

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. Strømningsselementer	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:

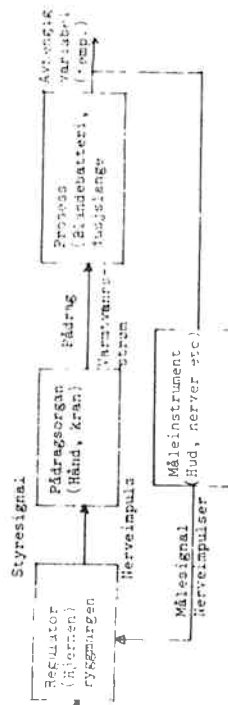


Fig. 1

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.

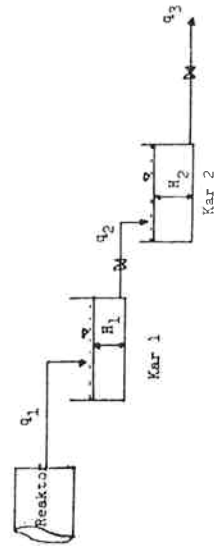


Fig. 3

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.

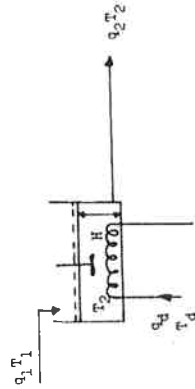


Fig. 4

Et kar med 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

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 merkbar 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	+	Førstyrrelser

*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 .

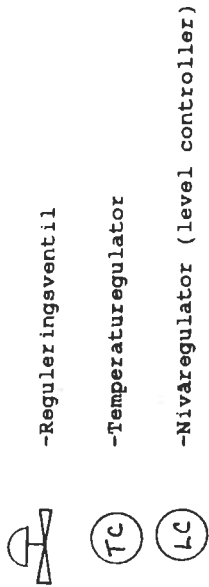
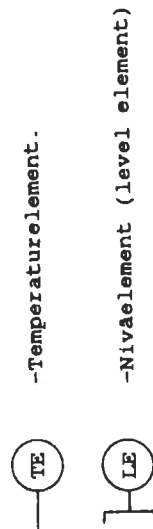


Fig. 6

(Komplett symbolliste på side BL-B3)

og får:

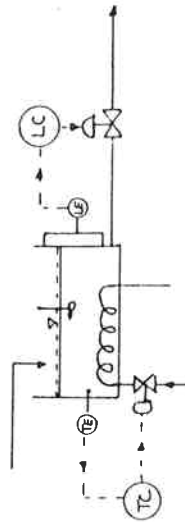


Fig. 7

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).

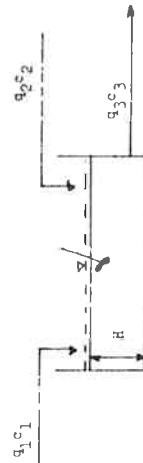


Fig. 8

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 oppsettningen 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

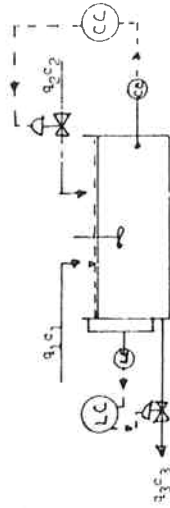


Fig.10

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.

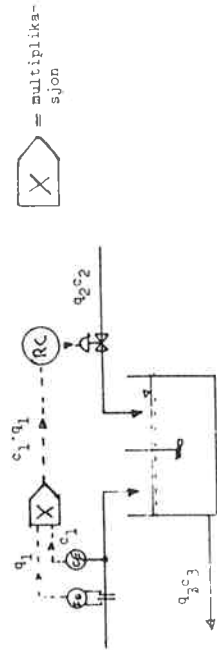


Fig. 11

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:

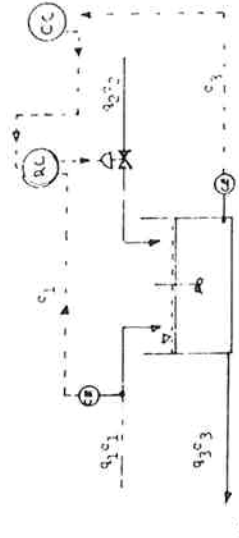


Fig. 12

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 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:

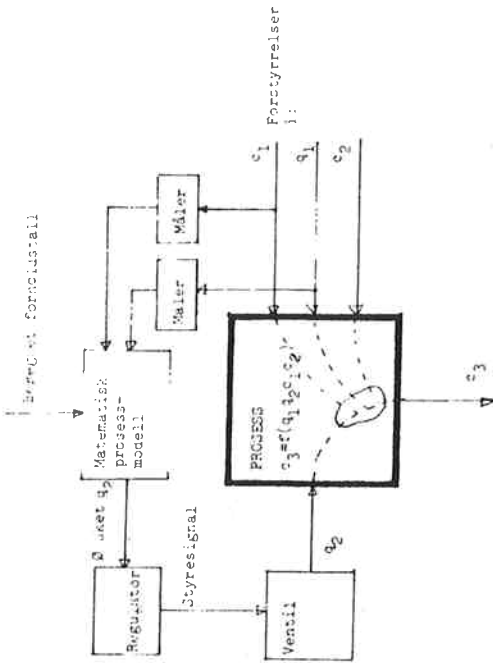


Fig. 13.1

Rent tilbakekoblet system, analogt fig. 10.

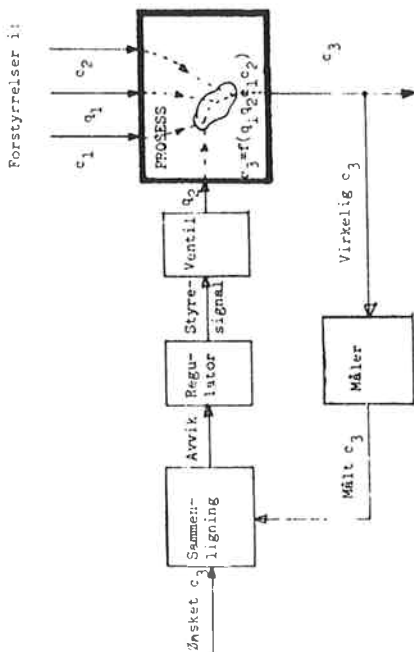


Fig. 13.2

Rent foroverkoblet system, analogt figur 11.

Fig. 13.2
Rent foroverkoblet system, analogt fig. 11.

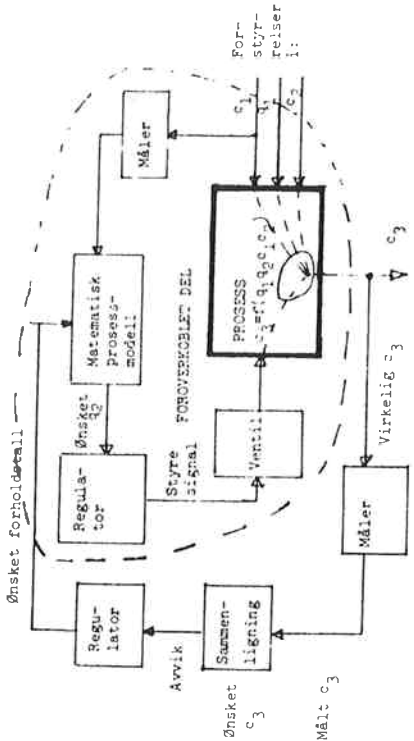


Fig. 13.3

Forover-bakoverkoblet system, analogt fig. 12.

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:

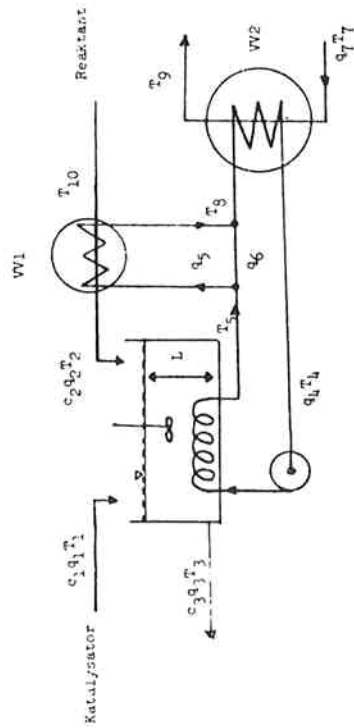


Fig. 14

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	Re	Q	l	e
q_1	0	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	0	0	0	ϵ	-	ϵ		
q_3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	(-0)		
q_4	+1	-	+1?	+	+	+1	+	0	0	0	0	-		
q_6	-	ϵ	(+)	ϵ	+	+1	+	0	0	0	0	ϵ		
q_7	-1	-1	-	-1	-1	-	0	0	0	0	0	-1		
c_1	0	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	ϵ	0	0	0	0	0	ϵ		
T_1	0	(+)	0	(+0)	(+0)	(+0)	0	0	0	0	0	(+0)		
c_2	+1	+	+1	+1	+1	+1	0	0	0	0	0	+		
T_{10}	+	+	(+)	(+1)	+	+1	0	0	0	0	0	+		
T_7	+1	+1	+	+1	+1	+	0	0	0	0	0	+1		
q_2	(- ϵ)	?	+?1	+1	+?1	(+?)1	0	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 vikk-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.

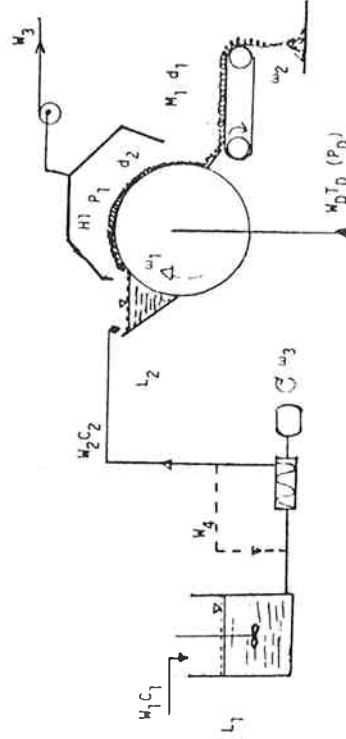


Fig. 17

Oppsettlig av-reguleringsaløvelsede

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:

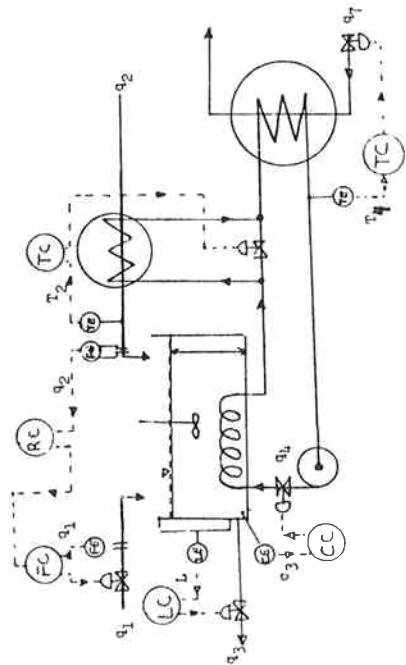


Fig. 16

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	d_2	H_1	P_1	M_1	d_1	
ω_3	0	+	+	-	(+)	(+)	0	(+)	(+)	Regulerbare.
W_4	0	-	-	+	(-)	(-)	0	(-)	(-)	
ω_1	0	0	-	0	0	ϵ	0	+	+	
W_d	0	0	0	0	(-)	+	+	-	(-)	
W_3	0	0	0	0	(-)	-	-	(-)	ϵ	
ω_2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
W_1	0	0	0	+	0	0	0	0	0	Forstyrrelser.
C_1	+	0	0	0	+	(-)	0	-	+	
T_d	0	0	0	0	(-)	+	0	-	(-)	

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 inngå 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:

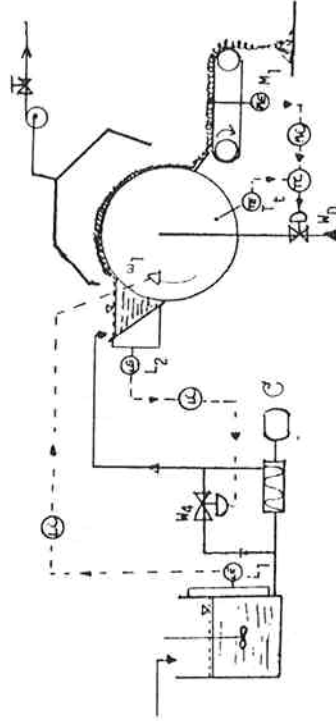


Fig.19

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

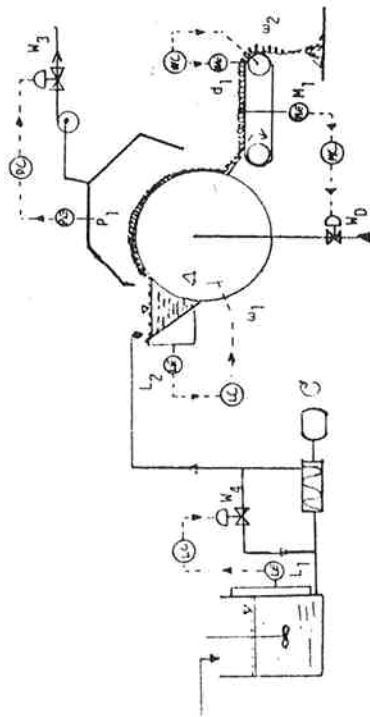


Fig.18

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 avtrekksketten 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, slipfes 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 dampnettlet 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 driftetingselsene 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 tyensynlig 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 tyensynlig 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 L2 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.