

Die Regelung biotechnischer Prozesse

Bernd Hitzmann, Technische Chemie, Universität Hannover

Grundlagen

Eine umfassende Automatisierung biotechnischer Prozesse gewinnt aufgrund des Strebens nach hoher Produktqualität, -ausbeute und Prozeßsicherheit sowie geringen Prozeßkosten (geringer Energie- und Substrateintrag und geringe Personalkosten) ständig an Bedeutung. Der Betrieb eines Produktionsfermenters ist gekennzeichnet durch nacheinander ablaufende Betriebsphasen:

- Upstreaming (Befüllen, Sterilisieren, Mischen)
- Kultivieren (Züchtung und Produktion) und
- Downstreaming (Ernten und Aufarbeiten)

In jeder Phase ist ein hohes Maß an Automatisierung gefordert. Dabei stellt das Kultivieren aus Sicht der Regelung und Steuerung im allgemeinen die höchsten Ansprüche, da hier ein dynamisches Optimierungsproblem vorliegt. Jedoch werden Verfahren der Regelungstechnik bislang nur selten in dieser Phase eingesetzt. Dies beruht auf mehreren Ursachen:

Da Kultivierungsprozesse sowohl eine Vielzahl von dynamischen biochemischen Reaktionen als auch vielschichtige Transportprozesse beinhalten, sind sie sehr komplex, nichtlinear und zeitvariant. Selten liegen im Detail umfassende Kenntnisse über sie vor. Die zur Produktion verwendeten Mikroorganismen besitzen ein ihnen innenwohnendes Regulationssystem, das nur indirekt über die Umgebungsgrößen (physikalische und chemische Größen) beeinflusst werden kann. Wesentliche Prozeßgrößen können nur – wenn überhaupt – mit großem Aufwand gemessen werden. Sie liegen mit großer Zeitverzögerung sowie diskontinuierlich vor. Da im allgemeinen kein stationärer Betriebszustand bei Bioprozessen angestrebt, sondern entweder ein Satzbetrieb (Batch-Betrieb) oder ein Zulaufsatzbetrieb (Fed-batch-Betrieb) gewählt wird, besteht die eigentliche Regelungsaufgabe fast ausschließlich darin, den Mikroorganismen optimale Umgebungsbedingungen bereitzustellen. Nur selten steht die Maximierung der Biomasse oder der Produktkonzentration bei einer Regelung direkt im Vordergrund, da die hierfür notwendige Meßtechnik fehlt.

Ziel der Regelung und Steuerung von Kultivierungsprozessen ist es:

- Störungen jeglicher Art auszugleichen,
- den Energie- und Substrateintrag zu minimieren,

- die Ausbeute und Produktqualität zu maximieren,
- die sichere Durchführung des Prozesses zu gewährleisten,
- der Substrat-, Katabolit- und Produktinhibierung vorzubeugen,
- die gezielte Induktion und Repression der Enzyymbildung zu gewährleisten,
- große Scherkräfte zu vermeiden und
- den Organismen insgesamt ein optimales Milieu (für Wachstum und oder Produktbildung) zur Verfügung zu stellen.

Mit Hilfe von Standardverfahren der Regelungstechnik lassen sich einige dieser Ziele schon seit längerem erreichen. So gehört die Bereitstellung von Modulen zur Regelung des Volumens, der Temperatur, des pH-Werts, der Gelöstsauerstoffkonzentration und der Zugabe von Antischaummittel im allgemeinen zu der Grundausstattung eines Fermenters.

Regelung

Die Aufgabe der Regelung bei einem Prozeß besteht entweder darin, eine vorgegebene Größe, die sich aufgrund von Störeinflüssen ändern kann, auf einen gewünschten Wert zu bringen und diesen Wert zu halten oder die vorgegebene Größe ständig an eine sich ändernde Größe anzupassen. Die erst genannte Art einer Regelung nennt man Störgrößenregelung, die zweite Nachlaufregelung. Bei einer Regelung eines Prozesses wird die zu regelnde Ausgangsgröße eines Prozesses (Regelgröße; z. B. Temperatur, pH-Wert) ständig gemessen und mit einem vorgegebenen Sollwert (Führungsgröße) verglichen. Der Prozeß wird durch die Regelung dahingehend beeinflußt, daß möglichst die Differenz von gewünschtem Sollwert zum Wert der Regelgröße Null wird. Diese Differenz wird als Regeldifferenz oder Sollwertabweichung, der Wert der Regelgröße als Istwert bezeichnet. Die Größe, mit der der Prozeß über eine Stelleinrichtung (Stellglied) beeinflußt wird, heißt Stellgröße.

Weicht die Regeldifferenz von Null ab, d. h. sind der Istwert und der Sollwert unterschiedlich aufgrund von Störungen oder der gezielten Änderung des Sollwerts, so wird der Regler über das Stellglied so auf die Regelstrecke (den Prozeß) einwirken, daß der Istwert der Regelgröße sich dem Sollwert der Führungsgröße nähert. In Abbildung 1 sind das Schema eines Regelkreises sowie die verschiedenen Größen eines Regelkreises dargestellt.

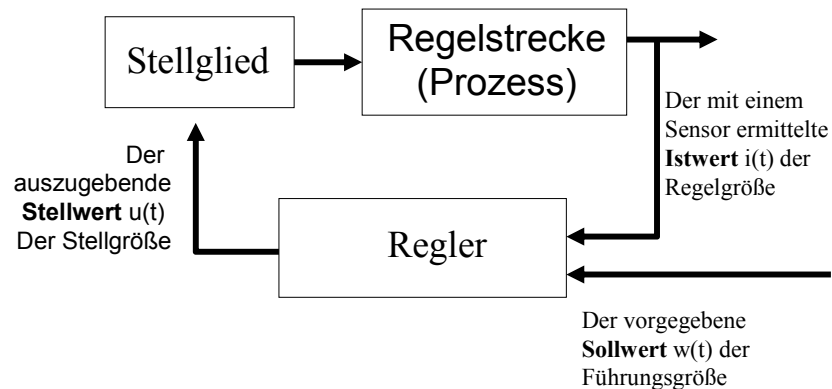


Abbildung 1 Schema eines Regelkreises

Die Bestimmung eines aktuellen Stellwerts und seine Einstellung am Stellglied kann von einem Menschen (Handregelung) oder mit einem entsprechenden Gerät durchgeführt werden. Werden die mit einem Sensor ermittelten Istwerte der Regelgröße mit einem Computer erfaßt, in dem auch der Regelalgorithmus implementiert und ausgeführt wird, so nennt man diesen Regler auch Abtastregler bzw. digitalen Regler. Bei der Abtastung der Meßwerte wird ein Analog-Digital-Wandler (A/D-Wandler) verwendet, der ein analoges Eingangssignal in ein digitales Ausgangssignal umsetzt und dies dem Computer zur Verfügung stellt. Bei dieser Meßdatenaufnahme muß darauf geachtet werden, daß die Information des analogen Meßsignals nur dann vollständig erhalten bleibt, wenn die Abtastrate größer als das Doppelte der höchsten Frequenzkomponente des analogen Signals beträgt (Abtasttheorem).

Der Unterschied von Regelung und Steuerung

In der englischen Literatur wird zwischen den Worten Regelung und Steuerung nicht unterschieden. Beides wird mit Control übersetzt. Im Gegensatz zur Regelung, bei der ein geschlossener Wirkungsablauf charakteristisch ist, findet bei der Steuerung kein Vergleich der Ausgangsgröße mit der Eingangsgröße statt. Somit liegt ein offener Wirkungsablauf vor, bei dem keine Rückkopplung vorhanden ist; deshalb spricht man hier auch von einer Steuerkette im Unterschied zum Regelkreis. Das Schema einer Steuerung ist in Abbildung 2 dargestellt.

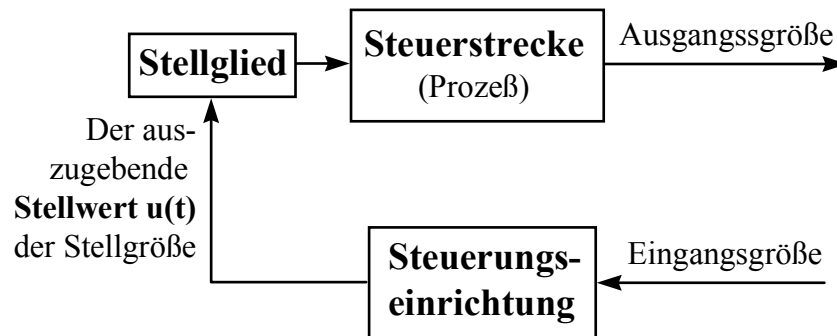


Abbildung 2 Schema einer Steuerung; im Gegensatz zu Abbildung 1 ist kein geschlossener Wirkungsablauf vorhanden

Nur wenn alle Einflußgrößen eines Prozesses sowie ihre Wirkung auf die Ausgangsgröße hinreichend bekannt sind, erhält man bei einer Steuerung den gewünschten Verlauf der Ausgangsgröße. Eine spezielle Art der Steuerung ist die Ablaufsteuerung. Hierbei liegen Weiterschaltbedingungen vor, die einen schrittweisen Ablauf der Steuerbefehle bewirken. Bei der zeitgeführten Ablaufsteuerung hängen die Weiterschaltbedingungen nur von der Zeit ab. Ein Beispiel hierfür ist die Steuerung von Fließinjektionsanalyse-Systemen, bei denen Ventile bzw. Pumpen nach einem fest vorgegebenen Zeitplan geschaltet werden. Sind die Weiterschaltbedingungen jedoch von Signalen des zu steuernden Prozesses abhängig, z. B. von einem Signal eines Schwimmerschalters, so wird diese Steuerungsart als prozeßabhängige Ablaufsteuerung bezeichnet. Mit Hilfe einer Ablaufsteuerung wird in der Bioprozeßtechnik z. B. das Mischen von Mediumsbestandteilen, das Befüllen eines Fermenters sowie das Sterilisieren automatisiert.

Der Zweipunktregler

Der einfachste Typ eines Reglers stellt der Zweipunktregler dar. Er wird bei Bioprocessen zum Regeln des pH-Werts oder der Temperatur eingesetzt. Wird z. B. bei einer Kultivierung eine vorgegebene Temperatur (Grenzwert) überschritten so hat dies zur Folge, daß Kühlwasser durch den Mantel des Reaktors geführt wird. Ist die Temperatur niedriger als der Grenzwert, so wird der Reaktor nicht gekühlt.

Formelmäßig läßt sich dieser Regler wie folgt beschreiben:

$$u(t) = \begin{cases} u_{\min} , & e(t) \leq 0 \\ u_{\max} , & e(t) > 0 \end{cases} \quad (1)$$

$e(t)$ wird die Regeldifferenz oder -abweichung genannt und ist die Differenz von Sollwert $w(t)$ und Istwert $i(t)$. u_{\min} und u_{\max} sind die beiden möglichen Stellwerte dieses Reglers, d. h. die beiden möglichen Werte von $u(t)$. In dem obigen Beispiel wäre die Pumprate des Kühlwassers Null wenn $e(t) \leq 0$ ist, hingegen hätte die Pump-rate einen konstanten Wert größer Null für den Fall das $e(t) > 0$ ist. Dieser Reglertyp ist zwar einfach zu implementieren, wird jedoch in der Industrie selten verwendet, da er aufgrund seiner unstetigen Arbeitsweise leicht zu Oszillationen der Regelgröße führen kann. Die wohl größte Verbreitung in der Industrie finden die PID-Regler.

Der PID-Regler

Der PID-Regler (**p**roportional **i**ntegral **d**erivative) wurde ursprünglich für die analoge Technik entwickelt und basiert auf folgender Gleichung:

$$u(t) = K \left[e(t) + \frac{1}{T_I} \int_0^t e(\tau) d\tau + T_D \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (2)$$

$u(t)$ ist der Stellwert, $e(t)$ die Regeldifferenz. Die Regelparameter dieser Gleichung werden wie folgt bezeichnet:

| | |
|-------|--------------------|
| K | Verstärkungsfaktor |
| T_I | Nachstellzeit |
| T_D | Vorhaltezeit |

Der Stellwert $u(t)$ ist dabei proportional zu der Regeldifferenz selber sowie zu dem Integral und der Ableitung der Regeldifferenz. Durch die Wahl der Regelparameter wird der Charakter der Regelung festgelegt, d. h. ob er proportionales, integrales und / oder differentielles Verhalten zeigt. Ist z. B. $T_D=0$ so besitzt der Regler nur noch einen proportionalen und einen integralen Anteil und wird PI-Regler genannt. Ein PI-Regler wird insbesondere dann verwendet, wenn der Istwert der Regelgröße stark schwankt. Da sich die Steigung der Istwerte in einem solchen Fall entsprechend stark verändern, würde ein D-Anteil eine starke Änderungen der Stellwerte bewirken, was zu einer instabilen Regelung führt.

Das Verhalten eines Reglers kann durch seine Sprungantwort charakterisiert werden. Hierbei wird das Verhalten der Stellgröße bei einer sprungartigen Änderung der Regeldifferenz untersucht. Diese Änderung kann z. B. durch Verstellen des Sollwerts hervorgerufen werden. In Abbildung 3 ist die Sprungantwort eines P-Reglers (d. h. $T_I=\infty$, $T_D=0$) für unterschiedliche Regeldifferenzen ($e_1 < e_2 < e_3$) dargestellt.

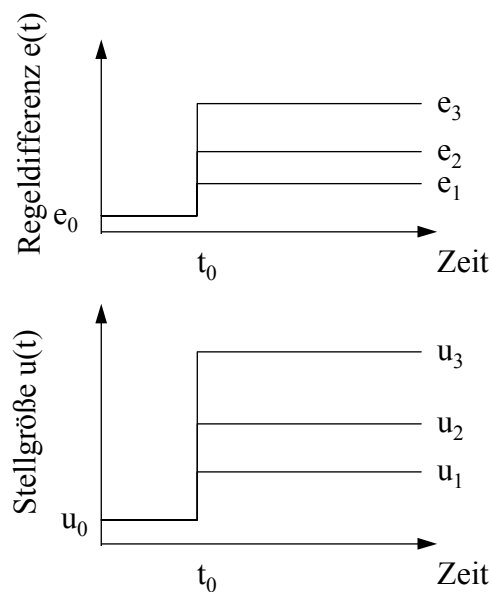


Abbildung 3 Sprungantwort von P-Reglern bei unterschiedlichen Regeldifferenzen ($e_1 < e_2 < e_3$)

Wie in Abbildung 3 zu erkennen ist besteht beim P-Regler zwischen einem Wert der Regeldifferenz und dem entsprechenden Stellwert ein proportionaler Zusammenhang. Jedem Wert der Regeldifferenz kann somit ein bestimmter Stellwert zugeordnet werden, der sich nicht ändert. Dies ist bei einem PI- oder einem I-Regler nicht möglich. Diese Regler zeigen eine Stellgrößenänderung bei einem festen von Null abweichenden Wert der Regeldifferenz, d. h. diese Regler bewirken solange eine Änderung des Stellwerts, bis der Istwert mit dem Sollwert übereinstimmt. Dieser Zusammenhang ist für die Sprungantwort dieser Regler in Abbildung 4 dargestellt.

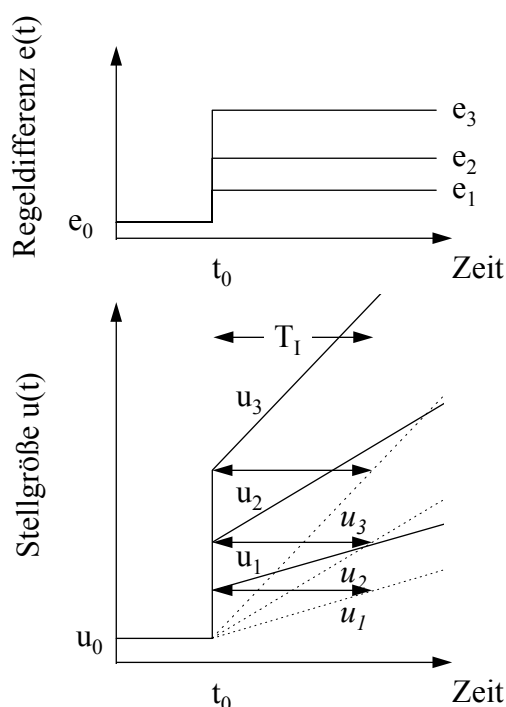


Abbildung 4 Sprungantwort des PI-Reglers (durchgezogene Kurven) und des reinen I-Reglers (unterbrochene Kurven) bei unterschiedlichen Regeldifferenzen ($e_1 < e_2 < e_3$)

Die Nachstellzeit (T_I) des I-Reglers ist ebenfalls in Abbildung 4 eingezeichnet. Wie in dieser Abbildung zur erkennen ist, müßte der reine I-Regler um die Nachstellzeit früher eingreifen als der PI-Regler, wenn er die gleiche Wirkung erzielen soll. Der Einfluß der Nachstellzeit auf einen I-Regler ist aus der Gleichung (2) leicht abzuleiten: Je kleiner die Nachstellzeit ist, desto größer wird die Steigung der Stellgröße und damit der I-Anteil eines PI-Reglers.

Der digitale PID-Regler

Aufgrund der weiten Verbreitung von PID-Reglern wurde sehr viel Know-how über sie gesammelt. Derzeit werden nur noch digitale PID-Regler implementiert. Hierbei kann für kleine Abtastzeiten T_A die Gleichung (2) durch Diskretisierung direkt in eine Differenzgleichung umgewandelt werden. Das Integral wird durch eine Summe (von Rechtecken), der Differentialquotient durch eine Differenz angenähert. Der Regelalgorithmus lautet dann:

$$u(k) = K \left[e(k) + \frac{T_A}{T_I} \sum_{i=0}^{k-1} e(i) + T_D \frac{e(k) - e(k-1)}{T_A} \right] \quad (3)$$

Hierbei sind $u(k)$ und $e(k)$ die zum Zeitpunkt $t=kT_A$ diskretisierten Werte von $u(t)$ und $e(t)$. Bei der Verarbeitung mit einem Computer ist ein rekursiver Algorithmus einfacher zu implementieren. Um diesen zu erhalten, wird die Differenz aufeinander folgender Stellwerte berechnet

$$\Delta u = u(k) - u(k-1) = q_0 e(k) + q_1 e(k-1) + q_2 e(k-2) \quad (4)$$

hierbei wurden die folgenden neuen Parameter eingeführt

$$\begin{aligned} q_0 &= K \left(1 + \frac{T_D}{T_A} \right) \\ q_1 &= -K \left(1 + 2 \frac{T_D}{T_A} - \frac{T_A}{T_I} \right) \\ q_2 &= K \frac{T_D}{T_A} \end{aligned} \quad (5)$$

Bei der Einstellung eines Reglers auf ein spezielles Regelungsproblem müssen die Regelparameter in geeigneter Weise festgelegt werden. Aufgrund der weiten Verbreitung des analogen PID-Reglers sind hierfür verschiedene heuristische Verfahren entwickelt worden. Wenn die Abtastzeiten der Meßgrößen des digitalen PID-Reglers klein sind, ist sein Verhalten dem des analogen PID-Reglers sehr ähnlich. Somit können die heuristischen Verfahren zur Parametereinstellung auch für digitale PID-Regler übernommen werden. Mit Hilfe der Umrechnung (5) können dann die entsprechenden Parameter des digitalen Reglers berechnet werden.

Die Parametereinstellung

Wenn die Dynamik und die Störeinflüsse eines Prozesses bekannt wären, könnten die optimalen Parameter eines Reglers theoretisch berechnet werden. Mit dem vorhandenen Wissen über den Prozeß muß ein mathematisches Modell der Regelstrecke erstellt werden. In der Praxis ist dies jedoch meist sehr schwierig und auch zeitaufwendig. Ist aber ein Modell vorhanden, können der Reglertyp sowie die Reglerparameter basierend auf diesem Modell ermittelt werden. Der Regler wird dann mit Hilfe von Simulationen des gesamten Regelkreises in unterschiedlichen Situationen getestet und optimiert. Hierbei kann es sich aber durchaus zeigen, daß selbst das Modell und / oder der Reglertyp verändert werden müssen. Die Güte des so erhaltenen Reglers ist natürlich von der Güte des Modells abhängig.

Ein anderes Verfahren einen Regler zu entwerfen, das keinen größeren mathematischen Aufwand erfordert, bedient sich heuristischer oder empirischer Einstellregeln (sogenannten Faustregeln). Bei diesen Verfahren nutzt man nicht so sehr theoretisches Wissen sondern führt Experimente durch. Ein Verfahren basiert auf der Analyse des Antwortverhaltens der Regelstrecke (des Prozesses) auf eine stufenförmige Änderung der Werte der Stellgröße (Stufenfunktion, Sprungfunktion).

Der Wert der Stellgröße wurde hierfür zu einem Zeitpunkt t_0 sprunghaft von S_0 auf S_1 erhöht. Um das Antwortverhalten des Regelkreises auf diese Stellgrößenänderung zu messen, darf er natürlich nicht geschlossen sein, d. h. die Regelstrecke wird vom Regler gelöst. In Abbildung 5 ist ein Schema dieser Untersuchung dargestellt. Die von der Regelstrecke aufgezeichnete Sprungantwort wird auch als Übergangsfunktion bezeichnet.

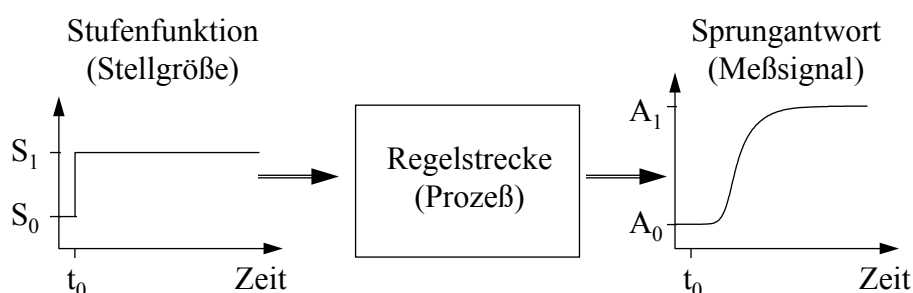


Abbildung 5 Verhalten einer Regelstrecke auf eine stufenförmige Änderung der Stellwerte bei einem offenen Regelreis

Das in Abbildung 5 dargestellte Antwortsignal hat einen sigmoiden Verlauf, der für viele Prozesse typisch ist und annähernd dem Verhalten eines Prozesses erster Ordnung (d. h. eines Prozesses, der durch eine Differentialgleichung erster Ordnung beschrieben wird) mit Totzeit entspricht.

Mit Hilfe der Sprungantwort der Regelstrecke werden zwei Zeiten ermittelt: die Ersatztotzeit (T_t) und die Ersatzzeitkonstante (τ_k). Diese Zeiten ergeben sich aus den Schnittpunkten der Tangente, die durch den Wendepunkt der Sprungantwort festgelegt ist, mit zwei Parallelen zur Abszisse, die durch den Anfangs- und Endwert der Sprungantwort bestimmt sind. Wenn t_0 den Zeitpunkt bezeichnet, bei dem der Wert der Stellgröße geändert wurde, t_1 den Zeitpunkt, bei dem die Tangente die Parallele zur Abszisse schneidet, die durch den Anfangswert der Sprungantwort bestimmt ist, sowie t_3 den Zeitpunkt, der durch den Schnittpunkt der Tangente mit der Parallelen, die durch den Endwert der Sprungantwort bestimmt ist, dann ergeben sich die Ersatztotzeit und die Ersatzzeitkonstante wie folgt:

$$\begin{aligned} \text{Ersatztotzeit:} & \quad T_t = t_1 - t_0 \\ \text{Ersatzzeitkonstante:} & \quad \tau_k = t_2 - t_1 \end{aligned}$$

In Abbildung 6 ist die Ermittlung der Ersatztotzeit und der Ersatzzeitkonstante schematisch dargestellt.

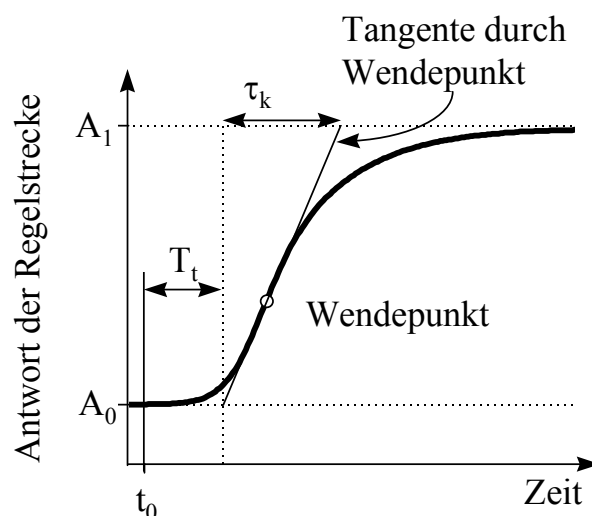


Abbildung 6 Die Bestimmung der Ersatztotzeit (T_t) und der Ersatzzeitkonstanten (τ_k) aus dem Signal der Sprungantwort einer Regelstrecke

Mit Hilfe eines Verfahrens, das von Ziegler und Nichols aufgestellt wurde, können die Regelparameter aus den so ermittelten Größen berechnet werden. In Tabelle 1 sind die jeweiligen Berechnungsformeln für die unterschiedlichen Regler aufgeführt.

Tabelle 1 Berechnungsformeln für die Regelparameter basierend auf der Auswertung einer Sprungantwort

| Regler | K | T_I | T_D |
|--------|--|------------|-----------|
| P | $\frac{\tau_K}{T_t} \frac{S_1 - S_0}{A_1 - A_0}$ | – | – |
| PI | $0,9 \frac{\tau_K}{T_t} \frac{S_1 - S_0}{A_1 - A_0}$ | $3,33 T_t$ | – |
| PID | $1,2 \frac{\tau_K}{T_t} \frac{S_1 - S_0}{A_1 - A_0}$ | $2 T_t$ | $0,5 T_t$ |

Die mit den Parametern aus Tabelle 1 eingestellten Regler müssen meist noch am eigentlichen Prozeß optimiert werden. Ebenso werden diese Parameter auch als Startwerte verwendet, um einen Regelkreis mit Hilfe einer Simulation zu optimieren. Wie schon erwähnt, ist aber hierfür ein brauchbares Modell der Regelstrecke notwendig. Die Beurteilung der Güte eines Reglers – ob rein experimentell oder durch Modell basiert entworfen – wird je nach individueller Gegebenheit eines Prozesses nach bestimmten Kriterien durchgeführt.

Gütekriterien

Die Güte eines Reglers kann nicht generell sondern muß immer für die jeweiligen individuellen Gegebenheiten eines Prozesses beurteilt werden. In jedem Fall muß aber als Mindestanforderung die Stabilität eines jeden Regelkreises gesichert sein. Für die Stabilität gibt es unterschiedliche Kriterien. Das BIBO-Stabilitätskriterium (BIBO: Bounded Input – Bounded Output) besagt, daß dann ein stabiler Prozeß vorliegt, wenn jedes beschränkte Eingangssignal eines Prozesses zu einem beschränkten Antwortsignal der Ausgangsgröße führt. In Abbildung 7 sind Beispiele aufgeführt, die sowohl das Antwortverhalten von stabilen Prozessen als auch von instabilen Prozessen zeigen.

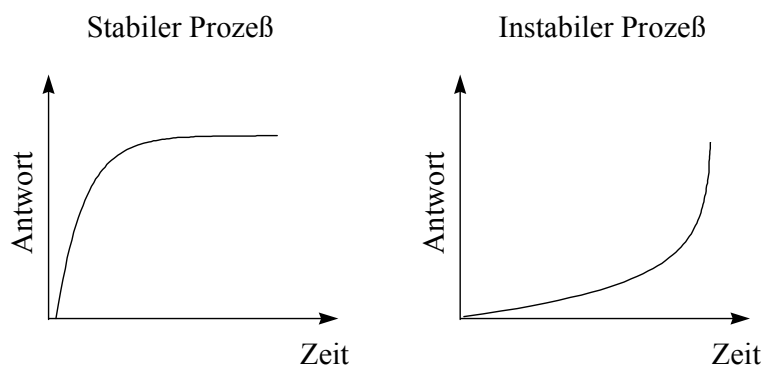


Abbildung 7 Das Antwortverhalten von stabilen Prozessen und von instabilen Prozessen auf eine Änderung des Eingangssignals.

Neben der allgemeinen Forderung, daß ein Regelkreis stabil sein soll, gibt es eine Vielzahl unterschiedlicher Gütekriterien. Beispiele hierfür sind:

Der Regler soll so ausgelegt werden,

- daß ein sich zeitlich ändernder Sollwert der Führungsgröße möglichst schnell vom Istwert der Regelgröße erreicht wird.
- daß Störgrößen einen möglichst geringen Einfluß auf die Regelgröße ausüben.
- daß die maximale Regeldifferenz so klein wie möglich wird.
- daß die bleibende Regeldifferenz minimal wird.
- daß ein möglichst geringes Überschwingen auftritt.
- daß das Integral der absoluten Regeldifferenz oder seines Quadrates minimal wird.

Dabei können häufig nicht mehrere Kriterien gleichzeitig erfüllt werden, so daß meist ein Kompromiß notwendig ist. Will man z. B. einen Regler, der dafür sorgt, daß ein Sollwert nach seiner Änderung möglichst schnell erreicht wird, so muß

wahrscheinlich ein Überschwingen in Kauf genommen werden. Um die Güte eines Reglers auf eine Stellgrößenänderung beurteilen zu können, sind folgende charakteristische Kenngrößen im Antwortsignal definiert worden:

- ◆ Die *Verzugszeit* wird festgelegt durch den Schnittpunkt der ersten Wendetangente des Antwortsignals mit der Parallelen zur Abszisse (Zeitachse), die durch den Anfangswert der Regelgröße bestimmt ist.
- ◆ Die *Anstiegszeit* ergibt sich aus der Differenz der zweier Schnittpunkte der Wendetangente mit zwei Parallelen zur Abszisse, die durch den Anfangswert und Endwert der Regelgröße bestimmt sind.
- ◆ Die *Anregelzeit* ist definiert als der Zeitpunkt, bei dem der Istwert der Regelgröße das erste Mal den Sollwert identisch ist.
- ◆ Die *Ausregelzeit* ist festgelegt durch ein dauerhaftes Erreichen eines Intervalls um den Sollwert.
- ◆ Die *maximale Überschwingweite* gibt den maximalen Wert der Regelabweichung an, der nach erstmaligem Erreichen des Sollwerts auftritt.

In Abbildung 8 sind einige dieser Kenngrößen in das Antwortsignal eines geschlossenen Regelkreises eingezeichnet, das nach einer Sollwertänderung registriert wurde.

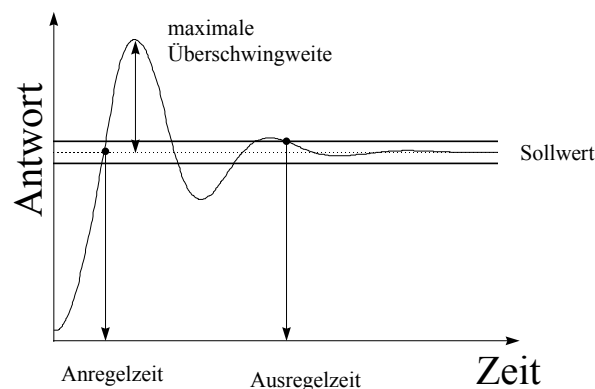


Abbildung 8 Charakteristische Kenngrößen zur Beurteilung von Reglern

Je nach Anforderungen des jeweiligen Prozesses, kann es notwendig sein für eine dieser charakteristischen Kenngrößen ein Minimum zu gewährleisten oder aber für mehrere Kenngrößen gleichzeitig einen akzeptablen Kompromiß zu finden. Je nachdem ob ein gutes Führungsverhalten oder ein gutes Störverhalten des Reglers bei einem Prozeß gefordert ist, sind unterschiedliche Werte der Regelparameter einzustellen. So ist es für ein gutes Führungsverhalten notwendig, daß der Regler nach einer Änderung des Sollwerts den Stellwert so anpaßt, daß der Wert der Regelgröße dem des Sollwerts möglichst schnell entspricht.

Weiterführende Lehrbücher

Allgemeine Regelungstechnik

Karl J. Åström, Bjorn Wittenmark, Computer-Controlled Systems. Theory and Design, Prentice-Hall International, London, 1990

Heinz Unbehauen, Regelungstechnik I, II, III, Friedr. Vieweg & Sohn Verlagsgesellschaft mbH, Braunschweig, 1994

Rolf Isermann, Digitale Regelsysteme, Band I + II, Springer Verlag, Berlin 1987

Regelungstechnik mit Bezug zur Technischen Chemie

W. L. Luyben, Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers, McGraw-Hill, Singapore, 1986

George Stephanopoulos, Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice, Prentice-Hall, London 1984

Regelungstechnik mit Bezug zur Biotechnik

Marie-Noëlle Pons, Bioprocess Monitoring and Control, Carl Hanser Verlag, München, 1992

Daniel R. Omstead, Computer Control of Fermentation Processes, CRC Press, Boca Raton, 1990

Georges Bastin, Denis Dochain, On-line Estimation and Adaptive Control of Bioreactors, Elsevier, Amsterdam, 1990

Irving J. Dunn, Elmar Heinzle, John Ingham, Jirí E. Prenosil, Biological Reaction Engineering. Principles, Applications and Modelling with PC Simulation