

Sigurd Skogerstad

S-187-2

kort innføring i
PROSESSREGULERING

Innholdsfortegnelse

	Side
1. INNLEDNING	1
2. PROSESSREGULERING - HVA - HVORFOR	1
a. Hva	1
b. Hvorfor	3
3. PROSESSANALYSE, SPESIFISERING AV REGULERINGSSYSTEM	4
3.1 Klassifisering av variable	4
3.2 Prosessmatrise	
3.3 Oppsetting av reguleringsystem	8
3.4 Foroverkobling, Tilbakekobling, Kaskadekobling	11
3.5 Noen retningslinjer for valg av regulerings- system	15
3.6 To eksempler på prosessanalyse med spesifikasjon av reguleringsanlegg	16
3.6.1 Eksoterm katalysert reaksjon i rørekar	16
3.6.2 Kontinuerlig tørke	20
3.7 Sluttbemerkning	25
4. ELEMENTENE I REGULERINGSLØKKEN	26
4.1 Regulatoren	26
4.1.1 Regulatorparametre	26
4.1.2 Regulator typer	28
4.1.3 Pneumatisk-elektronisk regulering	31
4.2 Pådragsorganet	31
4.3 Måleelementer	34
4.3.1 Generelt	34
4.3.2 dP-cellen (differential-Pressure cell)	34
4.3.3 Temperaturelementer	35
4.3.4 Strømningselementer	35
4.3.5 Kjemisk potensial - målere	36
4.4 Regneelementer	36

6. PROSESSREGULERING MED DATAMASKIN	42
7. SYMBOLER OG KODER FOR INSTRUMENTERINGSSKJEMAER	B1

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 innføringen 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 definisjon og forståelse av noen få grunnleggende begreper og tankemåter 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 prosessen oppfører seg i tiden overfor tidsvariable forstyrrelser og manipuleringer. Dette blir forelest i fagene prosessregulering og prosessdynamikk, da med grunnlaget i prosessregulering og videregående betraktninger i prosessdynamikk.

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 ett reagens proporsjonalt med innstrømmingen av et annet reagens. Vi måler her ikke virkningen av tilsatsen, men begrenser oss til å

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 innføringen 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 definisjon og forståelse av noen få grunnleggende begreper og tankemåter 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 prosessen oppfører seg i tiden overfor tidsvariable forstyrrelser og manipuleringer. Dette blir forelest i fagene prosessregulering og prosessdynamikk, da med grunnlaget i prosessregulering og videregående betraktninger i prosessdynamikk.

2. PROSESSREGULERING - HVA - HVORFOR

a) Hva

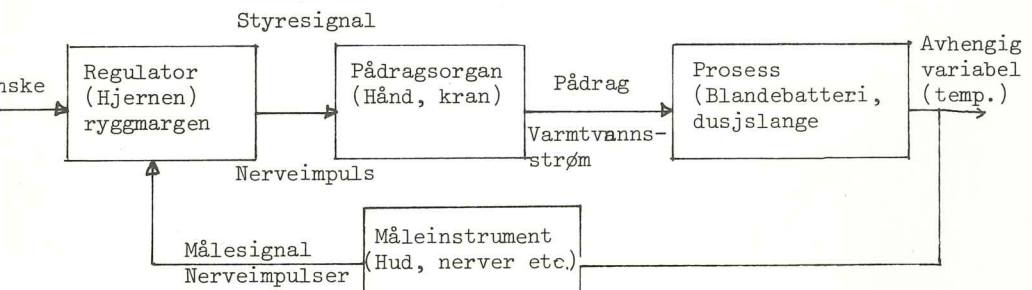
Med (automatisk-) prosessregulering og reguleringssystemer vil vi her forstå metoder og anordninger for automatisk overvåkning og styring av en prosess. Styringen foregår oftest ut fra en målt eller beregnet variabel for prosessen. Vi kan for eksempel styre tilsatsen av ett reagens proporsjonalt med innstrømmingen av et annet reagens. Vi måler her ikke virkningen av tilsatsen, men begrenser oss utelukkende

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

I begge tilfelle 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. Mellom pådraget og målingen ligger prosessen.

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 skrur opp. Tilsynelatende 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 skal skru på kranen.

Denne regulatorløkke vil altså bestå av:



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 regulatorer, pådragsorganer og måleinstrumenter vil også bli gitt.

b) Hvorfor.

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

Ved prosjekteringen av anlegget regner vi ut de korrekte verdiene for alle uavhengig variable. Dersom nå alt var slik som prosjektert, ville vi ikke trenge noe reguleringssystem. 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/utmatting av en katalysator. Vi har også mer fluktuerende forstyrrelser som variasjoner i råstoffkvalitet, variasjoner i vanntrykket for vannledningsnett, plutselige kalde regnskyll på destillasjonskolonner, etc. etc.

For å eliminere virkningen av alle disse forstyrrelsene må vi stadig manipulere på de uavhengig 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 årvåkenhet som ville umuliggjøre effektiv drift. En automatisk regulator kan gjøres så fintfølede og rask at den utmanøvrerer en manuell styring. Den automatiske reguleringen har så muliggjort konstruksjon og bygging av apparatur, hvor kravet til hurtig regulering er så ekstremt at en manuell regulering er umuliggjort. Dette kan være ekstreme krav til produktkvalitet eller f.eks. 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 REGULERINGSSYSTEM:

3.1 Klassifisering av variable

Betrakter vi en prosess vil dens tilstand være karakterisert av flere variable. Grovt sett kan vi dele disse inn i avhengige og uavhengige *frie* variable. De uavhengige variable kan vi igjen dele inn i forstyrrelser og regulerbare variable.

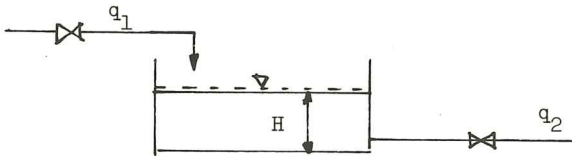


Fig. 2

På fig. 2 vil *frie* H være den avhengige variable og q_1 og q_2 vil være de uavhengige variable. Å dele inn i forstyrrelser og regulerbare er her umulig.

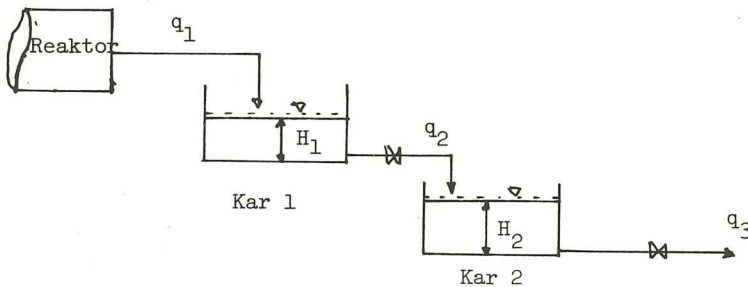


Fig. 3

På figur 3 tenker vi oss at strømmen ut fra reaktoren ikke lar seg regulere. Vi får da:

Fril

	Avhengig	Forstyrrelse	Regulerbar
Kar 1	H_1	q_1	q_2
Kar 2	H_2	q_2	q_3

Som vi ser er q_2 en regulerbar for kar 1 og en (uregulerbar) forstyrrelse for kar 2. Nivået H_2 er avhengig både av q_2 og q_3 , men vi kan ikke bruke q_2 til å regulere nivået H_2 , idet denne sett fra kar 2 er uregulerbar. For kar 1 er q_1 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 Prosessmatrise

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.

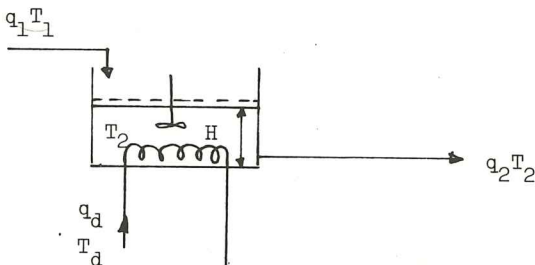


Fig. 4

Et kar med dampspiral 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

Fin { 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 (retning, 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 unntatt 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:

		Avhengig variable	
		H	T_2
Uavhengig variable	q_d	$\partial H / \partial q_d$	$\partial T_2 / \partial q_d$
	q_2	$\partial H / \partial q_2$	$\partial T_2 / \partial q_2$
	q_1	$\partial H / \partial q_1$	$\partial T_2 / \partial q_1$
	T_1	$\partial H / \partial T_1$	$\partial T_2 / \partial T_1$
	T_d	$\partial H / \partial T_d$	$\partial T_2 / \partial T_d$

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 avhengige øker når denne ^{fric} uavhengige øker
- = den avhengige minker når denne uavhengige øker
- ϵ = usikker, tvetydig, neglisjerbar
- 0 = ingen merkbar virkning

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

	H	T ₂	
<i>regulering</i> q _d	0	+	Regulerbare
q ₂	-	0	
q ₁	+	- (ϵ)* raskt	Forstyrrelser
T ₁	0	+ raskt	
T _d	0	+	

* Avhenger av T₁ og T₂.

Fig. 5

Skal vi så regulere (kontrollere) H og T₂, ser vi at av de regulerbare virker kun q_d på T₂ og q₂ på H. Vi regulerer derfor H med q₂ og T₂ med q_d.

⊖ (TE) - temperaturelement

} (LE) - nivåelement (level-element)




-  - reguleringsventil
-  - temperaturregulator
-  - nivåregulator (level controller)

Fig. 6
(komplett symbolliste på side B1 - B3)
og får

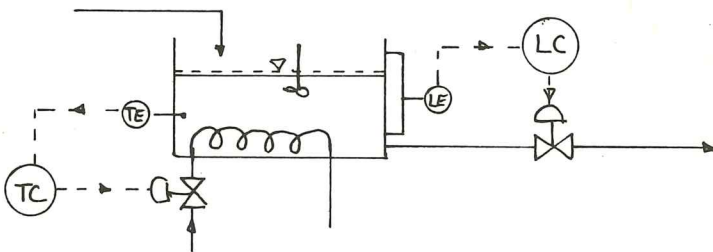


Fig. 7

3.3 Oppsetting av reguleringsystem.

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

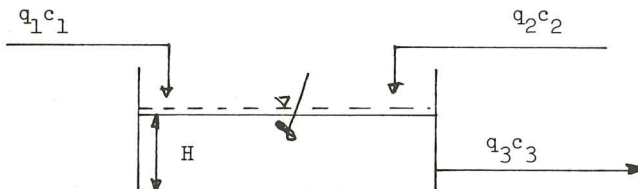


Fig. 8

1. Trinn. DEFINISJON AV REGULERINGSØNSKET

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 prosesstekniske 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) $c_1 \gg c_2$ (Strøm 2 er fortykning)

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

Uavhengige <i>Friløst</i>		c_3	H	
{	q_2	-	+	} Regulerbare
	q_3	0	-	
	q_1	+	+	} Forstyrrelser
	c_1	+	0	
	c_2	+	0	

Fig. 9

4. Trinn. REGULERINGSOPPLEGG

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

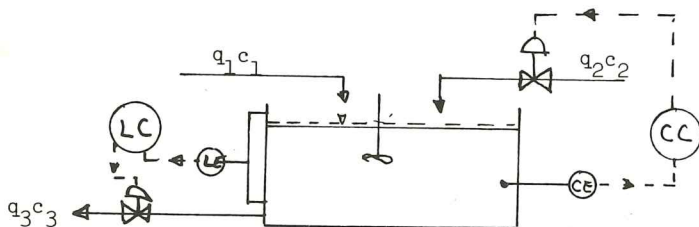


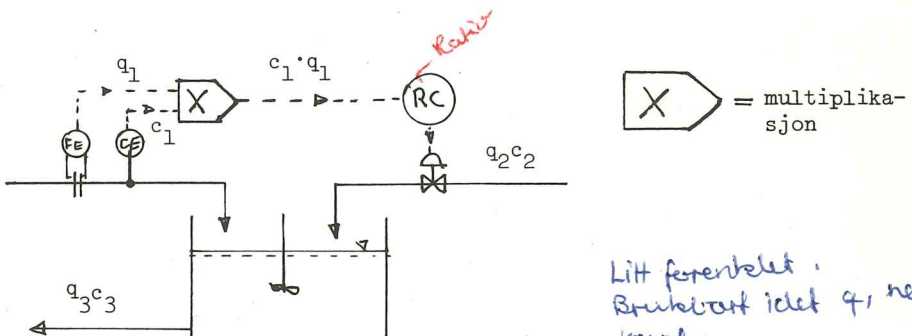
Fig. 10

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 fordelen 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 ventil CV1 vil registreres av måleelementet, 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 $q_1 \cdot c_1$ kompenseres ved forandring av q_2 . Hvis nå c_1 forandres og vi ikke har et spesielt fintfølede 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.



En forstyrrelse i strøm 1 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 ventilen vil nå ikke korrigeres for, idet vi ikke måler virkningen av inngrepet. Systemet er altså raskt, men ikke selv-korrigerende.

For å bøte på denne mangel, kan vi legge på en ytre tilbakekobling. Dette 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 ($q_1 \cdot c_1$) 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 forholds-tall. Dette lar vi en konsentrasjonsregulator gjøre. Siden den måler virkingen 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:

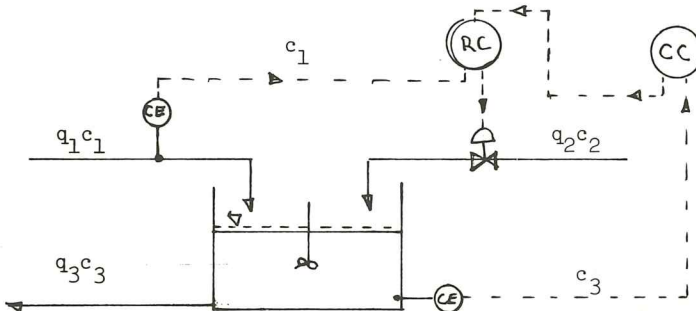


Fig. 12

Et slikt system med ytre og indre løkke hvor den ytre styrer setpunktet (ønsket) i den indre løkke, kalles et kaskadet regulerings-system. Den indre raske løkkes oppgave er gjerne å kompensere virkningen av hyppige og hurtige forstyrrelser mens den ytre kompenserer 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:

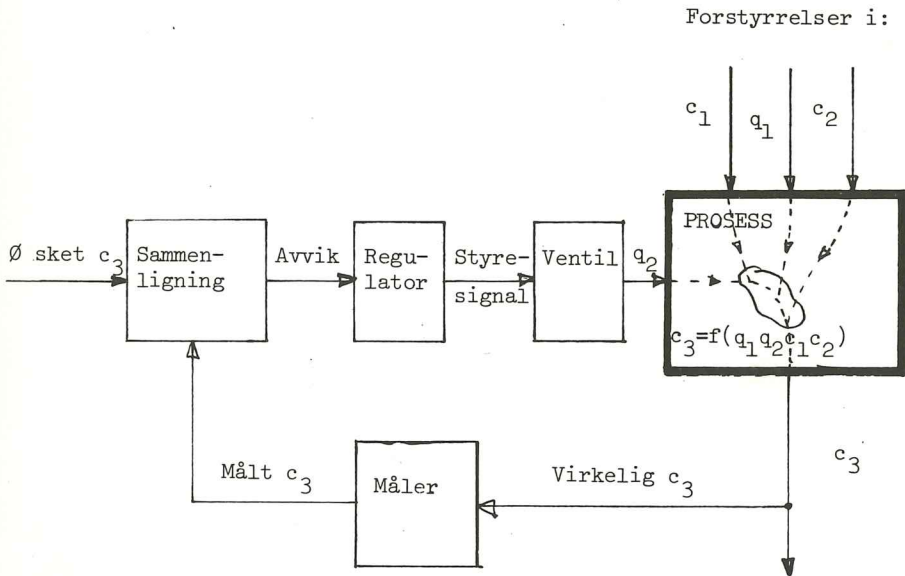


Fig. 13.1

Rent tilbakekoblet system, analogt fig. 10.

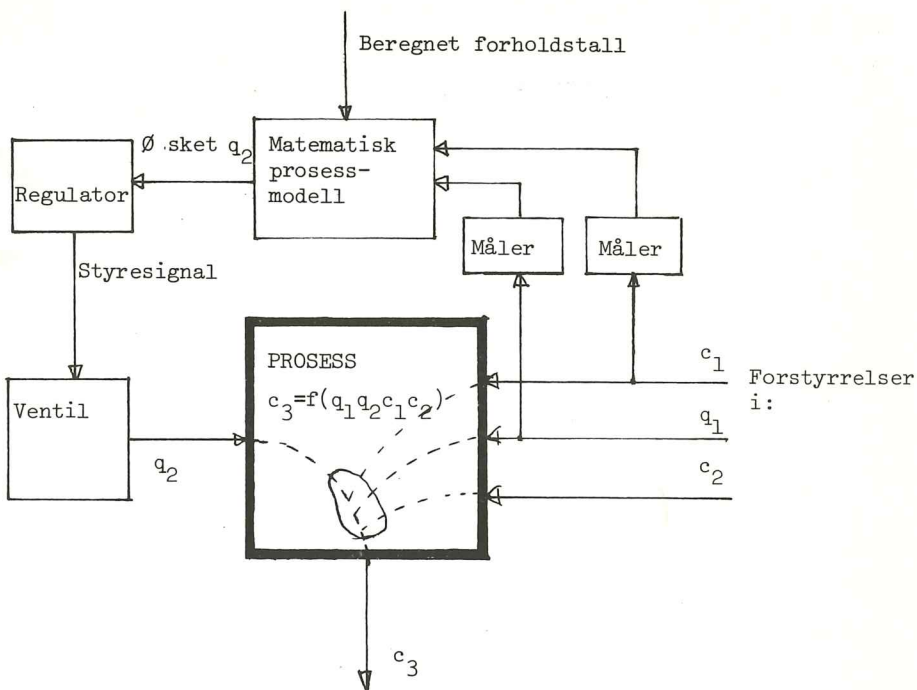


Fig. 13.2

Rent foroverkoblet system, analogt figur 11.

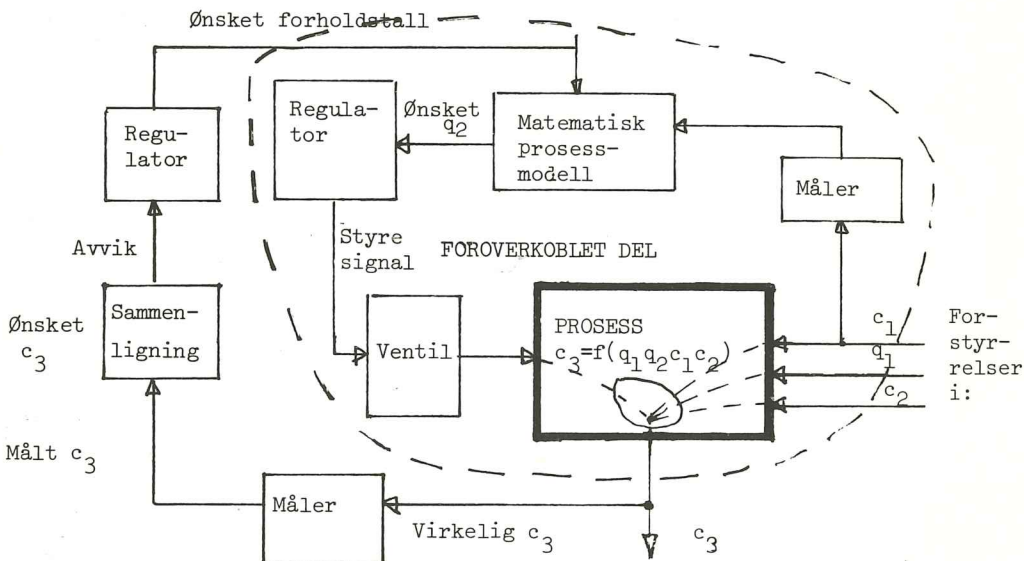


Fig. 13.3

Forover-bakoverkoblet system, analogt figur 12.

3.5 Noen retningslinjer for valg av reguleringssystem.

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

- a) Et reguleringssinngrep 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 reguleringssinngrep 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" avhengig 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 reguleringssopplegg.

- 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 frem 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 frem til prosessen.

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

Foroverkoblingene er ikke selvkorrigerende, hvilket tilbakekoblingen er.

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

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

3.6 To eksempler på prosessanalyse med spesifikasjon av reguleringsanlegg.

3.6.1 Eksoterm katalysert reaksjon i rørekar.

En sterkt eksoterm spaltingsreaksjon foregår i en røretanksreaktor. 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 innkommende 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:

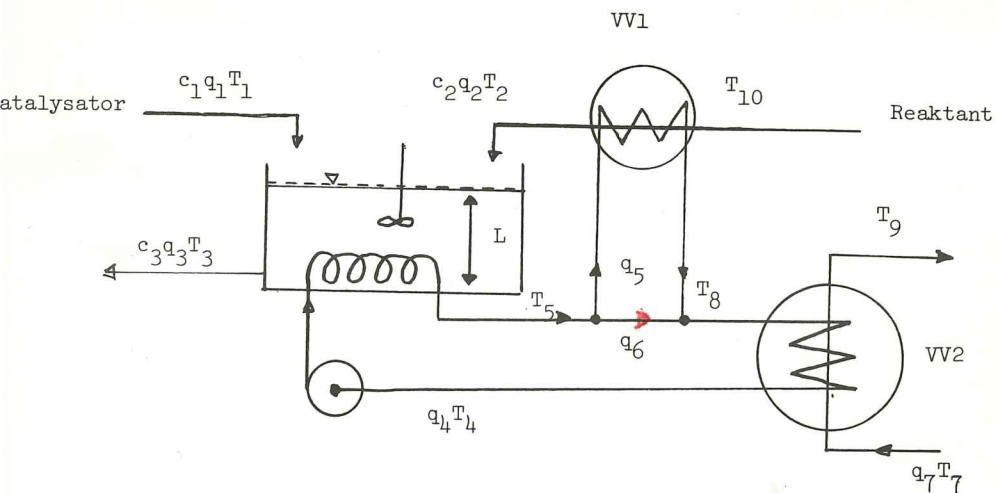


Fig. 14

i) Definisjon av reguleringsønsket.

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

ii) 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 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

er viktig! \leftarrow røret " q_6 ", velger vi å sette ventilen i " q_6 " og altså denne som regulerbar

$\approx k \cdot f(v)$

3. Katalysatortilsatsen er liten i forhold til q_0 .

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: $r = \text{raskt}, l = \text{langsomt}$

$T_2 \quad T_3 \quad T_4 \quad T_5 \quad T_8 \quad T_9 \quad q_5 \quad L \quad q_2/q_1 \quad c_3$

	T_2	T_3	T_4	T_5	T_8	T_9	q_5	L	q_2/q_1	c_3
q_1	0	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	0	(+)	(-)	ϵ
q_3	0	0	0	0	0	0	0	(-)	0	(-0)
q_4	+1	-	+1?	+2?	+	+?	+	0	0	(-)
q_6	(-)	ϵ	(+)	ϵ	+2?	+1	+?	0	0	ϵ
q_7	-1	-1	-	-1	-1	-	0	0	0	-1
c_1	0	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	0	0	0	ϵ
T_1	0	(+)	0	(+0)	(+0)	(+0)	0	0	0	(+0)
c_2	+1	+	+1	+1	+1	+1	0	0	0	+
T_{10}	+	+	(+)	(+1)	+	+1	0	0	0	+
T_7	+1	+1	+	+1	+1	+	0	0	0	+1
q_2	-(ϵ)	+??	+?1	+?	+?1	(+)?1	0	+	+	+?1

Regulerbare
Forstyrrelser

$q_1 \leftarrow q_2$
 $5) +$

komb.
komb.
komb.

q_2 aker $\Rightarrow L$ aker!

Fig. 15

En del av antagelsene i denne er fattet på noe tynt grunnlag. Dette gjelder særlig i nedre del av matrisen. For en virkelig 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 responsen spesielt

Oppsetting av reguleringsløyferne

- a) Vi undersøker om noen av de avhengig 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 av 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 ut 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:

NB!

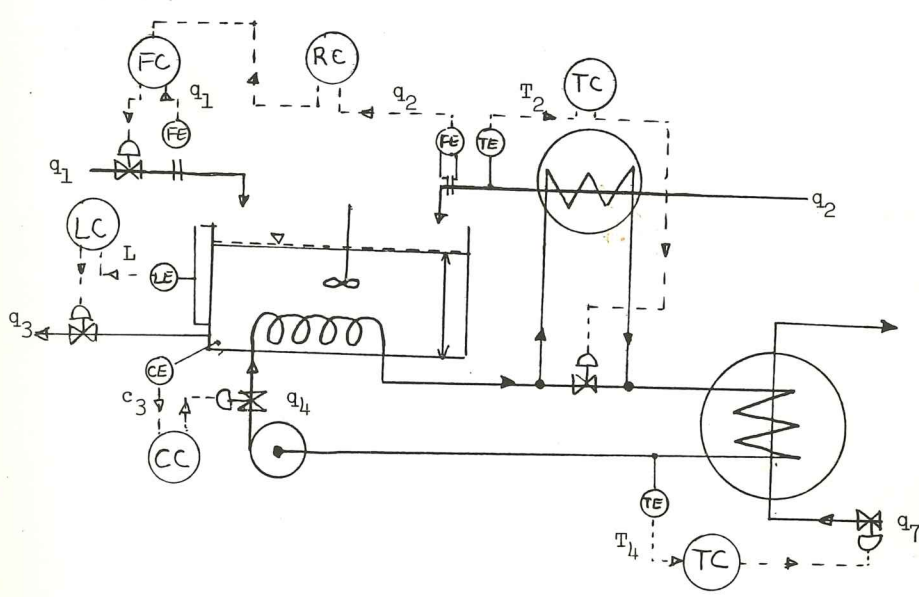


Fig. 16

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 resultat, 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.

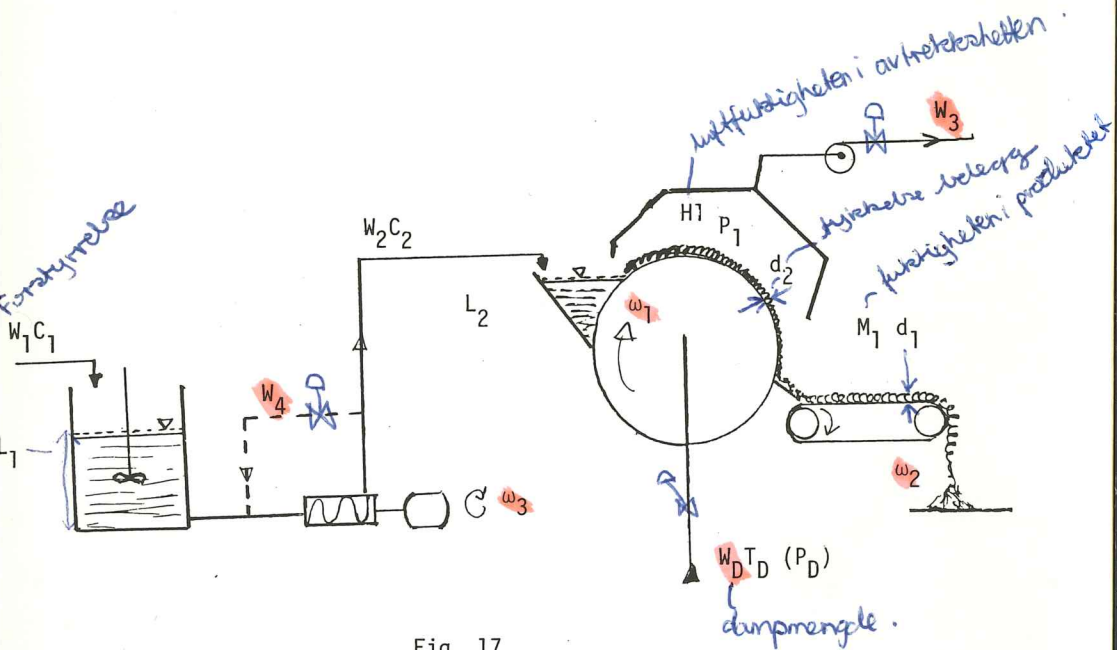


Fig. 17.

Reguleringsønske: for

Spesifikasjon av reguleringsønsket.

↓ fuktigheten i produktet

1. M_1 konstant.
2. L_2 under kontroll.
3. L_1 og d_1 under kontroll.

Arsaken til at L_2 prioriteres foran L_1 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 avtrekkshetten. 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 omdreiningshastighet og svakt avhengig av nivået i fødetrauet. Vi får 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: $C_2, W_2, L_2, L_1, d_2, H_1, p_1, M_1, d_1$.

Prosesmatrise.

	C ₂	W ₂	L ₂	L ₁	d ₂	H ₁	p ₁	M ₁	d ₁
ω ₃	0	+	+	-	(+)	(+)	0	(+)	(+)
W ₄	0	-	-	+	(-)	(-)	0	(-)	(-)
ω ₁	0	0	-	0	0	ε	0	+	+
W _D	0	0	0	0	(-)	+	0	-	(-)
W ₃	0	0	0	0	(-)	-	-	(-)	ε
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, M₁ er dæmpmengden W_D og trommelhastigheten ω₁. W_D påvirker også H₁, men dette er en lite viktig variabel. ω₁ påvirker også L₂, og siden denne også vil inngå i en annen løkke, vil bruk av ω₁ til å regulere M₁, føre til kobling mellom to løkker. Vi velger derfor å regulere M₁ med W_D.

L₂ påvirkes av ω₃ eventuelt W₄, og ω₁. Ser vi nøyere etter påvirkes L₁ bare av ω₃ eventuelt W₄, det er derfor uheldig å låse denne til noe annet, vi velger derfor ω₁ til å regulere L₂ og W₄ til å regulere L₁. W₄ velges fremfor ω₃ idet en regulering av turtalet ansees mer kostbart enn en strømningsregulering.

Av de nå ledige kan bare (og selvsagt) ω₂ brukes til å regulere d₁. Vi ønsker også å holde et visst undertrykk i avtrekket og lar en regulering av viften (struping etter) holde dette. Vi får da:

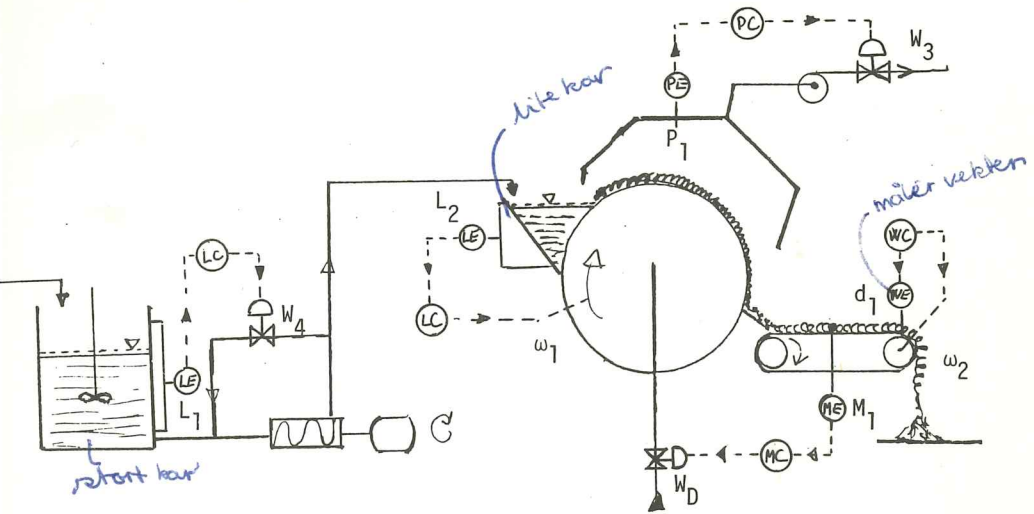


Fig. 18.

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 avtrekkshetten 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, sløyfes reguleringen. Viften får gå med stort nok turtall til at avsuget blir tilstrekkelig. Det kan settes inn et manuelt spjeld etter viften.
3. Forstyrrelser på dampnettets vil påvirke M_1 sterkt. Da prosessen damp inn/til M_1 er treg og forstyrrelsene merkes langsomt, bør vi sannsynligvis sette inn en kaskade for damptrykket i sylind-

4. Det å variere hastigheten på trommelen er sannsynligvis en treg affære. Å 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 W_4 . En eventuell regulering ville være overløp tilbake fra matetrauet til buffertanken. Hvis vi gjør dette må vi på 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. W_1 . Tørkens kapasitet, dersom dampmengden regulerer fuktigheten, er bestemt av omdreiningsstallet ω_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:

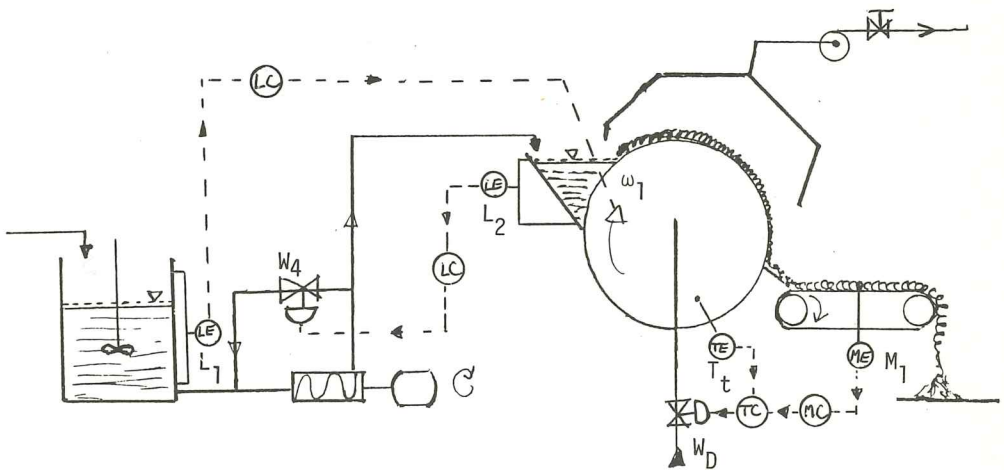


Fig. 19.

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

En ting her er verdt å merke seg. Betrakter vi nivåreguleringen for buffertanken, er dette øyensynlig er 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 øyensynlig 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 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 trommeltørken.

4. ELEMENTENE I REGULERINGSLØKKEN

4.1 Regulatoren.

4.1.1 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 kapitel 5.

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 forskjellig 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 sammen 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 Proporsjonalbånd = $0; 100/\theta =$ forsterkningen = K_C . Bidraget til styresignalet z fra feilen ϵ er:

$$\Delta z_p = K_C \epsilon$$

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

$$\Delta z_i = \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \epsilon \, dt$$

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

c) D-virkning-derivatvirkning

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 derivatvirkningen der bidraget er proporsjonalt feilens tidsderiverte, med proporsjonalitetskonstant kalt derivattiden, τ_D .

$$\Delta z_D = \tau_D \cdot \frac{d\epsilon}{dt}$$

d) Regulatorens fortegn.

Fortegnet 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.

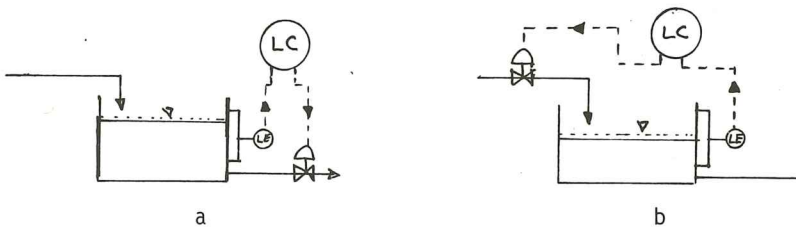


Fig. 20

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.

4.1.2 Regulator typer

a) P-regulator.

Styresignalet z er gitt av

$$z = K_C \cdot \epsilon + z_0$$

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 stasjonærverdi, 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 gjennomstrømningen. 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 kan tåle 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 proporsjonalvirkningen først kompenserer 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

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

Derivatvirkningen gjør at man begynner å kompensere

for feilen før størrelsen av feilen er blitt så store 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-regulatoren

$$z = K_c \left(\epsilon + \frac{1}{\tau_i} \int \epsilon dt + \tau_d \frac{d\epsilon}{dt} \right) + z_0$$

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 unødig 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- Dowthermvarmeveksleren 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.

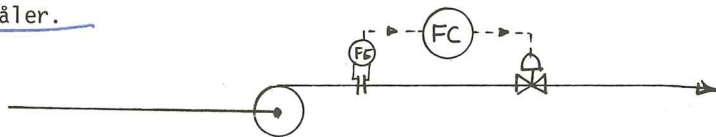


Fig. 21

Måleelementet er her så raskt at støy fra pumpen vil merkes og PID-regulatoren er ubrukbar. Et system for temperaturregulering i en koker er egentlig støyfylt, men her er gjerne temperaturføleren 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 regulatoren

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

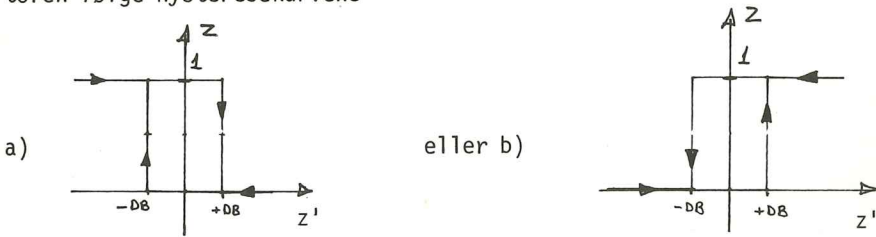


Fig. 22

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

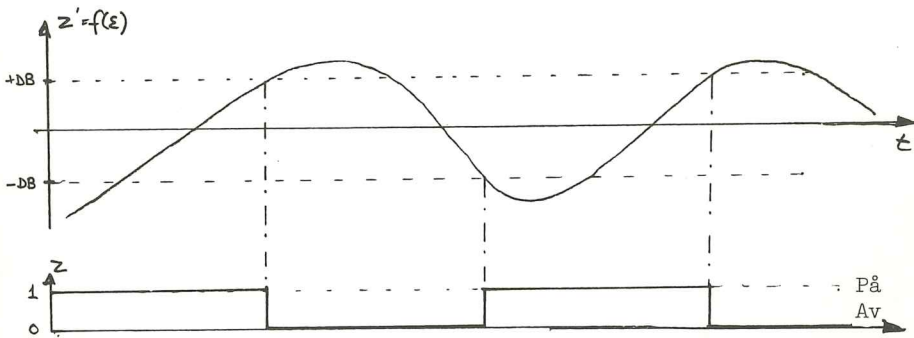


Fig. 23 tilsvarer 22a.

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.

4.1.3 Pneumatisk-elektronisk regulering

Regulatorer finnes i prinsipielt forskjellige oppbygninger, vanligst pneumatisk og elektronisk. I de pneumatiske er alle inn og utgående signaler lufttrykk, og den indre mekanikk består av belger, vekt- armer 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. Oppbygningen 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 prosess/kontroll-rom og ledningsføringen er enkel. Ved tillegg av komponenter (høyere pris) er også disse eksplosjonssikre.

4.2 Pådragsorganet

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

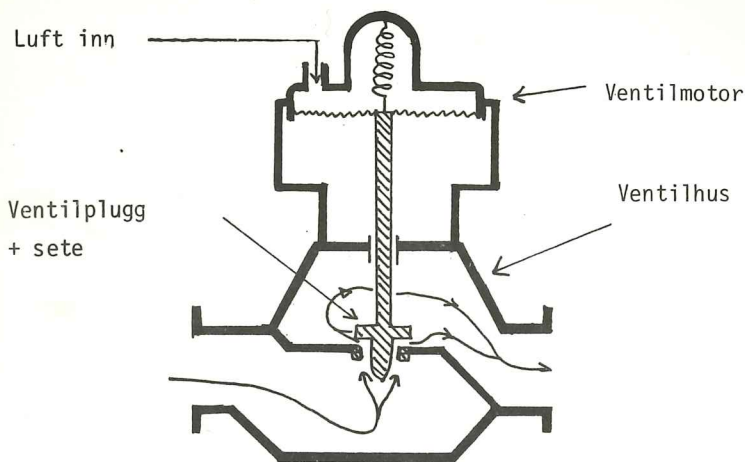


Fig. 24

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

Ventil-lugg og sete, utforming og størrelse, er vårt 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 %-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 trykkforholdene rundt ventilen spesifiseres.

Vi må også spesifisere hvorvidt ventilen skal åpne eller lukke for økende styresignal, m.a.o. skal ventilen 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 tilfelle være uheldig.

Dersom trykkfallet over ventilen er stort, vil det strømmende medium øve et trykk på ventilspindelen. 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 ventilspindelen. 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.

4.3 Måleelementer

4.3.1 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 langtidstabiliteten 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. Måleelementet 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.

1. O.A. Solheim: Instrumenteringsteknikk, Tapir 1968.
2. Chemical Engineering, Temanummer Process Control, siste: Chem.Eng. June 2. 1969.

4.3.2 dP-cellen (differential-Pressure cell).

Dette er en av de mest anvendte måleelementer i prosessindustrien. Som navnet sier måler den differensialtrykket. 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 elektrisk og pneumatisk utgang.

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 membranet, tillater kraftig nullpunktsforskyvning.

4.3.3 Temperaturelementer

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

Måleelementet er raskt. Imidlertid nyttes gjerne en termometerlomme. Dette gjør målerne tregere. Varmeovergangsmotstandene 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 vegg til selve elementet er dårlig.

4.3.4 Strømningselementer

Ved siden av blender/dyser med dP-celler brukes bl.a. elementer av typen propell med omdreiningsteller og magnetiske strømningsmålere. 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 fenomener. Dette vil bli behandlet i

4.3.5 Kjemisk potensial - målere

Med dette menes pH, red-ox, joneselektive elektroder etc. Med alle disse måleelementene 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.

4.4 Regneelementer

I et eksempel med foroverkobling, ønsket vi å ha et signal som produkt av to andre signaler. Til dette trengs et regneelement. Slike finnes både i elektronisk og pneumatisk utførelse. De vanligst forekommende regneelementer 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.

5. INNSTILLING AV REGULATORER, 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 sam-

tidig 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 forsterkingen i regulatoren være høy. Dersom vi har derivatvirkning, bør også τ_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, τ_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 forsterkingen er høy, vil si at vi raskt kompenserer 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 svingninger 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.

Dersom svingningene er voldsomme nok, kan vi få ustabilitet, dvs. svingningenes 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, mens egenverdianalyser anvendes meget i faget Prosessdynamikk.

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 skrus en kvart omdreining pr. grad feil. Dette er regulatorens forsterkning. ($0.25 \frac{\text{omdr.}}{^{\circ}\text{C}}$) Vi regner at det er ideell proppstrøm. 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 prosessens 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 nå regulatoren.

Temperaturen rett etter blandepunktet vil da i 2 sekunder være

$$50^{\circ}\text{C} + 0.5 [\text{omdr.}] * 5^{\circ}\text{C}/\text{omdr.}] = 52.5^{\circ}\text{C}$$

Denne pulsen når så regulatoren etter 10 sekunder og nå åpner regulatoren kranen $(50-52.5)*0.25 = -0.625 \text{ omdr.}$ i de to sekundene pulsen varer.

Temperaturen etter blandepunktet, en puls på 2 sekunder med temperatur $50^{\circ}\text{C} + (-0.625)*5^{\circ}\text{C} = 46.875$ vil i sin tid føre til kraftigere åpning av ventilen etc. m.a.o.:

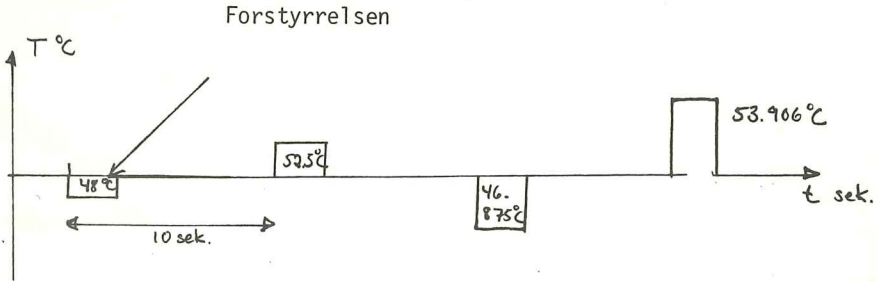


Fig. 25

Vi har med andre ord et ustabil 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: $2*0.2 = 0.4$ omdr. i 2 sek.

Etter 10 sek. gir dette til måler:

$$50+0.4*5 = 52^{\circ}\text{C} \text{ i 2 sek.}$$

Som resulterer i $(50-52)*0.2 = -0.4$ omdr. i 2 sek.

Etter 10 sek. gir dette til måler

$$50+(-0.4*5) = 48^{\circ}\text{C} \text{ i 2 sek.}$$

M.a.o. Forstyrrelsen

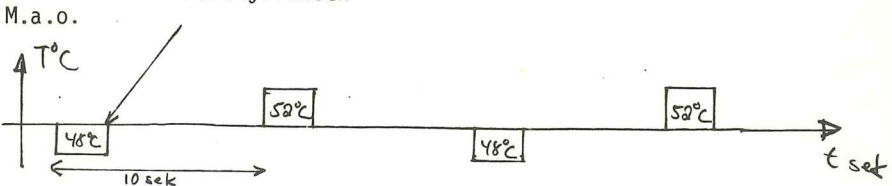


Fig. 26

En stående svingning, vi er på grensen til ustabilitet.

En regulatorforsterkning på 0.1 omdr./ $^{\circ}\text{C}$ gir

Forstyrrelse		2°C
Styresignal	$2*0.1$	0.2 omdr.
Gir	$50+0.2*5$	51°C
Styresignal	$(50-51)*0.1$	-0.1 omdr.

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

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

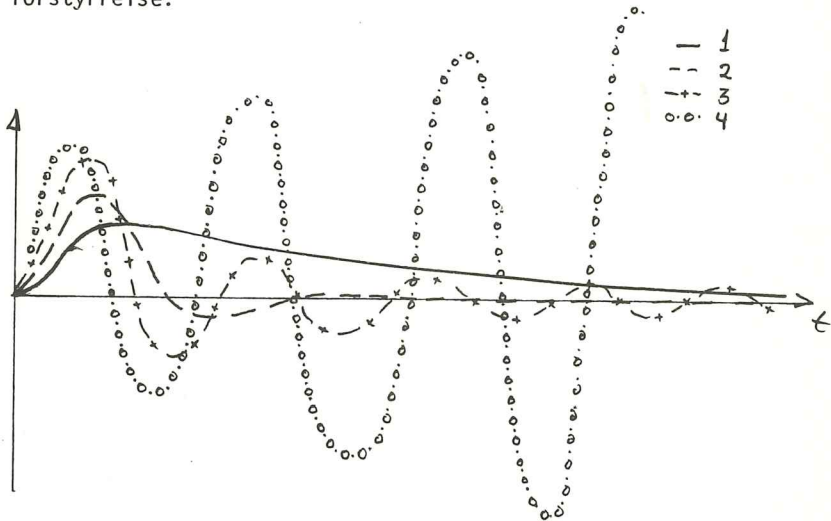


Fig. 27

Regulatorforsterkningen øker fra 1 \rightarrow 4. Med forsterkning menes en kombinasjon av K_C , τ_d og $1/\tau_I$

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

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

Utover dette kan sies:

Forsterkingen. 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 $1/\tau_I$) vil føre til urolig regulering mens for stor integraltid fører til for langsom fjerning av avviket.

Kaskaderegulering. 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 ville kreve ett semester, så det går noe ut over grensen for denne innføringen.

6. PROSESSREGULERING MED DATAMASKIN

Som vi har sett tidligere gir regulatoren en enkel funksjonell sammenheng mellom målesignalet og styresignalet. 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 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.

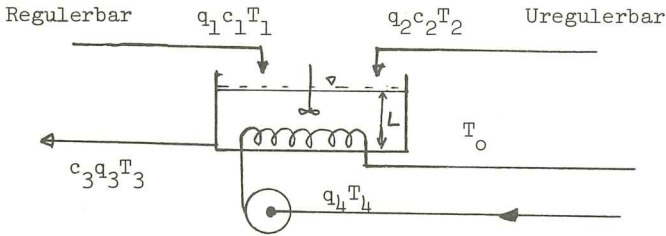


Fig. 29.

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 sattæ inn i 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 varmespiralen. Vi måler derfor c_3 og T_3 og lar denne målingen justere parametrene i modellen vår, m.a.o. en tilbakekobling.

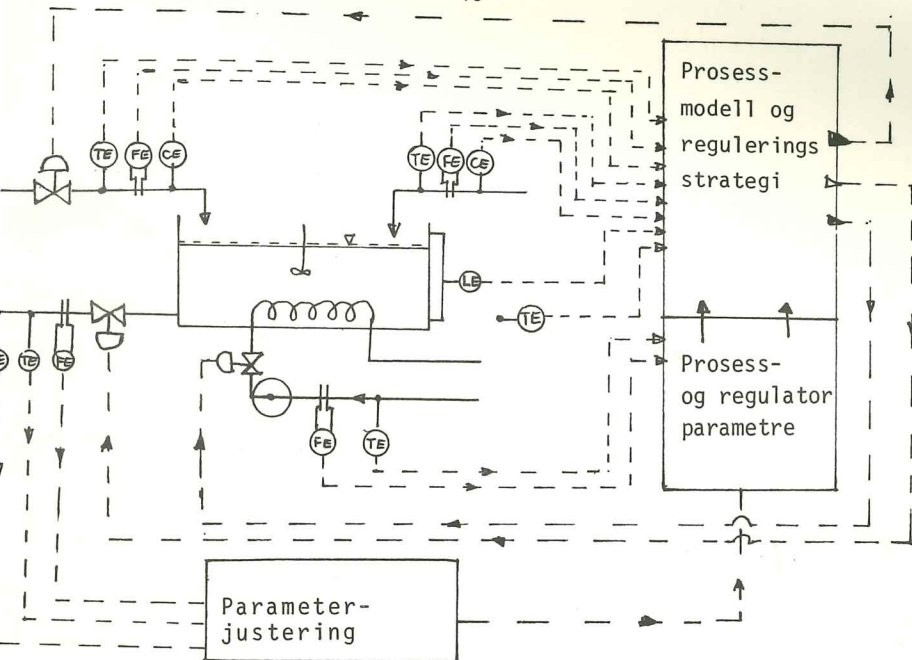


Fig. 30.

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, til dels på grunn av temperatur, 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 avhengig variable direkte. Modellene betinger gjerne en datamaskin.

En prosess består av en rekke tidsforsinkelser, rør-reaktorer. Hva som skal tilsettes av reaktanter sent ute i kjeden er avhengig av hva som er tilsatt til det enkelte 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 bokholderivirksomhet 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, overordnet styring.

Proessen er koblet opp med vanlige reguleringsløyker, men ønskene for de forskjellige regulatorene styres av datamaskinen.

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 målelementer, etc.

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 ikke gjøre flere ting samtidig. Dersom flere ting ønskes gjort simultant, f.eks. kontroll av flere reguleringsløykker, må maskinen regne litt på hver løykke om gangen. Det vil si at justeringen av de variable og målingene foregår med korte mellomrom. Dersom det er svært mange løykker eller noen av beregningene er tidkrevende, vil det ta noen tid fra en gang til neste. Dersom en av løykkene p.g.a. forstyrrelser krever ettersyn, noe oftere, kan vi selvsagt regne denne oftere enn de andre. Er løykken for eksempel en strømningsregulering 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 avlaster derfor datamaskinen meget ved å la denne ene løykken være setpunktstyrt mens de andre er DDC.

En av disse tre koblingsmåtene kombineres så med noen modeller, til dels regulatoralgoritmer og prosessmodeller men også innvirkninger av produksjonsprogrammer, lagerkapasiteter og økonomiske modeller, og vi har 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 ettersom 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 imidlertid 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 bare ønsker å erstatte alle sine vanlige regulatorer med en datamaskin, er selvsagt programmeringsarbeidet lett, men med mindre antall løykker er svært stort, er dette en dårlig utnyttelse av en datamaskin.

I den senere tid er det kommet en ny type datamaskiner, mikroprosessorer. Dette er svært små datamaskiner, som har mindre muligheter hva programmeringen angår. Man kan gjerne ikke programmere direkte inn i maskinen, men utvikler programmet på en annen maskin og mater det ferdig oversatte program inn i mikroprosessoren. Denne type maskin brukes f.eks. i kassaterminaler, bokholderimaskiner til enkel lagerstyring etc.

Prisen på disse er så lav at den kan sammenlignes med en regulator. Man kan da bruke flere slike mikroprosessorer i stedet for en større maskin. Programmeringen blir da enklere fordi man slipper å administrere den store maskinens tidsdeling mellom de forskjellige oppgaver. Dersom man i tillegg har en stor maskin for å regne ut "Prosessmodellen", kan denne virke via "setpunktstyring" på de små prosessorene. Den store maskinen vil også få det lettere, da prosessen nå fordrer mindre oppmerksomhet og administrasjonen lettes. Disse mikroprosessorer har utvilsomt mye for seg og vil gjøre datamaskinreguleringen lettere.

Generelt kan man rette en advarende pekefinger mot "datamaskinhysteriet" innen regulering. Man bør tenke godt gjennom problemet og være klar over hva man begir seg ut på når man velger datamaskinregulering. Metoden har sine åpenbare fordeler for mange systemer, men også mange fallgruber.

7. SYMBOLER OG KODER FOR INSTRUMENTERINGSSKJEMAER:

Følgende symboler og koder er vanlig brukt i instrumenteringsskjemaer. 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 bokstav	Som etterfølgende bokstav
A	Analyse, kan erstattes av kjemisk betegnelse eller f.eks. pH etc.	Alarm	Alarm
C	Konsentrasjon eller lednignsevne (Concentr., conductivity)	Regulator (Control)	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		
Σ		Summering	Summering
r		Forhold	

Som eksempel på bruk:

- (pHIC) - pH-Indikator-Regulator
- (FC) - Strømningsregulator
- (TI) - Temperaturindikator
- (ME) - Fuktighetsmåleelement
- (LA) - Nivå-alarm
- (FrR) - Mengdeforholdsskriver