

SIMATIC PCS 7 APC-Portfolio

SIEMENS

White Paper

Wie verbessern Sie die Performance Ihrer Anlage mit Hilfe der passenden Funktionen aus dem SIMATIC PCS 7 APC-Portfolio?

Oktober 2008

Für viele Anwender (Anlagenbetreiber, Anlagenbauer, EPCs, Systemintegratoren) ist es eine gute Nachricht, dass gehobene Regelungsfunktionen (APC = Advanced Process Control) in zunehmendem Umfang direkt innerhalb von Prozessleitsystemen angeboten werden, wie beispielsweise von Siemens mit der SIMATIC PCS 7 APC-Bibliothek bzw. Advanced Process Library. Angesichts der großen Auswahl verschiedener APC-Funktionen stellt sich jetzt die Frage, welcher Ansatz für welche Aufgabenstellung auszuwählen ist, um die Performance der Anlage zu verbessern, und den größtmöglichen Nutzen mit dem geringstmöglichen Aufwand zu erzielen.

Der folgende Beitrag gibt zunächst einen Überblick gängiger APC-Verfahren anhand der in der PCS 7 APC-Bibliothek verfügbaren Werkzeuge. Darauf aufsetzend wird eine typische Vorgehensweise zur Verbesserung der Prozessführung mit Hilfe gehobener Regelungsverfahren skizziert, und mit einem Fallbeispiel illustriert.

Contents

1	Übersicht: Werkzeuge in der PCS 7 APC Bibliothek	3
1.1	Einführung	3
1.2	Control Performance Management	3
1.2.1	Überwachung von Regelkreisen (Control Performance Monitoring)	3
1.2.2	Rechnergestützte Optimierung von Regelkreisen (PID-Tuning)	5
1.3	Erweiterungen zur PID-Regelung	6
1.3.1	Ablösende Regelung (Override Control)	6
1.3.2	PID-Regelung mit arbeitspunktabhängiger Parametersteuerung (Gain-Scheduling) 7	
1.3.3	Smith Prädiktor Regelung für Totzeitstrecken	8
1.3.4	Dynamische Störgrößenaufschaltung	8
1.4	Mehrgrößenregelung (MPC: Model Predictive Control)	10
1.4.1	Anschauliche Erklärung der Funktionsweise prädiktiver Regler	11
1.4.2	PLS-integrierte Prädiktivregler versus Prädiktivregler mit Online-Optimierung...	12
1.4.3	Konfiguration prädiktiver Regler	13
2	Typische Vorgehensweise zur Verbesserung der Anlagen-Performance mit Hilfe gehobener Regelungsverfahren	14
2.1	Situations-Analyse und Abschätzung des Verbesserungspotentials	15
2.1.1	Identifikation der ökonomischen Ziele der Prozessführung	15
2.1.2	Analyse des Ist-Zustands incl. Control Performance Monitoring	17
2.1.3	Review der Basis-Automatisierung, ggf. PID-Tuning	17
2.2	Konzeption von APC-Funktionen	17
2.2.1	Auswahl des passenden Verfahrens anhand der Analyse	17
2.2.2	Auswahl der Regelsystem-Struktur, der Stell- und Regelgrößen sowie Begrenzungen 19	
2.3	Konfiguration von APC-Funktionen	20
2.3.1	Prozessanregung und Aufnahme von Lerndaten	20
2.3.2	Modellbildung	21
2.3.3	Regler-Einstellung	21
2.3.4	Inbetriebnahme	21
2.4	Die wichtigsten Regeln auf einen Blick	22
2.5	Dokumentation, Training, Wartung und Pflege	22
3	Fallbeispiel Destillationskolonne	23
3.1	Template-basierte Implementierung	24
3.2	Wirtschaftlicher Nutzen	25
3.3	Fazit	26
4	Literatur	26

1 Übersicht: Werkzeuge in der PCS 7 APC Bibliothek

Mit der APC-Bibliothek von Simatic PCS 7 ([1.], [2.]) werden erstmals gehobene Regelungsfunktionen (Advanced Process Control) in den serienmäßigen Lieferumfang des Prozessleitsystems aufgenommen. Neben dem eigentlichen Kernalgorithmus sind auch dazu passende Messstellentypen sowie Software-Tools zur rechnergestützten Inbetriebnahme verfügbar. Die APC-Funktionen können in drei Klassen eingeteilt werden:

- Control Performance Management,
- Erweiterungen zur PID-Regelung und
- Mehrgrößenregelung.

Fuzzy Control und künstliche neuronale Netze werden ebenfalls im Umfeld von Simatic PCS 7 im sog. AddOn-Katalog [3.] angeboten, aber in diesem Beitrag nicht näher beleuchtet.

Durch den geringeren Einstandspreis einer systemintegrierten und template-basierten Implementierung werden jetzt zahlreiche Applikationen auch an kleineren und mittleren Anlagen für Advanced-Control-Verfahren zugänglich, bei denen es aufgrund der geforderten Amortisationszeiten nicht in Frage kommt, kostspielige APC-Softwarepakete von außen an das Prozessleitsystem anzukoppeln.

1.1 Einführung

In den folgenden Abschnitten werden für die einzelnen APC-Verfahren jeweils das Grundprinzip, die vorgesehene Verwendung bzw. Anwendungsaufgabe und typische Einsatzfälle (Branchen, Apparate etc.) dargestellt. Die kurzen Beschreibungen sind als erster Einstieg in das Thema zu verstehen und erheben keinen Anspruch auf Vollständigkeit. Vertiefende Informationen finden sich in der zitierten Literatur und in den Produkt-Dokumentationen.

Wenn ein Anwender sich mit den neuartigen Advanced-Process-Control-Strukturen in Simatic PCS 7 vertraut machen will, indem er damit experimentiert, ohne in den realen Prozess einzugreifen, empfiehlt sich die Verwendung des PCS 7 Beispielprojekts Advanced Process Control, alias „Getting Started with Advanced Control“. Durch das Arbeiten mit den Beispielen lässt sich das Konzept und die Anforderungen an eine bestimmte APC-Struktur ver-

stehen, sowie der Nutzen abschätzen, bevor diese in einer realen Anlage eingesetzt werden. Dazu bieten die Beispiele eine Prozess-Simulation und übersichtliche Bedien-Bilder. Bei den Erweiterungen zur PID-Regelung ist dieselbe Prozess-Simulation jeweils doppelt realisiert, eine Instanz mit APC-Erweiterung und die andere ohne, wobei alle anderen Prozess- und Reglerparameter identisch sind. Im direkten Vergleich ("Benchmark-Simulation", "Parallel-Slalom") können die Vorteile der APC-Erweiterung erprobt werden (s. Beispiel in Bild 8).

1.2 Control Performance Management

Unter dem Oberbegriff Control Performance Management werden die Überwachung der Regelgüte und die Optimierung von Regelkreisen zusammengefasst.

1.2.1 Überwachung von Regelkreisen (Control Performance Monitoring)

Empirische Untersuchungen haben gezeigt, dass viele der in der Prozessindustrie eingesetzten PID-Regelungen ihre Entwurfsziele nicht in gewünschtem Maß erfüllen, und es großes Verbesserungspotential gibt. Oftmals ist das gar nicht allen Beteiligten bewusst.

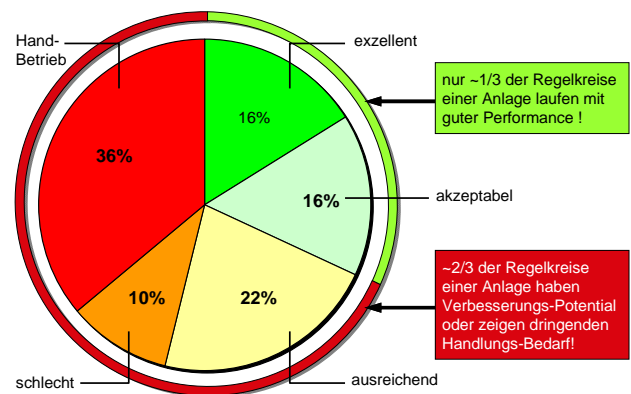


Bild 1: Verbesserungspotential bei der Regelgüte, nach [14.]

Einzelne Anlagenfahrer oder MSR-Techniker haben kaum die Chance, die Vielzahl der Regelkreise, für die sie zuständig sind, permanent zu überwachen. Daher wird eine Funktionalität benötigt, die alle Regelkreise einer Anlage automatisch bezüglich ihrer Regelgüte überwacht, damit nachlassender Leistungsfähigkeit einzelner Regelkreise oder sich anbahnende Störungen frühzeitig erkannt, und gezielt an der richtigen Stelle mit Maßnahmen zur Instandhaltung oder Regleroptimierung eingegriffen werden kann. Dabei werden im Sinne einer nicht-invasiven Diagnose für die Überwachung nur

die im regulären Prozessbetrieb anfallenden Daten verwendet. (Eine Nachoptimierung erfordert ggf. aktive Experimente an der Anlage.)

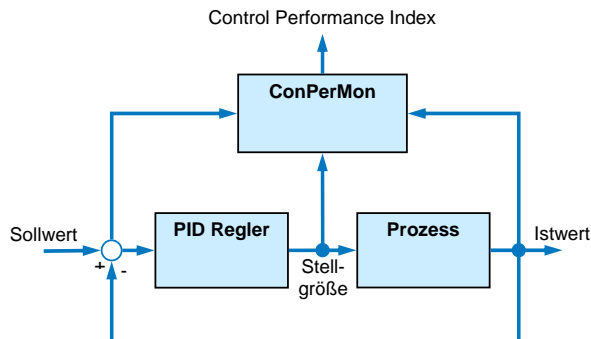


Bild 2: Signalfluss für Regelkreisüberwachung (Control Performance Monitoring)

Hierzu wird jeder zu überwachende Regelkreis mit einem Überwachungsbaustein (ConPerMon, [6.]) ausgestattet, wie dies in den Messstellentypen der Advanced Process Library [9.] standardmäßig vorgesehen ist. Bei der Verwendung solcher Messstellentypen entfällt also der Aufwand für eine manuelle Verschaltung des Überwachungsbausteins in jedem Regelkreis.

In stationären Betriebszuständen des Prozesses berechnet dieser Überwachungsbaustein in einem gleitenden Zeitfenster folgende stochastischen Merkmale (Kennwerte) der Regelgüte:

- Mittelwert, Varianz und Standardabweichung der Regelgröße,
- Mittelwert des Stellwerts und der Regelabweichung,
- Regelgüte-Index,
- geschätzte stationäre Prozessverstärkung.

Bei Sollwertsprüngen werden folgende deterministischen Merkmale der Regelgüte bestimmt:

- An- und Einschwingzeit, sowie das Einschwingverhältnis,
- Überschwinger absolut und bezogen auf die Sprunghöhe.

Weitere statistische und grafische Auswertungen der Signale im Regelkreis über längere, frei wählbare Zeiträume gibt es im Bildbaustein des Überwachungsbausteins.

In einer Übersichtsdarstellung einer Anlage oder Teilanlage kann man sich mit Hilfe der Bausteinsymbole der Überwachungsbausteine (Ampelfunktion) einen schnellen Überblick über den Zustand aller Regelkreise verschaffen.

Anwendungsbeispiele

Die Regelkreisüberwachung ist brachen- bzw. prozessunabhängig einsetzbar. Sie ermöglicht im Prozessleitsystem einen schnellen Überblick über problematische Regelkreise und deren Abweichung vom Nennverhalten. In der Praxis wird die Regelkreisüberwachung vor allem bei Anlagen mit vielen Regelkreisen, wie beispielsweise in der Stahl- und Papierindustrie, Raffinerie, Petro- und Basischemie, eingesetzt. Durch entsprechende Interpretation der Kennwerte lassen sich ohne spezielle Vorkenntnisse verschiedene Aussagen zum Zustand des betroffenen Regelkreises ableiten:

- Eine im Mittel bleibende Regelabweichung ungleich null bei konstantem Sollwert ist bereits ein Indiz für Probleme im Regelkreis, falls es sich um einen Regler mit I-Anteil handelt. Folgende potentiellen Ursachen sollten geprüft werden:

(1) Die Leistungsfähigkeit des Stellglieds ist nicht ausreichend. In der Folge geht der Regler ständig mit seinem Stellsignal an die Begrenzung. Dies kann an ungünstig dimensionierten Stellgliedern, veränderten Betriebsbedingungen oder auch an Verschleißerscheinungen liegen.

(2) Der vom Regler geforderte Stellwert kommt am Prozess gar nicht zur Wirkung, weil z.B. das Stellglied defekt ist.

- Falls sich die Prozessverstärkung (z.B. die Intensität des Wärme- oder Stoffaustauschs) im Lauf der Zeit (schleichend) ändert, ist dies ein Hinweis auf Abnutzungserscheinungen im Prozess, wie z.B. Ablagerungen an Wärmetauschern, Belagsbildung an Ventilen oder Klappen, nachlassender Wirkungsgrad von Aggregaten usw. Ist beispielsweise ein Temperaturregelkreis über einen Wärmetauscher geschlossen, und es bildet sich ein Belag an den Temperatureaustauschflächen, so reduziert sich der Wärmeübergangskoeffizient und damit die Streckenverstärkung. Dies kann in einem gewissen Rahmen durch den geschlossenen Regelkreis ausgeglichen werden (so dass der Regler den Fehler zunächst „vertuscht“). Obwohl bei zunehmender Verschmutzung durch eine entsprechende Vergrößerung der Reglerverstärkung die ursprüngliche Regelkreisdynamik (in einem gewissen Rahmen) wiederhergestellt werden kann, ist es eher ratsam, die eigentliche Ursache zu beheben, d.h. den Wärmetauscher zu reinigen.

- Der Regelgüte-Index CPI (Control Performance Index) in der Einheit [%] beschreibt die aktuelle Varianz der Regelgröße mit Bezug zu einer Referenz-Varianz (Benchmark). Er ist definiert als

$$\xi = \frac{\sigma_{ref}^2}{\sigma_y^2} 100\% . \text{ Der CPI bewegt sich im Bereich } 0 < \xi \leq 100\% .$$

Wenn die aktuelle Varianz

dem Referenz-Varianz -Wert entspricht, erreicht der Index den Wert 100. Falls die aktuelle Varianz dagegen größer wird, nimmt der Regelgüte-Index entsprechend ab. Die Referenzvarianz wird bevorzugt in einem definierten Gut-Zustand des Regelkreises ermittelt (z.B. nach der Inbetriebnahme mit dem PID-Tuner, s. Abschnitt 1.2.2) und bei der Initialisierung des Überwachungsbausteins gespeichert. Falls sich die Regelgüte im laufenden Betrieb langsam verschlechtert, bedeutet dies, dass Reglereinstellung und Streckenverhalten nicht mehr so gut zusammenpassen. Ab einem spezifizierten Grenzwert wird eine Meldung erzeugt, und im Symbolbild wird ein Farbumschlag von grün nach gelb oder rot sichtbar. Falls sich das ursprüngliche Streckenverhalten nicht wieder herstellen lässt, ist es ratsam die Regleroptimierung erneut durchzuführen.

- Der relative Überschwinger ist ein Maß für die Dämpfung des Regelkreises. Wenn er mehr als 20 oder 30% beträgt, ist im Allgemeinen die Kreisverstärkung (Verstärkung des Reglers mal Verstärkung der Strecke) zu hoch, entweder weil der Regler von vorneherein nicht gut eingestellt war, oder weil sich im Lauf der Zeit die Eigenschaften der Strecke geändert haben. Bei deutlich zu großen Überschwingern erzeugt der Regelkreis schwach gedämpfte Oszillationen in der Anlage. Dagegen hilft in vielen Fällen, die Verstärkung des Reglers zu reduzieren.

1.2.2 Rechnergestützte Optimierung von Regelkreisen (PID-Tuning)

Viele PID-Regler werden in der Praxis durch mehr oder weniger systematisches Probieren, bestenfalls durch heuristische Einstellregeln eingestellt, wobei der D-Anteil oft gar nicht genutzt wird. Für bestimmte Standard-Regelstrecken, wie z.B. Durchflussregelung von Flüssigkeiten mit einem Proportionalventil, gibt es Erfahrungswerte für Standard-Parametersätze. Bei langsamen Strecken, wie z.B. Temperaturstrecken, ist eine Optimierung durch reines Probieren jedoch zu zeitaufwändig, da bereits die Beobachtung einer einzelnen Sprungantwort mehrere Stunden in Anspruch nehmen kann.

Zunehmend setzt sich daher der Einsatz von rechnergestützten Verfahren zur Regleroptimierung durch. Die Bestimmung günstiger Reglerparameter kann durch eine experimentelle Vorgehensweise erfolgen, bei der vom entsprechenden Software-Tool zur Regleroptimierung zunächst ein Modell der Regelstrecke gebildet wird.

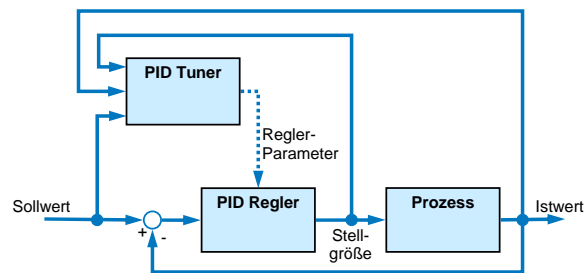


Bild 3: Rechnergestützte Regleroptimierung (PID-Tuning)

Der Prozess wird entweder durch einen Stellgrößen-sprung im Handbetrieb des Reglers oder durch einen Sollwertsprung im Automatikbetrieb angeregt (falls bereits eine grobe, zumindest stabile Reglerparametrierung vorliegt). Aus den archivierten Messdaten wird ein dynamisches Prozessmodell identifiziert, d.h. Schätzwerte für die Modellparameter werden so bestimmt, dass die Lerndaten möglichst gut durch das Modell wiedergegeben werden.

In dem besonders einfachen und robusten Verfahren des PCS 7 PID-Tuner [8.], der voll in das Engineering-System integriert ist, wird beispielsweise ein Ansatz mit PT_n -Modellen steigender Ordnung gewählt:

$$g(s) = \frac{k_S}{(t_1 s + 1)^n}$$

Es müssen vom PID-Tuner nur die drei Parameter Streckenverstärkung k_S , Zeitkonstante t_1 und Ordnung n bestimmt werden. Je größer die Ordnung n , desto größer ist die Verzugszeit im Vergleich zur Ausgleichszeit der Sprungantwort. Auf Basis des identifizierten Prozessmodells erfolgt die Bestimmung günstiger Reglerparameter nach dem Verfahren des Betragsoptimums [5.].

Beim PCS7 PID-Tuner gibt es darüber hinaus die Möglichkeit zwischen zwei Varianten der Reglerauslegung zu wählen:

- Optimales Störverhalten (Dabei müssen ca. 10-20% Überschwinger bei einem Sollwertsprung in Kauf genommen werden.)
- Optimales Führungsverhalten ohne Überschwinger. Dies kann nur bei Strecken niedriger Ordnung durch eine Strukturzerlegung (PID-Anteil in die Rückführung) ohne Einbußen beim Störverhalten erreicht werden, während bei Strecken größer zweiter Ordnung eine Reduktion des Verstärkungsfaktors erforderlich ist.

1.3 Erweiterungen zur PID-Regelung

Unter diesem Oberbegriff werden Lösungsansätze zusammengefasst, die sich durch geschickte Kombination von PID-Reglern mit anderen Funktionsbausteinen realisieren lassen, und die in der PCS7 Advanced Process Library als Messstellentypen vorgefertigt zur Verfügung gestellt werden [9.]. In diesem Umfeld gibt es keine scharfe Abgrenzung, welche dieser Strukturen dem Thema APC zugeordnet werden. Folgende Messstellentypen aus [1.] werden im Rahmen dieses Papiers noch der „konventionellen“ Regelungstechnik zugeordnet und deshalb nicht näher erläutert: Kaskadenregelung, Verhältnisregelung und Split-Range-Regelung.

1.3.1 Ablösende Regelung (Override Control)

Bei einer ablösenden Regelung müssen sich zwei oder mehr Regler ein gemeinsames Stellglied teilen. In Abhängigkeit vom aktuellen Prozesszustand wird entschieden, welcher Regler tatsächlich Zugriff auf das Stellglied bekommt, d.h. die verschiedenen Regler lösen sich gegenseitig ab.

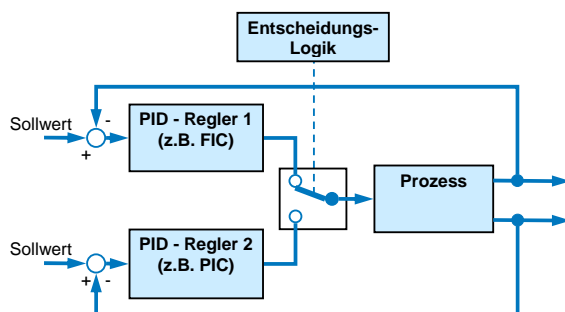


Bild 4: Ablösende Regelung

Ein typisches Anwendungsbeispiel ist eine Gas-Pipeline mit Druck und Durchflussregelung über ein einziges Ventil. Das wesentliche Regelungsziel besteht darin, einen bestimmten Durchfluss zu erzielen, aber aus Sicherheitsgründen muss der Druck innerhalb bestimmter Grenzen gehalten werden. Daher wird der Druckregler auch als "begrenzender Regler" oder "sekundärer Regler" bezeichnet.

Die logische Entscheidung, welcher Regler aktiv sein soll, kann aufgrund zweier verschiedener Kriterien getroffen werden, woraus sich zwei verschiedene Arten ablösender Regelungen ergeben:

- Die Entscheidung basiert auf einer messbaren Prozess-Ausgangsgröße, z. B. einer der beiden Regelgrößen. Im oben genannten Beispiel können die Warn Grenzen des Druckreglers heran-

gezogen werden, um zu entscheiden, ob der Druckregler aktiv werden soll. Der jeweils passive Regler wird nachgeführt, um Windup-Probleme zu vermeiden und eine stoßfreie Umschaltung zu gewährleisten. Der Sollwert des sekundären Reglers muss etwas tiefer als die Umschaltsschwelle liegen, damit die Umschaltung auch wieder rückgängig gemacht werden kann. Diese Art der ablösenden Regelung ist leicht zu verstehen und zu implementieren. Sie hat den Vorteil, dass die sekundäre Regelgröße (z. B. Druck) auf Ober- und Untergrenze überwacht werden kann, aber den Nachteil, dass eine Grenzzyklus-Schwingung entsteht, sobald der Begrenzungsregler eingreifen muss. Der sekundäre Regler wird immer versuchen, seine Regelgröße in den sicheren Bereich zurückzuführen und das Kommando an den Hauptregler (z. B. Durchfluss) zurückzugeben, sodass es zu einem ständigen Wechsel zwischen aktivem und passivem Regler kommt. Daher wird diese Variante nur empfohlen, wenn der sekundäre Regler selten gebraucht wird und eher die Funktion eines Sicherheits- oder Backup-Systems hat.

- Die Entscheidung basiert auf einem Vergleich der Stellwerte beider Regler, z. B. bekommt derjenige Regler die Kontrolle über das Stellglied, der den größeren (oder kleineren) Stellwert verlangt. Im oben genannten Beispiel bekommt derjenige Regler das Kommando, der das Ventil weiter öffnen möchte. Der Sollwert des sekundären Reglers definiert die Schaltschwelle. Beide Regler laufen die ganze Zeit in Automatikbetrieb. Um Windup-Probleme zu vermeiden, müssen die Stellwertbegrenzungen in einer Überkreuz-Struktur nachgeführt werden: Wenn der größere (kleinere) Stellwert gewinnt, müssen die Unter- (Ober-)grenzen aller Regler in einem geringen Abstand (z. B. 2% des Stellbereichs) unterhalb (oberhalb) des aktuell größten (kleinsten) Stellwertes nachgeführt werden. Dadurch kann dieses Schema auch auf Anwendungen mit mehr als zwei Regelgrößen angewendet werden. Es gibt keine Windup-Probleme an der Obergrenze, da der größte Stellwert ohnehin das Kommando übernimmt. Dieser Ansatz vermeidet die Grenzzyklus-Schwingung von Alternative 1, aber er ist prinzipiell asymmetrisch, d.h. es kann entweder eine Ober- oder eine Untergrenze der sekundären Regelgröße überwacht werden, nicht beides gleichzeitig. Diese Art der ablösenden Regelung wird in den meisten regelungstechnischen Lehrbüchern beschrieben. Sie kann aber nur mit PID-Algorithmen angewendet werden, die eine Online-Manipulation der Stellwertbegrenzungen erlauben (bei PCS7 ab V6). Bei PID-Reglern, die nach einem inkrementellen PID-Algorithmus arbeiten, gibt es stattdessen die Möglichkeit, über einen speziellen Eingang „external reset“ den reglerintern gespeicherten

Wert der Stellgröße im letzten Abtastschritt zu überschreiben. Inkrementelle PID-Algorithmen werden vorwiegend von US-amerikanischen Herstellern angeboten, und in der PCS 7 APL als spezieller Funktionsbaustein (PIDConR).

Weitere Anwendungsbeispiele

- Dampferzeuger: Primäre Regelgröße ist der Dampfdruck, aber der Wasser-Füllstand im Dampfkessel muss überwacht werden, damit die Heizwendeln vollständig von Wasser bedeckt bleiben und der Kessel nicht überläuft. Der einzige Stellwert ist das Auslassventil.
- Kompressor: Primäre Regelgröße ist der gelieferte Durchsatz, aber der Druck muss überwacht werden, damit er nicht über einen Sicherheitsgrenzwert steigt. Der einzige Stellwert ist die Motorgeschwindigkeit.
- Dampfverteilungssystem: In jeder verfahrenstechnischen Anlage gibt es ein Leitungsnetz, um den Dampf auf verschiedenen Druckstufen in der Anlage zu verteilen. Hochdruckdampf wird über ein Ventil auf niedrigere Druckstufen abgesenkt. Primäre Regelgröße ist der Druck auf der niedrigeren Druckstufe, aber der Druck in der Hochdruckschiene muss überwacht werden, damit er nicht über einen Sicherheitsgrenzwert steigt.

1.3.2 PID-Regelung mit arbeitspunkt-abhängiger Parametersteuerung (Gain-Scheduling)

Viele technische Prozesse zeigen nichtlineares Verhalten aufgrund nichtlinearer physikalischer, chemischer oder thermodynamischer Effekte. Wenn ein solcher Prozess in der näheren Umgebung eines festen Arbeitspunktes betrieben wird, kann das Übertragungsverhalten um diesen Arbeitspunkt linearisiert werden. Für diese linearisierte Übertragungsfunktion kann ein linearer PID-Regler entworfen werden. Wenn der Prozess jedoch stark nichtlineares Verhalten zeigt und/oder an unterschiedlichen Arbeitspunkten betrieben wird, kann von dem linearen Regler kein gleichbleibend gutes Regelverhalten im gesamten Arbeitsbereich erwartet werden. Aufgrund der Nichtlinearität sind an verschiedenen Arbeitspunkten effektiv verschiedene Verstärkungsfaktoren bzw. Prozess-Zeitkonstanten wirksam. Entsprechend dazu werden verschiedene Reglerparameter als optimal betrachtet.

Eine mögliche (die einfachste) Lösung für dieses Problem wird als "Gain-Scheduling" oder gesteuerte Adaption bezeichnet. Mit einem Tool wie dem PCS 7 PID-Tuner werden verschiedene Experimente an verschiedenen Arbeitspunkten mit jeweils kleinen Signal-Amplituden durchgeführt. Dadurch ergeben sich für die einzelnen Arbeitspunkte verschiedene PID-Parametersätze.

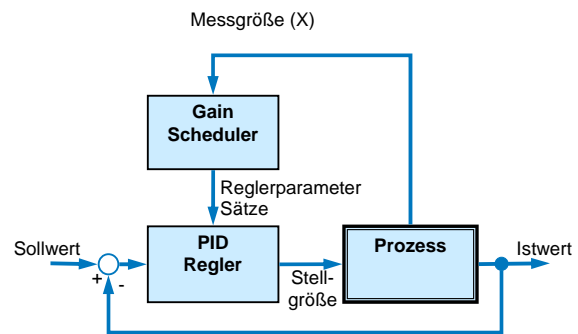


Bild 5: Gain-Scheduling

Bis zu drei solcher Parametersätze können im Funktionsbaustein zur Parametersteuerung (GainSched) gespeichert werden. Die Auswahl des passenden Parametersatzes erfolgt in Abhängigkeit einer kontinuierlich messbaren Variablen (Messgröße X in Bild 5), die den Zustand des Prozesses beschreibt, typischerweise die Regelgröße PV selbst. Zwischen den Arbeitspunkten, an denen exakte Parameterwerte vorliegen, werden die Werte durch lineare Interpolation zwischen den benachbarten Stützstellen berechnet, sodass sanfte und stoßfreie Übergänge zwischen den Arbeitspunkten erreicht werden. Der Begriff "gesteuerte Adaption" macht deutlich, dass der "Fahrplan" zur Verstellung der Parameter vorab festgelegt wird. Im Unterschied dazu passt sich ein adaptiver Regler im laufenden Betrieb selbstständig an unterschiedliches Prozessverhalten an.

Der PCS 7 Funktionsbaustein GainSched entsteht durch "Übersetzen als Bausteintyp" aus dem CFC-Plan "fbGainSched". Dieser CFC-Plan wird mit der Bibliothek [1.] geliefert, sodass der Anwender die Möglichkeit hat, die vorhandene Grundfunktionalität beliebig zu erweitern, z. B. auf mehr als drei Arbeitspunkte, oder applikationsspezifische Logiken zur Auswahl der Parametersätze.

Hinweis: Die Kombination mehrerer lokal optimierter Regler per Gain-Scheduling zu einem nichtlinearen Regler, stellt nicht unbedingt einen im mathematischen Sinne optimalen nichtlinearen Regler für den nichtlinearen Prozess dar. Dies wird bereits bei gutartigen (stetigen und differenzierbaren) Nichtlinearitäten deutlich, wenn Sollwertsprünge zwischen verschiedenen Arbeitspunkten gefahren werden. Bei unstetigen oder nicht differenzierbaren oder nicht-monotonen Nichtlinearitäten ist besondere Vorsicht geboten.

Anwendungsbeispiele

- Regelung (insbesondere Temperaturregelung) von Chargenprozessen, z.B. Batch-Reaktoren und Batch-Kolonnen
- pH-Wert-Regelung

- Temperaturregelung mit Phasenübergängen (z.B. flüssig / dampfförmig)
- Regelung von Semi-Batch-Anlagen (Kontinuierlichen Anlagen mit Arbeitspunktwechseln, z.B. Polymerisationsreaktoren)
- Regelung in Kraftwerken mit Lastwechseln

1.3.3 Smith Prädiktor Regelung für Totzeitstrecken

Eine Totzeit erkennt man daran, dass auf einen Stelleingriff zunächst für eine bestimmte Zeit (die Totzeit) gar keine Reaktion der Regelgröße erfolgt. Bei Prozessen mit großen Totzeiten θ (z.B. $\theta > 0.25 t_1$ bezogen auf die dominierende Zeitkonstante t_1) muss ein standardmäßiger PI-Regler sehr langsam eingestellt und entsprechende Abstriche bei der Regelgüte gemacht werden. Die Regelgüte kann mit Hilfe eines sogenannten Smith-Prädiktors deutlich verbessert werden, der über das IMC-Prinzip (Internal Model Control) der modellgestützten Regelung hergeleitet werden kann.

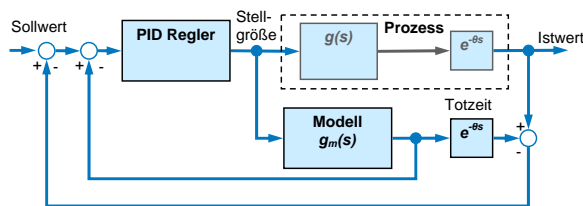


Bild 6: Smith-Prädiktor

Dazu wird die Übertragungsfunktion $g_s(s) = g(s)e^{-\theta s}$ der Regelstrecke in einen totzeitfreien Anteil $g(s)$ und den reinen Totzeitanteil $e^{-\theta s}$ zerlegt. Nur die totzeitbehaftete Regelgröße (Istwert) kann am realen Prozess gemessen werden. Aus dem Prozessmodell jedoch (das Teil des Reglers werden wird) kann eine virtuelle, totzeitfreie Schätzung der Regelgröße entnommen und dem Regler zugeführt werden. Der Regler selber kann also für den Prozess ohne Totzeitanteil entworfen und daher sehr viel schärfer eingestellt werden. Zur Kompensation unbekannter Störungen wird eine Schätzung der totzeitbehafteten Regelgröße im Modell ermittelt und mit der echt gemessenen Regelgröße verglichen. Diese Differenz wird ebenfalls auf den Regler rückgekoppelt.

Im Hinblick auf praktische Anwendungen muss darauf hingewiesen werden, dass die Leistungsfähigkeit des Smith-Prädiktors stark von der Modellgüte abhängt, d.h. die Totzeit muss bekannt sein. Die Totzeit muss konstant sein, oder ihr Wert muss permanent adaptiert werden.

Hinweis: Zur Regelung von Prozessen mit großen Totzeiten ist auch ein modellbasierter Prädiktivregler (siehe Abschnitt 1.4) geeignet, im Mehrgrößen- und im Eingrößenfall. Er bietet mehr Flexibilität bei der Streckenmodellierung und mehr Komfort durch das integrierte Entwurfsverfahren, verbraucht dafür aber mehr Ressourcen in der CPU, und erlaubt keine online-Adaption der Totzeit.

Anwendungsbeispiele

Typische Ursachen für Totzeiten in verfahrenstechnischen Anlagen sind Laufzeiten flüssiger oder gasförmiger Medien in Rohren, oder Laufzeiten von Schüttgütern auf Fördereinrichtungen.

- Temperaturregelung über Einspeisung von Heißdampf oder Warmwasser in einen Reaktormantel. Nach dem Öffnen des Ventils dauert es eine gewisse Zeit, bis das wärmere Medium über die Rohrleitung in den Mantel gelangt.
- Temperaturregelung in Reaktoren oder Destillationskolonnen über externe Wärmetauscher. Nach einem Stelleingriff am Wärmetauscher dauert es eine gewisse Zeit, bis das anders temperierte Medium über die Rohrleitung zurück in den Reaktor oder die Kolonne gelangt.
- Regelung der Beladung auf einem Förderband: der räumliche Abstand zwischen Stelleingriff und Messsystem kann über die Bandgeschwindigkeit direkt in eine Totzeit umgerechnet werden.

1.3.4 Dynamische Störgrößenaufschaltung

Eine Störgrößenaufschaltung kann zum Einsatz kommen, wenn es eine bekannte, starke Störeinwirkung auf den Prozess gibt, deren Ursache messtechnisch erfasst werden kann. In solchen Fällen gilt als allgemeine Strategie: „Soviel *steuern* wie möglich (d.h. soviel vorab über ein Prozessmodell bekannt), soviel *regeln* wie nötig (den „Rest“: Modellunsicherheiten, nicht messbare Störungen)!“

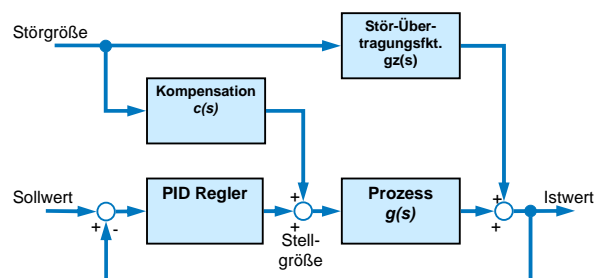


Bild 7: Störgrößenaufschaltung

Die Wirkung einer messbaren Störgröße auf den Prozess lässt sich als Übertragungsfunktion $g_z(s)$ abschätzen, wenn der Regler auf Handbetrieb genommen wird, so dass Änderungen des Istwerts nicht mehr auf Änderungen der Regler-Stellgröße, sondern nur noch auf Änderungen der messbaren Störgröße z zurückzuführen sind.

Die Übertragungsfunktion $c(s)$ des Steuerglieds für eine ideale Störgrößenkompensation lässt sich dann aus der Forderung ableiten, dass die Wirkung der Störgröße z auf die Regelgröße y für einen beliebigen Verlauf von z gleich null sein soll (Invarianzbedingung):

$$g_z(s)z - c(s)g(s)z = (g_z(s) - c(s)g(s))z = 0$$

Um diese Gleichung zu erfüllen, muss das Steuerglied $c(s)$ der Störgrößenaufschaltung die Übertragungsfunktion

$$c(s) = \frac{g_z(s)}{g(s)}$$

möglichst gut approximieren. Dazu ist neben der Kenntnis der Stör-Übertragungsfunktion $g_z(s)$ die Inversion der Prozessdynamik (der Übertragungsfunktion der Stellstrecke) $g^{-1}(s)$ erforderlich. Lassen sich beispielsweise $g(s)$ und $g_z(s)$ als Verzögerungsglieder erster Ordnung mit Totzeit (PT₁T_t-Glieder) $g(s) = \frac{k_S}{1+t_1s} e^{-s\theta}$ und $g_z(s) = \frac{k_{S_z}}{1+t_{1z}s} e^{-s\theta_z}$ annähern und ist $\theta < \theta_z$, dann ergibt sich zum Beispiel

$$c(s) = \frac{k_{S_z}}{k_S} \frac{1+t_1s}{1+t_{1z}s} e^{-s(\theta_z-\theta)} = k_c \frac{1+t_d s}{1+t s} e^{-s\theta_c}$$

also ein PDT₁T_t-Glieder (Vorhaltglied mit Verzögerung und Totzeit). Ein solches Übertragungsglied ist auf vielen Prozessleitsystemen als Standard-Funktionsbaustein vorhanden bzw. lässt sich aus elementaren Funktionsbausteinen zusammensetzen. Ein zusätzlicher Eingang am PID-Regler-Baustein erlaubt dann die Aufschaltung des hiermit erzeugten Stellsignals auf den Reglerausgang. Wichtig ist, dass die Addition zusätzlicher Stellsignal-Beiträge vor der Stellgrößenbegrenzung des Reglers erfolgt, damit die Gesamt-Stellgröße korrekt begrenzt wird.

Für allgemeine Streckenübertragungsfunktionen $g(s)$ und $g_z(s)$ ergeben sich aber kompliziertere oder gar nicht realisierbare Kompensationsglieder. Dann müssen Vereinfachungen durch Reduktion der Ordnung der Übertragungsfunktionen getroffen werden, die den Effekt der Störgrößenaufschaltung schmälern. Diese Vereinfachung kann soweit gehen, dass die Streckendynamik gar nicht berücksichtigt wird und $c(s) = k_{S_z} / k_S$ gesetzt wird (statische Störgrößenaufschaltung).

Anwendungsbeispiele

- Temperaturregelung an einem Industrieofen: am Zulauf des Ofens wird die Störgröße Durchfluss gemessen, und über das Kompensationsglied auf den Ausgang des Temperaturreglers aufgeschaltet. Die Auswirkung schwankender Durchflüsse auf die Ausgangstemperatur des Ofens wird somit durch Anpassung der Heizleistung „vorbeugend“ kompensiert.
- Regelung der Austrittstemperatur eines Wärmetauschers über Dampfdruck oder Heiz/Kühlmittel-Durchfluss. Messbare Störgrößen sind Durchfluss und Eintrittstemperatur des Arbeitsmediums.
- Füllstandsregelung in einem Trommeldampferzeuger über die Zulaufmenge. Messbare Störgröße ist der Ausgangs-Durchfluss, der vom variablen Dampfverbrauch in der Anlage bestimmt wird.
- Temperaturregelung in einer Destillationskolonne über Rücklaufverhältnis oder Heizdampfmenge. Messbare Störgröße ist der Gemisch-Zulauf.
- Temperatur- und Konzentrationsregelung in einem Rührkesselreaktor über Kühlmittel-Durchfluss und Ablauf-Menge. Temperatur und gegebenenfalls Konzentration des Zulaufs sind messbare Störgrößen.

Hinweis: Eine Störgrößenaufschaltung kann auch mit Hilfe eines modellbasierten Prädiktivreglers (siehe Abschnitt 1.4) erstellt werden, im Mehrgrößen- und im Eingrößenfall. Dies bietet mehr Flexibilität und Komfort bei der Modellierung und vermeidet die Inversion von Streckenmodellen oder die manuelle Ordnungsreduktion, erfordert aber mehr Rechenleistung auf der CPU.

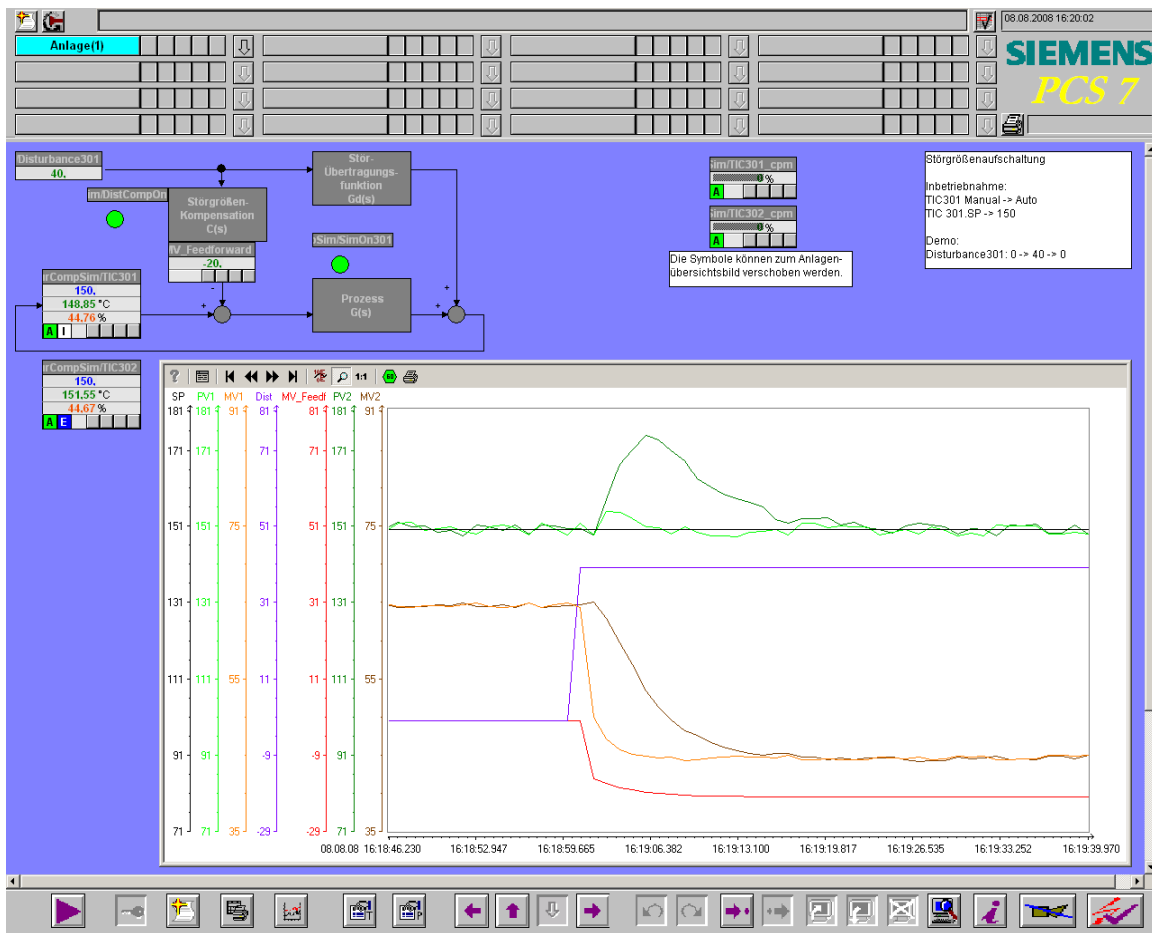


Bild 8: Benchmarking-Template zur Störgrößenaufschaltung aus dem Beispiel-Projekt zur PCS7 APC-Bibliothek. Schwarz: Sollwert, Grün: Istwerte, Orange: Stellgrößen. Helle Farbtöne: mit Störgrößenaufschaltung, dunkle Farbtöne: ohne Störgrößenaufschaltung, Violett: Störgröße.

1.4 Mehrgrößenregelung (MPC: Model Predictive Control)

Wenn es an einer Teilanlage mehrere Stell- und Regelgrößen gibt, die sich gegenseitig beeinflussen, hat man es mit der Aufgabenstellung einer Mehrgrößenregelung zu tun. Die Wirkung jeder Stellgröße auf jede Regelgröße wird durch eine Teilübertragungsfunktion beschrieben.

Ziel der Regelung ist es immer, jede Regelgröße auf ihren individuellen Sollwert zu führen, und zwar unabhängig von den anderen Regelgrößen.

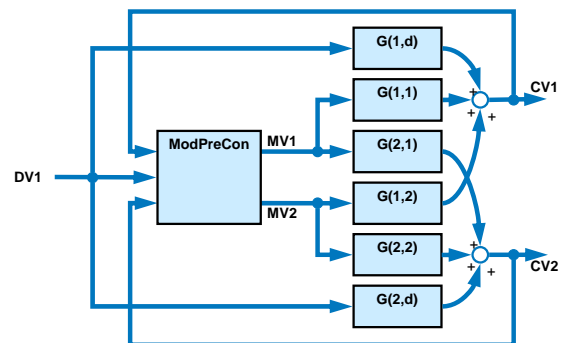


Bild 9: Mehrgrößenregelung. CV: Regelgröße (Controlled Variable), MV: Stellgröße (Manipulated Variable), DV: Störgröße (Disturbance Variable). Eine Teilübertragungsfunktion $G(i,j)$ beschreibt die Wirkung von Stellgröße j auf Regelgröße i . Das Bild zeigt eine 2x2-Strecke, es können aber auch mehr als 2 Stell- und Regelgrößen eine Rolle spielen.

Dies wird dadurch erschwert, dass ein Eingriff an einer Stellgröße (z.B. MV1) nicht nur auf eine Regelgröße (z.B. CV1) wirkt, über die Hauptstre-

cke (z.B. $G(1,1)$), sondern auf alle Regelgrößen, über alle Koppelstrecken (z.B. $G(i,1)$).

Wenn die Wirkung der Koppelstrecken (im Beispiel $G(2,1)$ und $G(1,2)$) schwach ist gegenüber den Hauptstrecken (im Beispiel $G(1,1)$ und $G(2,2)$) kann es gelingen, das Mehrgrößenproblem mit zwei einzelnen PID-Reglern zu lösen (sog. dezentrale Regelung). Evtl. können einzelne Koppelstrecken mit Hilfe einer Störgrößenaufschaltung (vgl. Abschn. 1.3.4) kompensiert werden. Wenn die Wirkung der Koppelstrecken jedoch zu stark ist (große Verstärkungen, geringe Verzugszeiten), oder es um mehr als zwei bis drei verkoppelte Größen geht, wird ein echter Mehrgrößenregler erforderlich.

Das Grundprinzip einer Störgrößenaufschaltung lässt sich vom Eingrößenfall auf den Mehrgrößenfall übertragen, wobei diese mit einem prädiktiven Regler noch leichter zu realisieren ist. Ein Modell des Einflusses dieser Störgröße auf alle Regelgrößen wird bei der Vorhersage der Regelgrößen berücksichtigt, so dass der Regler in vorausschauender Art und Weise auf solche Störeinträge reagieren kann.

Obwohl es theoretisch eine Reihe verschiedener Algorithmen für Mehrgrößenregler gibt, haben sich in der Praxis die Verfahren der modellbasierten Prädiktivregelung durchgesetzt.

Anwendungsbeispiele

- Qualitätsregelung an Destillationskolonnen, s. separates Kapitel 3.
- Temperaturregelung mehrerer benachbarter Zonen an Öfen mit mehreren Brennern, z.B. Tunnelöfen, Glas-Schmelzöfen, Glas-Speiserinnen u. ä.
- Qualitätsregelung an Chemiereaktoren über Verstellung der Reaktionsbedingungen wie z. B. Druck, Temperatur, Zu- / Abfluss usw.
- Verdampfer, z. B. Trommeldampferzeuger
- Mühlen, z. B. Zementmühlen, Sichter-mühlen: Qualitätsregelung (Korngröße) in Kombination mit Durchsatzmaximierung, Stellgrößen: Sichter-drehzahl und Mahlgut-Zufuhr.
- Kalkofen (Zellstoff-Fabrik): Regelung der Temperaturen an heißem und kaltem Ende und an der Abzugshaube, sowie der Sauerstoffkonzentration für die Verbrennung, über Zufuhr von Brenngas und Kalkschlamm sowie die Gebläsedrehzahl.

1.4.1 Anschauliche Erklärung der Funktionsweise prädiktiver Regler

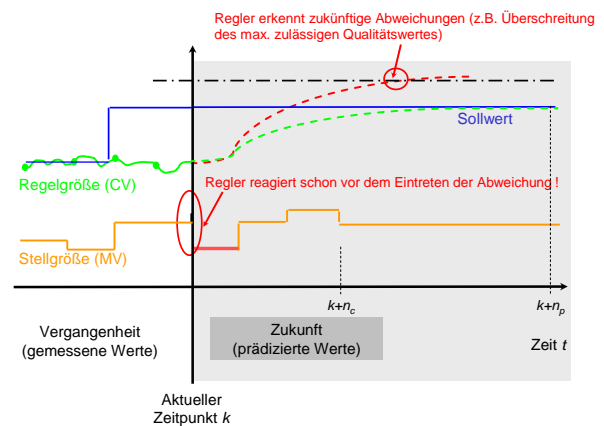


Bild 10: Funktionsprinzip prädiktiver Regler. Rot: Vorhersage der freien Bewegung, grün: geplanter optimaler Verlauf, nc: Steuerhorizont, np: Prädiktionshorizont

Der Regler beobachtet und zeichnet auf, wie sich der Prozess in der Vergangenheit bewegt hat. Da der Regler intern über ein vollständiges Modell der Prozessdynamik mit allen Verkopplungen verfügt, kann er ein Stück weit in die Zukunft schauen, d.h. Vorhersagen ("Prädiktionen") über einen bestimmten Zeithorizont („Prädiktionshorizont“) machen, wo sich der Prozess (die Regelgrößen: CVs) hinbewegen wird, wenn vom Regler nicht eingegriffen wird (Vorhersage der freien Bewegung, "future without control"). Bei der Prädiktion kann auch die Wirkung messbarer Störgrößen (DVs: Disturbance Variables) berücksichtigt werden.

Darüber hinaus kann der Regler auch "ausprobieren" (simulieren), wie sich verschiedene Strategien zur Manipulation des Prozesses mit Hilfe der verfügbaren Stellgrößen (innerhalb des „Steuerhorizonts“) in Zukunft auswirken: "future with control". Mit Hilfe eines Optimierungsverfahrens wird die beste Stellstrategie ausgewählt, und der geplante optimale Verlauf dargestellt. Der Ansatz ist also ähnlich wie bei einem Schachcomputer: es werden verschiedene Kombinationen von zukünftigen Zügen „durchgespielt“, und nach ihrer Wirkung bewertet.

Bei der Formulierung des Optimierungsproblems gibt es sehr viele Möglichkeiten: neben der zukünftigen Regelabweichung und dem Stellaufwand können auch Grenzwerte für Regelgrößen sowie andere betriebswirtschaftliche Ziele in das Gütekriterium eingebracht werden. Stellgrößen-

begrenzungen sind „harte“ Nebenbedingungen des Optimierungsproblems. Die Optimierungsaufgabe für den gesamten Prädiktionshorizont wird online in jedem Abtastschritt gelöst, aber nur das erste Element der ermittelten Stellgrößenfolge direkt auf den Prozess geschaltet. Im nächsten Abtastschritt wird der Zeithorizont nach vorne verschoben und die gesamte Optimierung neu durchgeführt (Prinzip des "gleitenden Horizonts").

Das Regelungsproblem wird also als ein Optimierungsproblem aufgefasst und gelöst. Die Grundform des Gütekriteriums lautet:

$$J = (\vec{w} - \vec{y})^T R (\vec{w} - \vec{y}) + \Delta \vec{u}^T Q \Delta \vec{u} \rightarrow \min.$$

w enthält die Zeitreihen der zukünftigen Sollwerte,

y enthält den Verlauf der Regelgrößen in der Zukunft (innerhalb des Prädiktionshorizonts),

Δu enthält die zukünftigen Änderungen der Stellgröße (innerhalb des Steuerhorizonts).

Wenn die Gewichtung in der Matrix Q vergrößert wird, muss der Regler seine Stellgrößen vorsichtiger bewegen, so dass ein langsames aber robusteres Regelverhalten entsteht. Über die Gewichtungsfaktoren in der Matrix R wird die relative Bedeutung der einzelnen Regelgrößen vorgegeben. Eine höhere Gewichtung (Priorität) für eine einzelne Regelgröße bedeutet, dass diese sich schneller zum Sollwert hinbewegt, und im stationären Zustand genauer am Sollwert bleibt, falls nicht alle Sollwerte exakt erreicht werden können.

1.4.2 PLS-integrierte Prädiktivregler versus Prädiktivregler mit Online-Optimierung

Es gibt zwei grundsätzlich verschiedenen Ansätze, mit dem MPC-Optimierungsproblem umzugehen, die zu zwei unterschiedlichen Klassen prädiktiver Regler führen.

(1) Prädiktivregler mit Online-Optimierung: Wenn das Optimierungsproblem mit Nebenbedingungen gelöst werden soll, ist in jedem Abtastschritt eine numerisch-iterative Suche nach dem Optimum erforderlich. Es leuchtet ein, dass die Online-Optimierung einen extrem hohen Rechenaufwand erfordert, so dass solche Prädiktivregler nicht in der prozessnahen Komponente von Prozessleitsystemen implementiert werden, sondern typischerweise auf einem separaten PC. Meistens greift der Prädiktivregler nicht direkt in den Prozess ein, sondern gibt Sollwerte für unterlagerte PID-Regler vor, d.h. er dient zur Koordination mehrerer PID-Regler der Basisautomati-

sierung im Sinne einer übergeordneten Optimierung ("supervisory control"). Typische Vertreter solcher full blown MPC-Softwarepakete sind z.B. DMC+ von AspenTech, Inca von Ipcos [3.], ProfitController von Honeywell.

(2) „Schlanke“ Prädiktivregler: Wenn dagegen die Nebenbedingungen bei der Optimierung noch nicht betrachtet werden, ist eine geschlossene analytische Lösung des Optimierungsproblems möglich. Diese kann anhand von Gütekriterium und Prozessmodell offline berechnet werden und liefert eine mathematische Formel, die für die online-Berechnung der Stellgröße nur noch wenige Matrix-Multiplikationen erfordert, und daher einen sehr viel geringeren Rechenaufwand als ein full blown MPC. (Nebenbedingungen für Stellgrößenbegrenzungen werden natürlich vom Regler trotzdem beachtet.) Solche einfacheren prädiktiven Algorithmen ohne Online-Optimierung (schlanker MPC, embedded lean MPC) und mit wenigen Stell- und Regelgrößen lassen sich durchaus noch als Funktionsbaustein auf einer prozessnahen Komponente implementieren. Beispielsweise beherrscht der MPC-Baustein aus [1.] und ModPreCon-Baustein aus [2.] bis zu vier miteinander gekoppelte Stell- und Regelgrößen und eine messbare Störgröße. Ein solcher embedded MPC hat folgende Vorteile:

- Der MPC-Baustein entspricht von seiner **Verfügbarkeit** her dem konventionellen PID-Regler. Es sind daher keine Backup-Strategien und keine Maßnahmen zur Überwachung der Kommunikation mit externen PCs erforderlich. Die Möglichkeiten redundanter AS-Systeme können voll genutzt werden, was auch die Verfügbarkeit der APC-Funktionen erhöht.
- Der MPC-Baustein kann im Rahmen des **Engineerings** aufwandsarm verschaltet werden, genau wie ein konventioneller PID-Regler, unter Verwendung vorgefertigter Messstellen-Typen (Muster-Signalfusspläne im CFC).
- **Bedienen und Beobachten** des MPC-Bausteins sind mit einem Standard-Bildbaustein (Faceplate) möglich.
- Weil das **Look&Feel** dem eines konventionellen PID-Reglers entspricht, reduziert sich der Einarbeitungsaufwand, und meist entfällt der Bedarf, externe Dienstleister als Experten für spezielle MPC-Softwarepakete hinzuzuziehen.
- Insgesamt reduziert sich der **Einstandspreis** für eine schlüsselfertige MPC-Applikation um eine ganze Größenordnung, so dass auch kleinere Anwendungen lukrativ werden, bei denen es keine Möglichkeit gibt, die

Kosten für einen full-blown MPC zu amortisieren.

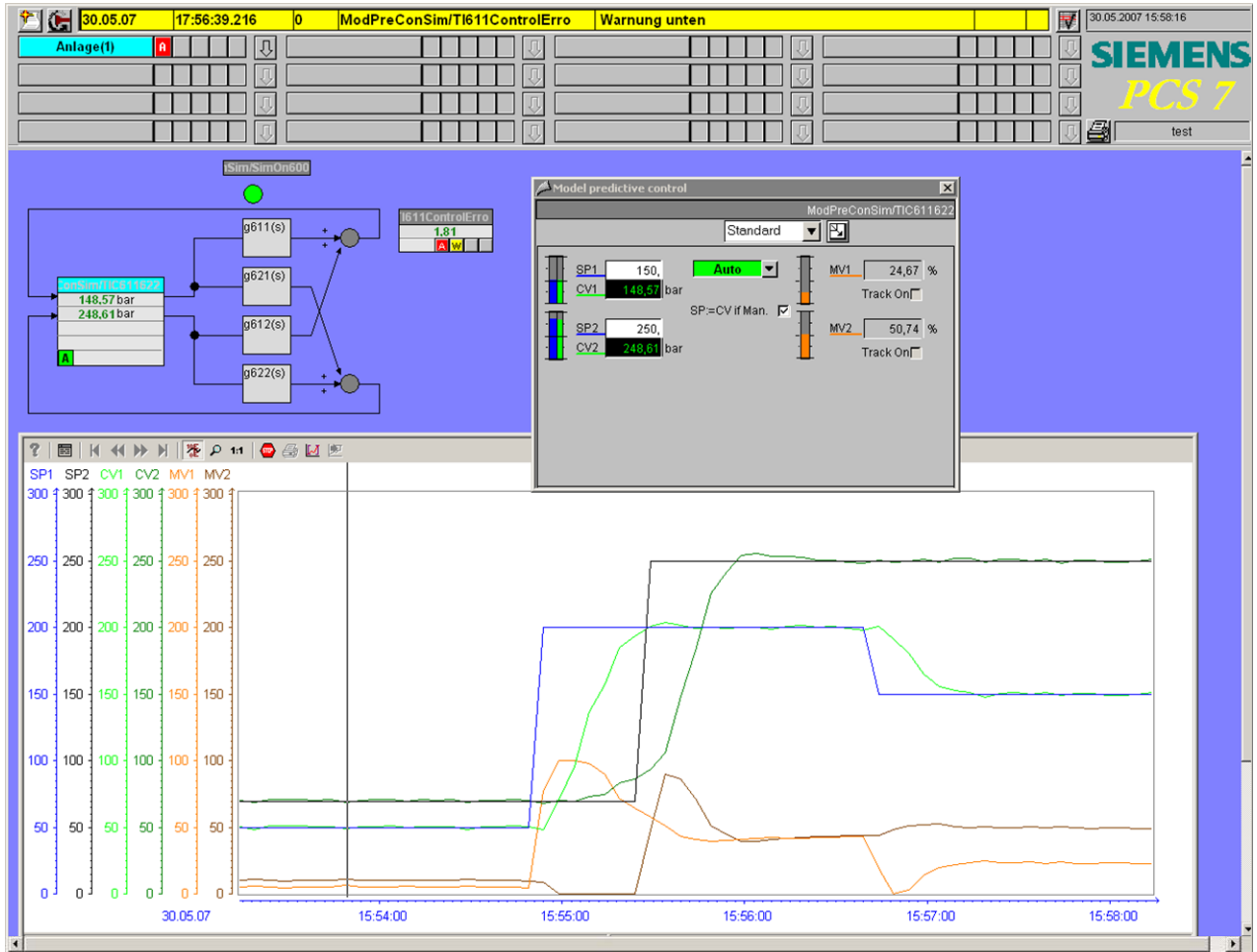


Bild 11: Embedded MPC Funktionsbaustein auf einer PCS 7 Operator Station

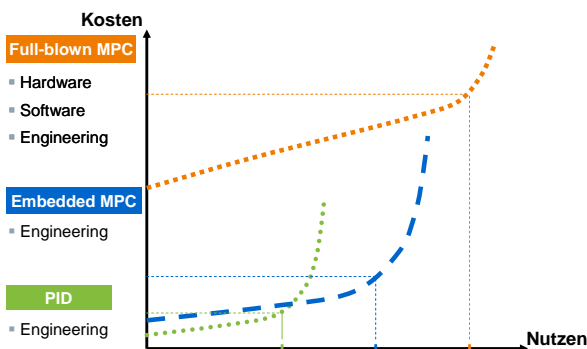


Bild 12 : Kosten-Nutzen Analyse von APC-Verfahren. Bei PID (incl. Erweiterungen) und embedded MPC gibt es nur Engineering-Kosten, bei full-blown MPC kommen auch noch Kosten für Hard- und Software dazu.

Im Einzelfall kann ein MPC-Baustein auch für dynamisch besonders schwierige Eingrößen-

Regelungen herangezogen werden. Er ist beispielsweise bei Strecken mit nicht-phasenminimalem, stark tozeitbehaftetem oder stark schwingendem Verhalten einem PID-Regler überlegen. Die meisten MPC-Algorithmen arbeiten nur für stabile Prozesse mit einer Sprungantwort, die in endlicher Zeit auf einen festen Wert einschwingt. Falls der Prozess instabil ist oder einen Integrator enthält (z.B. Füllstandsregelung) muss die entsprechende Teil-Übertragungsfunktion mit einem unterlagerten Regler stabilisiert werden. Für integrierende Stecken genügt hierfür ein einfacher P-Regler.

1.4.3 Konfiguration prädiktiver Regler

Kern jedes prädiktiven Reglers ist ein dynamisches Prozessmodell, welches das Verhalten des realen Prozesses beschreibt, d.h. den Zusammenhang zwischen allen Ein- und Ausgangsgrößen unter Berücksichtigung zeitlicher Verzögerungen.

rungen wiedergibt. Dieses Modell wird typischerweise anhand von Messdaten identifiziert, d.h. die grundsätzliche Vorgehensweise ist ähnlich wie beim PID-Tuning (vgl. Abschnitt 1.2.2):

- Prozess anregen mit Stellgrößenprüngen im Handbetrieb des Reglers, Messdaten aufzeichnen und speichern (beim PCS 7 MPC-Konfigurator mit dem CFC-Trendkurvenschreiber).
- Prozessmodell identifizieren: Daten in den MPC-Konfigurator laden, Zeitausschnitt wählen, ggf. filtern. Die eigentliche Identifikation läuft per Knopfdruck, und erzeugt pro Teilübertragungsfunktion ein Modell 4. Ordnung mit Totzeit. Bei vier Ein- und Ausgangsgrößen sind dies 16 Teilübertragungsfunktionen.
- Modell verifizieren, d.h. im Idealfall mit anderen Messdaten als den Lerndaten simulieren.

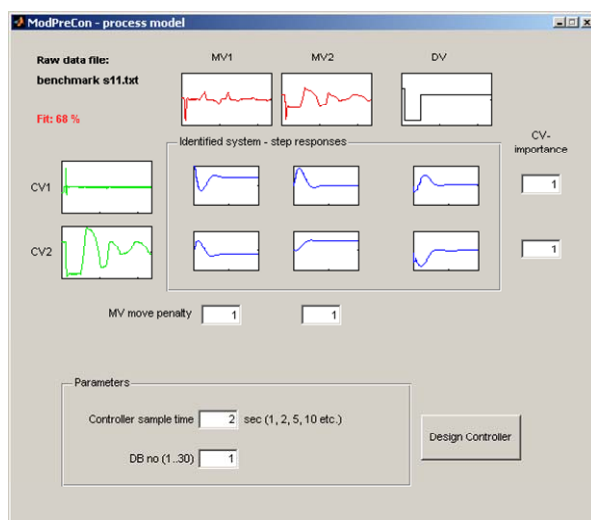


Bild 13: MPC-Konfigurator in Simatic PCS 7

Der Konfigurator schlägt automatisch eine sinnvolle Abtastzeit für den Regler vor. Im Rahmen des Reglerentwurfs kann der Anwender noch folgende Vorgaben für das Gütekriterium machen:

- Unterschiedliche Gewichtung verschiedener Regelgrößen, je nach ihrer Bedeutung als Ziele für die konkrete Anwendung. Beispiel: Sicherheit geht vor Produkt-Qualität, Produkt-Qualität geht vor Ressourcensparung.
- Unterschiedliche Bestrafungen von Stellgrößenänderungen verschiedener Stellkanäle. Mit dem Vergrößern der zu einer Stellgröße gehörenden Bestrafung von Änderungen, wird das Verhalten dieser Stellgröße langsamer und die entsprechenden Stellglieder schonender bewegt.

Bevor ein MPC auf eine reale Anlage angewendet wird, empfiehlt es sich, das Verhalten des geschlossenen Regelkreises anhand des identifizierten Prozessmodells zu simulieren.

2 Typische Vorgehensweise zur Verbesserung der Anlagen-Performance mit Hilfe gehobener Regelungsverfahren

Für die Verbesserung der Anlagen-Performance mit Hilfe gehobener Regelungsverfahren hat sich eine typische Vorgehensweise in mehreren Schritten bewährt.

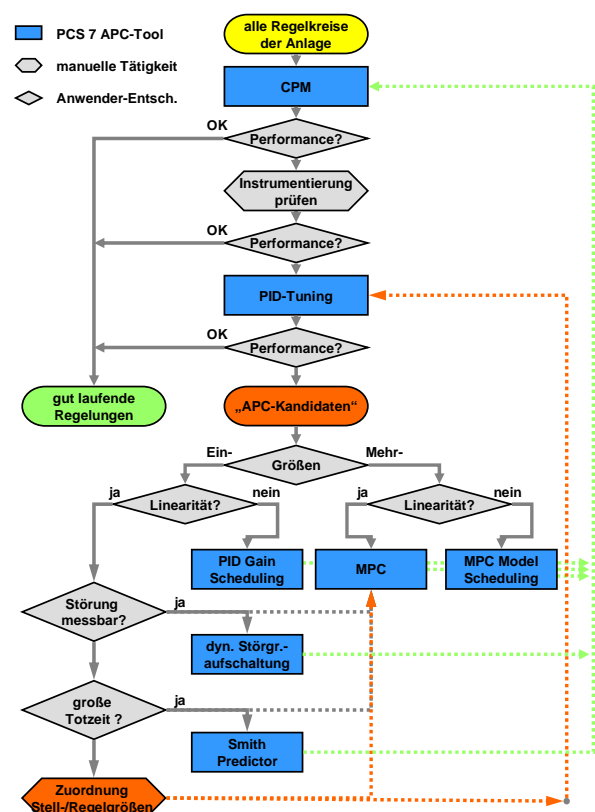


Bild 14: Typische Vorgehensweise zur Auswahl von APC-Verfahren. Blau markiert sind die entsprechenden PCS 7 APC-Tools.

Diese Beschreibung ist jedoch als grober Rahmen zu betrachten: im Einzelfall können Schritte übersprungen werden, weil entsprechende Vorkenntnisse vorliegen, oder weitere Zwischenschritte oder Iterationen sinnvoll erscheinen. Einige Erweiterungen zur PID-Regelung wie z.B.

Ablösende Regelung, Kaskadenregelung, Verhältnisregelung und Split-Range-Regelung sind struktureller Natur: sie tauchen daher in Bild 14 nicht auf, sondern werden dann angewendet, wenn eine entsprechende Struktur der Aufgabenstellung vorliegt. Falls alle Ansätze im Einzelfall scheitern sollten, ist die Zuordnung der Stell- und Regelgrößen zu überprüfen, oder doch auf ein Mehrgrößenverfahren überzugehen (oranger Pfeil). Nach der erfolgreichen Inbetriebnahme sollten auch APC-Funktionen permanent bezüglich ihrer Regelgüte überwacht werden (grüner Pfeil).

2.1 Situations-Analyse und Abschätzung des Verbesserungspotentials

2.1.1 Identifikation der ökonomischen Ziele der Prozessführung

Den Ausgangspunkt der Betrachtung bilden wirtschaftliche Erwägungen, und die Anforderungen

an die Regelung aus verfahrenstechnischer Sicht: Welche messbaren Größen sind relevant für den ökonomischen Erfolg des Anlagenbetriebs? Welche sind relevant für die Sicherheit der Anlage, welche für die Produktqualität, welche für die Produktionskosten (Verbrauch von Rohstoffen und Energie)? Welche Anforderungen stellt die Verfahrenstechnik (z.B. Rezepte für chemische Reaktionen) an die Automatisierung der Anlage, um optimale Produktionsbedingungen sicherzustellen? Welcher wirtschaftliche Nutzen könnte durch eine verbesserte Regelung erzielt werden?

In Tabelle 1 sind die Ziele zusammengestellt, die typischerweise mit dem Einsatz von Advanced-Control-Strategien in (überwiegend kontinuierlich betriebenen) verfahrenstechnischen Anlagen verfolgt werden (s. [4.], S. 201).

Tabelle 1: Ziele für APC-Lösungen

Ziele	Teilaspekte
Produktivität und Wirtschaftlichkeit	<p>Erhöhung des Durchsatzes</p> <p>Minimierung des Energieeinsatzes</p> <p>Verringerung von Umstellzeiten, z.B. bei Wechsel der Fahrweise, der Einsatz- oder Zielprodukte (grade changes)</p> <p>Erhöhung der Ausbeute</p> <p>Verkürzung der Durchlaufzeiten</p>
Qualität	<p>Erhöhung der Reproduzierbarkeit der Anlagenfahrweise (Fahrweise wird gleichmäßiger)</p> <p>Minimierung der Schwankungsbreite von Qualitätsparametern</p> <p>Verringerung des Analyseaufwands</p> <p>Reduktion der Produktion von Ausschuss oder minderwertigen Qualitäten</p>
Operabilität und Verfügbarkeit	<p>Erhöhung der Toleranz gegenüber Rohstoffschwankungen</p> <p>Reduktion der Störungsempfindlichkeit</p> <p>Erhöhung der Anlagenlaufzeit</p> <p>Vermeidung von Ausfällen und Reduktion von Ausfallzeiten</p> <p>Erhöhung der Anlagenverfügbarkeit, Flexibilität und Robustheit</p>
Bedienbarkeit	<p>Beherrschung des Bedienerwechsels</p> <p>Entlastung des Bedienpersonals bezüglich der Arbeitslast</p> <p>Erhöhung des Bedienkomforts</p>
Sicherheit	<p>Erhöhung der Arbeitssicherheit</p> <p>Erhöhung der Prozess- und Betriebssicherheit</p>
Umweltschutz	<p>Minimierung der Umweltbelastung und des Reststoffanfalls</p> <p>Minderung von Emissionen</p> <p>Einsparung von Abwasser</p>

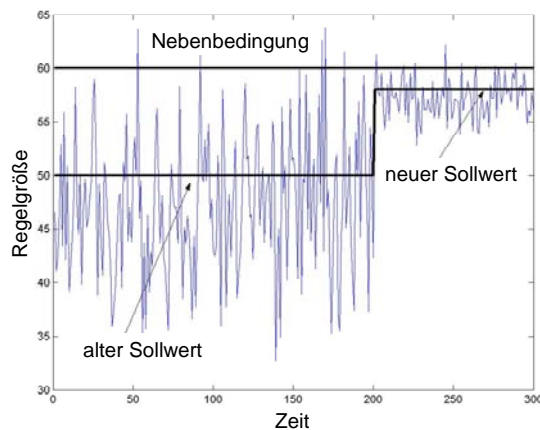


Bild 15: „Constraint pushing“ - Ausreizen des wirtschaftlichen Potentials einer Anlage durch verbesserte Prozessführung mit geringerer Varianz der Regelgrößen: Sollwerte näher an Nebenbedingungen legen.

Oftmals werden solche Ziele in zwei Schritten erreicht:

1. Reduktion der Schwankungen (Streuung, Varianz) von Prozessgrößen durch eine verbesserte Regelung.
2. Durch die reduzierte Streuung wird es möglich, bestimmte Sollwerte näher an kritische Nebenbedingungen zu fahren, ohne Gefahr zu laufen, diese Nebenbedingungen häufig zu verletzen. Durch dieses „Ausreizen“ der Anlage bis zum physikalischen Limit (Kapazität, Sicherheit, Produktqualität) kann z.B. der Durchsatz erhöht oder der Energieverbrauch reduziert werden.

2.1.2 Analyse des Ist-Zustands incl. Control Performance Monitoring

Vor der Planung von APC-Maßnahmen ist immer eine sorgfältige Analyse des Ist-Zustandes der Anlage erforderlich, im Hinblick auf den Zustand von Instrumentierung (Sensorik, Aktorik) und Automatisierung (insbesondere vorhandene Basisregelung, z.B. PID-Regler). Falls ein Control Performance Monitoring System (s. Abschnitt 1.2.1) etabliert ist, können typische „Sorgenkinder“ besonders leicht gefunden werden, beispielsweise Regler, die besonders viele Alarmer verursachen, oder besonders oft im Handbetrieb gefahren werden, oder besonders hohe Streuungen der Regelgrößen aufweisen, oder gar solche die permanent schwingen.

2.1.3 Review der Basis-Automatisierung, ggf. PID-Tuning

Fehler bei der Instrumentierung, die bei der Analyse zutage getreten sind, z.B. schlechte Kalibrierung von Sensoren, überhöhter Reibung in Ventile, Leckagen in Druckluft-Leitungen etc., sind als erstes zu beseitigen.

Danach wird sichergestellt, dass alle PID-Regler nach bestem Wissen und Gewissen parametrisiert und optimal eingestellt sind, beispielsweise mit Hilfe eines **PID-Tuning-Tools** (s. Abschnitt 1.2.2). Dadurch wird vermieden, „mit Kanonen nach Spatzen zu schießen“ – wenn sich ein Regelungsproblem mit einfachen Mitteln lösen lässt, besteht kein Anlass zum Einsatz aufwändiger APC-Methoden.

Wenn im Rahmen eines APC-Konzepts überlagerte Regler wie z.B. MPC als Mehrgrößen-Führungsregler etabliert werden, die sich im Sinne einer Kaskadenregelung auf viele unterlagerte PID-Folgeregler abstützen, ist es wichtig, dass nach der Konfiguration des Führungsreglers nichts mehr an der Einstellung der Folgeregler geändert wird, da die geschlossenen Folgeregelkreise Teil des (zeitinvarianten) Prozessmodells für den Führungsregler sind. Dies ist ein weiterer Grund, die Optimierung der Basisregelung vor der Realisierung von APC-Funktionen abzuschließen, und entspricht der allgemeinen Vorgehensweise bei der Inbetriebnahme von Kaskadenregelungen „von innen nach außen“, d.h. zuerst Folgeregler, dann Führungsregler.

2.2 Konzeption von APC-Funktionen

Die wichtigsten Fragen, die im Rahmen eines APC-Konzepts gestellt und beantwortet müssen sind:

- Welche Ziele sollen mit der APC-Lösung erreicht werden?
- Welche Stell- und Regelgrößen stehen dafür zur Verfügung?
- Welche Algorithmen sollen zum Einsatz kommen?
- Wie sieht die Struktur des Regelungssystems aus?

2.2.1 Auswahl des passenden Verfahrens anhand der Analyse

Grundlegende Fragen bei der Auswahl des passenden Verfahrens sind: Eingrößen oder Mehrgrößenregler? Linearer oder nichtlinearer Regler?

2.2.1.1 Eingrößen- oder Mehrgrößenregler?

Vor dem Hintergrund der Erläuterungen im Abschnitt 1.4 könnte eine Checkliste für die Entscheidung Eingrößen- oder Mehrgrößenregler folgendermaßen aussehen:

- Gibt es in der betrachteten Unit (z.B. Apparat, Maschine, Teilanlage) mehrere Regelgrößen?
- Gibt es signifikante Wechselwirkungen zwischen verschiedenen Regelkreisen? Test: Sieht man Auswirkungen an anderen Regelkreisen, wenn man an einem Regelkreis einen Sollwertsprung durchführt? Gibt es Schwierigkeiten bei der Einstellung der Einzelregelkreise, weil sich eine veränderte Reglerparametrierung an einem einzigen PID-Regler auf benachbarte Regelkreise auswirkt?
- Werden die Variablen, die einen Einfluss auf benachbarte Regelstrecken haben, im praktischen Betrieb der Anlage tatsächlich verändert? Gegenbeispiel: einen Zusammenhang zwischen Druck und Temperatur in einem Gasvolumen (in einem Reaktor oder Tank) kann man vernachlässigen, wenn entweder Druck oder Temperatur im Betrieb konstant gehalten werden.
- Sind die Regelgrößen, die unter Verkopplungsphänomenen leiden, bezüglich ihrer Regelgüte tatsächlich relevant für den wirtschaftlichen Betrieb der Anlage? Gegenbeispiel: obwohl es physikalisch immer einen Zusammenhang zwischen der Zulaufmenge in ein Gefäß und dem Füllstand gibt, reicht es in vielen Fällen aus, den Füllstand über das Ablaufventil zu regeln, weil eine besonders genaue Einhaltung des Füllstands prozesstechnisch nicht erforderlich ist.
- Sind in der Vergangenheit Versuche gescheitert, Verkopplungsprobleme in der betrachteten Unit mit Hilfe einer Störgrößenaufschaltung (vgl. Abschnitt 1.3.4) zu lösen, bzw. musste unverhältnismäßig viel Aufwand in Entwurf und Projektierung spezieller Entkopplungsmaßnahmen bei verwandten Problemstellungen investiert werden?

Im Zweifelsfall ermittelt man ein Mehrgrößen-Prozessmodell mit Hilfe des MPC-Konfigurators. In der Matrix der Übertragungsfunktionen kann das Verhalten der Koppelstrecken im Vergleich zu den Hauptstrecken auf der Diagonalen der Matrix beurteilt werden.

Hinweise für die Entscheidung zum Einsatz eines Smith-Prädiktors oder einer Strörgrößenaufschaltung und zur Abgrenzung gegenüber einem Eingrößen-MPC finden sich in den Abschnitten 1.3.3 und 1.3.4.

2.2.1.2 Linearer oder nichtlinearer Regler?

Die meisten verfahrenstechnischen Prozesse sind von ihrer Physik/Chemie her nichtlinear, d.h. die Wirkung eines bestimmten Stelleingriffs ist unterschiedlich, je nachdem an welchem Arbeitspunkt der Prozess sich gerade befindet. Typische Ursachen sind nichtlineare Ventilkennlinien, nichtlineare Reaktionskinetiken, Phasenübergänge (fest/flüssig/gasförmig), Titrationskennlinien etc. Für die Entscheidung zwischen einem linearen und einem nichtlinearen Regelungskonzept sind folgende Fragen relevant:

- Wurde beobachtet, dass ein vorhandenes lineares Regelungskonzept (z.B. konventionelle PID-Regler) an einem bestimmten Arbeitspunkt gut funktioniert, aber an anderen Arbeitspunkten (z.B. nach einem Lastwechsel) zu Schwingungen neigt oder extrem träge reagiert?
- Wird ein verfahrenstechnischer Prozess immer wieder an verschiedenen Arbeitspunkten betrieben, z.B. im Rahmen einer Rezeptsteuerung (Batch-Anlage), im Rahmen von Sortenwechseln (Mehrproduktanlage), im Rahmen einer flexiblen Produktion (Lastwechsel)? Gegenbeispiel: auch ein stark nichtlinearer Prozess lässt sich gut mit linearen Reglern beherrschen, wenn er in einer Konti-Anlage immer an einem festen Arbeitspunkt betrieben wird.

Falls aus einem der o.g. Punkte ein nichtlineares Regelungskonzept erforderlich ist, bieten sich folgende Lösungsmöglichkeiten, die in dieser Reihenfolge untersucht werden können:

2.2.1.2.1 Kompensationsfunktionen zwischen Regler und Strecke

Beispielsweise kann die Wirkung einer nichtlinearen Ventilkennlinie durch einen Polygon-Funktionsbaustein zwischen Stellausgang des Reglers und Stelleingang des Ventilbausteins kompensiert werden. Dabei ist auf die Umsetzung der Stellwertbeschränkungen zu achten. Entsprechend kann die Wirkung einer Nichtlinearität am Ausgang der Strecke (z.B. Sensorkennlinie) durch einen Polygonbaustein vor dem Istwert-Eingang des Reglers kompensiert werden. Wichtig ist dabei, den entsprechenden Sollwert ebenfalls entsprechend zu transformieren. In beiden Fällen werden die Kompensationsfunktionen aus Sicht des Reglers zu einem Teil der Regelstrecke. Ziel ist immer, das Gesamtverhalten der Regelstrecke aus Prozess und Kompensationsgliedern möglichst linear zu gestalten.

2.2.1.2.2 Arbeitspunktabhängige Parametersätze

Im Eingrößenfall: PID-Gain Scheduling nach entsprechendem Abschnitt 1.3.2.

Im Mehrgrößenfall: MPC Multi-Modell-Regelung, s. Beispielprojekt für PCS 7 Advanced Process Library. Dieser Ansatz ist von der Grundidee verwandt mit der arbeitspunktabhängigen Parametersteuerung bei PID-Reglern. Da sich die Modellparameter des Prädiktivregler-Bausteins jedoch nicht zur Laufzeit modifizieren lassen, wird der Fahrplan zur Auswahl des passenden Parametersatzes zu einem Fahrplan zur Auswahl des passenden Modells.

Mehrere MPC-Instanzen mit verschiedenen Modellen für verschiedene Arbeitspunkte laufen parallel. Die lokal optimalen Modelle werden durch Anregung des Prozesses an den verschiedenen Arbeitspunkten mit kleinen Amplituden ermittelt, so dass jeweils nur das Verhalten des nichtlinearen Prozesses in der Umgebung dieses Arbeitspunktes erfasst wird.

Der endgültige Stellwert für jeden Stellwert wird als gewichteter Mittelwert der Stellwertvorschläge der einzelnen Regler-Instanzen gebildet. Die Gewichtungsfaktoren 0 ... 1 werden entsprechend den aus der Fuzzy-Logik bekannten Zugehörigkeitsfunktionen so gebildet, dass die Summe aller Gewichte immer gleich eins ist, und jeder Regler an seinem eigenen Arbeitspunkt das höchste Gewicht bekommt.

2.2.1.2.3 Trajektorienregelung

Dieser Ansatz nach [11.] kombiniert die Vorteile einer Steuerung im offenen Wirkungskreis (Feed-forward Control) geschickt mit den Vorteilen einer Regelung mit Istwert-Rückführung (Closed Loop Control). Der Regler läuft entlang einer vorab optimierten Trajektorie von Soll- und Stellwertverlauf, d.h. er muss nur noch kleine Abweichungen zwischen der abgespeicherten Trajektorie und dem aktuell vorliegenden Anlagenzustand ausregeln. Eine Trajektorie besteht aus dem optimalen Stellwertverlauf über der Zeit, und dem dazu passenden Istwertverlauf. Die gewünschten Stellwerte werden über die Eingänge für die additive Störgrößenaufschaltung an PID-Reglern, oder die Eingänge MV1Traj bis MV4Traj in den ModPreCon-Baustein eingelesen und auf die vom Algorithmus berechneten Stellwerte addiert (nur im Automatikbetrieb). Dies hat unter anderem den Vorteil, dass der effektiv auf den Prozess einwirkende Stellwert als Summe von Trajektorie und Reglerbeitrag projektierungsgemäß begrenzt wird. Die Istwerte aus der Trajektorie werden auf die entsprechenden Sollwerteingänge des Reglers geschaltet. Solange sich der Prozess genauso verhält wie in der Trajektorie geplant, wird er auf die Stellwert-

verläufe aus der Trajektorie mit den entsprechenden Istwertläufen antworten, und die Regelabweichung ist null. Es ist allgemein bekannt, dass sich ein nichtlinearer dynamischer Prozess um einen festen Arbeitspunkt bzw. um eine Ruhelage des Systems linearisieren lässt. Darüber hinaus ist es jedoch auch möglich, ihn um eine Trajektorie zu linearisieren.

2.2.2 Auswahl der Regelsystem-Struktur, der Stell- und Regelgrößen sowie Begrenzungen

Bei der Verwendung von Eingrößen-Reglern muss eine 1 zu 1 Zuordnung von Stell- und Regelgrößen getroffen werden: Für jeden Regler muss entschieden werden, welche Stellgröße verwendet wird, um eine bestimmte Regelgröße zu beeinflussen. Falls mehrere Stellgrößen in Frage kommen, wird diejenige ausgewählt, die den größten (im Sinn einer Verstärkung) und den direktesten Einfluss (im Sinne geringer Verzugszeit) auf die betreffende Regelgröße hat.

Bei einem MPC-Konzept ist eine solche Zuordnung nicht erforderlich, da der Mehrgrößenregler alle Stellgrößen verwendet, um alle Regelgrößen zu beeinflussen. Bei der Auswahl der Stell- und Regelgrößen für einen Mehrgrößenregler gibt es folgende Gesichtspunkte:

- Welche Regelgrößen sollen im Sinne der Überlegungen des Abschnitts 2.2.1.1 in das Mehrgrößenproblem einbezogen werden? Welche Regelgrößen sind relevant für die Sicherheit der Anlage, für die Produktqualität, für die Wirtschaftlichkeit? Welche Anforderungen stellt die Verfahrenstechnik an die Regelgenauigkeit? Da die Komplexität des Mehrgrößenproblems quadratisch mit der Zahl der Stell- und Regelgrößen wächst, sollte man vermeiden, die Dimensionalität des Problems mehr als nötig aufzublähen („Teile und herrsche!“). Bei der Auswahl von Regelgrößen spielt auch die Qualität der Messwerte eine Rolle: Liegen die Messungen reproduzierbar, rauscharm und zeitnah vor?
- Welche Stellgrößen werden dafür herangezogen, weil sie einen signifikanten und direkten Einfluss auf die Regelgrößen haben? Normalerweise versucht man, so viele Stellgrößen zu finden, wie Regelgrößen beherrscht werden sollen. Man spricht dann von einem "quadratischen System". Solange Begrenzungen den Betrieb nicht beeinflussen, kann der Regler prinzipiell alle Regelgrößen genau auf die vorgegebenen Sollwerte führen. Andernfalls erzeugt man ein...
- nicht-quadratisches Regelungsproblem (Zahl der Stellgrößen ungleich Zahl der Regelgrößen)

Ben). Falls weniger Stellgrößen als Regelgrößen zur Verfügung stehen, oder einzelne Stellgrößen an ihre Begrenzung stoßen, können nicht alle Sollwerte exakt erreicht werden. Der MPC findet einen Kompromiss, der über die Wahl von Regelzonen (Toleranzbänder um die Sollwerte) und Gewichtungsfaktoren für die einzelnen Regelgrößen beeinflusst werden kann: Regelgrößen mit hoher Priorität werden geringere Regelabweichungen erreichen. Falls mehr Stellgrößen als Regelgrößen eingebunden werden, hält der MPC seine Stellgrößen konstant, sobald alle Sollwerte bzw. Regelzonen erreicht sind. Die überschüssigen Freiheitsgrade können jedoch nur von einem Regler mit Online-Optimierung zielgerichtet genutzt werden, nicht von einem schlanken Prädiktivregler (vgl. Abschnitt 1.4.2). Bei unipolaren Stellgliedern (z.B. Heizung und Kühlung) kann es sinnvoll sein, zwei Stellglieder über eine Split-Range Funktion zu einem bipolaren Stellglied zusammenzufassen.

2.2.2.1 Begrenzungen (Hard/Soft-Constraints)

Stellgrößenbegrenzungen sind harte Begrenzungen („hard constraints“), die vom Regler unter allen Umständen eingehalten werden. Begrenzungen von Regelgrößen („Regelzonen“) sind dagegen weiche Begrenzungen („soft constraints“): eine Überschreitung dieser Grenzen wird als Regelabweichung betrachtet und so gut wie möglich vermieden. Ähnlich wie ein Überschwinger bei einem exakten Sollwert kann jedoch vorübergehend eine Überschreitung der Grenzen von Regelzonen auftreten.

Speziell bei Mehrgrößenregelungen empfiehlt es sich, von der Tatsache Gebrauch zu machen, dass nur manche Regelgrößen aus Sicht der Anwendung exakt auf einen vorgegebenen Sollwert gefahren werden müssen, während es bei anderen nur darauf ankommt, dass sie innerhalb eines definierten Bereichs bleiben. Typisches Beispiel sind Qualitätskenngrößen, für die ein Toleranzbereich spezifiziert ist. Die Wirkung der Regelzonen entspricht prinzipiell der Totzone beim PID-Regler, aber mit Wirkung über den gesamten zukünftigen Prädiktionshorizont. D.h. falls sich beispielsweise die vorhergesagte Regelgröße CV1 im gesamten Prädiktionshorizont innerhalb der Zone $SP1 \pm SP1DeadBand$ befindet, wird aufgrund dieses Regelkanals keinerlei Grund zur Änderung irgendeines Stellwerts gesehen. Während eine Totzone beim PID-Regler tendenziell die Stabilität gefährdet, wirken Regelzonen in einzelnen Regelkanälen für den Mehrgrößenregler insgesamt entlastend. Mit

Regelzonen kann sogar das Verhalten einer sanft ablösenden Regelung (soft override control) erreicht werden. Falls eine Regelgröße nur einseitig begrenzt werden, z.B. nur vor dem Überschreiten einer Obergrenze geschützt werden soll, ist der exakte Sollwert belanglos. Sollwert und Zonenbreite werden dann so gewählt, dass die Untergrenze im Betrieb nie erreicht wird.

2.3 Konfiguration von APC-Funktionen

Nach der Auswahl des passenden Regelungsverfahrens und der Regelsystem-Struktur erfolgt die Konfiguration, d.h. die Parametrierung und Inbetriebnahme der Regelungsfunktion. Für PID-Regler und Prädiktivregler gibt es spezielle Software-Tools wie z.B. PID-Tuner und MPC-Konfigurator. Die grundsätzliche Vorgehensweise ist jedoch die Gleiche bei allen Reglertypen, deren Entwurf auf einem Modell der Prozessdynamik beruht. Da ein solches Modell meist nicht vorab bekannt ist, muss es anhand von Lerndaten bestimmt werden.

2.3.1 Prozessanregung und Aufnahme von Lerndaten

Um die Prozessdynamik aus Lerndaten identifizieren zu können ist es erforderlich, den Prozess in Bewegung zu bringen, d.h. gezielt über die Stellgrößen anzuregen. Falls ein zumindest stabiler und nicht zu unruhiger (wenn auch noch nicht optimaler) Regler vorliegt, kann die Anregung über Sollwertsprünge im Automatikbetrieb erfolgen, ansonsten über Stellgrößensprünge im Handbetrieb des Reglers.

Wichtig ist, das Experiment an dem Arbeitspunkt und unter den Bedingungen durchzuführen, unter denen der Regler später arbeiten soll, um tatsächlich das für die Regelung relevante Verhalten zu beobachten. Vor Beginn des Experiments muss ein stationärer Zustand abgewartet werden, da nicht abgeklungene Einschwingvorgänge, deren Ursachen zeitlich vor dem Beginn der Datenaufnahme liegen, das Schätzergebnis verfälschen.

Während der Datenaufnahme sollten signifikante Störereignisse vermieden werden, wie z.B. Lastwechsel, Wechsel der Rohstoffsorte, Sollwertsprünge an benachbarten Regelkreisen, Wartungsmaßnahmen an der Anlage, gravierenden Verstellungen an vorgeschalteten Anlagen oder im Versorgungsnetz etc.

Für die Wahl des Anregungssignals gibt es unterschiedliche Möglichkeiten. Für das PID-Tuning

genügt meist eine einzige Sprungantwort. Für die Identifikation von Mehrgrößenprozessen müssen alle Stellgrößen angeregt werden, am besten einzeln und nacheinander. Hierbei werden Signalverläufe bevorzugt, die symmetrisch zum Arbeitspunkt sind, d.h. kleine Sprünge vom Arbeitspunkt nach oben und nach unten. Die Amplitude der Anregung ist sorgfältig abzuwägen und mit den Anlagen-Betreibern und -Fahrern abzustimmen:

- Sie soll hinreichend groß sein, damit die Reaktionen des Prozesses sich deutlich genug aus dem Messrauschen hervorheben (Stör-/Nutzsignal-Verhältnis).
- Sie soll nicht zu groß sein, damit die Nichtlinearitäten des Prozessverhaltens sich nicht zu sehr auswirken.
- Sie soll nicht größer sein als notwendig, um die laufende Produktion nicht unnötig zu beeinträchtigen.
- Sie soll im Mehrgrößenfall den Prozess gleichmäßig anregen, d.h. Stelleingriffe mit schwacher Wirkung müssen entsprechend stärker ausgelenkt werden.

Hinweis: die routinemäßig bei der Inbetriebnahme eines Reglers erforderlichen Überprüfungen (s. 2.3.4) sind natürlich bei einer rechnergestützten Inbetriebnahme vor der Aufzeichnung von Lerndaten durchzuführen.

2.3.2 Modellbildung

Die eigentliche Identifikation des dynamischen Prozessmodells aus den Lerndaten erfolgt in den entsprechenden Software-Tools automatisch, ohne dass vom Bediener spezielle Vorgaben zur Auswahl der Modellstruktur gemacht werden müssen. Teilweise werden einfache Funktionen zur Datenvorverarbeitung angeboten, z.B. Auswahl eines relevanten Zeitabschnitts aus einem längeren Archivdatensatz, oder Tiefpassfilterung zur Reduktion von Messrauschen.

Wichtig ist in jedem Fall eine Verifikation des Modells, d.h. ein Vergleich der Simulation des identifizierten Modells mit echten Messdaten, um festzustellen, ob das Verhalten des realen Prozesses vom Modell hinreichend gut dargestellt wird. Im Idealfall werden für die Verifikation andere Anregungssignale verwendet als für die Lerndaten. Darüber hinaus ist es sinnvoll, die Plausibilität des Modells auf anschaulicher Ebene zu prüfen, z.B. anhand der Modellparameter oder der Modell-Sprungantworten: entsprechen die Verstärkungsfaktoren und die Größenordnung der Zeitkonstanten den physikalischen Vorstellungen oder anderen Vorkenntnissen?

2.3.3 Regler-Einstellung

Auch der Regler-Entwurf wird von den entsprechenden Software-Tools automatisch vorgenommen, wobei die Art der Vorgaben an das Reglerverhalten sich je nach Reglertyp unterscheidet.

2.3.3.1 PID-Tuner

Beim PID-Tuner kann der Anwender die Struktur auswählen: P-, PI- oder PID-Regler. Am häufigsten wird der PI-Regler eingesetzt. P-Regler eignen sich v. a. für integrierende Strecken wie z.B. Füllstandsregelungen. Der D-Anteil eines PID-Reglers ermöglicht ein schnelleres Reglerverhalten und eine bessere Kompensation von Störungen, allerdings um den Preis stärkerer Bewegungen der Stellglieder (Verschleiß, Energieverbrauch).

Grundsätzlich ist es bei PID-Reglern möglich, die vorgeschlagenen Reglerparameter von Hand zu verändern, und viele Tuning-Tools erlauben es, das Verhalten des geschlossenen Regelkreises in einer Simulation zu beobachten, bevor die neuen Parameter in das Zielsystem geladen werden.

2.3.3.2 MPC-Konfigurator

Das Verhalten eines Prädiktivreglers ist im Wesentlichen bereits durch das im Regler verwendete Prozessmodell bestimmt. Die Wahl interner Parameter wie Prädiktionshorizont und Steuerhorizont kann auf Basis des Prozessmodells automatisch durchgeführt werden.

Dem Anwender obliegt im Wesentlichen die im Abschnitt 1.4.3 beschriebene Priorisierung der verschiedenen Regelgrößen und die Bestrafung von Stellgrößenänderungen im Gütekriterium.

Eine manuelle Veränderung anderer Reglerparameter ist beim MPC generell nicht möglich, wohl aber die Simulation des geschlossenen Regelkreises.

2.3.4 Inbetriebnahme

Wenn das Verhalten des geschlossenen Regelkreises bereits in einer Simulation untersucht worden ist, reduziert sich das Risiko bei der Inbetriebnahme des Reglers. Bevor ein Regelkreis tatsächlich geschlossen wird, sollte überprüft werden ob...

- die gemessenen Istwerte korrekt am Regler ankommen, in der zur Sollwertvorgabe passenden Einheit,
- die Stellgrößen des Reglers am Prozess zur Wirkung kommen, d.h. ob die Istwerte auf kleine Stellgrößen sprünge im Handbetrieb entsprechend reagieren,

- die Parametrierung der Stellgrößenbegrenzungen zum Stellglied passt,
- das Vorzeichen der Reglerverstärkung (von PID-Reglern) zum Wirkungssinn des Prozesses passt.
- ggf. Rechenschaltung für die Vor- oder Nachbearbeitung von Reglersignalen (z.B. Einheiten-Umrechnungen, Messwert-Korrekturen, Linearisierungsfunktionen nach entsprechendem Abschnitt 2.2.1.2.1 etc.) korrekt arbeiten.

Oft (hoffentlich) sind diese Prüfungen bereits vor der Aufzeichnung von Lerndaten nach Abschnitt 2.3.1 erfolgt.

Typischerweise wird der Prozess zur ersten Inbetriebnahme im Handbetrieb des Reglers in den Arbeitspunkt gefahren, und dort eine stoßfreie Hand-Automatik-Umschaltung durchgeführt. Falls der Regler sich nicht wie gewünscht verhält, wird sofort in den Handbetrieb zurückgeschaltet. Bei besonders kritischen Prozessen werden vor der ersten Umschaltung in den Automatikbetrieb die Stellgrößenbegrenzungen vorübergehend auf einen kleinen Bereich um den bisherigen Stellwert eingeengt.

Nur beim MPC gibt es die Möglichkeit, den Regler im Automatikbetrieb „mitlaufen“ zu lassen, ohne seine Stellgrößen auf den Prozess scharf zu schalten. Damit können seine Stellgrößenvorschläge auf Plausibilität überprüft und ggf. von Hand eingetippt werden: „advisory control“ bzw. „human in the loop“. Im Gegensatz dazu darf ein PID-Regler nie im Automatikbetrieb laufen, wenn seine Stellgröße nicht mit dem Prozess verbunden ist, weil dies zum Volllaufen des Integrators führt („Windup-Problem“).

Wenn der Regelkreis im Automatikbetrieb stabil läuft, werden die konkreten Anforderungen an die Regelung im Detail geprüft. Einen ersten Eindruck vom Verhalten des Regelkreises liefert ein kleiner Sollwertsprung. Auch bei Mehrgrößenreglern werden zunächst Sollwertsprünge an einzelnen Regelgrößen getestet, und dabei auch auf das (unerwünschte) „Übersprechen“ auf benachbarte Regelkanäle geachtet.

Falls möglich, werden bestimmte für den Betrieb des Regelkreises wichtige Fahrweisen bzw. Stör-Szenarien durchgespielt (z.B. Lastwechsel, Wechsel des Einsatzprodukts, Einschränkungen im Heiz-/Kühlsystem etc.), andernfalls lässt sich das Störverhalten durch einen künstlich erzeugten Sprung der Stellgröße testen. Die meisten Reglerbausteine verfügen über einen entsprechenden Eingang zur Addition eines Offsets auf die Stellgröße.

Falls der Einsatz einer Regelkreis-Überwachung nach entsprechendem Abschnitt 1.2.1 vorgesehen ist, kann diese nach erfolgreicher Regler-Inbetriebnahme initialisiert werden.

2.4 Die wichtigsten Regeln auf einen Blick

- Zuerst Instrumentierung prüfen, dann Regler einstellen.
- Kaskadenregelungen von innen nach außen in Betrieb nehmen.
- Zuerst Basisregelung optimieren, dann APC-Funktionen konzipieren und konfigurieren.
- Falls mehrere Stellgrößen in Frage kommen, wird diejenige ausgewählt, die den größten (im Sinn einer Verstärkung) und den direktesten Einfluss (im Sinne geringer Verzugszeit) auf die betreffende Regelgröße hat.
- Ziel ist immer, das Gesamtverhalten der Regelstrecke aus Prozess und Kompensationsgliedern möglichst linear zu gestalten.

2.5 Dokumentation, Training, Wartung und Pflege

Im Sinne einer Erfolgskontrolle ist es üblich, nach der Inbetriebnahme einer APC-Funktion einen Performance-Vergleich in Relation zum bisherigen Zustand der Automatisierung (konventionelle Regelung oder Handbetrieb) durchzuführen und zu dokumentieren.

Um den wirtschaftlichen Erfolg gehobener Regelungsverfahren nachhaltig zu sichern, spielen Dokumentation, Training, Wartung und Pflege eine große Rolle. Eine funktionale Dokumentation der APC-Lösung soll auch den Mitarbeitern, die nicht an der Entstehung der Funktionalität beteiligt waren, die Möglichkeit geben, die Lösung zu verwenden und zu pflegen. Insbesondere beim erstmaligen Einsatz von APC-Funktionen sind vertrauensbildende Maßnahmen besonders wichtig, um Anlagenfahrer, Prozess- und PLT-Ingenieure sowie Führungskräfte mit ins Boot zu bekommen. Es kommt darauf an, die Einstellung „lieber eine schlechte Lösung, als eine die ich nicht verstehe“ zu überwinden. Die Funktionsweise der meisten APC-Lösungen lässt sich auf anschaulicher Ebene darstellen, wie beispielsweise in Kapitel 1 dieses Dokuments, und wie an Abschnitt 1.4.1 ersichtlich, ist selbst beim modellbasierten Prädiktivregler ein Grundverständnis des Verfahrens erreichbar, ohne in die ma-

thematische Theorie einzusteigen. Dabei ist zwischen formalen Schulungen und einem Training am realen Prozess („training on the job“) zu unterscheiden. Trotz des größeren Aufwands hat es sich bewährt, gesonderte Schulungen für die verschiedenen Zielgruppen mit unterschiedlichen Schwerpunkten und Umfängen anzubieten.

Verfahrenstechnische Prozessanlagen sind wie ein lebendiger Organismus ständigen Veränderungen unterworfen. Diese resultieren sowohl aus unbeabsichtigten Alterungsprozessen wie Katalysatordeaktivierung oder Veränderung des Wärmeübergangs infolge von Ablagerungen, als auch aus aktiven Maßnahmen der Instandhaltung, Modifikation oder Erweiterung der Prozessanlagen im laufenden Betrieb. Demzufolge ist das statische und dynamische Verhalten einer Prozessanlage langsameren oder schnelleren, kleineren oder größeren Änderungen unterworfen, und es muss davon ausgegangen werden, dass die in den Regelungen verwendeten Prozessmodelle im Laufe der Zeit zunehmend von der Realität abweichen werden, was die gewünschte Regelgüte beeinträchtigt. Zur Pflege eines APC-Regelungssystems gehört zunächst dessen fortlaufende Beobachtung und Bewertung, wobei die im Abschnitt 1.2.1 eingeführten Verfahren zur Überwachung von Regelkreisen hilfreich sind. Mögliche Schlussfolgerungen sind die Bestimmung eines geeigneten Zeitpunkts für eine Re-Identifikation eines Teils der oder aller Prozessmodelle, eine evtl. Umkonfiguration des APC-Reglers (Aufnahme neuer und Entfernen nicht mehr notwendiger oder verfügbarer Steuer- und Regelgrößen), Wieder- bzw. Neuinbetriebnahme, und nicht zuletzt die Initiierung von Folgeprojekten.

3 Fallbeispiel Destillationskolonne

Destillation ist das wichtigste Trennverfahren der chemisch-pharmazeutischen Industrie. Es handelt sich dabei um ein thermisches Trennverfahren, um ein flüssiges Gemisch verschiedener, ineinander löslicher Stoffe durch die unterschiedliche relative Verdampfung und unterschiedliche Siedepunkte zu trennen. Typische Anwendungen der Destillation sind das Brennen von Alkohol und das Destillieren von Erdöl in der Raffinerie. Prinzipiell unterscheidet man zwischen (1.) Batch-Destillation und (2.) Kontinuum-Destillation (z.B. Rektifikation, extraktive oder reaktive Destillation). Bei der Rektifikation (Gegenstromdestillation) wird ein Mehrkomponentengemisch in mindestens zwei Ströme zerlegt. Am Kopf der Rektifikationskolonne wird das Kopfprodukt (Leichtsieder) und am Sumpf das Sumpfprodukt (Schwersieder) abgezogen. Da sich aufgrund der starken thermodynamischen Verkopplungen in der Destillationskolonne mit konventionellen Mitteln nur entweder die Produktqualität (die Konzentration, ersatzweise die Temperatur) am Kopf oder am Sumpf der Kolonne regeln lässt, gibt es mindestens fünf verschiedene Varianten zur Regelung von Kolonnen über eine einzige Temperatur [12.].

Durch den routinemäßigen Einsatz eines Mehrgrößenreglers mit zwei Regel- und zwei Stellgrößen können jetzt erstmals fast alle Kolonnen, die bisher nach einem der fünf konventionellen Regelungs-Schemata gefahren wurden, mit derselben standardisierten Automatisierungsstruktur ausgestattet werden, die eine vollständige Qualitätsregelung beinhaltet [10.]: Regelung von Kopf- und (!) Sumpftemperatur über Rücklauf und Heizdampfmenge. Über Priorisierungen im Gütekriterium des Prädiktivreglers kann der Anwender im Einzelfall vorgeben, welche Regelgröße ihm besonders wichtig ist.

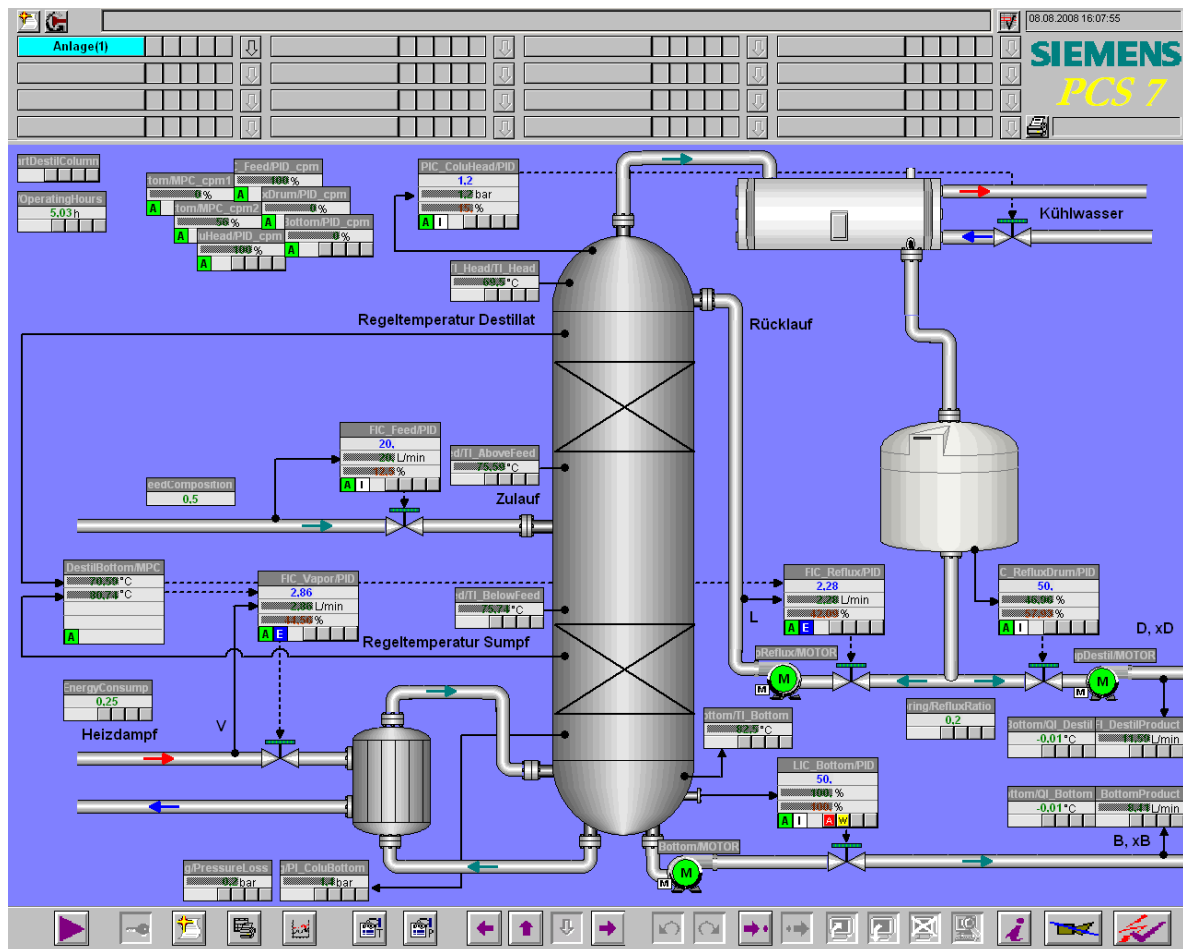


Bild 16: R&I-Schema für eine Rektifikationskolonne mit Qualitätsregelung per MPC. (Quelle: OS-Bild der in [10.] beschriebenen PCS7 Musterlösung. Die Messwerte sind grau hinterlegt, da es sich hier um simulierte Werte handelt.)

3.1 Template-basierte Implementierung

Ausgangspunkt für die Implementierung der Mehrgrößenregelung ist der in der Bibliothek enthaltene Messstellentyp für den Prädiktivregler. Dieser Signalflussplan wird ausgangsseitig modifiziert: die Ausgangsgrößen des Prädiktivreglers gehen nicht direkt an die Peripherie, sondern als externe Sollwerte an bereits vorhandene PID-Durchfluss-Regler für Rücklauf und Heizdampf.

Da es sich also um eine Kaskadenregelung (mit einem Führungsregler und zwei Folgereglern) handelt, sind die üblichen Richtlinien bei der Projektierung einer Kaskadenregelung zu beachten, die auch im Messstellentyp zur Kaskadenregelung dargestellt sind:

- Der Stellbereich des Führungsreglers (im jeweiligen Stellkanal) darf nicht größer sein als der Sollwertbereich des (zugehörigen) Folgereglers, damit die Anti-Windup-

Maßnahmen des Führungsreglers korrekt arbeiten.

- Wenn (einer) der Folgeregler sich nicht in der Betriebsart "Kaskade" (Automatikbetrieb mit externem Sollwert) befindet, sondern in irgendeiner anderen Betriebsart (z. B. Hand- oder Automatikbetrieb mit lokalen Sollwert) und damit nicht empfänglich für Befehle des Führungsreglers ist, muss der (betroffene Kanal des) Führungsreglers in die Betriebsart "Nachführen" genommen werden, um ein Auseinanderlaufen von Führungsregler und Folgeregler zu vermeiden. Der Stellwert des Führungsregler (-Kanals) wird auf den aktuellen Sollwert oder Istwert des (zugehörigen) Folgereglers nachgeführt, um eine stoßfreie Umschaltung zurück in den Kaskadenbetrieb zu gewährleisten. Der Unterschied zwischen Nachführen auf Sollwert oder Istwert zeigt sich, wenn der Folgeregler in den Handbetrieb genommen wird. Wenn der Istwert zum Nachführen verwendet wird, ergibt sich ein Verhalten wie bei "Soll-

wert auf Istwert nachführen im Handbetrieb" eines Einfachreglers.

- Die Inbetriebnahme erfolgt bei Kaskadenregelungen von innen nach außen, d.h. es werden zunächst die Folgeregler mit dem PID-Tuner eingestellt, und anschließend der Führungsregler mit dem MPC-Konfigurator.

Aufgrund der nichtlinearen thermodynamischen Zusammenhänge ist die Qualitätsregelung mit einem linearen MPC nur in einer begrenzten Umgebung eines bestimmten Arbeitspunktes möglich. Wichtig ist daher, die Aufnahme von Lerndaten für die Prozess-Identifikation tatsächlich an dem geplanten Arbeitspunkt durchzuführen, und den Stellbereich des Führungsreglers im Automatikbereich auf den Gültigkeitsbereich des linearen Modells einzuschränken. Die Stellgrößenbegrenzungen für den Handbetrieb sollen dagegen den vollen Sollwertbereich der Folgeregler umfassen, damit ein An- und Abfahren des Prozesses per Handbetrieb der Qualitätsregelung möglich ist.

Durch die Verwendung der serienmäßigen Messstellentypen aus der PCS7 APC-Bibliothek ist auch eine Regelkreisüberwachung gemäß entsprechendem Abschnitt 1.2.1 für alle PID-Regelkreise und den MPC bereits automatisch in der Projektierung enthalten.

3.2 Wirtschaftlicher Nutzen

Worin besteht der wirtschaftliche Nutzen der APC Lösung „Qualitätsregelung per MPC“ an der Destillationskolonne?

- Es ist jetzt erstmals möglich, die Qualität von Kopf- und Sumpfprodukt separat vorzugeben und im geschlossenen Wirkungskreis zu regeln. Dadurch kann die Varianz der bisher gar nicht geregelten Qualitätsgröße stark, und die Varianz der bisher per PID geregelten Qualitätsgröße immer noch deutlich reduziert werden. Insgesamt wird die Prozessführung gleichmäßiger, mit genauer einstellbarer Produktqualität. Geringere Schwankungen der Produktqualität erlauben oftmals Einsparungen in nachgelagerten Prozessstufen, z.B. geringeren Verbrauch an Zusatzstoffen.
- Durch die automatische Qualitätsregelung ist weniger Aufmerksamkeit der Anlagenfahrer erforderlich. Die Anzahl der manuellen Eingriffe und die Arbeitsbelastung der Anlagenfahrer reduziert sich entsprechend.
- Als wesentliche messbare Störgröße wird die Zulaufmenge bei der Prädiktion berücksichtigt, um auf Änderungen der Zulaufmenge in vorausschauender Weise durch Anpassung von Rücklauf und Dampfmenge reagieren zu können, ohne dass die Produktquali-

tät wesentlich vom Sollwert abweicht. In dieser Hinsicht kann die Regelgüte gegenüber einer konventionellen PID-Regelung dramatisch gesteigert werden.

- Der entscheidende wirtschaftliche Nutzen ergibt sich jedoch in Anlehnung an Bild 15 durch eine gezielte Modifikation der Sollwerte für die Qualitätsregelung. Die Grenzwerte für die zulässigen Temperaturen an Kopf und Sumpf ergeben sich aus der Spezifikation für die Produktqualität, unter Berücksichtigung der Varianzen der Regelgrößen. Für einen optimalen Betrieb der Kolonne mit minimalem Energieverbrauch (sprich Dampfverbrauch) wird der Sollwert am Kopf so hoch wie möglich, und der am Sumpf so niedrig wie möglich gewählt, d.h. die Temperaturspanne in der Kolonne minimiert. Es wird also nicht die bestmögliche Qualität produziert, sondern die am wirtschaftlichsten herstellbare zulässige Qualität. In anderen Anlagenkonstellationen kann es andere Optimierungsziele geben. Beispielsweise kann der Durchsatz maximiert werden, indem bei laufender Qualitätsregelung der Zulauf schrittweise erhöht wird, bis die Heizdampfmenge sich in der Nähe der Obergrenze einpendelt.



Bild 17: Destillationskolonnen

Insgesamt summiert sich der wirtschaftliche Nutzen durch eine APC-Lösung an einer Destillationskolonne (wie beispielsweise in [13.] be-

geschrieben) typischerweise auf mehr als €100.000,- pro Jahr.

Typische Erfahrungswerte für den Erfolg von APC-Lösungen sind:

- Durchsatz gesteigert um 1...5%
- Ausbeute gesteigert um 2...10%
- Energieverbrauch reduziert um 3...10%
- Standardabweichung von Prozessgrößen reduziert auf 25...50% des bisherigen Wertes.

3.3 Fazit

APC-Verfahren sind ein entscheidender Hebel zur Verbesserung der Anlagen-Performance hinsichtlich Produktivität und Wirtschaftlichkeit, Produkt-Qualität, Operabilität und Verfügbarkeit, Bedienbarkeit, Sicherheit und Umweltschutz. Durch eine Leitsystem-interierte Implementierung mit Standard-Funktionsbausteinen und vorgefertigten Messstellentypen, wie sie von Siemens mit der PCS 7 APC-Library angeboten werden, sind APC-Lösungen jetzt sehr viel kostengünstiger realisierbar.

4 Literatur

[1.] Siemens AG, Automation and Drives: Online-Hilfe zur PCS7 APC-Library V7.0 SP 1, Nov. 2007.

[2.] Siemens AG, Sektor Industry: Online-Hilfe zur PCS7 Advanced Process Library V7.1, Nov. 2008.

[3.] Siemens AG, Sektor Industry: PCS7 AddOn-Katalog. (Verfügbar auf www.automation.siemens.com)

[4.] Dittmar, R., Pfeiffer, B-M.: *Modellbasierte prädiktive Regelung - Eine Einführung für Ingenieure*. Oldenbourg Verlag, München, 2004.

[5.] Dittmar, R., Pfeiffer, B-M.: *Modellbasierte prädiktive Regelung in der industriellen Praxis*. at 12/2006, S. 590-601.

[6.] Pfeiffer, B-M.: *Control Performance Monitoring mit einer Kombination aus stochastischen und deterministischen Merkmalen*. GMA-Kongress 2005, Baden-Baden. VDI-Berichte 1883, VDI-Verlag, Düsseldorf, S. 411-420.

[7.] Föllinger, O.: *Regelungstechnik*. 6. Auflage, Hüthig-Verlag, Heidelberg 1990.

[8.] Preuß, H.-P., Linzenkirchner, E., Kirchberg, K.-H.: *SIEPID – ein Inbetriebsetzungsgerät zur*

automatischen Regleroptimierung. Automatisierungstechnische Praxis atp 29(1987), Heft 9, S. 427-436.

[9.] Pfeiffer, B-M.: *Standardisierung gehobener Regelungsfunktionen als Messstellen-Typen*. GMA-Kongress 2007, Baden-Baden. VDI-Berichte 1980, VDI-Verlag, Düsseldorf, S. 83-94.

[10.] Pfeiffer, B-M., Lorenz, O.: *Unit-orientierte Musterlösungen für Advanced Control (Unit-oriented solution templates for advanced control) - Beispiel Destillationskolonne (Example distillation column)*. Automation 2008, Baden-Baden. VDI-Berichte 2032, S. 11-14, VDI-Verlag, Düsseldorf.

[11.] Pfeiffer, B-M.: *PID-Regelung von Batch-Prozessen entlang vorab optimierter Trajektorien – Studien am Chylla-Haase Reaktor-Benchmark*. atp 4/2003, S. 76-86.

[12.] Kister, H.Z.: *Distillation Operation*. Mcgraw-Hill Professional, 2007.

[13.] Schüler, M.: *Implementing MPC at Ineos Phenol's Gladbeck site*. Hydrocarbon Engineering, Vol. 11, No. 10, Oct. 2006.

[14.] VanDoren, V.: *Advances in control loop optimization. Software takes users from simple tuning to plant-wide optimization*. Control Engineering May 2008.

www.siemens.com

All rights reserved. All trademarks used
are owned by Siemens or their respective owners.

© Siemens AG 2008

Siemens AG

Sektor Industry, IA AS SM MP7
Östliche Rheinbrückenstr. 50
D-76181 Karlsruhe