.J.:
 Modell zur Verbrennung auf dem Rost.
 Abfallwirtschafts Journal 5 (1993) 10.
- [18] Brem, G.; Gort, R.:
 Characteristics of MSW combustion in a laboratory grate furnace.
 VDI Berichte 1090, 1993.
- [19] Raupenstrauch, H.:
 Ein Beitrag zur Computersimulation reagierender Schüttschichten.
 Dissertation TU Graz, 1991.
- [20] Specht, E.:
 Kinetik der Abbaureaktionen.
 Habilitation TU Clausthal, 1993.
- [21] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.:
 Experimental research on gasification of coarse waste on a stoker system and
 separate afterburning as well as optimization with the aid of a process modell.
 Proceedings of "The 1994 International Incineration Conference", Houston,
 USA, 1994.

7. Symbolverzeichnis

Lateinische Buchstaben

(groß)

A	Fläche
E	Energie
H	Enthalpie
M	Molare Masse
Q	Wärme
R	Universelle Gaskonstante
T	Temperatur
X	Massenanteil

(klein)

c	Spezifische Wärmekapazität
d	Durchmesser
h	Spezifische Enthalpie
h	Spezifische Enthalpie
k	Reaktionskoeffizient
m	Masse
n	Anzahl der Unterwindzonen
p	Druck
r	Anzahl der Rührkessel-Elemente (Zellen) in der jeweiligen Unterwindzone
t	Zeit
z	Anzahl aller Rührkessel-Elemente (Zellen) auf dem Rost

Griechische Buchstaben

(klein)

β	Stoffübertragungskoeffizient
η	Wirkungsgrad
ρ	Dichte
ψ	Konzentration

Indices

(hochgestellt)

.	Strom
*	Rostbewegung

(tiefgestellt)

0	Anfang, Normzustand
a	außen

aus	Austritt
äq	äquivalent
c	Kohlenstoff
ch	chemisch
ein	Eintritt
g	Gas
ges	Gesamt
i	laufende Numerierung aller Rührkessel-Elemente (Zellen) (1..i..z)
In	Inert
j	laufende Numerierung aller Unterwindzonen (1..j..n)
n	letzte Unterwindzone
N	Normzustand
O ₂	Sauerstoff
p	Druck
q	Numerierung der Rührkessel-Elemente (Zellen) je Unterwindzone (1..q..r)
r	letztes Rührkessel-Element (Zelle) je Unterwindzone
R	Rest, Rückstand
Rü	Rückschub
s	Solid
S	Strahlung
V	Verlust, Variation
Vor	Vorschub
z	letztes Rührkessel-Element am Rostende

Einsatzstoffe

physikalische Eigenschaften

gasförmig, flüssig, pastös, fest
(staubförmig oder atückig)

chemische Eigenschaften

Zusammensetzung (Problemstoffe)

Sauerstoffpartialdruck

Pyrolyse
 $\lambda = 0$

Vergasung
 $\lambda < 1$

Verbrennung
 $\lambda \geq 1$

Reaktionsgas

Luft, Sauerstoff, (Stickstoff), Kohlendioxid, Wasserdampf, rückgeführtes Abgas, usw.

Temperatur

Nieder-
 $\vartheta < 600 \text{ }^\circ\text{C}$

bis

Hochtemperatur

$\vartheta > 1000 \text{ }^\circ\text{C}$ (ggf. b. 2000 $^\circ\text{C}$ u. höher)

Trocknen,
Entgasen,
Schmelzen,
Verdampfen,
Sublimieren

Druck

Niederdruck
 $p \ll 0,1 \text{ MPa}$

Umgebungsdruck
 $p \approx 0,1 \text{ MPa}$

Hochdruck
 $p \gg 0,1 \text{ MPa}$

Reaktorverhalten

Rührkessel
(RK)
 $Pe = 0$

Realer Reaktor
 $0 < Pe < \infty$

Kolbenströmer (KS)
 $Pe \rightarrow \infty$

Verweilzeit

kurz
einige s

lang
einige min bis h

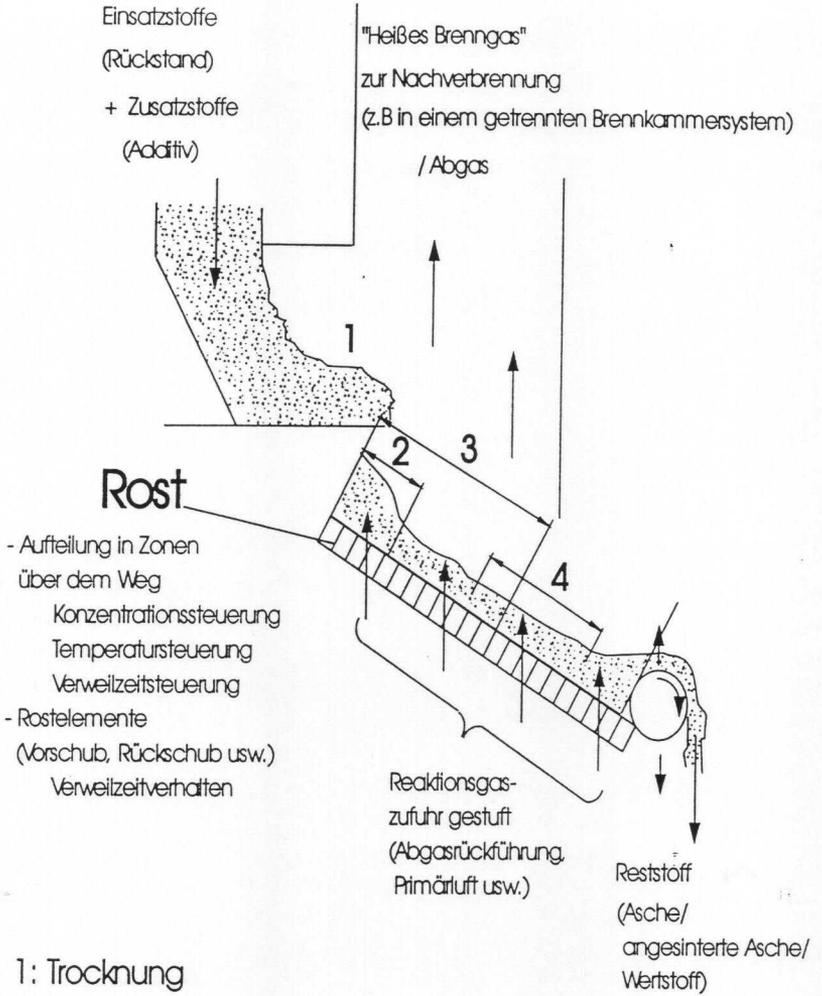
sehr lang
einige h bis d

Zusatzstoffe

Additiv (z.B. Schadstoffeinbindung, Beeinflussung des Schmelzverhaltens)
Zusatzbrennstoff

Bett (z.B. Wirbelbett, Festbett, Umlaufbett, Trägermatrix, Ascherückführung)

Bild 1. Haupteinflußgrößen bei thermischen Behandlungsverfahren [1].



- 1: Trocknung
- 2: Trocknung, Entgasung
- 3: Vergasung
- 4: "Restausbrand" des Feststoffes

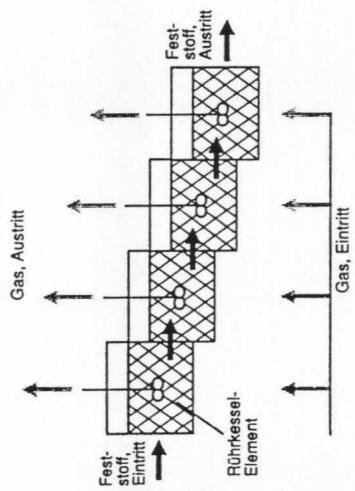
Bild 2. Feststoffumsatz auf einem Rost.

CLITEC/OND04/16.09.1994

Einsatzstoffe	stückig, in Verbindung mit einem Feststoff- oder Inertbett auch pastös
Sauerstoffkonzentration Niveau	überstöchiometrisch üblich (Verbrennung); unterstöchiometrisch (Vergasung) möglich, dadurch eigenständige Nachverbrennung möglich; Sauerstoffabschluß (Pyrolyse) nicht üblich
Steuerung längs des Reaktionsweges	getrennt in einzelnen Zonen sehr gut einstellbar (z.B. Luft-/Sauerstoffstufung, Abgasrückführung, usw.); in Verbindung mit Temperatursteuerung sind die Teilschritte Trocknen, Entgasen, Vergasen, Restausbrand des Feststoffes beeinflussbar
Temperatur Niveau	Bettoberflächentemperatur bis ca. 1000 °C und höher; mittlere Betttemperaturen niedriger
Steuerung längs des Reaktionsweges	durch Einteilung in mehrere Zonen auch sehr gute ausreichende Möglichkeiten, wie bei der Steuerung der Sauerstoffkonzentration (Luftvorwärmung, Abgasrückführung, Wasser-/Dampf-kühlung)
Druck	bei Umgebungsdruck, in der Regel aus anlagentechnischen Gründen wenige Pa Unterdruck
Reaktorverhalten Feststoff	Je nach Bewegung der Rostelemente können die einzelnen Zonen einer RK-Charakteristik (z.B. Rückschubrost) oder einer KS-Charakteristik (z.B. Wanderrost) angenähert werden; über der gesamten Reaktorlänge ergibt sich angenähert eine KS-Charakteristik
Gas	a) Oxidationsmittel usw. strömt zwangsweise durch das Bett und wird gleichmäßig über der Bettoberfläche verteilt; damit sehr guter Kontakt zwischen Gas und Feststoff b) Strömungsführung über dem Bett im Gegen- und Gleichstrom möglich, Gasbehandlung im nachfolgenden Verfahrensteilschritt 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 Rostelemente in den einzelnen Zonen sehr gute Anpassung möglich; falls erforderlich für zusätzliche Verbesserung des Ausbrandes am Rostende Steuerung durch Austragswalze
Zusatzstoffe	Additive zur Schadstoffeinbindung in den Feststoff und Beeinflussung der Eigenschaften der verbleibenden Reststoffe (Asche, angeschmolzene Asche, Schlacke); Inertbett z.B. Trägermatrix für event. leicht schmelzende Stoffe (z.B. Kunststoffe)
Einsatzbereiche (Beispiele)	Verbrennung als Verfahrensteilschritt (Restmüll, Feststoffausbrand); Separieren von Metallen aus Verbundstoffen bei niedrigen Temperaturen und gleichzeitig unterstöchiometrischen Verhältnissen

Bild 3. Charakterisierung von Rostsystemen [2].

Modellvorstellung ("außenstehender Beobachter")



Modellvorstellung/Massenbilanz
"mitfahrender Beobachter"

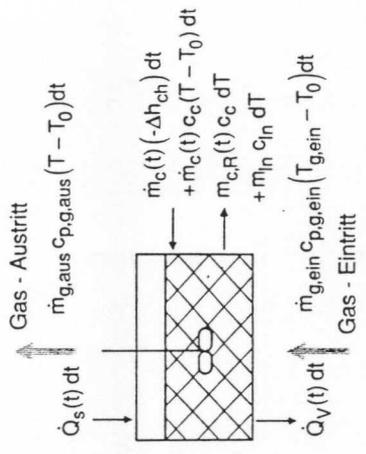
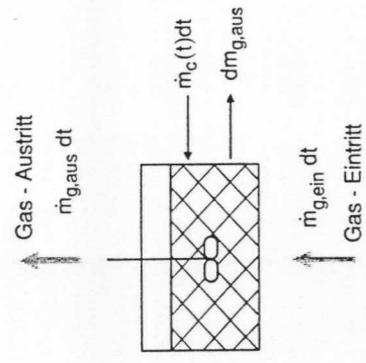


Bild 4a. Rührkessel-Kaskadenschaltung als Modellvorstellung zur Beschreibung des Feststofftransportes in Rührsystemen [1].

Bild 4b. Massenbilanz an einem Rührkessel Element [1].

Bild 4c. Energiebilanz an einem Rührkessel Element [1].

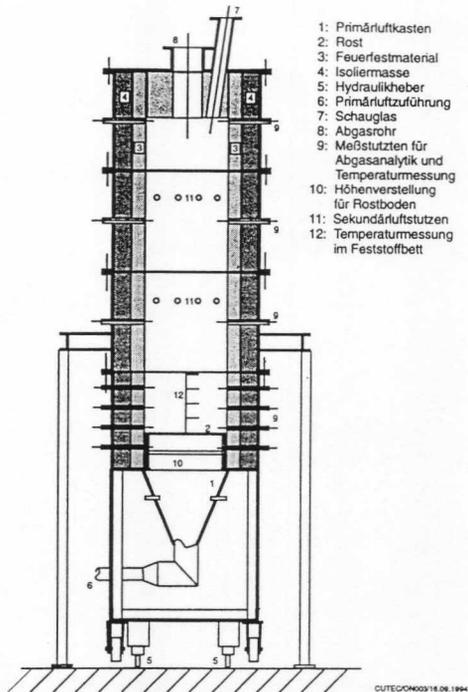


Bild 5a: Schematische Darstellung einer diskontinuierlich betriebenen Rost-Versuchsanlage (Batch-Reaktors).

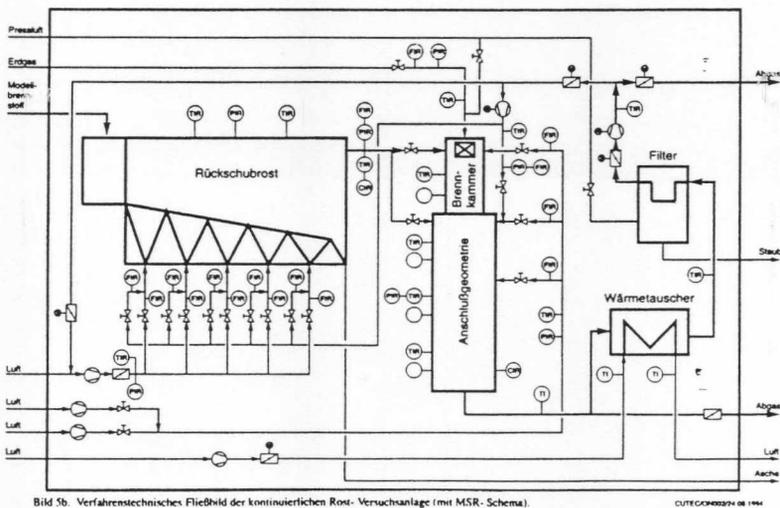


Bild 5b: Verfahrenstechnisches Fließbild der kontinuierlichen Rost-Versuchsanlage (mit MSR-Schema).

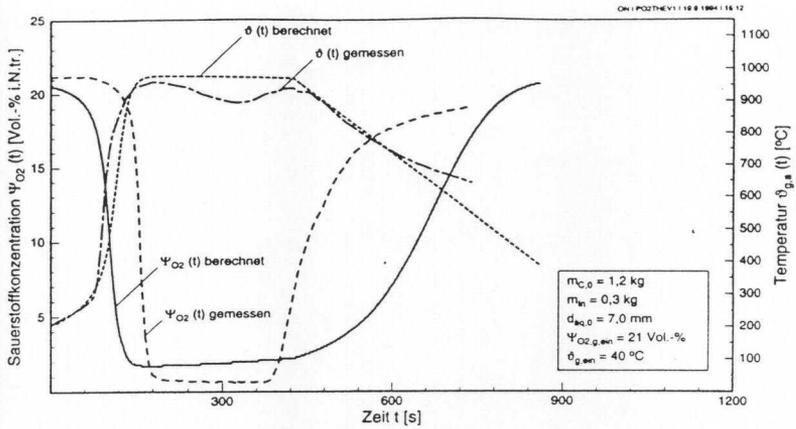


Bild 6a. Gemessene und berechnete Sauerstoffkonzentration und Temperatur über der Zeit.

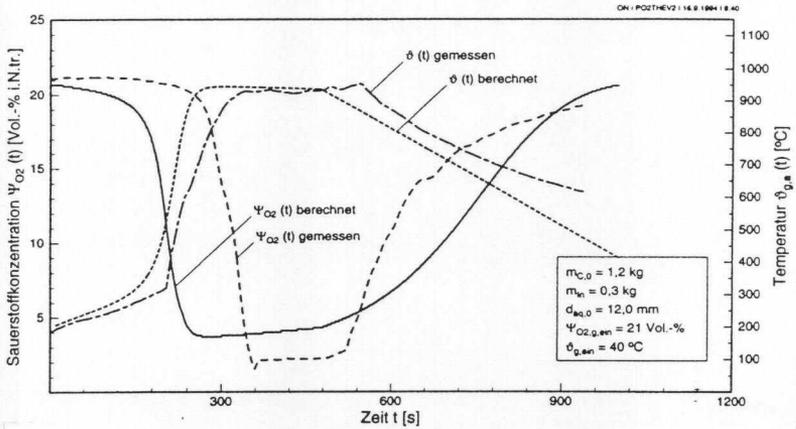


Bild 6b: Gemessene und berechnete Sauerstoffkonzentration und Temperatur über der Zeit.

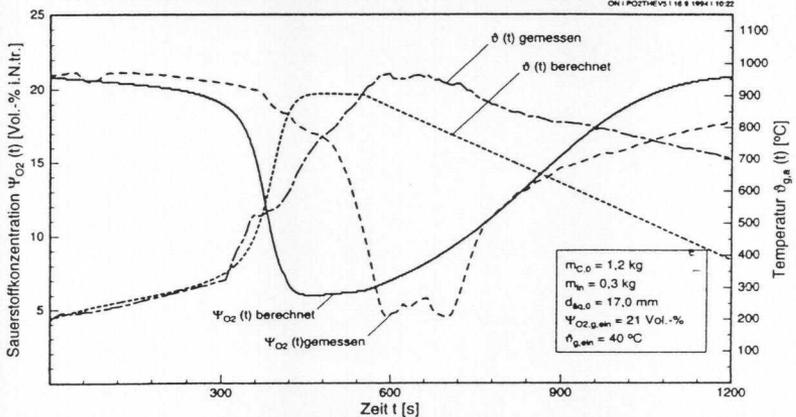


Bild 6c: Gemessene und berechnete Sauerstoffkonzentration und Temperatur über der Zeit.

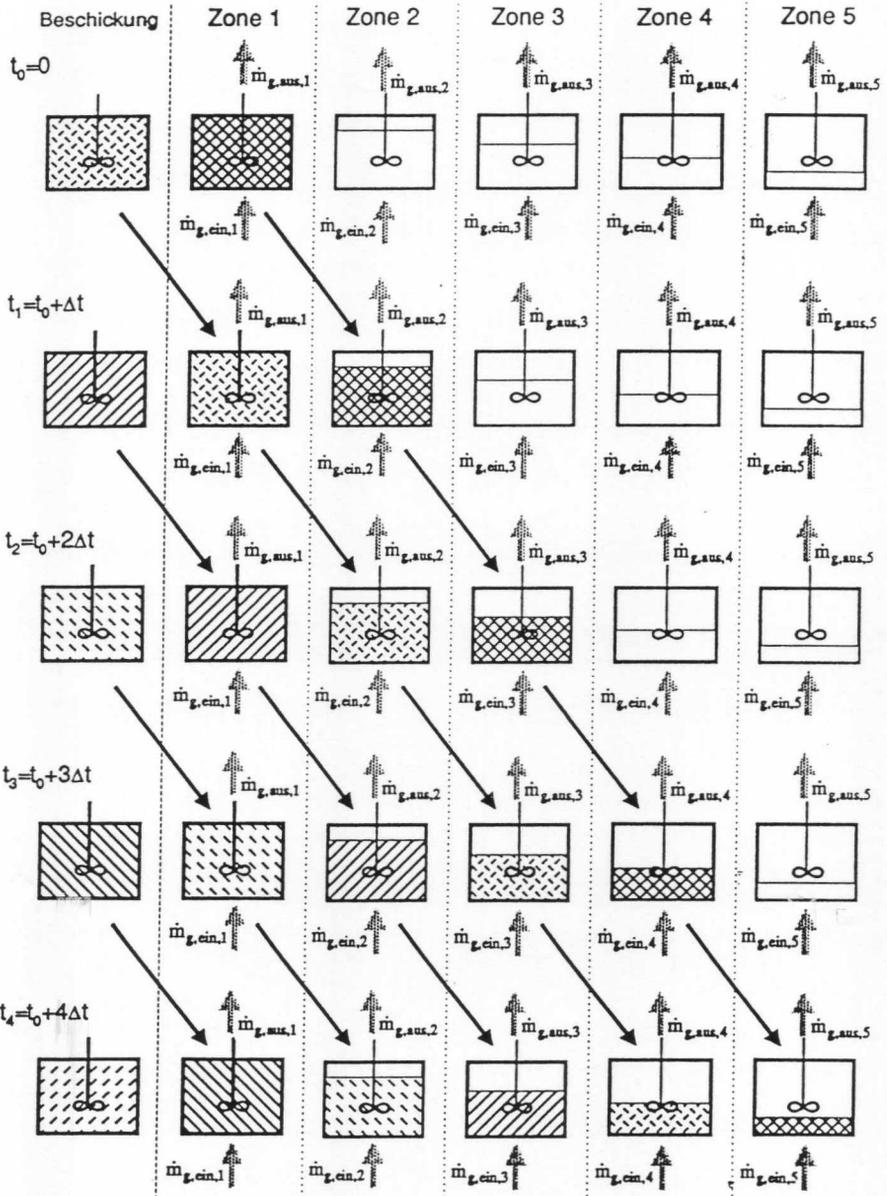


Bild 7. Modellvorstellung zur Beschreibung des Feststoffumsatzes über der Rostlänge (ohne Feststoffaus-tausch zwischen den RK-Elementen, Beispiel für 5 Unterwindzonen mit jeweils einem RK-Element).

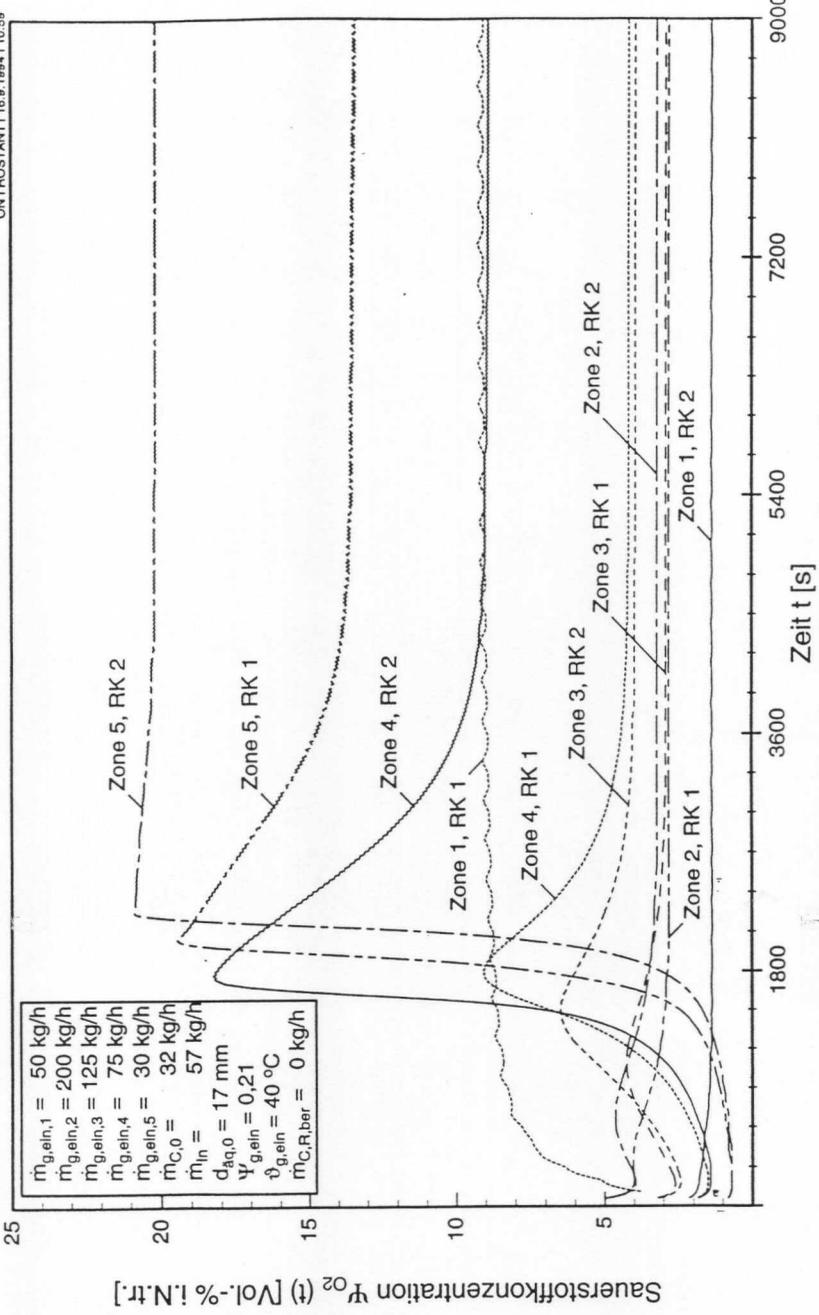


Bild 8: Sauerstoffkonzentrationen beim "Anfahren" in den Rostzonen über der Zeit.

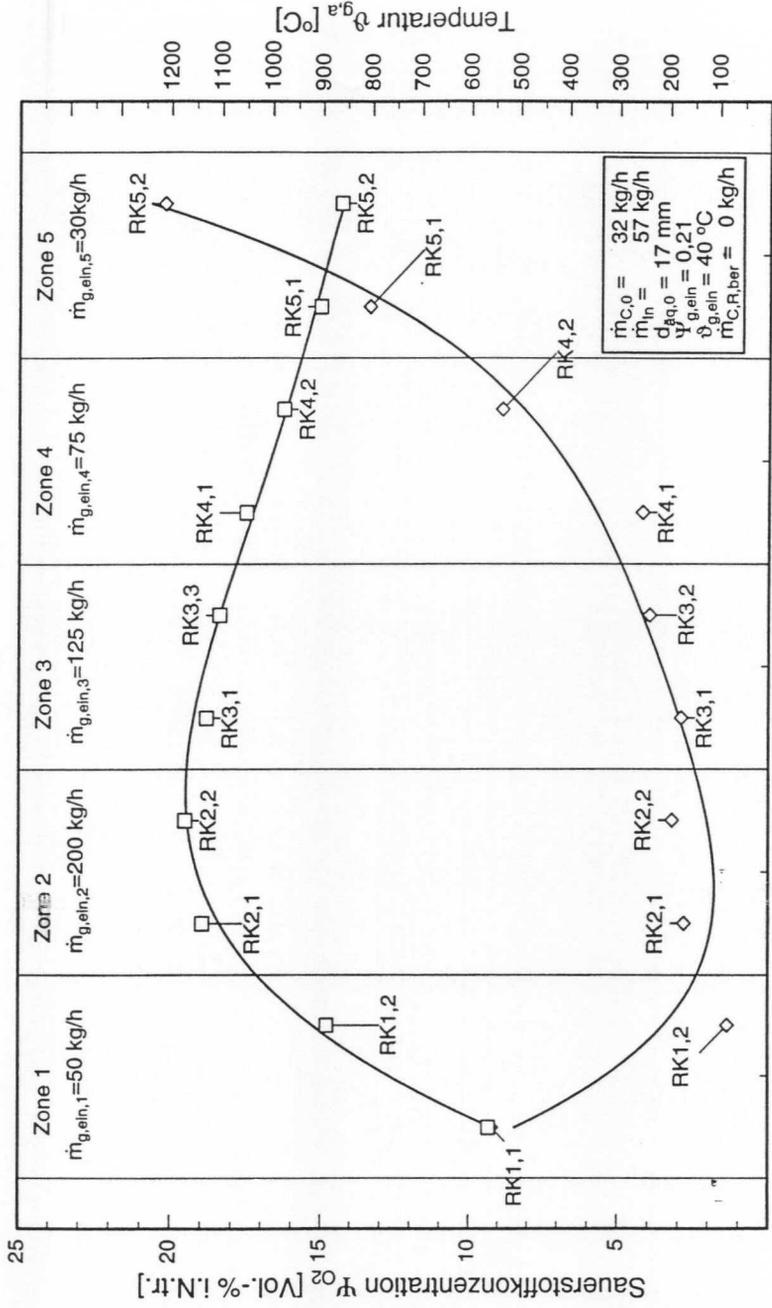


Bild 9. Berechnetes Ψ_{O_2} in den einzelnen Foszonen (über der Foszlänge) im stationären Zustand (vgl. Bild 8).

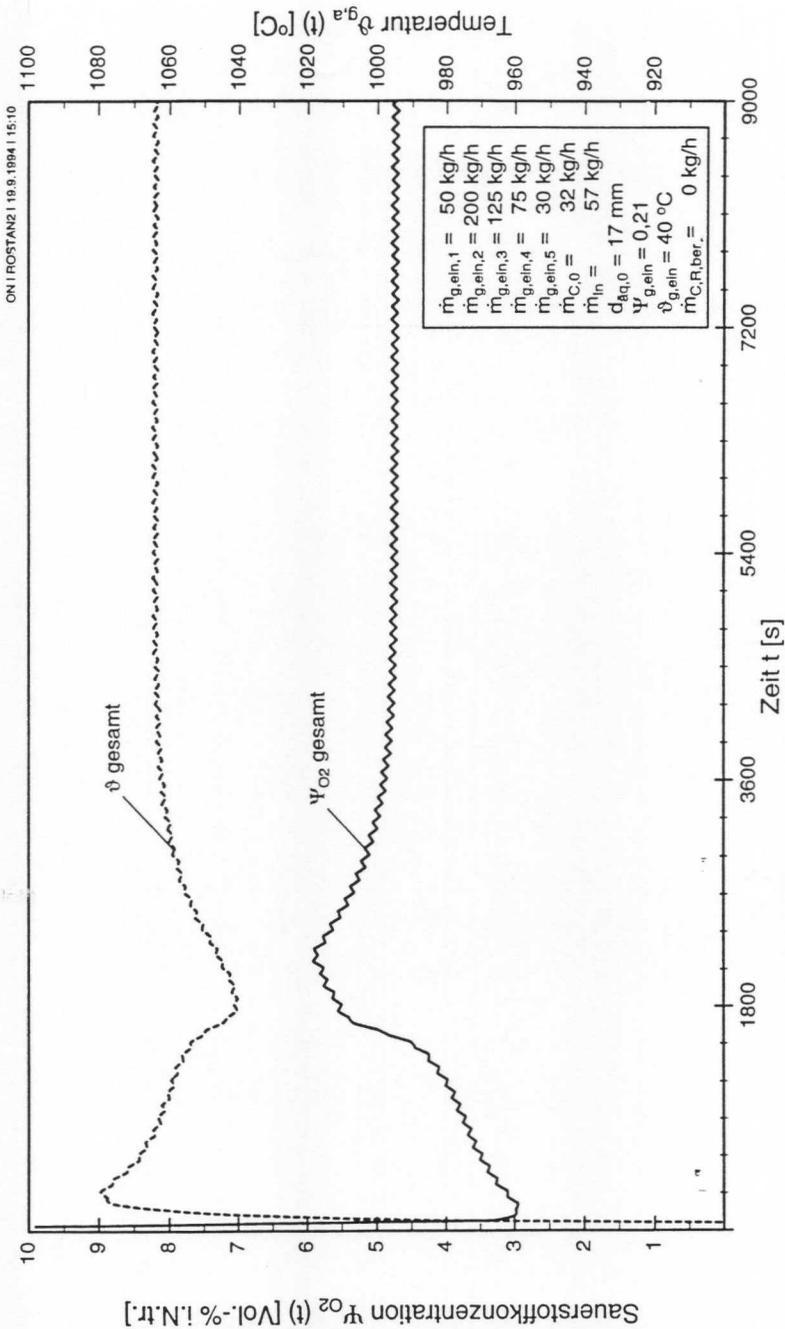


Bild 10. Berechnete integrale Sauerstoffkonzentration und Temperatur beim "Anfahren" über der Zeit (vgl. Bild 8).

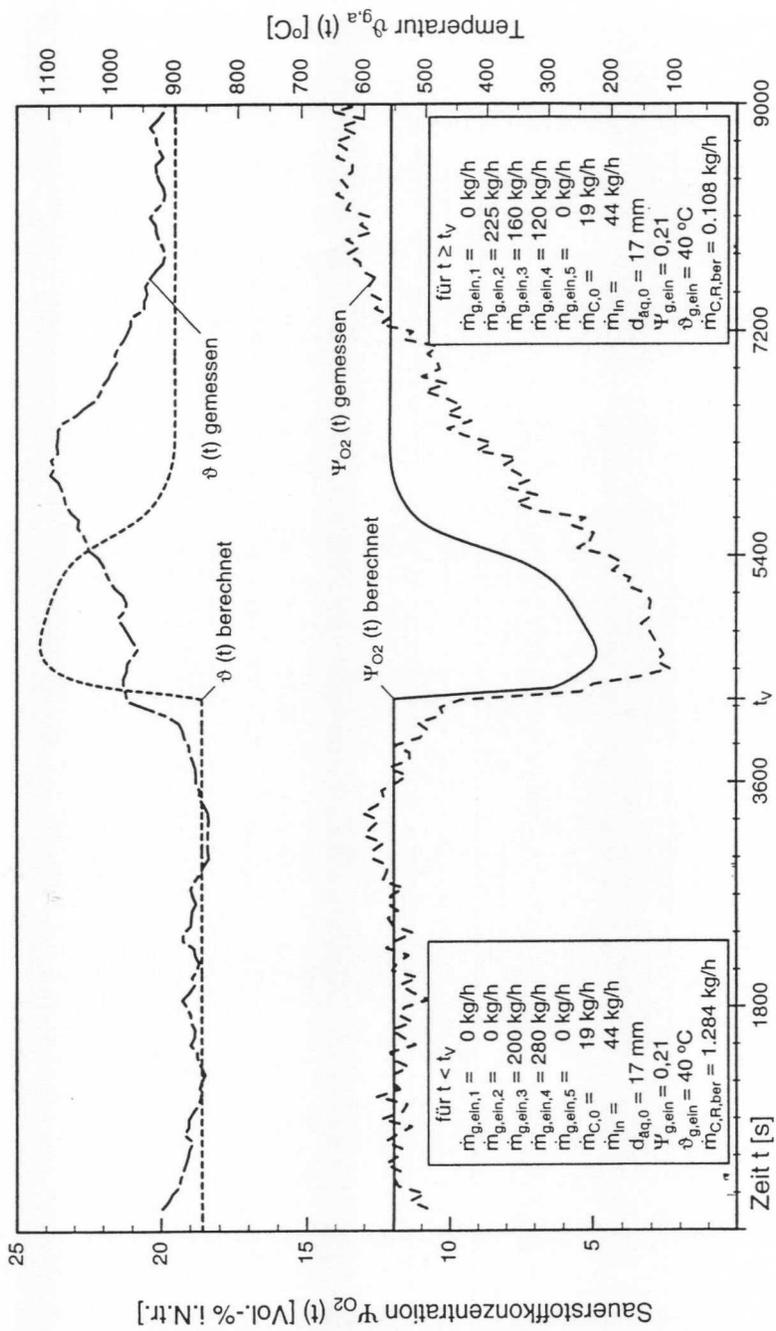


Bild 11. Gemessenes und berechnetes Ψ_{O_2} und $\vartheta_{g,a}$ einer Variation der Luftverteilung in den Reaktionszonen bei der Zeit t_v .

GVC-Symposium Abfallwirtschaft Herausforderung und Chance

Preprints

17. bis 19. Oktober 1994
Congress Centrum
Würzburg

GVC VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik
und Chemieingenieurwesen
gemeinsam mit DECHEMA e.V.