

Kort innføring i

PROSESSREGULERING

Siv.ing. Arild Nybraaten
Dr.ing. Hallvard Svendsen
Institutt for kjemiteknikk
4. utg. mars 1986

<u>Innholdsfortegnelse</u>	Side	5.4 Regnelementer	46
1. INNLEDNING	1	6. INNSTILLING AV REGULATORER; STABILITET	47
2. PROSESSREGULERING - HVA - HVORFOR	1	7. PROSESSREGULERING MED DATAMASKIN	53
a. Hva	1	7.1. Generelt om datamaskinstyring	53
b. Hvorfor	3	7.2. Mikromaskiner/prosessorer i reguleringsystemer	57
3. PROSESSANALYSE, SPESIFISERING AV REGULERINGSSYSTEM	4	8. SLUTTBEMERKNING	58
3.1. Klassifisering av variable	4	9. SYMBOLER OG KODER FOR INSTRUMENTERINGSSKJEMAER	59
3.2. Prosessmatrise	8		
3.3. Oppsetting av reguleringsssystem	11		
3.4. Foroverkobling, Tilbakekobling, Kaskadekobling	15		
3.5. Noen retningslinjer for valg av regulerings-system	16		
3.6. To eksempler på prosessanalyse med spesifikasjon av reguleringsanlegg	16		
3.6.1. Eksoterm katalysert reaksjon i rørekar	20		
3.6.2. Kontinuerlig tørke	25		
3.7. Sluttbemerkning	26		
4. PROSESSERS DYNAMIKK	27		
4.1. Spontan prosess	28		
4.2. Tidskonstanten for en prosess	30		
4.3. Dødtid	31		
4.4. Eksempler	35		
5. ELEMENTENE I REGULERINGSLØKKEN	35		
5.1. Regulatoren	35		
5.1.1. Regulatorparametre	37		
5.1.2. Regulator typer	41		
5.1.3. Pneumatisk-elektronisk regulering	41		
5.2. Pådragsorganet	43		
5.3. Målelementer	43		
5.3.1. Generelt	44		
5.3.2. dp-cellen (Differential-Pressure cell)	44		
5.3.3. Temperaturelementer	45		
5.3.4. Strømmingselementer	45		
5.3.5. Kjemisk potensial - målere	45		

1. INNLEDNING

Vi skal i dette korte kompendiet prøve å gi en innføring i prosessregulering, med hovedvekten på kvalitative betraktninger. Deler av dette har tidligere vært gitt som innledning til faget Prosessregulering, hvor det videre teoretiske grunnlaget blir gitt. Dette vil således være en innføring i prosessregulering for de som velger faget senere. Prosessreguleringen er en så viktig del av et kjemisk prosessanlegg at vi finner det riktig å gjøre denne delen obligatorisk for alle.

Grunnlaget for å forstå virkemåten til et reguleringssystem er en god prosesskunnskap og kjennskap til apparaturens virkemåte. Utover dette er det bare definisjoner og forståelse av noen få grunnleggende begreper og tenkemåter som trengs for en kvalitativ betraktning. For å kunne foreta nøyere dimensjonering og valg av reguleringsopplegg trengs i tillegg en del teoretiske kunnskaper om prosessdynamikk, dvs. kvantitative beregninger av hvordan prosess oppfører seg i tid overfor tidsvariable forstyrrelser og manipuleringer. En liten introduksjon til dette blir her gitt.

2. PROSESSREGULERING - HVA - HVORFOR

a) Hva

Med (automatisk-) prosessregulering og reguleringssystemer vil vi her forstå metoder og anordninger for automatisk overvåking og styring av en prosess. Styringen foregår oftest ut fra en målt eller beregnet variabel for prosessen. Vi kan for eksempel styre tilsatsen av et reagens proporsjonalt med innstrømmingen av et annet reagens. Vi måler her ikke virkningen av tilsatsen, men begrenser oss utelukkende til å måle inngående mengde av det ene - og tilsette det andre i forhold, såkalt forholdsregulering. Det vi vanligvis tenker på med prosess-

regulering er å regulere en avhengig variabel via en av de manipulererte, for eksempel vi regulerer den avhengige variable temperaturen i et værelse ved å styre den manipulerbare variable effekttilførselen. Vi måler virkningen av inngrepet, og regulerer ut fra dette, et såkalt tilbakekoblet system.

I begge tilfeller skal vi styre en variabel. Til dette trengs et pådragsorgan, for de fleste kjemiske prosesser en ventil. Inngrepet skjer som følge av en måling, vi trenger altså et måleelement.

La oss se på et eksempel. Vi står under dusjen og skal regulere temperaturen på vannet. Noen andre i huset åpner for varmtvann og temperaturen på dusjvannet synker. Vi kjenner dette, og griper pådragsorganet, varmtvannskranen, og skruer opp. Tilsvarende ingen reaksjon og vi åpner mer. Dersom det er lang nok slange mellom blandepunktet og dusjen kan dette gjenta seg en stund. Grunnet manglende kjennskap til prosessens (røret mellom blandepunktet og dusjen) dynamikk kan vi så komme til å føle noe ubehag. For å kunne regulere godt bør vi altså kjenne til prosessens dynamiske forhold. Temperaturen på varmtvannet betyr også en del. Det er klart at dersom varmtvannet er svært varmt, må vi skru mer forsiktig på kranen enn dersom varmtvannet er lunkent. Vi må med andre ord også kjenne prosessens statiske forhold. Ut fra dette kan vi bestemme regulatoralgoritmen, strategien, og regulatorparametrene (f.eks. hvor kraftig og raskt vi kan skru på kranen).

Denne regulatorløkke vil bestå av:

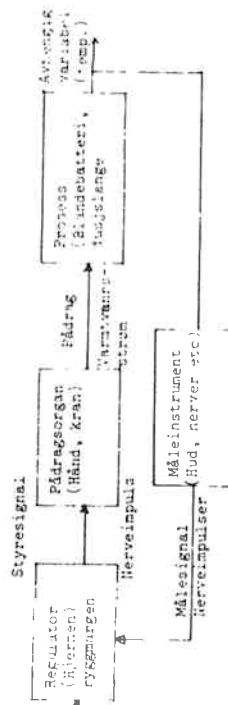


Fig. 1

Vi vil i de følgende kapitler se nærmere på alle disse blokkene i blokkdiagrammet. Den blokken vi vesentlig vil behandle er prosessen, men eksempler på regulator, pådragsorganer og måleinstrumenter vil også bli gitt.

bl_HVORFOR

For moderne kjemiske industrianlegg er reguleringsystemet en svært viktig del. Dette har flere årsaker. Vi skal her ta med noen av de viktigere.

Ved prosjektering av anlegget regner vi ut de korrekte verdiene for alle uavhengige variable. Dersom nå alt var slik som prosjektet, ville vi ikke trenge noe reguleringsystem. Vi kunne stille alle ventiler som beregnet, og anlegget funksjonerte. Imidlertid er anlegget utsatt for en rekke forstyrrelser. Dette kan være akkumulerende forstyrrelser, som "fouling" av varmevekslere eller forgiftning/utmattning av en katalysator. Vi har også mer fluktuerende forstyrrelser som variasjoner i vanntrykket for vannledningsnett, plutselige kalde regnskylt på destillasjonskolonner, etc. etc.

For å eliminere virkningen av alle disse forstyrrelsene må vi stadig manipulere på de uavhengige variable i prosessen. For trege og lite følsomme prosesser kan dette selvsagt gjøres for hånd. Større og moderne prosessanlegg er imidlertid så komplekse, at en manuell regulering av disse ville kreve bemanning og arvåkenhet som ville umuliggjøre effektiv drift. En automatisk regulator kan gjøres så fintfølende og rask at den utmanøvrerer en manuell styring. Den automatiske reguleringen har så muligjort konstruksjon og bygging av apparatur, hvor kravet til hurtig regulering er så ekstremt at en manuell regulering er umuliggjort. Dette kan f.eks være ekstreme krav til produktkvalitet eller reaktorer som arbeider nær eksplosjonsgrensen. Kravet til reduksjon av uønsket utslipp av forurensninger krever også kontinuerlig og nøyaktig overvåking, d.v.s. automatisk regulering.

3. PROSESSANALYSE, SPESIFISERING AV REGULERINGSYSTEM

3.1. Klassifisering av variable

Dersom man betrakter en prosess vil dens tilstand være beskrevet av et sett av variable. Det er flere måter å klassifisere disse variable på. En måte som prosessmessig er meget brukt er å se på årsaks- virkningsammenhengene. Årsakene eller de variable som påvirker prosessen kalles da inngangsvariable og de virkninger som observeres, prosessens responser, kalles utgangsvariable.

Fra en matematisk synsvinkel vil man klassifisere de variable som uavhengige og avhengige variable hvor de avhengige er funksjoner av de uavhengige variable. Uavhengige variable vil tilsvare inngangsvariable og avhengige tilsvare utgangsvariable.

I denne boken vil vi bruke betegnelsene avhengige og uavhengige variable.



Fig. 2

I fig. 2 kan man tenke seg q_1 som uavhengig variabel og H og eventuelt q_2 som avhengige variable. q_2 vil også kunne tenkes å være en uavhengig variabel dersom den er manipulerbar.

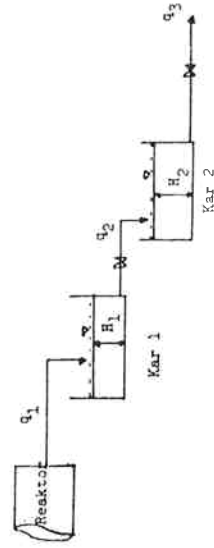


Fig. 3

I figur 3 tenker vi oss at strømmen ut fra reaktoren ikke lar seg regulere, vi får da:

	Avhengig	Forstyrrelse	Regulerbar
Kar 1	H ₁	q ₁	q ₂
Kar 2	H ₂	q ₂	q ₃

Som vi ser er q₂ en regulerbar for kar 1 og en (uregulerbar) forstyrrelse for kar 2. Nivået H₂ er avhengig både av q₂ og q₃, men vi kan ikke bruke q₂ til å regulere nivået H₂, idet denne sett fra kar 2 er uregulerbar. For kar 1 er q₁ uregulerbar.

Prosessens tilstand er bestemt av svært mange variable. Det har vist seg hensiktsmessig å samle alle disse variable i en vektor, prosessens tilstandsvektor. I de ovennevnte kar vil også temperaturer, konsentrasjoner, viskositet, trykk etc.etc. inngå i tilstandsvektoren. Til vårt bruk nøyer vi oss med den delen av tilstandsvektoren som har relevans for en kvalitativ analyse av reguleringen.

3.2.---PROSSESMATRISE

Når vi har bragt på det rene hvilke av de variable som er uregulerbare forstyrrelser, hvilke vi kan regulere og hva som er avhengige variable, kan vi tenke på å sette opp et forslag til regulering. For å lette oversikten i dette arbeidet nytter vi et hjelpemiddel, prosessmatrisen. Et eksempel viser best hva denne innebærer.

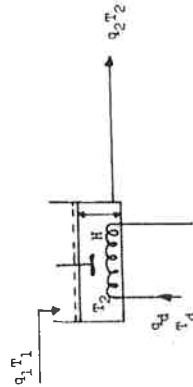


Fig. 4

Et kar med dampspirale er vist på figuren. Strøm 1 kommer fra en annen prosess og lar seg ikke variere. Temperaturen på inngående damp vil kunne variere. Vi klassifiserer de variable

Uavh.variable,Forstyrrelser	:q ₁ ,T ₁ ,T _d
Uavh.variable,Regulerbare	:q _d ,q ₂
Avhengige variable	:H,T ₂

For å studere et reguleringsopplegg er vi interessert i å se hvordan (rethning, styrke, hvor hurtig) de avhengige variable reagerer på forandringer i forstyrrelsene og de regulerbare størrelser.

Vi gjør da den vanlige forenklingen at vi kan betrakte virkningen av en variabel isolert fra forandringer i de andre variable. Vi antar at alle uavhengige variable untatt en er konstant. Denne ene gir vi så en moderat økning fra stasjonærverdien og ser hvordan hver enkelt av de avhengige variable forandres. Forandringen kan matematisk uttrykkes ved den partielt deriverte som er en tidsfunksjon. Setter vi opp dette i tabellform, fås:

Uavhengige variable	Avhengige variable	
	H	T ₂
q _d	∂H/∂q _d	∂T ₂ /∂q _d
q ₂	∂H/∂q ₂	∂T ₂ /∂q ₂
q ₁	∂H/∂q ₁	∂T ₂ /∂q ₁
T ₁	∂H/∂T ₁	∂T ₂ /∂T ₁
T _d	∂H/∂T _d	∂T ₂ /∂T _d

Fig.5

For en slik enkel analyse som den vi skal utføre vil dette føre for langt, og vi innfører derfor en mer kvalitativ notasjon. I stedet for den deriverte skriver vi:

- + = den avhengige øker når denne uavhengige øker
- = den avhengige minker når denne uavhengige øker
- ϵ = usikker, tvetydig, neglisjerbar
- 0 = ingen merkbart virkning

I tillegg føyer vi til subjektive betegnelser for hastigheten av forandringen, som raskt, langsomt, etc. Vi får da for vårt eksempel:

	H	T_2	
q_d	0	+	Regulerbare
q_2	-	0	
q_1	+	- (ϵ)*	raskt
T_1	0	+	raskt
T_d	0	+	

*Avhenger av T_1 og T_2 .
Fig. 5

Skal vi så regulere (kontrollere) H og T_2 , ser vi at av de regulerbare virker kun q_d på T_2 og q_2 på H. Vi regulerer derfor H med q_2 og T_2 med q_d .

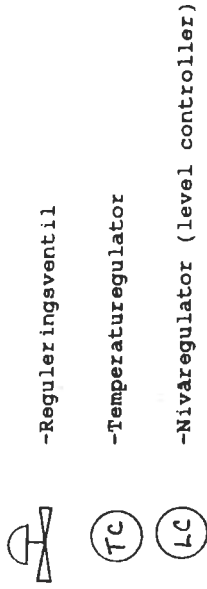
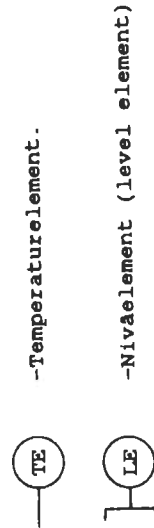


Fig. 6

(Komplett symbolliste på side BL-B3)

og får:

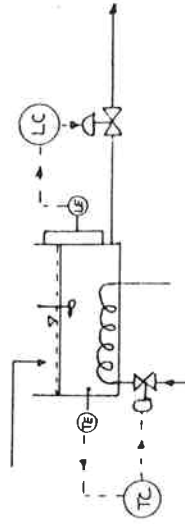


Fig. 7

3.3.---Oppsettning av reguleringsystem

La oss gå systematisk gjennom et eksempel på oppsettning av reguleringsystem ved hjelp av prosessmatrise. I en tank blandes to strømmer under god røring (fig. 8).

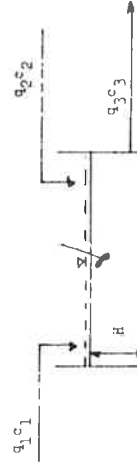


Fig. 8

1. Trinn. DEFINISJON AV REGULERINGSSØNSKET

Før vi kan tenke på å sette opp reguleringsforslag, må vi definere hva vi ønsker å regulere.

- a) c_3 ønskes konstant
- b) H ønskes nogenlunde konstant

2. Trinn. KLASSIFISERING AV VARIABLE, PROSESSBESKRIVELSE

Her skal vi på grunnlag av vår prosestetniske og -kjemiske kunnskap beskrive prosessen, slik at vi har et godt grunnlag for oppsettingen av prosessmatrise/reguleringsopplegg.

- a) q_1 varierer lite, q_2 er regulerbar (kommer fra lagertank)
- b) c_1 varierer, c_2 varierer lite
- c) Det foregår ingen reaksjon i tanken
- d) $c_1 \gg c_2$

Uregulerbare forstyrrelser: q_1, c_1, c_2

Regulerbare variable: q_2, q_3

Avhengige variable: c_3, H

Legg her merke til at q_3 er regulerbar og c_3 avhengig. q_3 er altså ikke $q_1 + q_2$. Hvis vi setter opp ligningene for systemet, vil vi få et akkumuleringsledd. Vi har et dynamisk system.

3. Trinn. PROSESSMATRISE

Avhengige

	c_3	H	
q_2	-	+	Regulerbare
q_3	0	-	
q_1	+	+	Forstyrrelser
c_1	+	0	
c_2	+	0	

Fig. 9

4. Trinn. REGULERINGSSOPPLEGG

Som vi ser avmerket i fig. 9 velger vi den regulerbare q_2 til å regulere den avhengige c_3 og q_3 for å regulere H.

Vi får da

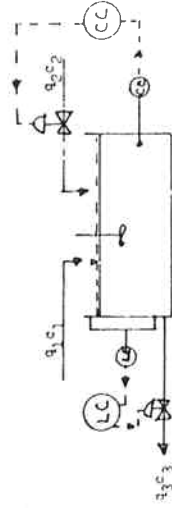


Fig.10

3.4. Foroverkobling. Tilbakekobling. Kaskadekobling

Den kanskje vanligste oppkoblingen for reguleringsløkker er en såkalt tilbakekoblet løkke. Den kjennetegnes ved at målingen ligger etter virkningen av inngrepet i årsaks-virkningskjeden. Eller for å si det enklere, målingen i reguleringsløkken registrerer virkningen av reguleringsinngrepet. At regulatoren kan se virkningen av hva den har gjort, har den fordel at systemet er selv-korrigerende. Dersom det skulle oppstå forandringer i alt annet enn måleelementet vil regulatoren korrigere for dette. På figur 10 har vi to tilbakekoblede løkker. I konsentrasjonsløkken vil tilbakekoblingen føre til at forandringer i c_1 , q_1 og c_2 samt f.eks. feil i ventill CV1 vil registreres av målelementet, og således blir korrigert for.

Den vesentligste mangel med dette tilbakekoblede systemet er at det kan bli tregt dersom prosessen som ligger mellom inngrepet og målingen er langsom.

Ser vi på konsentrasjonsreguleringen, må enhver forandring i q_1 kompenseres ved forandring av q_2 . Hvis nå c_1 forandres og vi ikke har et spesielt fintfølende og raskt måleinstrument kan det

ta noen tid før forstyrrelsen merkes av måleren og vi kan kompensere for den. Den raskeste kompenseringen ville vi fått dersom vi målte $c_1 \cdot q_1$ og så styrte q_2 ut fra dette.

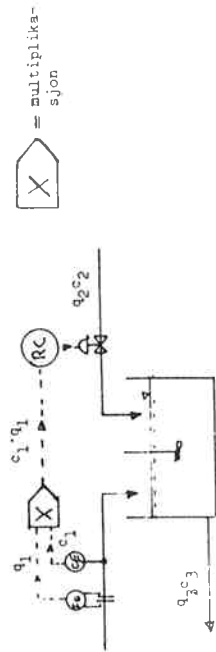


Fig. 11

En forstyrrelse i strøm I vil nå oppdages før den kommer inn i prosessen, registreringen skjer før reguleringsinngrepet, vi har en foroverkobling. Reguleringen skjer på grunnlag av en modell av prosessen. Eventuelle forandringer i c_2 eller forandringer i ventillen vil nå ikke korrigeres for, idet vi ikke måler virkningen av inngrepet. Systemet er altså raskt, men ikke selvkorrigerende.

For å bøte på denne mangel, kan vi legge på en ytre tilbakekobling. Dett er tenkt å virke slik: Regulatoren på figur 11 stiller inn q_2 slik at det blir et visst (på forhånd utregnet) forhold mellom målingen (q_1 , c_1) og den styrte q_2 . Dette forholdet er ønsket (setpunktet) for regulator RC. Dersom noe annet enn $q_1 \cdot c_1$ forandres, f.eks. c_2 , vil dette resultere i en forandring i c_3 . Ut fra en måling av c_3 kan vi forandre på det ønskede forholdstall. Dette lar vi en konsentrasjonsregulator gjøre. Siden den måler virkningen av forholdstallet er det et tilbakekoblet og således selvkorrigerende system. Den ytre regulatorløkken vil være noe treg, idet prosessen, blandekaret, er med i årsaks-virkningskjeden. Den indre løkken vil imidlertid være rask, da det her ikke er noen prosess med i løkken.

Vanligvis er forstyrrelser i enten q_1 eller c_1 dominerende og vi kan sløyfe målingen av den ene. Dette særlig hvis vi har en ytre tilbakekoblet løkke. Antar vi at q_1 konstant får vi da:

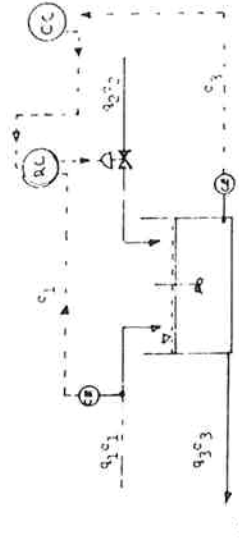


Fig. 12

Et slikt system med ytre og indre løkke hvor den ytre styrer setpunktet (ønsket) i den indre løkke, kalles et kaskadet reguleringsystem. Den indre raske løkkes oppgave er gjerne å kompensere virkningen av hyppige og hurtige forstyrrelser mens den ytre kompensere for langtidsforandringer og feil gjort av den indre løkke.

Det er svært viktig å merke seg forskjellen på forover- og bakoverkoblinger, idet en foroverkoblet løkke ikke er selvkorrigerende. Vi skal sette opp et informasjons-strømdiagram for de tre ovennevnte prosesser og la dem stå uten videre kommentarer:

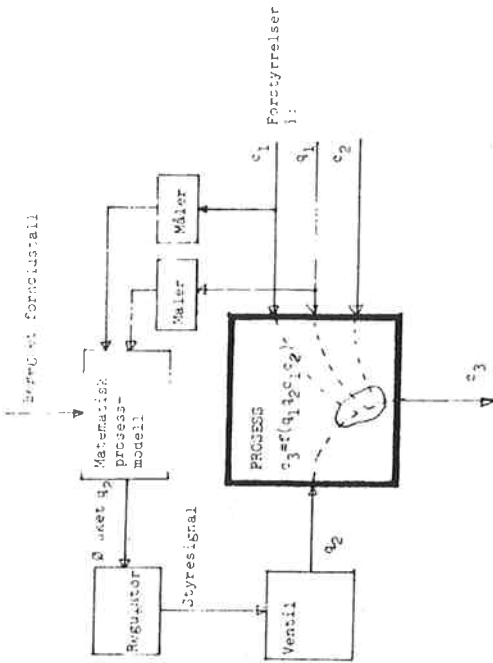


Fig. 13.1

Rent tilbakekoblet system, analogt fig. 10.

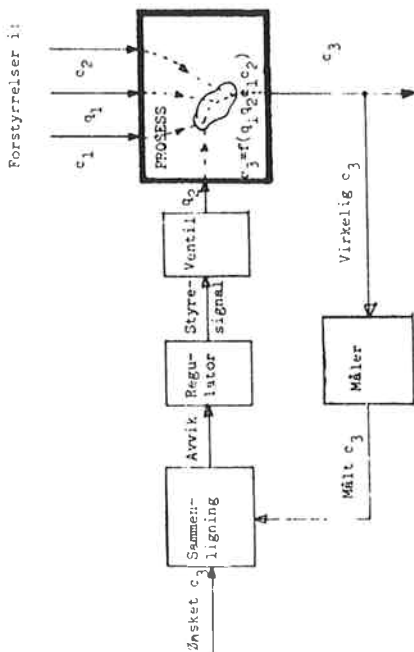


Fig. 13.2

Rent foroverkoblet system, analogt fig. 11.

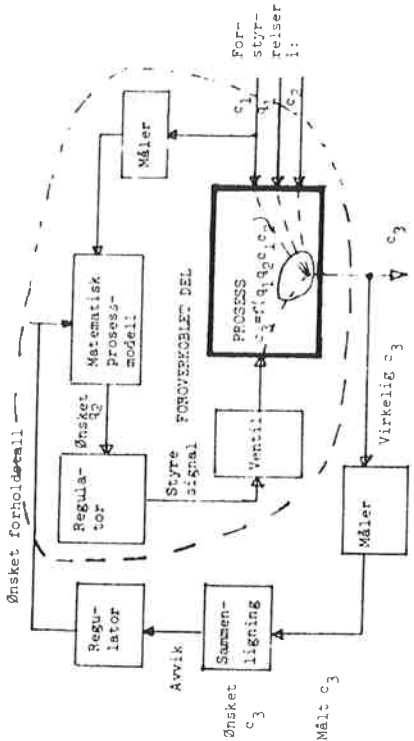


Fig. 13.3

Forover-bakoverkoblet system, analogt fig. 12.

Et slikt system med ytre og indre løkke hvor den ytre styrer setpunktet (ønsket) i den indre løkke, kalles et kaskadet reguleringsystem. Den indre raske løkkes oppgave er gjerne å kompensere virkningen av hyppige og hurtige forstyrrelser mens den ytre kompensere for langtidsforandringer og feil gjort av den indre løkke.

Det er svært viktig å merke seg forskjellen på forover- og bakoverkoblinger, idet en foroverkoblet løkke ikke er selvkorrigerende. Vi skal sette opp et informasjons-strømdiagram for de tre ovennevnte prosesser og la dem stå uten videre kommentarer:

3.5. Noen retningslinjer for valg av reguleringsystem

Som en konklusjon, og tildels følge, av det foregående, skal vi prøve å sette opp noen retningslinjer for valg av oppkoblingen av reguleringsystemer.

a) Et reguleringsystem bør gi så rask, kraftig og entydig respons som mulig.

Med dette menes at tiden fra inngrepet til vi kan måle resultatet bør være kortest mulig. For å styre en kritisk størrelse, bør vi derfor velge den regulerbare som virker raskest og sterkest. Responsen må virke i samme retning, og såvidt mulig like raskt og kraftig i hele driftsområdet.

b) Et reguleringsinngrep bør såvidt mulig bare gi respons i den avhengig variable den skal påvirke.

Hvis vi har muligheter for å velge, bør vi ikke regulere ved hjelp av regulerbare som påvirker mange avhengige variable. Et minstekrav må være at den påvirker andre enn "sin egen" avhengige variable langsomt og svakt. Hvis ikke, får vi en sterk kobling mellom regulatorløkkene, og dette er lite ønskelig.

Dette vil føre til at kompensering av en forstyrrelse gir forandringer i andre deler av prosessen som så må kompenseres for av de andre regulatorene. Kraftige koblinger fra en løkke til en annen vil føre til et urolig og lite stabilt reguleringsopplegg.

c) Måleinstrumentet må være nøyaktig og bør være betydelig raskere enn prosessen.

Hvis målingen er gal, blir reguleringen gal.

Det hjelper lite om responsen når raskt fram til måleren om denne er langsom.

d) Målingen bør også skje så raskt etter de viktigste forstyrrelsene som mulig.

Virkingen av en viktig forstyrrelse bør registreres så raskt som mulig, slik at regulatoren kan kompensere for dette. Et særtilfelle er foroverkoblingen, der vi måler forstyrrelsen direkte før den når fram til prosessen.

e) Foroverkoblinger bør oftest brukes med en ytre tilbakekoblet løkke.

Foroverkoblinger er ikke selvkorrigerende, hvilket tilbakekoblingne er.

f) Systemet bør være enkelt. Kaskadekobling må ikke overdrives.

For mange regulatorer utenpå hverandre fører til urolig og darlig regulering.

3.6. To eksempler på prosessanalyse med spesifikasjon av reguleringsopplegg.

3.6.1 Eksoterm-katalysert-reaksjon-i-rørreaktor.

En sterk eksoterm spaltingreaksjon foregår i en rørreaktor. Som kjølemedium nyttes Dowtherm som pumpes i lukket sirkulasjon. Som sekundært kjølemedium has sjøvann. Reaktanten skal forvarmes til en gitt temperatur. Katalysatoren tilsettes i forhold til innkomne reaktant. Reaktantstrømmen kan ikke reguleres. Katalysatoren er kostbar. Reaksjonshastigheten er lite avhengig av katalysatortilsats utover den nødvendige terskeltilsats. Det ønskes god kontroll med konsentrasjonen ut av reaktoren. Prosessens flytskjema er:

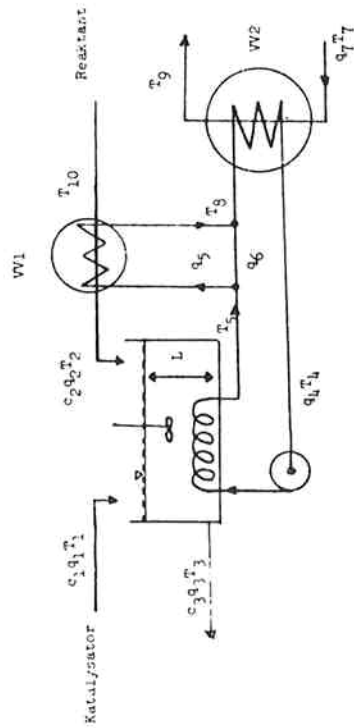


Fig. 14

Definisjon av reguleringsøsket:

1. c_3 ønskes konstant
2. T_2 ønskes konstant
3. q_2/q_1 ønskes konstant
4. L ønskes noenlunde konstant

Prosessbeskrivelse/analyse-

Utover det ovennevnte:

1. Det vil svare seg å regulere c_3 via temperaturen i karet. Hvis c_1 eller c_2 varierer slik at dette fører til for høy/lav T_3 tross reguleringen, må en alarm installeres.

2. Vi kan velge enten q_6 eller q_5 som regulerbar. Den andre blir da avhengig. Da trykkfallet gjennom VV1 er større enn gjennom røret "q6", velger vi å sette ventilen i "q6" og altså denne som regulerbar.

3. Katalysatortilsatsen er liten i forhold til q_2 .

Klassifisering av variable

Regulerbare: q_1, q_3, q_4, q_6, q_7

Forstyrrelser: $c_1, T_1, c_2, T_{10}, T_7, q_2$

Avhengige: $T_2, T_3, T_4, T_5, T_8, T_9, q_5, q_2/q_1, c_3, L$.

Prosessmatrise: r = raskt, l = langsomt

	T_2	T_3	T_4	T_5	T_8	T_9	q_5	L	q_2/q_1	c_3	Reol. E
q_1	0	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	0	0	0	0	ϵ
q_3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	(-0)
q_4	+1	-	+1?	+	+	+1	+	0	0	0	-
q_6	-	ϵ	(+)	ϵ	+	+1	+	0	0	0	ϵ
q_7	-1	-1	-	-1	-1	-	0	0	0	0	-1
c_1	0	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	0	0	0	0	ϵ
T_1	0	(+)	0	(+0)	(+0)	(+0)	0	0	0	0	(+0)
c_2	+1	+	+1	+1	+1	+1	0	0	0	0	+
T_{10}	+	+	(+)	(+1)	+	+1	0	0	0	0	+
T_7	+1	+1	+	+1	+1	+	0	0	0	0	+1
q_2	(- ϵ)	?	+?1	+1	+?1	(+?)1	0	0	0	0	+?1

Fig. 15

En del av antagelsene i denne er fattet på noe tynt grunnlag. Dette gjelder særlig i nedre del av matrisen. Fra en vakkert prosess ville vi kjent bedre koblingene. Denne er viktig for å vurdere virkningen og viktigheten av forstyrrelsene. Dersom noen av forstyrrelsene var særskilt sterke, ville vi undersøkt denne og dens responser spesielt.

For her å være sikker på at det virkelig tilsettes den ønskede katalysatormengde, uavhengig av trykket før ventilen og eventuelle mangler med ventilen har vi her en indre rask tilbakekoblet løkke hvis setpunkt styres av den langsommere ytre foroverkoblede regulatoren.

Ser vi på det endelige resultatet, virker det svært selvfølgelig. Erfaringen viser at denne tilsynelatende selvfølgelighet mye skyldes den prosessanalysen vi har foretatt for å sette opp prosessmatrisen.

3.6.2. Kontinuerlig-tørke

En kontinuerlig roterende tørke med fødetank er vist på figuren.

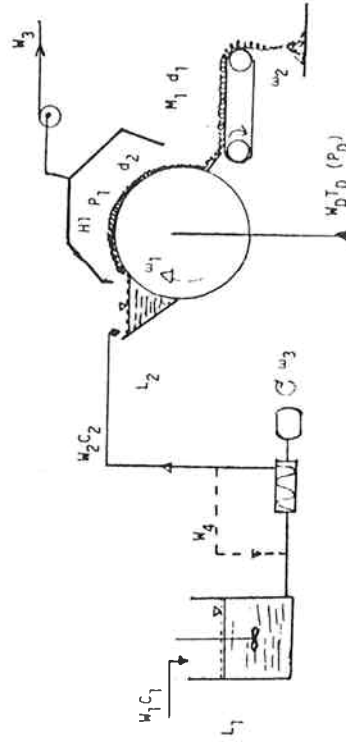


Fig. 17

Oppsettlig-av-reguleringsaløysfene

a) Vi undersøker om noen av de variable vi vil kontrollere bare påvirkes av en av de regulerbare. Dette gjelder for q_2/q_1 og tildels for L. Vi merker derfor at L styres av q_3 og q_2/q_1 av q_1, q_1 og q_3 er da låst og kan ikke benyttes til annet.

b) c_3 påvirkes vesentlig av q_4 og q_7 . q_7 gir langsommere virkning og fra dette er q_4 å foretrekke til å styre c_3 med. Vi merker av dette.

c) T_2 påvirkes av q_4, q_6 og q_7 . q_4 er opptatt til å styre c_3 . Av de gjenværende er q_6 den raskeste og velges derfor.

d) Vi har nå regulert alt ønsket. En av de regulerbare er ikke benyttet, q_7 . Av flytskjemaet ser vi at forstyrrelser fra T_7 vil kunne fjernes dersom T_4 holdes konstant. Enn videre ser vi at en konstant T_4 vil lette oppgaven for konsentrasjonsregulatoren. Hvis vi lar q_7 være konstant vil en kompensering av økt varmeutvikling i reaktoren (økning av q_4) føre til økning av T_4 og således svekke virkningen av inngrepet. Dette vil motvirkes ved å holde T_4 konstant ved hjelp av q_7 . Vi får da:

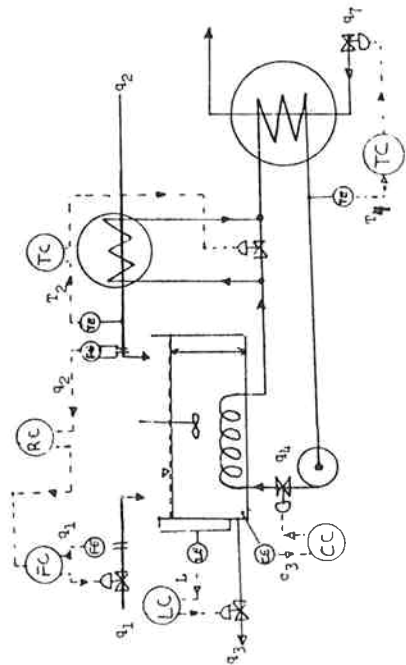


Fig. 16

Spesifikasjon av reguleringsønsket.

1. M1 konstant
2. L2 under kontroll
3. L1 og d1 under kontroll.

Arsaken til at L2 prioriteres foran L1 er at fødetrauet må antas å være mindre, slik at kontrollen må være strammere.

Prosessbeskrivelse/analyse

Strømmen W_1 med massekonsentrasjonen C_1 kommer fra en annen prosessdel og kan ikke reguleres. Vi har en buffertank. Pumpen for transport til fødetrau er en monopumpe og kan ikke strupes. Alt som er markert på figuren er variable. H_1 er luftfuktigheten i avtrekshetten. M_1 er fuktigheten i produktet.

Det at monopumpen ikke må strupes betyr at enten må vi regulere på turtallet eller vi må innføre et omløp, som stipleth på fig.17. Vi antar at tykkelsen av belegget på trommelen er uavhengig av omdreiningshastigheten og svakt avhengig av nivået i fødetrauet.

Vi far da:
 Uregulerbare frie variable (forstyrrelser): W_1, C_1, T_d .
 Regulerbare frie variable: $\omega_3, W_4, \omega_1, W_D, W_3, \omega_2$
 Avhengig variable: $C_2, W_2, L_2, L_1, d_2, H_1, P_1, M_1, d_1$.

Prosessmatrise:

	C ₂	W ₂	L ₂	L ₁	H ₁	P ₁	M ₁	d ₁	
ω_3	0	+	+	-	(+)	(+)	0	(+)	(+)
W_4	0	-	-	+	(-)	(-)	0	(-)	(-)
ω_1	0	0	-	0	0	0	0	+	+
W_d	0	0	0	0	(-)	+	+	-	(-)
W_3	0	0	0	0	(-)	-	-	(-)	€
ω_2	0	0	0	0	0	0	0	0	-
W_1	0	0	0	+	0	0	0	0	0
C_1	+	0	0	0	+	(-)	0	-	+
T_d	0	0	0	0	(-)	+	0	-	(-)

Regulerbare.

Forstyrrelser

Oppsett av reguleringsopplegg.

Vi ser at de variable som vesentlig påvirker fuktigheten i produktet, M_1 er dampmengden W_D og trommelhastigheten ω_1 . W_D påvirker også H_1 , men dette er lite viktig variabel. ω_1 påvirker også L_2 , og siden denne også vil innga i en annen løkke, vil bruk av ω_1 til å regulere M_1 , føre til kobling mellom to løkker. Vi velger derfor å regulere M_1 med W_D .

L_2 påvirkes av ω_3 eventuelt W_4 , og ω_1 . Ser vi nøyerer etter påvirkes L_1 bare av ω_3 eventuelt W_4 . Det er derfor uheldig å løse denne til noe annet, vi velger derfor ω_1 til å regulere L_2 og W_4 til å regulere L_1 . W_4 velges fremfor ω_3 idet en regulering av turtallet ansees mer kostbart enn en strømningsregulering.

Av de nå ledige kan bare (og selvsagt) ω_2 brukes til å regulere d_1 . Vi ønsker også å holde et visst undertrykk i avtrekket og lar en regulering av viften (struping etter) holde dette. Vi far da:

4. Det å variere hastigheten på trommelen er sannsynligvis en treg affære. A binde denne til L2 som kan variere raskt, på grunn av det lille volumet/korte oppholdstiden, er uheldig. Det ville være bedre å kunne regulere dette nivået ved W4. En eventuell regulering ville være overløp tilbake matetrauet til buffertanken. Hvis vi gjør dette må vi på en annen måte regulere nivået L1. En nærmere analyse sier oss at dersom nivået L1 forandres, så er det produksjonen som er forandret, m.a.o. W1. Tørkens kapasitet, dersom dampmengden regulerer fuktigheten, er bestemt av omdreiningsstallet 1. Ettersom første tank er en buffertank og skal jevne ut for variasjoner, skal uttaket, dvs. tørkens produksjon varieres langsomt. Det passer bra for omdreiningsreguleringen.

Vi får da som forbedret opplegg:

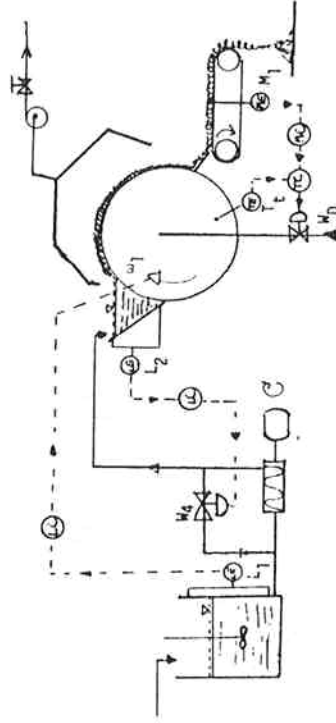


Fig.19

Det er her antatt at det som skal tørkes ikke er spesielt temperaturfølsomt.

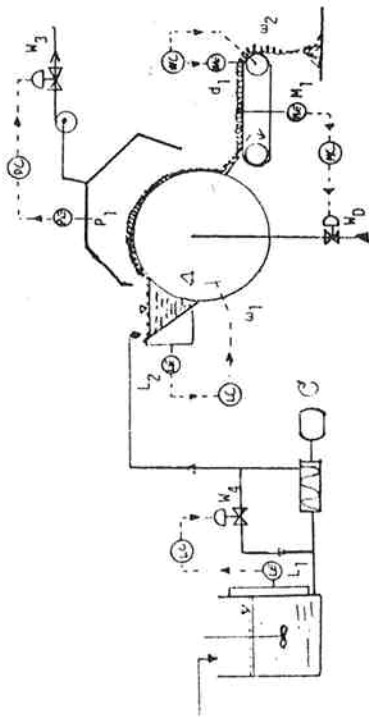


Fig.18

Ny-prosessanalyse.

Prøver vi nå å se kritisk på det opplegget vi har (som utvilsomt vil virke etter hensikten) finner vi noen mangler og overflødigheter.

1. Reguleringen av tykkelsen på transportbåndet er sannsynligvis overflødig.
2. Reguleringen av undertrykket i avtrekkskjetten er også sannsynligvis overflødig. Med mindre det som dampes av er et løsningsmiddel eller en annen komponent som skal gjenvinnes/rensnes bort og vi ønsker lite falskluft, slipes reguleringen. Viften får gå med stort nok turtall til at avsugget blir tilstrekkelig. Det kan settes inn et manuelt spjeld etter viften.
3. Forstyrrelser på dampnettets vil påvirke M1 sterkt. Da prosessens damp inn til M1 er treg og forstyrrelsene merkes langsomt, bør vi sannsynligvis sette inn en kaskade for damptrykket i sylindren.

4. PROSESSERS DYNAMIKK

Gjennom faget Kjemiteknikk har man lært hvordan man skal beregne f.eks. høyde, diameter og antall plater for et destillasjonstårn som skal utføre en bestemt separasjonsprosess. Man har tatt for gitt at driftbetingelsene er de angitte og at de ikke vil avvike fra disse. Som tidligere nevnt er et anlegg eller prosessenhet alltid utsatt for forstyrrelser som man ikke har kontroll over. Disse forstyrrelsene vil påvirke driften av enheten og derved hva som kommer ut. F.eks. vil variasjoner i fødingen - det være seg konsentrasjons- eller mengdevariasjoner - påvirke kvaliteten av topp- og bunnprodukt.

Den måten en endring i en inngangsvariabel (eks. mengde føding) påvirker en utgangsvariabel (eks. konsentrasjon av komponent A i toppproduktet) vil klart være avhengig av den prosess som er mellom inn- og utgang (eks. destillasjon), men også av det tidsperspektiv man legger til grunn. Betrakter man en endring i fødemengden fra en verdi F_0 til en ny verdi F_1 og har som tidsperspektiv noen få sekunder vil sannsynligvis ingen endring i toppproduktkonsentrasjonen kunne registreres. Økes tidsperspektivet til 8-10 timer vil kolonnen kunne ha kommet til en ny stabil driftstilstand, en ny STASJONÆRTILSTAND.

I det mellomliggende tidsintervall vil kolonnen ha arbeidet under transiente forhold, altså forhold som varierer med tiden. Hvordan driften varierer med tiden bestemmes av kolonnens DYNAMIKK.

Med prosessens (kolonnens) dynamikk forstås det sett av differensialligninger (i tid) som beskriver prosessen (kolonnen).

I det følgende skal vi se på den dynamiske beskrivelse av enkelte prosessstrinn og definere begrepene:

- Spontan prosess
- Tidskonstant
- Dødtid

En ting her er verdt å merke seg. Betrakter vi nivåreguleringen for buffertanken, er dette tydensynlig en ren foroverkobling. Vi måler før inngrepet i årsaks-virkningskjeden, og virkningen av en økning i trommelhastigheten lar seg ikke måle direkte i nivået. Vi har her tydensynlig syndet mot regelen om ytre tilbakekobling. Ved nærmere betraktning ser vi at nivåreguleringen for matetrauet vil virke som en tilbakekobling og således gjøre den førstnevnte selvkontrollerende idet en økning av trommelhastigheten vil føre til senkning av nivået L_2 og derved økning av uttappingen fra buffertank. Fordi nivåløkken for buffertanken lages vesentlig langsommere enn denne indre løkken vil dette gå bra.

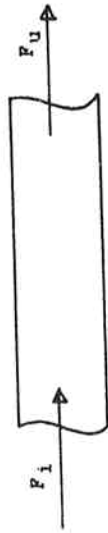
3.7. Sluttbemerkning

Konseptet med prosessmatrise kan virke noe formalisert. Det viktigste formålet med den, er å få tenkt nøye gjennom årsaks-virkningskjedene i en prosess. For enkelte prosesser vil det være vanskelig å sette opp en prosessmatrise. Skriv da heller ned de viktigste årsaks-virkningskjedene i ord. I alle tilfelle er det svært viktig først å klassifisere de variable. Før vi har satt opp reguleringsønsket og klassifisert de variable, kommer vi ingen vei. Husk også at en manipulerbar variabel vanskelig kan regulere flere avhengige variable. Etterprøv i tankene det endelige reguleringsopplegget som en siste kontroll. Det må også presiseres at med en bedre prosesskunnskap og noe erfaring vil annen gangs gjennomtenkning kunne gi et bedre system, som i eksemplet med trommelbørken.

4.1. Spontan prosess

Med en spontan prosess forstas en prosess hvor en endring i en inngangsvariabel forplanter seg øyeblikkelig til en utgangsvariabel. Eksempler på dette er:

Strømming av inkompressibel væske:

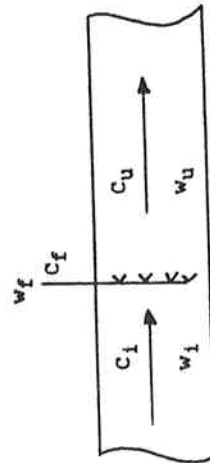


I røret strømmer et inkompressibelt medium. F_i og F_u angir inn og ut-strømming i kg/h. En endring i F_i vil her øyeblikkelig føre til en tilsvarende endring i F_u . Man kan altså sette opp følgende ligning for prosessen:

$$F_u(t) = K F_i(t)$$

I dette tilfellet vil $K = 1$.

Innblanding av farge:



Her blandes en konsentrert farge w_f sammen med en strøm w_i og danner en forflynnet strøm w_u . Vi antar her at strømm w_f er så konsentrert at $w_f \ll w_i$ og kan neglisjeres. Videre antas at innblandingen er øyeblikkelig. Vi kan da sette opp:

$$w_i C_i + w_f C_f = w_u C_u$$

og siden $w_u \approx w_i$

$$C_u = \frac{w_f C_f}{w_i} + C_i$$

C_u påvirkes altså øyeblikkelig av en endring i mengden farge tilsatt ($w_f \cdot C_f$). Sammenhengen er lineær med proporsjonalitetsfaktor $1/w_i$.

4.2. Tidskonstanten for en prosess

La oss ta som eksempel et rørekar for innblanding av et kjemikalium i en vannløsning. Kjemikaliet foreligger i form av en høykonsentrert løsning og settes til i så små mengder at tillegget i volumstrøm er neglisjerbart. For notasjoner henvises til figur 4.1.

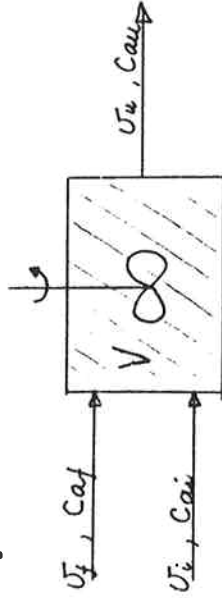


Fig 4.1

Videre antas det at volumstrømmen av vann inn på rørekaret kan settes konstant, v_i . Volumet av tanken er også konstant lik V . Røringen i karet antas så kraftig at det ikke er noen konsentrasjonsgradienter. Dette gjør at konsentrasjonen i utgående vannstrøm er lik konsentrasjonen i karet.

Vi tar nå en dynamisk massebalanse for komponent A (det kjemikalium som blandes inn i rørekaret).

Inn på karet = Ut fra karet + Akkumulert

$$v_i C_{ai} + v_f C_{af} = (v_i + v_f) C_{au} + V dC_{au}/dt \quad (1)$$

Ved stasjonær tilstand er $dC_{au}/dt = 0$ og gir:

$$v_i C_{ais} + v_f C_{af} = (v_i + v_f) C_{aus} \quad (2)$$

Innføres nå at $v_f \ll v_i$ sammen med innsetting av (2) i (1) får:

$$v_i(C_{ai} - C_{ais}) = v_i(C_{au} - C_{aus}) + V dC_{au}/dt \quad (3)$$

Setter nå:

$$\left. \begin{aligned} C_{ai} - C_{ais} &= \Delta C_{ai} \\ C_{au} - C_{aus} &= \Delta C_{au} \end{aligned} \right\} \text{avviksvariable}$$

Får da også:

$$dC_{au} = d\Delta C_{au}$$

Innsatt:

$$\Delta C_{ai} - \Delta C_{au} = (V/v_i) d\Delta C_{au}/dt \quad (4)$$

Vi ser at differensialligningen er av første orden og dette er da en første ordens prosess.

Uttrykket V/v_i har dimensjonen tid og kalles prosessens TIDSKONSTANT. I dette tilfellet gir tidskonstanten uttrykk for væskens oppholdstid i rørekaret. Setter $V/v_i = \tau$

Antas nå at C_{ai} forandrer seg fra sin stasjonærverdi C_{ais} i et plutselig sprang C_{ai} ved tid $t = 0$ kan responsen i utgangskonsentrasjonen finnes ved å integrere ligning (4).

$$\int_0^t \frac{d\Delta C_{au}}{\Delta C_{au} - \Delta C_{ai}} = \int_0^t (-dt/\tau)$$

som gir

$$\Delta C_{au} = \Delta C_{ai}(1 - \exp(-t/\tau))$$

Forløpet for ΔC_{au} som en funksjon av tiden er vist i figur 4.2.

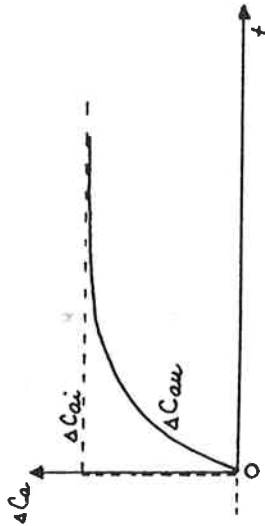


Fig.4.2

Tidskonstanten er et mål for hvor fort systemet kommer til en ny stasjonær tilstand. Ved en høy tidskonstant tar det lang tid, prosessen er langsom. Ved små τ vil ny tilstand innstilles hurtig og i grensetilfellet hvor $\tau = 0$ blir dette en spontan prosess.

4.3.---Dødtid

Vår erfaring fra det praktiske liv har ofte vist at fra det tidspunkt man gjør en endring i en prosess og til denne endringen gjør seg utslag i en forandring et annet sted i prosessen så tar det en viss tid. Denne forsinkelsen kalles DØDTID. Et eksempel er gitt i figur 4.3.

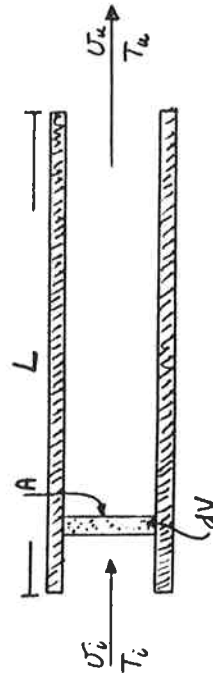


Fig.4.3

Røret over er fullstendig isolert og et inkompressibelt medium strømmer gjennom det. Vi antar videre at det ikke foregår noen blanding i aksjell retning. Et lite volumelement som entrer

røret ved tid 0 vil bevege seg uforstyrret gjennom røret og komme ut ved tid $t = t_d$.

Siden dette er et inkompressibelt medium vil $v_i(t) = v_u(t)$. I stasjonærtilstanden vil vi også ha at $T_i = T_u$. La oss nå anta at ved tidspunkt $t = 0$ begynner temperatur T_i å øke og når etter hvert T_i' . Fra $t = 0$ vil det ta en tid t_d til det første elementet har nådd utgangen og vi kan registrere at T_u begynner å øke.

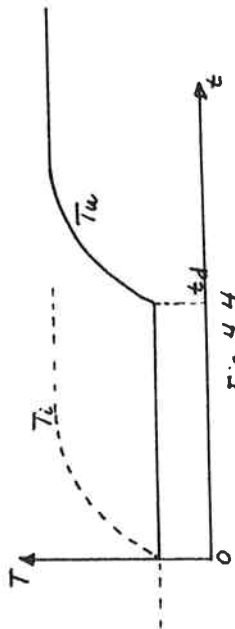


Fig. 4.4

Tiden t_d (dødtiden) vil være avhengig av vanngjennomstrømmingen og rørets lengde. Generelt vil man ha:

$$t_d = \frac{\text{volum av IØR}}{\text{volumgjennomstrømning}} = \frac{AL}{v_i} = \frac{V}{v_i}$$

Sammenhengen mellom T_i og T_u kan skrives som:

$$T_u(t) = T_i(t - t_d)$$

Dødtiden er viktig i modellering av prosesser og har stor betydning når regulator skal velges.

4.4.---Eksempler

- 1) Vi skal regulere nivået i et kar som vist i figur 4.5.

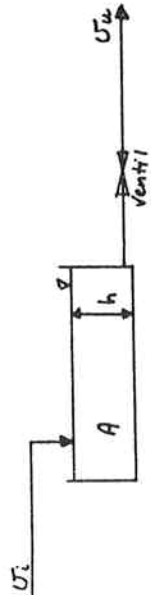


Fig.4.5

Væskestrømmen inn er v_i og ut v_u . Karet har konstant tverrsnitt A og vækenivået er h. Væskestrømmen ut av karet går gjennom en ventil og vi antar at utstrømmingen er proporsjonal med nivået i tanken:

$$v_u = h/R$$

hvor R er motstanden mot strømming. (Vanligvis vil vi ha at $v_u = \sqrt{k \cdot h}$).

Tar så en dynamisk massebalanse over karet:

$$v_i = v_u + A \, dh/dt$$

Innsatt for v_u :

$$v_i = h/R + A \, dh/dt$$

Ved stasjonær tilstand har vi:

$$v_{is} = h_g/R$$

Innsatt:

$$v_i - v_{is} = (h - h_g)/R + A \, dh/dt$$

og innfører avviksvARIABLE:

$$\Delta v_i = \Delta h/R + A \, d\Delta h/dt$$

Integrert:

$$\Delta h = R \Delta v_i (1 - \exp(-t/AR))$$

hvor AR er tidskonstanten.

- 2)

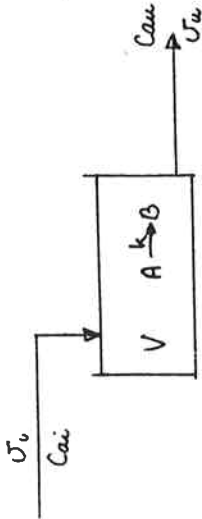
Anta at v_i har et rørekar som tjener som reaktor for den første ordens irreversibile reaksjonen:

k

$$A \, \frac{dh}{dt} = -k h$$

v_i har fullstendig blanding i karet d.v.s. ingen konsentra-

sjonsgradienter. Volumet av karet antas konstant. Dette tilsier at volumestrøm inn og ut er like. Se figur 4.6.



Fi 4.6

Tar en balanse for komponent A:

Inn = Ut + Akkumulert + Forsvunnet ved reaksjon

$$v_i C_{Ai} = v_u C_{Au} + V \frac{dC_{Au}}{dt} + r V$$

Hvor

$$r = k C_{Au}$$

$$v_i = v_u$$

$$v_i C_{Ai} = v_i C_{Au} + V \frac{dC_{Au}}{dt} + k V C_{Au}$$

Stasjonært tilstanden:

$$v_i C_{Ai} = v_i C_{Au} + k V C_{Au}$$

Innsatt, ordnet og innført avviksvARIABLE:

$$\Delta C_{Ai} = \Delta C_{Au} + \frac{d\Delta C_{Au}}{dt} + \tau k \Delta C_{Au}$$

der $\tau = V/v_i$

Integrert får vi:

$$\Delta C_{Au} = (\Delta C_{Ai} / (1 + \tau k)) \cdot (1 - \exp(-(1 + \tau k) \cdot t / \tau))$$

Her er da tidskonstanten

$$\tau = \tau / (1 + \tau k)$$

Eksemplene som er gitt er rene første ordens system. Man kan tenke seg kombinasjoner f.eks. reaktoren i eksempel 2 kombinert med nivåvariasjon som i eksempel 1. Prøv å sette opp de differensialligningene som da gjelder. En annen kombinasjon er en reaksjon (eksempel 2) sammen med en lang tynn utløpsledning som gir et bidrag av ren dødtid.

5. ELEMENTENE I REGULERINGSLØKKEN

5.1. Regulatorer.

5.1.1. Regulatorparametre.

Her vil vi se på konvensjonelle regulatorer, datamaskiner som regulatorer vil bli behandlet spesielt. Innstillingen, valg av tallverdier for regulatorparametrene, vil bli behandlet i kapittel 6.

En regulator mottar en måleverdi og ett ønske. Disse to blir sammenlignet og ut fra avviket sender regulatoren ut et styresignal. Den funksjonelle sammenheng mellom avviket og styresignalet kan være forskjellig. Hver type funksjon vil gi regulatoren noen egenskaper og gjøre at den egner seg spesielt til noen formål. Vi har stort sett tre virkninger som kan kombineres etter behov.

a) P-virkning=proporsjonalvirkning

Bidraget til styresignalet er proporsjonalt med feilen. Proporsjonalitetskonstanten kalles regulatorens forsterkning. Denne angis ofte i % og er da definert som Proporsjonalband = 100/θ = forsterkningen = K_C.

Bidraget til styresignalet z fra feilen ε er:

Δz_p = K_C ε

For at vi skal få et gitt bidrag må vi ha en fast feil.

b) I-virkning=Integralvirkning

Bidraget er proporsjonalt med integralet av feilen. Den inverse av konstanten kalles integraltid, τ_I. Bidraget er

Δz_i = 1/τ_i ∫₀^t ε dt

Med integralvirkning vil regulatorens utgang forandre pådraget z helt til feilen er 0.

c) D-virkning=derivativvirkning

Hvis feilen brått skulle endre seg kan vi tenke oss at vi må kompensere det ved å gi et kraftig bidrag til styresignalet. Denne filosofien ligger bak derivativvirkningen der bidraget er proporsjonalt feilens tidsderiverte, med proporsjonalitetskonstant kalt derivattiden, τ_d.

Δz_d = τ_d dz/dt

d) Regulatoras-for tegn

Portegnet på regulatoren gir hvorvidt et positivt bidrag fra de innkoblede funksjoner skal gi et positivt eller negativt bidrag til styresignalet. Forskjellen illustreres best av et eksempel.



a b Fig. 20

20a: En positiv forandring av feilen, dvs. økning av nivået skal føre til åpning av ventilen, et positivt fortegn.

20b: En positiv forandring av feilen må føre til en stengning av ventilen, negativt bidrag, dvs. negativt fortegn.

Portegnet gjør seg gjeldende som fortegnet til regulatorforsterkningen K_C .

5.1.2.2. Regulator typer

a) P-regulator.

Styresignalet z er gitt av

$$z = K_C \epsilon + z_0$$

For at styresignalet skal anta en annen verdi enn startverdien z_0 , må vi ha en feil. Dersom driftstilstanden endrer seg slik at pådraget må forandres til en annen stasjonær verdi, vil det oppstå en stasjonær feil. Jo høyere forsterkning, jo mindre stasjonær feil.

Denne regulatoren egner seg godt der vi ønsker å holde en variabel innen noe vide grenser, f.eks. regulering av nivået i en buffertank. z_0 settes da lik den verdi av pådraget som tilsvarer middelverdien av gjennomstrømmingen. K_C stilles slik at vi får fullt pådrag når feilen tilsvarer maksimalt tillatt avvik fra middelverdien, f.eks. helt åpen ventil når buffertanken er full.

P-regulatoren er en rimelig regulator og der vi kan tolerere et lite avvik og tale en høy forsterkning i regulatoren kan den med fordel brukes.

b) PI-regulator.

Styresignalet z er gitt av

$$z = K_C \left(\epsilon + \frac{1}{T_i} \int_0^t \epsilon dt \right) + z_0$$

Hvis driftstilstanden skulle endre seg slik at det trengs en

stasjonær forandring av z , vil nå integralvirkningen kunne gi denne når $\epsilon \rightarrow 0$ og $t \rightarrow \infty$. Integralvirkningen vil m.a.o. eliminere statisk avvik. Integraltiden velges slik at proposjonalvirkningen først kompensere raskt og at integraldelen begynner å gi merkbart bidrag når tiden siden forstyrrelsen er blitt så lang at P-virkningen er falt til ro. Om bruken av denne, se under d) PID-regulatoren.

c) PD-regulator.

$$z = K_C \left(\epsilon + T_d \frac{d\epsilon}{dt} \right) + z_0$$

Derivatvirkningen gjør at man begynner å kompensere for feilen før størrelsen av feilen er blitt så stor at P-virkningen gir vesentlig bidrag. For langsomme prosesser er D-virkning en fordel. Dersom vi har en prosess med mye støy som egentlig ikke er noen prosessforstyrrelse, f.eks. slagene fra en stempelkompressor, vil D-virkningen være farlig. Denne raske støyen vil gi $d\epsilon/dt$ høye verdier og derivatvirkningen vil derfor gi farlig store og uønskede utslag i styresignalet.

PD-regulatoren vil ha statisk avvik da den savner integralvirkning. Den har derfor begrenset anvendelsesområde.

d) PID-regulator.

$$z = K_C \left(\epsilon + \frac{1}{T_i} \int edt + T_d \frac{d\epsilon}{dt} \right) + z_0$$

Denne regulatoren har PI-regulatorens eliminering av stasjonært avvik kombinert med D-virkningens fordeler for trege prosesser og svakheter ved støyfylte systemer. For de fleste systemer vil denne regulatoren være den beste. Dersom man bare har ett tregt system mellom måler og pådragsorgan, f.eks. en stor blandetank er den uønsket god og en PI-regulator er tilstrekkelig. Dersom man har to eller flere trege systemer, som primær og sekundærsiden på en stor varmeveksler, f.eks. saltvann-Dowtherm-varmeveksleren på fig. 16, vil den være god. Hvis man har

støyfylte systemer der støyen når frem til måleren, er D-virkningen farlig. Som eksempel kan nevnes strømningsregulering med blende som måler.

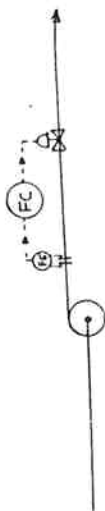


Fig. 21.

Målelementet er her så raskt at støy fra pumpen vil merkes og PID-regulatoren er ubrukbar. Et system for temperaturregulering i en koker er egentlig støyfyllt, men her er gjerne temperaturløseren så treg at den høyfrekvente støyen ikke registreres, og D-virkningen kan brukes. Før man går til innkjøp av en PID-regulator, bør man enten være sikker på at D-virkning kan brukes eller forsikre seg om at D-virkningen om nødvendig kan kobles ut på regulatoren.

e) Av-på-regulatorer

Av-på regulatoren er et spesialtilfelle av de forannevnte regulatorene der styresignalet kan anta en av to verdier av eller på, $z = 0$ og $z = 1$. Kaller vi utgangen fra den kontinuerlige regulatoren z' , vil av-på regulatoren følge hysteresekurvene

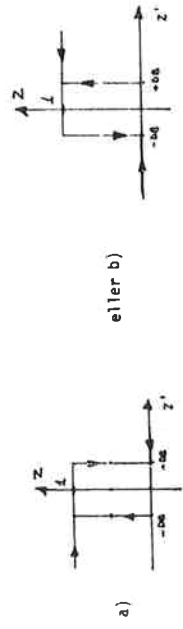


Fig. 22.

avhengig av fortegnet til regulatoren. DB kalles regulatorens død bånd. Det faller kanskje noe enklere å se det i tidsplanet.

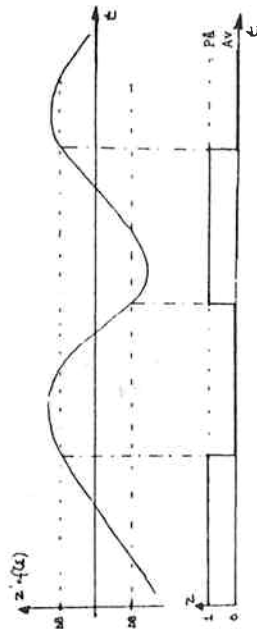


Fig. 23.

Fig. 22 tilsvarer 22a.

z' kan være alle de før nevnte regulatoralgoritmer, da med konstantleddet z_0 fjernet. Et kontakttermometer eller en romtermostat er gjerne av-på regulatorer med P-virkning, mens finere av-på regulatorer har PID-virkning med fast innstilt integral og derivattid og variabel forsterkning.

f) Spesielle regulatoralgoritmer.

For mange anvendelser kan vi forbedre reguleringen ved å innføre andre funksjoner enn P, I og D virkning. Vi kan bare tenke på eksemplet med dusjen, d.v.s. en transportforsinkelse. Dersom vi, fordi vi kjenner dynamikken, heller enn å reagere momentant venter til virkningen av pådraget er kommet fram før vi gjør et nytt forsøk, vil vi utvilsomt kunne bedre reguleringen. Vi kan også tenke oss andre prosesser, hvor vi ved hjelp av prosesskunnskap kan lage regulatorer mere intelligente. Med en mikroprosessor som regulator kan vi programmere opp mere intelligente og noe anderledes utseende algoritmer. Dette vil bli behandlet mere i kapittel 6.

5.1.3. Pneumatisk-elektronisk-digital regulering

Regulatorer finnes i prinsipielt forskjellige oppbygginger, vanligst pneumatisk og elektronisk. I de pneumatiske er alle inn- og utgående signaler lufttrykk, og den indre mekanikk består av belger, vektarmer og dyser. Regulatoralgoritmen regnes ut pneumatisk av regulatoren. Den elektroniske regulatoren har elektriske inn- og utganger, og alle indre funksjoner er elektroniske.

De pneumatiske regulatorene er svært driftssikre, men har den svakhet at avstanden mellom regulator og måleelement/ventil ikke bør være for lang på grunn av trykktap i signalslangene. Oppbyggingen av kontrollrom er også noe komplisert med luftsignalslanger. Regulatorene er eksplosjonssikre.

Elektroniske regulatorer er nå også meget driftssikre, og utviklingen av integrert elektronikk gjør service-arbeidet enkelt, dersom man velger å skifte ut hele deler. Det er få begrensninger i avstand process/kontroll-rom og ledningsføringen er enkel. Ved tillegg av komponenter (høyere pris) er også disse eksplosjonssikre.

I dag benyttes mest digital regulering (datamaskin). Analoge målesignaler (pneumatiske eller elektroniske) omformes til digitale signaler før de behandles av datamaskinen.

5.2. Pådragsorganet

For styring av de regulerbare pådragene vil vi få mest befattning med reguleringsventiler. Skal vi variere elektrisk effekt, benyttes ofte styrte likerettere, tyristorer, og skal vi styre posisjon, ventilsjindel umtatt, nyttes servosystemer. Dette er systemer der vi har liten mulighet for designvalg og vi må bare spesialisere ønsket hurtighet og nøyaktighet.

Når det gjelder ventiler står vi overfor større valgmuligheter. En reguleringsventil kan skisseres:

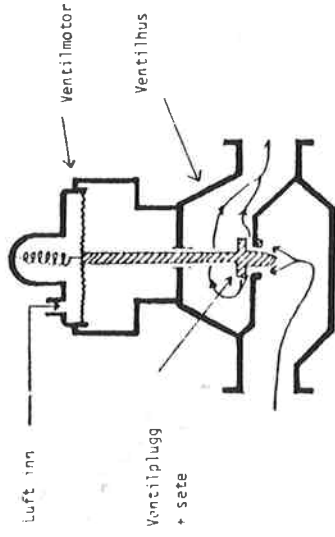


Fig. 24

Ventilmotoren er pneumatisk. Fjæren trekker spindelen oppover og et lufttrykk over membranen skyver spindelen nedover. Andre utforminger av motoren finnes.

Ventilplugg og sete, utforming og størrelse, er våre viktigste designvalg. Mange typer finnes, som nåleventiler, spjeldventiler, kuleventiler etc., alle spesielt egnet for noen anvendelser. Ventilfabrikantene utgir kataloger der de enkelte typene presenteres.

Størrelsen av ventilen er et viktig valg. En for liten ventil vil åpenbart være en uklok investering. Dersom vi velger en alt for stor ventil, vil dette føre til store forstyrrelser i reguleringen. Dette fordi en liten bevegelse av spindelen vil bety en $\frac{1}{2}$ -vis større forandring av strømmen for en stor ventil. For å kunne velge rett størrelse for ventilen, må maksimal, minimal og normalstrømmen og de tilsvarende trykkforhold rundt ventilen spesifiseres.

Vi må også spesifisere hvorvidt ventilen skal stenge eller åpne hvis styresignalet faller bort. Dette er viktig i en eventuell feilsituasjon.

Det siste vi tar med er koblingen mellom regulator og ventil. Dersom styresignalet fra regulatoren er et lufttrykk, kan dette sendes rett inn på ventilmotoren. Dette kan i noen tilfeller være uheldig. Dersom ventilmotoren er stor med store luftmengder for styring og/eller avstanden fra regulator til ventil er lang, vil dette føre til trykktap i ledningen med svekking og forsinkelse av ventiltutslaget.

Dersom trykkfallet over ventilen er stort, vil det strømmende medium øve et trykk på ventilsjindelen. Dersom trykkfallet over ventilen varierer, vil ventilstillingen kunne variere selv om styresignalet er konstant. Begge disse problemer kan avhjelpes med en ventilstiller. Dette er en liten regulator som sitter på ventilen og har en følearm festet til ventilsjindelen. Den stiller ventilen i overensstemmelse med styresignalet uten å belaste dette.

Dersom vi har et elektrisk signal fra regulatoren, benytter vi bestandig en ventilstiller og har således ikke de nevnte problemene.

5.3.1.3. Måleelementer.

5.3.1.3.1. Generelt.

Ved valg av måleinstrumenter til prosessregulering må vi sette en del tilleggskrav utover kravene til et laboratorieinstrument. Første krav er selvsagt at det er nøyaktig, da uriktig måling gir gal regulering. Da måleinstrumentet skal stå kontinuerlig tilkoblet, må langtidsstabiliteten være god. Enn videre må instrumentet tåle de miljøpåvirkninger det blir utsatt for. Dette kan være støv, rystelser, temperaturer, etc.

I tillegg til dette må vi sette krav til hurtigheten av målingen. Målelementet må være vesentlig raskere enn prosessen, med mindre prosessen er ekstremt rask (f.eks. strømningsregulering i rør).

I det følgende skal gis eksempler på noen målesystemer med anvendelse. Forøvrig henvises til litteraturen f.eks.

Chemical Engineering, Samlebøker: Practical Process Instrumentation and Control vol I og II (1984 og 86).

5.3.2. dP-cellen (Differential-Pressure-cell).

Dette er et av de mest anvendte målelementer i prosessindustrien. Som navnet tilsier måler den differentialtrykket. Den består av en membran med et rom på hver side, der de to trykk blir koblet til. Via en arm utbalanseres trykkforskjellen, slik at membranen ikke beveger seg ved trykkforandringen. Den nødvendige balanseringskraft måles. Da membranen ikke beveger seg, m.a.o. ingen masse i bevegelse, er systemet raskt. Elementene finnes både med elektronisk og pneumatisk utgang. Andre måleprinsipper brukes også.

Anvendelse. Strømningsmåling sammen med blender og dyser.

Nivåmåling. Differansen mellom trykket øverst og nederst i tanken måles. Nivået i lukkede (trykk-) tanker kan da også måles.

Trykkmåling. Trykket mot atmosfæren måles. Spesialutførelser der man mekanisk gir trykket på den ene siden av membranen, tillater kraftig nullpunktforskyvning.

5.3.3. Temperaturselementer.

Vanlig brukte måleprinsipper er termoelementer og termistorer (temperaturfølsomme motstander). Elementene er raske og har prinsipielt elektrisk utgang. Elementer med innebygd elektronisk til pneumatisk omforming finnes.

Måleelementet er raskt. Imidlertid nyttes gjerne en lomme. Dette gjør målerne tregere. Varmeovergangs- motstanden fra mediet til selve føleren og varmekapasiteten til det mellomliggende bestemmer hastigheten. Begge bør være så små som mulige. Lommen må gjøres så liten som mulig og plasseres der varmeovergangsforholdene er best. En luftfylt lomme er uheldig, da varmeovergangen fra veggen til selve elementet er dårlig.

5.3.4-Strømningsmålelementer

Ved siden av blender/dyser med dp-celler brukes bl.a. elementer av typen propell med omdreinsteller og magnetiske strømningsmalere. De sistnevnte baseres på at hvis væsken benyttes som en elektrisk leder og går gjennom et magnetfelt, vil det induseres en spenning.

Det er altså intet som stikker inn i strømmen, idet all kontakt med det strømmende mediet er via elektriske fenomen. Dersom ikke ledningsevnen til stoffet endrer seg, er dette svært anvendbare målelementer. De fleste strømningsmalere er raske.

5.3.5-Kjemisk-potensial-målere

Med dette menes pH, red-ox, ioneselektive elektroder etc. Med alle disse målelementene er det gjerne forbundet spesielle vansker. Dette skyldes at elektrodene gjerne er følsomme for de miljøpåvirkninger som finnes, som temperatur, forurensninger, faste partikler etc. For å beskytte elektroden tas ofte målingene i et eget målekammer. En liten strøm av mediet pumpes via filtre, termostatbad, etc. gjennom kammeret. Dette vil gi en forsinkelse av målingen, da det tar noe tid fra et lite væskeelement forlater hovedmassen til det når inn i målekammeret. Til tross for den ekstra beskyttelsen må gjerne elektrodene kalibreres med korte intervaller.

5.4-Regneelementer

I et eksempel med foroverkobling, ønsket vi å ha et signal som produkt av andre signaler. Til dette trengs et regneelement. Slike finnes både i elektronisk og pneumatisk utførelse. De vanligst forekommende regnelementer er addisjon, subtraksjon, multiplikasjon, divisjon, rotutdragning og kvadrering. De sistnevnte kan f.eks. brukes der vi har en blende som strømningsmåler. Her er målesignalet proporsjonalt med kvadratet av strømmingen. Det ville selvsagt være ønskelig med en lineær sammenheng. Et kvadratrotelement mellom dp-celle og regulator sørger for dette.

Dersom svingningene er voldsomme nok, kan vi få ustabilitet, dvs. svigningenes amplitude øker og øker. Problemet med ustabilitet er sentralt i prosessregulering. En teoretisk analyse av stabiliteten innebærer enten behandling av systemets differensialligninger i tidsplanet med egenverdianalyse, eller en Laplace-transformasjon og undersøkelser i s-planet. Den sistnevnte er noe enklere og benyttes i faget Prosessregulering.

For å illustrere fenomenet ustabilitet nærmere, kan vi ta et enkelt tall-eksempel. I vår dusj fra tidligere har vi montert en enkel regulator. Den måler temperaturen, sammenligner med ønsket og stiller på kranen. Måling og innstilling er momentan. Regulatoren er en P-regulator, dvs. styresignalet er proporsjonalt med feilen. Vi har bestemt at kranen skal økres en kvart omdreining pr. grad feil. Dette er regulatorens

forsterkning. ($0,25 \frac{\text{omdr.}}{\text{°C}}$). Vi regner at det er ideell stømpelstrøm. Forsinkelsen fra blandepunktet til dusjen er 10 sekunder, uavhengig av kranstillingen. For hver omdreining av kranen vil temperaturen etter blandepunktet endres med 5°C . Dette er prosessen forsterkning ($5^{\circ}\text{C}/\text{omdr.}$).

a) En forstyrrelse fører til at temperaturen i 2 sekunder endres fra ønsket 50°C til 48°C . Etter 2 sekunder forsvinner forstyrrelsen. 8 sekunder etter når forstyrrelsen regulatoren. Regulatoren merker forstyrrelsen og åpner (50-48) [$^{\circ}\text{C}$]. $0,25 [\text{omdr.}/^{\circ}\text{C}] = 0,5 \text{ omdr.}$ Etter 2 sekunder forsvinner forstyrrelsen fra måleren og kranen stilles tilbake der den var. Virkningen av inngrepet bruker 10 sekunder på å bli regulert.

Temperaturen rett etter blandepunktet vil da i 2 sekunder være

$$50^{\circ}\text{C} + 0,5 [\text{omdr.}] * 5 [^{\circ}\text{C}/\text{omdr.}] = 52,5^{\circ}\text{C}$$

5. INNSTILLING AV REGULATOREN, STABILITET.

Vi har tidligere nevnt at innstilling av regulatorene, dvs. valg av tallverdier for regulatorparametrene, vil være avgjørende for reguleringsystemets godhet. De krav vi stiller, er at systemet skal være raskt, nøyaktig og samtidig være stabilt. Hva som betinger stabilitet skal vi komme tilbake til, men først skal vi se på de to første kravene.

Dersom en prosess er langsom, vil feil og forstyrrelser bre seg langsomt til utgangen, den vi måler. Umiddelbart etter forstyrrelsen vil innvirkningen på utgangen være svak. For å få et system raskest mulig, bør vi begynne kompenseringen av feilen umiddelbart. Dersom det lille avviket vi har rett etter forstyrrelsen, skal gi noe vesentlig styresignal, må forsterkningen i regulatoren være høy. Dersom vi har derivatvirkning, bør også T_d -derivattiden være høy, slik at selv en svak forandring av utgangen (liten derivert) gir bidrag. For å eliminere statisk avvik, bør vi enten ha I-virkning, eller ha svært høy forsterkning i P-regulatoren. Dersom I-virkningen skal begynne raskest mulig å fjerne det statiske avviket, må integraltiden, T_i , være liten.

Hvis vi nå har øket alle forsterkninger som ønsket for raskhet og nøyaktighet, vil vi sannsynligvis ha et svært urolig, for ikke å si ustabilt, system. Den høye derivatvirkningen vil føre til at enhver liten uvesentlig forstyrrelse gir et voldsomt utslag i styresignalet. At forsterkningen er høy, vil si at vi raskt kompensere for en forstyrrelse, men da vi med høy forsterkning også kompenserer kraftig, har vi gjerne overkompensert og må øyeblikket etter styre ut ventilen (pådragsorganet) kraftig den andre veien. Enn videre har vi stilt I-virkningen til å begynne så tidlig som mulig, men da vi vil få kraftige svigninger i signalene, har det liten hensikt å integrere signalene for å oppdage en stasjonær feil. Vi har med andre ord et voldsomt urolig og svingende system.

Denne pulsen når så regulatoren etter 10 sekunder og nå åpner regulatoren kranen $(50-52,5) \cdot 0,25 = 0,625$ omdr. i de to sekundene pulsen varer.

Temperaturen etter blandepunktet, en puls på 2 sekunder med temperatur $50^{\circ}\text{C} + (-0,625) \cdot 5^{\circ}\text{C} = 46,875$ vil i sin tid føre til kraftigere åpning av ventilen etc. m.a.o.:

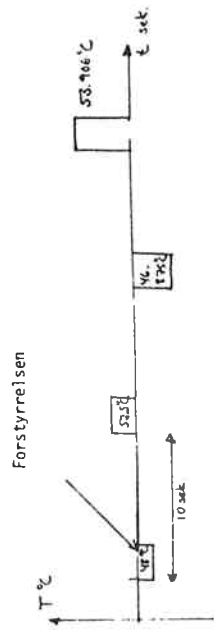


Fig. 25

Vi har med andre ord et ustabilt system.

Vi minsker forsterkningen fra 0,25 til 0,2 omdr./ $^{\circ}\text{C}$ og får

Forstyrrelse: $(50-48)^{\circ}\text{C} = 2^{\circ}\text{C}$ i 2 sek.

Resultater i: $2 \cdot 0,2 = 0,4$ omdr. i 2 sek.

Etter 10 sek. gir dette til måler:

$$50 + 0,4 \cdot 5 = 52^{\circ}\text{C} \text{ i } 2 \text{ sek.}$$

Som resulterer i $(50-52) \cdot 0,2 = -0,4$ omdr. i 2 sek.

Etter 10 sek. gir dette til måler:

$$50 + (-0,4 \cdot 5) = 48^{\circ}\text{C} \text{ i } 2 \text{ sek.}$$

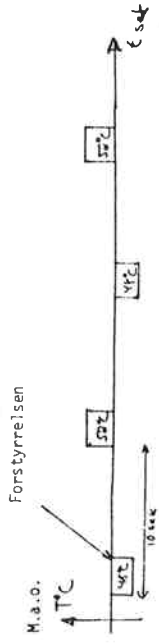


Fig. 26

En stående svingning, vi er på grensen til ustabilitet.

En regulatorforsterkning på 0,1 omdr/ $^{\circ}\text{C}$ gir

Forstyrrelse	$2 \cdot 0,1$	2°C
Slyresignal	$50 + +,2 \cdot 5$	$0,2$ omdr.
Gir	$(50-51) \cdot 0,1$	51°C
Styresignal		$-0,1$ omdr.

M.a.o. svingningene dempes.

For andre systemer vil ikke analysen være så enkel, men resultatet blir analogt.

For stor forsterkning vil kunne gi ustabilitet. Der er en grense for forsterkningen som gir stående svingninger. Innstillingen av regulatoren vil m.a.o. være et kompromiss mellom iaskhet og stabilitet. For et typisk system vil vi få følgende kurveformer i utgangen etter en forstyrrelse.

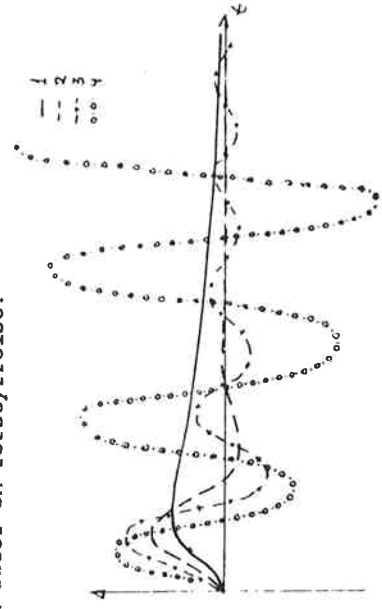


Fig. 27

Regulatorforsterkningen øker fra 1 - 4. Med forsterkning menes en kombinasjon av K_c , T_d og $1/T_i$

1. Systemet er tregt. Forsterkningen bør økes.
2. Bra innstilt regulator.
3. Forsterkningen for høy. For urolig system.
4. Ustabil.

Instruksjonsmanualene til regulatorene gir regler for hvordan man kan stille inn systemet ved å forsøke seg frem. Stort sett går de ut på å stille regulatoren litt for urolig og så skru forsterkningen ned igjen.

Utover dette kan sies:

Forsterkningen: Gir hovedtendensen i reguleringen.

Derivattiden: Hvis prosesstøy og sporadiske, lite kritiske forstyrrelser resulterer i kraftige utslag i styresignalet, kan derivattiden være for høy.

Integraltiden: Virkningen av integraltiden synes ofte ved at målesignalet tilsynelatende faller til ro med noe stasjonært avvik og så fjernes dette, m.a.o.:

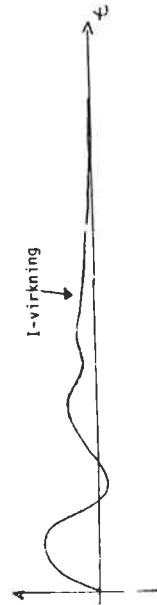


Fig. 28

For liten integraltid (stor $1/T_i$) vil føre til urolig regulering

mens for stor integraltid fører til for langsom fjerning av avviket.

Kaskade-regulering: Den indre løkken stilles først inn med den ytre frakoblet. Så stilles den ytre med den indre regulerende. Noe etterjustering av indre løkke vil være nødvendig.

En kvantitativ analyse med oppsetting av systemets dynamiske ligninger kan gi veiledning i størrelsesorden for regulatorparametrene. Å føre analysen over på dette planet vil kreve ett semester, så det går noe utover grensen for denne innføringne.

7. PROSESSREGULERING MED DATAMASKIN

7.1.1... Generelt om datamaskinstyring

Som vi har sett tidligere gir regulatoren en enkel funksjonell sammenheng mellom målesignal og styresignal. Dersom vi har foroverkobling ønsker vi at styresignalet skal regnes ut på grunnlag av en prosessmodell, f.eks. en materialbalanse. For alle de eksemplene vi nå har vist har det vært enkle sammenhenger mellom signalene. Dersom vi betrakter en temperaturregulering i en reaktor nærmere, ser vi at reguleringen kan forbedres svært utover de enkle løkkene vi har brukt, dersom vi benytter en større prosessmodell.

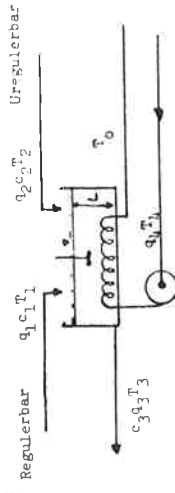


Fig. 29

Vi kan nå styre c_3 ved en enkel temperatur- og strømningstyring. Det er imidlertid klart at c_3 og T_3 er en funksjon av alle de viste størrelser. Dersom vi målte alle disse og satte inn en fullstendig modell kunne vi regne ut hva q_4 skulle være og således slippe svingninger og kompensere alle forstyrrelser øyeblikkelig. Nå vil det selvsagt være en del ikke målbare størrelser som virker inn, f.eks. beleggdannelse i varme-spiralene. Vi måler derfor c_3 og T_3 og lar denne målingen justere parametrene i modellen vår, m.a.o. en tilbakekobling.

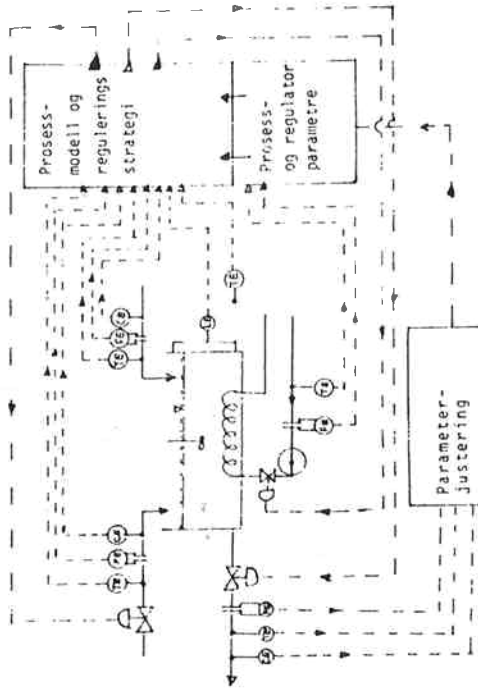


Fig. 30

Det synes klart at en slik reguleringsoppgave bare egner seg for en datamaskin. En prosessmodell, selv en forenklet - vil langt overstige evnene til enkle regne-elementer.

Vi kan også tenke oss andre eksempler der datamaskinen er vanlige regulatorer overlegne. I en smelteelektrolyse er det svært vanskelig å måle direkte hva som foregår i smelten, tildels på grunn av temperaturen, og at det går en kraftig strøm gjennom smelten, men også på grunn av korrosivt miljø. Vi er derfor tvunget til å måle på omgivelsene (temperatur i ovnsvegg, tilsatte mengder, avgasstemperatur og -mengde, elektrodeavstand, spenning, strøm, etc.) og så regne ut via en modell hva som foregår. Vi er med andre ord ikke i stand til å måle vår avhengige variable direkte. Modellene betinger gjerne en datamaskin.

En prosess består av en rekke tidsforankelser, rør-reaktorer. Hva som skal tilsettes av reaktanter sent ute i kjeden er avhengig av hva som er tilsatt til det enkle masse-element tidligere i kjeden.

Dette gjelder f.eks. bleking av cellulose. For å vite hva vi skal tilsette, må vi m.a.o. vite hva reguleringen først i kjeden tilsatte for noen timer siden. Til den slags bokholderivirkksomhet trenger vi en datamaskin.

Vi har her nevnt tre eksempler der en datamaskin som regulator vil være konvensjonelle regulatorer overlegne. Nå benyttes også datamaskinregulering der en datamaskin erstatter en rekke konvensjonelle regulatorer.

Datamaskinens tilkobling til prosessen kan gjøres på flere måter. Vi skal nevne de vanligste:

a) Setpunktstyring

Proessen er koblet opp med vanlige reguleringsløkker, men ønskene for de forskjellige regulatorene styres av datamaskinen ved bruk av modellbasert eller predikativ regulering.

b) DDC - direct digital control

Ved setpunktstyring er det regulatorer som styrer ventilene. DDC-systemer har regulatoralgoritmene programmert inn i datamaskinen og det er denne som styrer ventilene direkte. Dette har den fordel at regulatoralgoritmene kan raffineres noe og målingene kan behandles noe, f.eks. filtrering, utelatelse av åpenbart gale verdier, linearisering av ulineære måleelementer, osv.

c) Blanding av DDC og setpunktstyring

Vi kan tenke oss at noen av ventilene ikke styres direkte, men via setpunktstyring. Dette kan ha følgende begrunnelse: En datamaskin kan vanligvis ikke gjøre flere ting samtidig. Dersom flere ting ønskes gjort simultant, f.eks. kontroll av flere reguleringsløkker, må maskinen regne litt på hver løkke om gangen eller vi må bruke en spesiell maskin med flere parallelle regneenheter. Det vil si at justeringen av de variable og målingene foregår med korte mellomrom. Dersom

det er svært mange løkker eller noen av beregningene er tidkrevende, vil det ta noen tid fra en gang til neste. Dersom en av løkkene p.g.a. forstyrrelser krever et større, noe oftere, kan vi selvsagt regne denne oftere enn de andre. Et løkken for eksempel en strømsregulering med forstyrrelser i trykket, vil en konvensjonell regulator greie dette på egen hånd. Vi kan derfor nøye oss med å forandre på setpunktet når dette trengs og avlaste derfor datamaskinen meget ved å la denne ene løkken være setpunktstyrt mens de andre er DDC.

Kombinerer man så dette med noen modeller, tildels regulatoralgoritmer og prosessmodeller men også innvirkninger av produktionsparamer, lagerkapasiteter og økonomiske modeller, har man en datamaskinstyrt prosess. Det kan også tenkes programmert inn en slags intelligens i datamaskinen, slik at reguleringsstrategien forandres etter som prosessens reaksjoner blir kjent for maskinen, og etter som prosessen forandrer seg. Vi kan tenke oss at prosessmodellen stadig forbedres av programmet. Denne typen regulering kalles adaptiv regulering. Den er meget krevende både hva programmer og datamaskinkapasitet angår.

Vanskelighetene med datastyring er mange. Den viktigste er utviklingen av styringsstrategi og prosessmodeller, samt programmering av dette. Dette er det som vil ta lengst tid og være de største økonomiske utleggene. Man bør ikke glemme programmeringsarbeidet når man vurderer hvorvidt man skal ha konvensjonell regulering eller ei. Dersom man ønsker å erstatte alle sine vanlige regulatorer med en datamaskin, er selvsagt programmeringsarbeidet lett, men med mindre antall løkker er svært stort, er dette en dårlig utnyttelse av en datamaskin.

Utbyttet av det å installere datamaskin(er) i reguleringsopplegget kan imidlertid være svært bra. Ved omtensomt systemarbeide, basert på en god prosesskunnskp vil man kunne forbedre såvel jevnhet i produkt og produktstrømmer, som utbytte/kapasitet av anlegget.

måte som "NY" på vaksepulverpakkene. Ser man bort fra reklameverdien, har μP utvilsomt stor berettigelse som komponent. Man kan f.eks. tenke seg måleinstrumenter som skifter måleområder, nulljusterer, kalibrerer seg selv og regner om måleresultatet til ønsket enhet ut fra en eller flere målepunkter, samt foretar en kritisk vurdering av resultatet og varsler feil. Vi kan med andre ord fordele arbeide fra den sentrale intelligens (en datamaskin og/eller et kontrollrom med operatører) til de forskjellige prosessdelene og overlate det mer krevende tenkearbeidet (strategi, feilanalyse, oppstarting, etc.) til den som overvåker det hele.

Ønsker man mere spesielle regulatoralgoritmer f.eks. for store transportforsinkelser, prosesser med hysteresis eller sterk ulineær dynamikk (saakte opp, fort ned eller omvendt), pH-regulering, etc., kan det lett skreddersyes en regulator med μP .

Mikroprosessorer er utvilsomt kommet for å bli innen reguleringsystemene. Vi må regne med at det ut av alle de mer eller mindre (over)-entusiastiske forslag og forsøk som presenteres, kommer ut så mange nyttige anvendelser at vi senere ikke kan være den eller dens avløsere foruten.

8. SLUTTBEEMERKNING

Etter å ha lest igjennom denne boken må vi spørre oss, kan vi nå prosessregulering. Svaret er greit: "NEI"! Hensikten med boken er å fortelle at det er noe som heter prosessregulering, samt å gi en viss ide om noen av sidene ved dette.

Vil man slå seg på sitt bryst kan man si:

Det er vi som har prosesskunnskapen og det er denne som er grunnlaget for et godt reguleringsopplegg. Det vil si at dersom reguleringsopplegget skal settes opp av reguleringsystemkonsulenter, sa er det hos oss de må fa prosesskunnskapen. Det er vi som kan si hva som er regulerbare og avhengige variable,

7.2.2. Mikromaskiner/prosessorer i reguleringsystemer

Den senere tids utvikling på mikroelektronikkområdet har frembrakt en ny type datamaskiner, mikromaskinene, basert på mikroprosessorer (μP) med innebygget analog til digital overføring. Det vil si at en datamaskin på en integrert krets er i stand til å lese av signaler fra måleinstrumenter, regne på disse og styre enklere pådragsorganer. For å illustrere anvendelsene kan vi sitere fabrikanten "-hvilket gjør den spesielt interessant i ovner, kjøleskap og ikke å forglemme prosesskontroll". Man regner f.eks. med at μP vil bli vanlig i leketøy såvel for voksne som for barn. Den finnes i biler, symaskiner, sjakkspill og elektroniske Master Mind. I bilen brukes den såvel til å regne ut gjennomsnittsfart, forventede ankomsttider og andre "gimmicks", som til å styre brennstoffsystem og blokkeringsfrie bremses.

En mikroprosessor som komponent kan ikke programmeres direkte (FORTRAN/BASIC). Det må enten bygges et større system rundt den for å motta og forhandle programmene eller man brenner inn programmet en gang for alle. I det førstnevnte tilfellet har vi en mikromaskin, og disse har etterhvert fått stor utbredelse. Markedet var vesentlig utviklet for hobbybruk, men har vunnet stor utbredelse for prosesskontroll og kontorbruk i mindre og mellomstore bedrifter. Når prisen på komplette datamaskiner ligger på samme nivå som prisen på en regulator, kan man sette en datamaskin til å styre en liten del av en større prosess, en hel liten prosess eller et måleinstrument, f.eks. en gasskromatograf. System og programmeringsarbeidet vil da utføres av ingeniører/ansatte ved bedriften istedenfor av systemkonsulenter. Utbyttet vil da være såvel bedre systemkunnskap som en bedre regulering.

Ser vi på μP med innbrente programmer, dvs. programmet er laget og satt inn av leverandøren, vil denne ha store anvendelser i "intelligente" måleinstrumenter, enkle regulatorer og små spesialiserte systemer. Allerede i dag ser man ordet mikroprosessor i reklamen for et måleinstrument brukt på samme

og det er vi som kan gi de informasjonene om koblinger, dynamikk og avhengighetsforhold i prosessen som de vil bruke når de skal sette opp sine "prosessmatriser". Rett nok finnes det tykke bøker med standard reguleringsopplegg, men det kan være vanskelig for en ikke-kjemiker å se om vår prosess er helt standard eller om vi skal kjøre apparaturen noe annerledes enn standard.


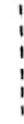




Demper vi ned disse utsagnene vil vi ha noe av virkeligheten hva reguleringsystemer for kjemiske prosesser angår. Det er selvsagt ikke nok med prosesskunnskap alene. Vi må også vite hva vi skal se etter og hva som har betydning for reguleringsopplegget.

Har man etter å ha lest denne boken fått en ide om det og er istand til å hjelpe de som er mere skolert i reguleringssteknikk, ved å tilføre dem relevant prosesskunnskap når systemene skal settes opp, så har boken tjent sin hensikt.

9. SYMBOLER OG KODER FOR INSTRUMENTERINGSSKJEMAER

Følgende symboler og koder er vanlig brukt i instrumenterings-skjemaer. Symbolene er stort sett i samsvar med ISA- (The Instrument Society of America) standard.

Symboler:

-  Prosessledning
-  Signalledning
-  Instrument (også regulator)
-  Måleblende eller dyse
-  Ventil
-  Reguleringsventil

INSTRUMENTKODER

Bokstav	Som Første	Bokstav	Som annen	Som etterfølgende
A	Analyse, kan erstattes av kjemisk betegnelse eller f.eks. pH etc.	Alarm	Alarm	Alarm
C	Konsentrasjon eller ledningsevne (Concentr., conductivity)	Regulator (Control)	Regulator	Regulator
D	Spesifikk vekt (Density)			
E			Måleelement (Element)	
F	Mengde (Flow)	Fuktighet (Humidity)		
H	Håndstyrt			
I			Indikator	
L	Nivå (Level)			
M	Fuktighet (Moisture)			
R	Forhold (Ratio)		Skriver (Recorder)	
S	Hastighet (Speed)			

T	Temperatur	
V	Viskositet	Ventil
W	Vekt	
Z		Summering
F		Summering Forhold

Som eksempel på bruk:

PHIC - Ph-Indikator-Regulator

FC - Strømningsregulator

TI - Temperaturindikator

ME - Fuktighetsmålelement

LA - Nivå-alarm

FrR - Mengdeforholdsskriver