

NOV
2005

INTEGREGULERING

Hvorfor regulere?

Til nå: autarkt stationært forhold



→ tid

I praksis aldri stationært:

- Endring i last
- Feilsituasjoner
- Oppstart / nedleggelse
- Groing

Fyrisk: 30% av invest. prosessenes til investering/regulering

Botemidler for styrelser:

I Preventive tiltak

- a) Redusere og tjene forstyrrelser
- b) Disjunkte prosesser som er mindre følsomme for forst. ETS Disturbans som gir store forst.

II Prosessregulering ("Process control")

Gjør inngrep (*) som motvirker effektene av forstyrrelsen

- a) Manuell regulering: krever operator

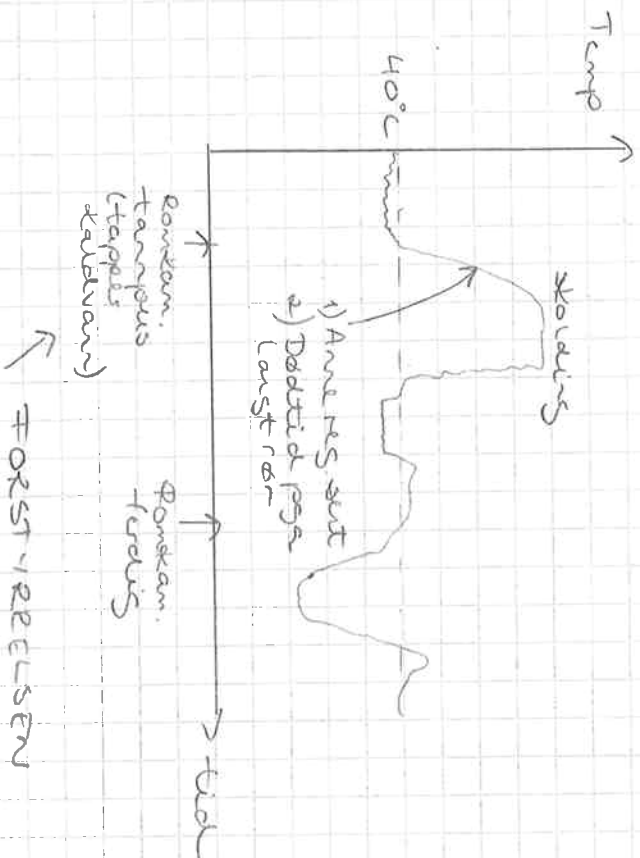
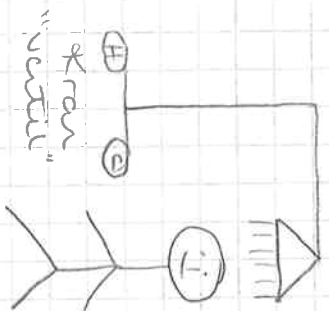
- b) Automatisk regulering (data maskingin)

Føremål: - mindre svingninger

- jevn produksjon
- mindre utslipp
- lavere driftskost.
- større prod.

Flendres stort potensial i industrien

EKS Regulating our Temp i drey



Botemidler:

- I a) Gi vite forstyrrelsen (KR) Kontram
- b) Få egen varmeregulering (KR) Kontram

II Bmlu bedre regulering

- rasere respons
- kortere rør

- To hovedprinsipp for regulering

1) Tilbakekoblet (feedback)

Du måler den ønskede variabelen (utgangs, y) og foretar en

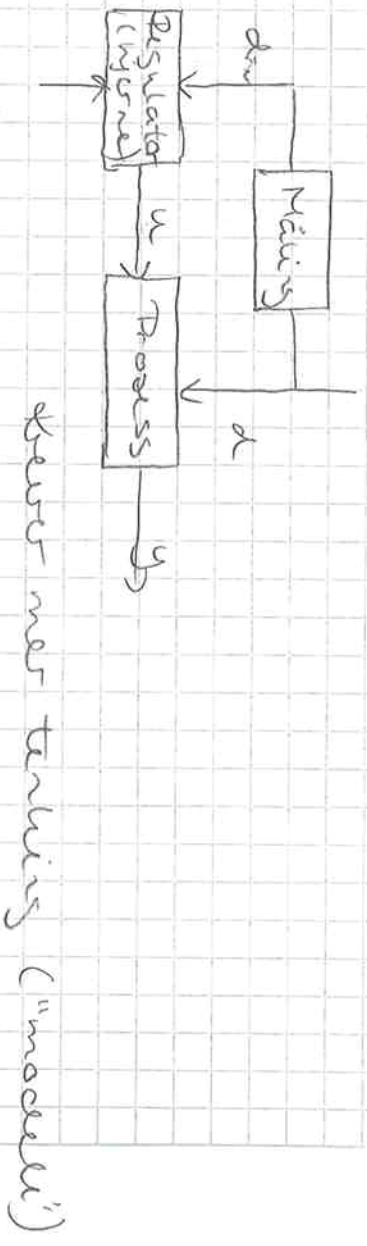
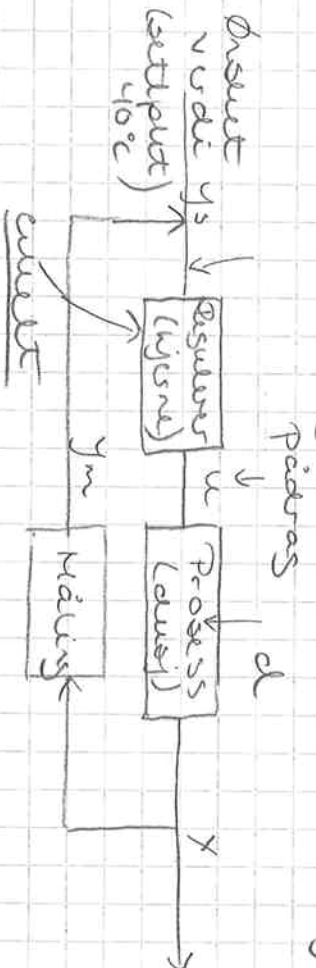
etterjustering med pådrags (u)

Her kalder os varmt vann

2) Føreførehobling ("feedforward")

Den måler forstyrrelsen (d) → Her skal
man
ikke
have
den
selv
og estimerer effekten av d på
utgangen (y) og foretar en justering
med pådragsst (u)

Blockdiagram ("Informasjonsdiagram", signaler)



Tilbakekobling

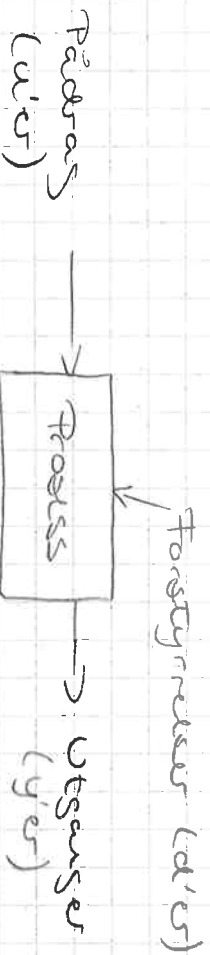
- + sluttkorniserte
- + trenger ikke god prosessmodell (men må vite forstyret)
- + kan si ustabilitet (Mh)
- + krever prosessmålinger (y_m) helst raskt

STØDSTE FEILKORREKTION?

Forskerkøbling

- + Bussing når process har dødtid
- + "Reserver for skælden stiger"
- ÷ Krever god processmodel (forholdene ^{unitar})
- ÷ Følson for udgifter
- ÷ kan system brydes alene

o KLASSIFISERING AV VARIABEL



- Uafh. variable

- Pådrag: Variable vi kan justere
- Forsyninger: Uafh. var. udenfor vår kontrol

- Avh. variable

Avhenger av pådrag og forstyrrelser

* IO klasser

- Primære (resulter) utganger y (med gitt settpunkt y^s)
- Sekundære utganger, y' : Ekstra målinger

- Idé reguleringsystem

Basert på målinger (y_m, y_m', d_m) benyttes pådrags (u) til å motivere forstyrrelser (d) slik at utgangen holder på settpunkt (y_a, y^s)

- Regulator!

Algoritme ← ^{Kyle,} for hvordan dette sjeres

Nå: se mest på strukturen

Dit vil jeg se!!

↑ PROSESSINNSIKT

EKS Duj fortæller

Pådrag: q_c og q_H (km^3/s) (Nersækket og varme var indtastet med utilstændig)

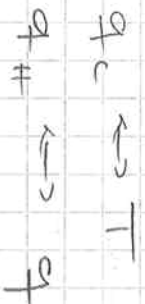
Forsøgsløst: $T_c, T_H +$ værdier vari i

q_c og q_H (lineære nå trykeneriger)

Utgangsp: T og q ("tryk")

Reguleringstruktur til bakkol:

Alt 1.



MEST VANLIG

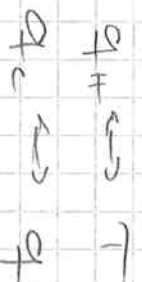
"Ekkelt skifter"

Problem: Interaktion

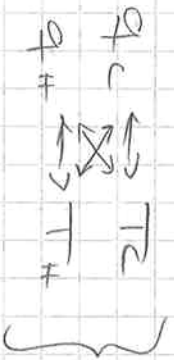
fordi q_c og q_H påvirker

både u_T og q

Alt 2



Alt 3 Multivariable regulering

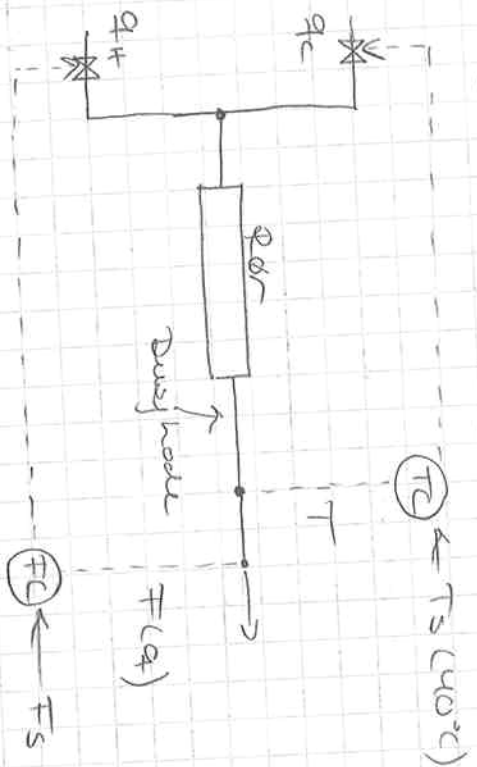


Eks. moderne bakkolort.

$q_H / q_c \leftrightarrow T$

$q_H + q_c \leftrightarrow q$

Flywheel (PID) for level



Process stream

Disturbance : signaler

TC Temp. regulator

C : controller

T : indicator (niveau)

Forstaholstav : three regulators

T : Temp.

F : Flow

L : level (nivå)

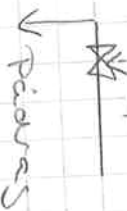
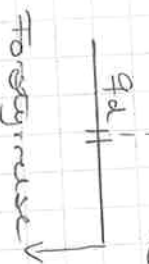
C : composition

- TC
- FC
- LC
- CS

EXS/OPPC 1. QVING

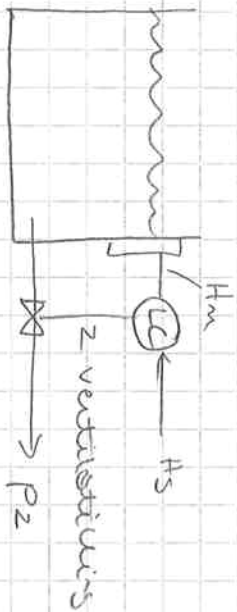
Forholdes mellom

level (os best) for overstrøm



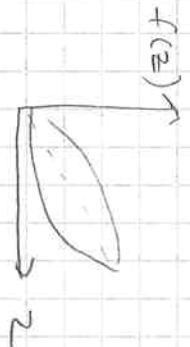
Disturbance for level q/q_d

Karakteristikkene for en ofte på vertikal

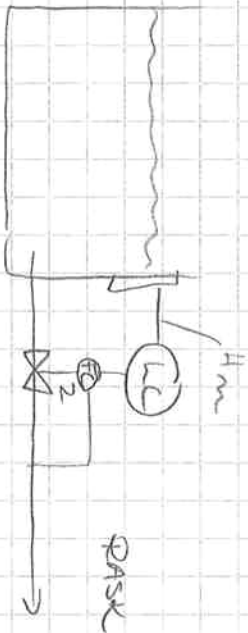


Problem: 1) Nivå endres når p_2 endres

2) Ulinær vertikal karakteristikk



Bedre

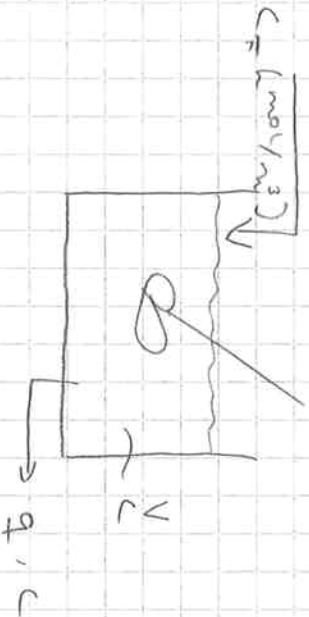


PROSESDYNAMIKK

"Ting tar tid"

- Tidskonstanter τ

q (m^3/s)

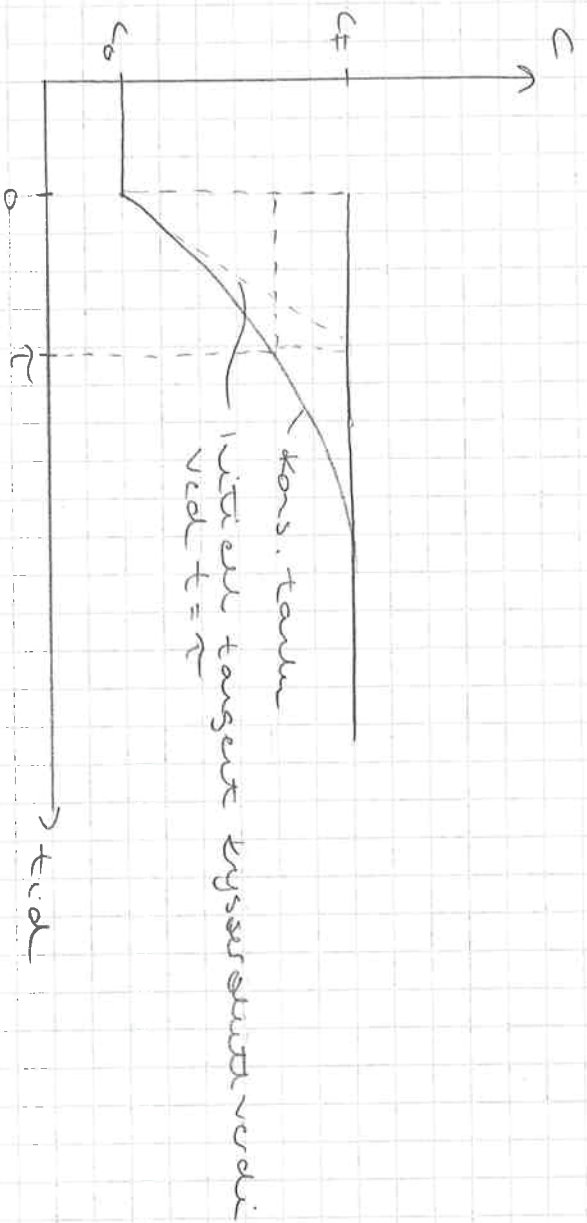


Aktor V konst.
 Perturb. bl.

Initiell ($t < 0$) stabilisert

$$\Rightarrow C = CF$$

Ned $t = 0$: Sprang i p_2
 Hva skjer?



τ - tid til 63% av evling

Utledelse dynamisk ligning for tank:

Bruk dynamisk balanse for total masse [kg/s], komponent masse [mol/s] eller energi [J/s] over kontrollvolumet.

$$\frac{d}{dt}(\text{Behovring}) =$$

Inn - Ut + Tilførsel på
andre måter

- Varme
- Arbeid
- Q andre

For tanken

Behovring = CV [mol]

Inn = $q \cdot C_F$ [mol/s]

Ut = $q \cdot C$ [mol/s]

$$\frac{d}{dt}(CV) = qC_F - qC$$

$$\frac{dC}{dt} = -\frac{q}{V}C + \frac{q}{V}C_F \quad | \quad 1. \text{ ordens}$$

$$\frac{dy}{dt} = -\frac{y}{\tau} + b, \quad \text{generelt}$$

$$y = c$$

$$\tau = \frac{V}{q} \text{ (s)} = \text{oppholdstid}$$

$$b = \frac{q}{V} C \neq$$

- Tidkonst. τ

↳ mål på hvor raskt systemet

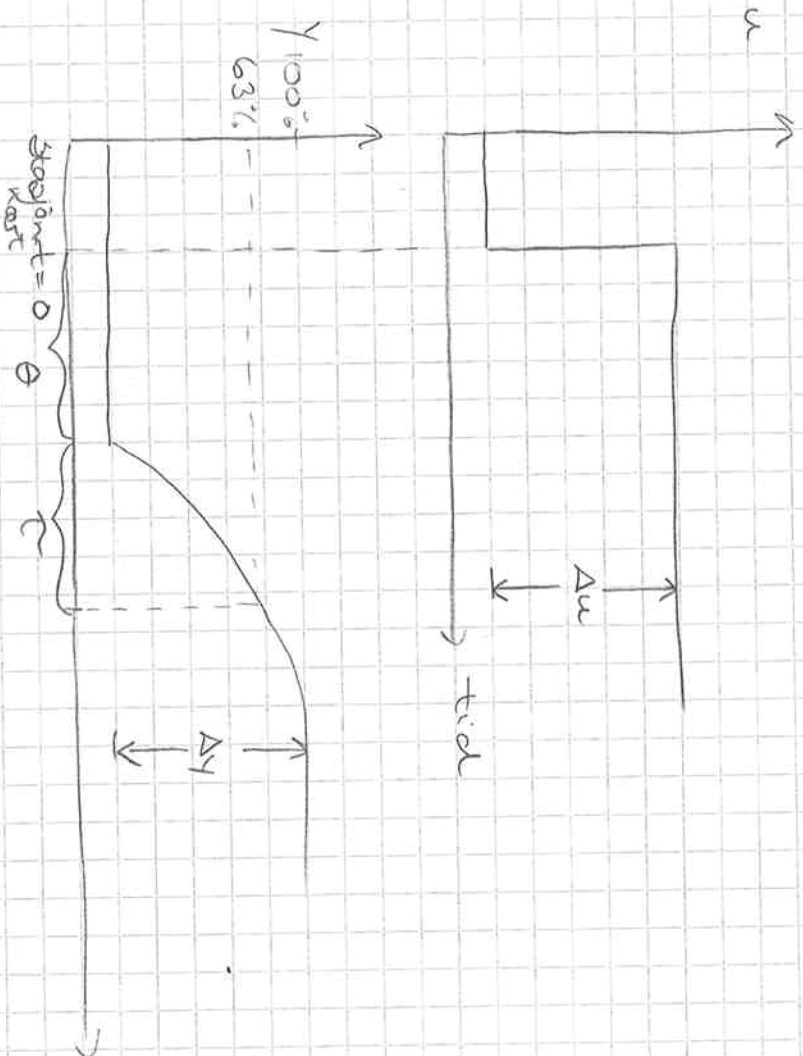
kommer til ny steady state verdi

↳ τ fins ved å svive lign på

formen

$$\frac{dy(t)}{dt} = -\frac{y(t)}{\tau} + b$$

Oppvarmings → prosessrespons



1) Prosessens forsterkning

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{y(\infty) - y(0)}{u(\infty) - u(0)}$$

2) Dødtid θ

θ = "Tid det tar før respons i y"

3) Tiastandard, T

"Värmsiretid för 63% av tot. värmsnes."

$$\Delta y(\theta + \tau) = 0,63 \Delta y(\infty)$$

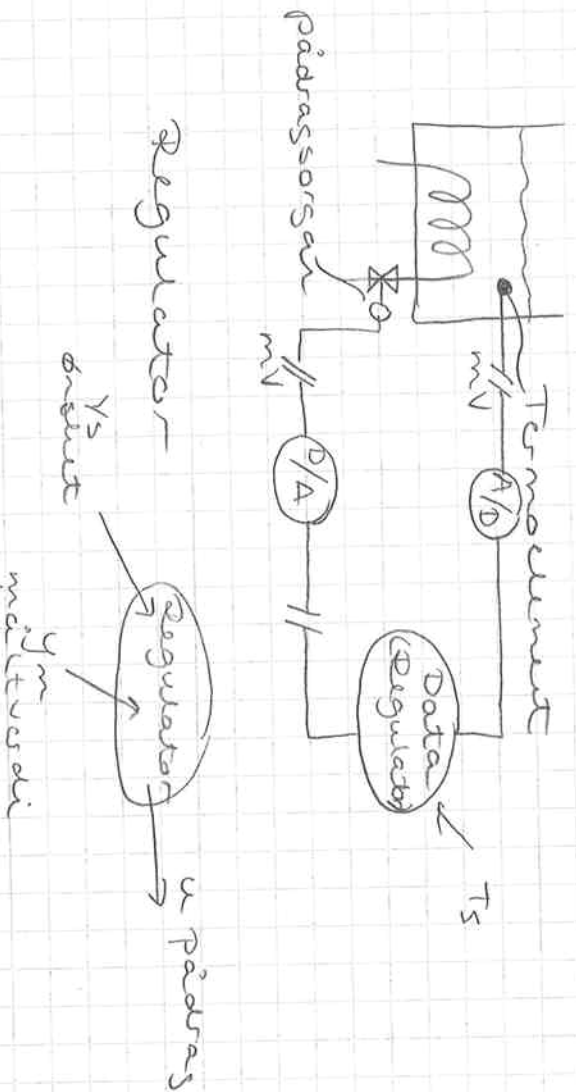
- For good regulating our process should

- * stor följn respon
- * T liten (ledning ^{small response} snabbare fort)
- * θ liten (avslut respon)

REGULERINGSSTRUKTUREN

- Elementer - mätlement
- regulator
- pådragsorgan

Exs. Temperaturreg. i en tank



Öftast: Pådrags funktion - av feilen $e = y_s - y_m$

Regulator bestyr ledning i pådrags $\Delta u = f(e)$

$$u = y_0 + \Delta u$$

↑ "output" "of e "



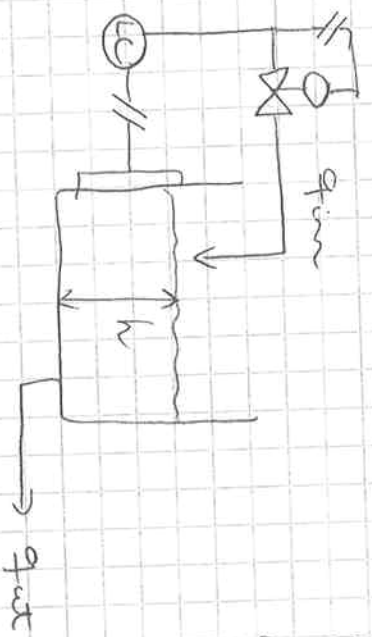
Tilbakekoblet regulerings

Følgelig (vanlig feil)

Brur negativ tilbakekoblet.

⇒ Regulatoren motvirker feil i prosessen

Antar $G \cdot C$ har pos. førtegn

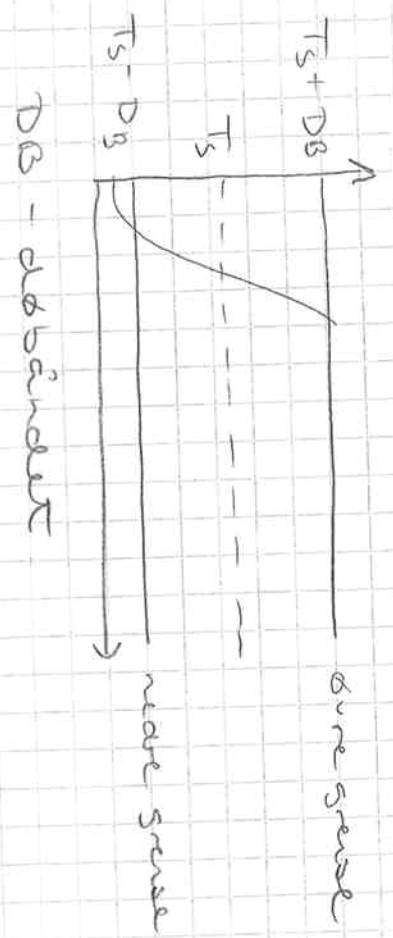


$U = q_{im}$
 $y = v$

$K = \frac{\Delta y}{\Delta u} > 0$ Prosessen har pos. førtegn
 ⇒ negativ tilbakekoblet.

AV-påregulator

$U = 0$ eller $U = U_{max}$



DB - dødtid

