Hovedoppgave utført av Kristin Hestetun
ved Fakultet for kjemi og biologi, Institutt for kjemisk prosessteknologi, NTNU, 1999

"Reguleringsstrategi for Tenessee-Eastman prosessen"

under veiledning av
faglærer professor Sigurd Skogestad og veileder Truls Larsson

SAMMENDRAG

Tennessee Eastmanprosessen er et industrielt testproblem som er et eksempel på en kjemisk reaksjons-/separasjons-/resirkuleringssekvens. Prosessen produserer to produkter og et biprodukt fra fire reaktanter i fire irreversible, væske-gass reaksjoner. Foruten reaktoren består prosessen av en delvis kondensator, en flash-separator, en resirkuleringskompressor og en produktstripper.

Prosessen har totalt 41 målinger og 12 manipulerbare variable tilgjengelig for overvåkning og regulering av prosessen. Etter at spesifikke reguleringskrav til drift og produkt er oppfylt, er det totalt sju frihetsgrader igjen som kan benyttes til optimalisering av prosessen.

I denne hovedoppgaven er det, med utgangspunkt i teorien om selvoptimaliserende regulering, vurdert ulike kombinasjoner av variable som kan være aktuelle kandidater for regulering ved konstant settpunkt. Ulike kombinasjoner av variable er vurdert på bakgrunn av hvordan driftskostnadene som funksjon av variasjon i de enkelte variable varierer rundt optimalpunktet. Effekten av variasjon i produksjonsrate og ulike forstyrrelser er vurdert for de kombinasjonene av variable som hadde flatest kostandsfunksjon rundt optimalpunktet.

Det er tatt utgangspunkt i at reaktortemperaturen, væskenivået i reaktoren, resirkuleringsventilen og damptilførselen til stripperen er optimale for beskrankningene til prosessen, slik at disse variablene kan reguleres ved konstant settpunkt lik de beskrankede verdier.

Resultatene tyder på at kombinasjoner med molprosent av komponent C i purgestrømmen, en temperatur og molprosent av komponent A eller E i reaktorføden eller purgestrømmen gir bra resultater. Aktuelle temperaturer å regulere er reaktortemperaturen, separatortemperaturen eller temperaturen til kjølevannet i reaktoren. Det er generelt vanskelig å skille klart mellom ulike kombinasjoner av disse variablene uten å utføre videre studier.

INNHOLDSFORTEGNELSE

1 INNLEDNING

Denne hovedoppgaven er utført ved institutt for kjemisk prosessteknologi ved fakultet for kjemi og biologi ved NTNU i Trondheim i perioden 1.september -15. desember 1999. Oppgaven er utført under ledelse av faglærer professor Sigurd Skogestad og veileder dr.ing.stipendiat Truls Larsson.

1.1 BAKGRUNN

I en kjemisk industriell prosess velger man vanligvis å regulere flere variable en det som er nødvendig for å stabilisere prosessen og oppfylle de spesifiserte drifts- og produktkrav. Eventuelle ekstra frihetsgrader kan benyttes til optimalisering av prosessen slik at man får mest mulig lønnsom drift som funksjon av forstyrrelser i prosessen.

Ulike fremgangsmåter kan benyttes for å identifisere den optimale reguleringsstrukturen. Med utgangspunkt i teorien om selvoptimaliserende regulering (Skogestad, 1999) vurderes det i denne oppgaven alternative sett med variable for Tennessee Eastman prosessen som regulert ved konstant settpunkt, vil gi akseptable tap i fohold til de virkelige optimale verdier for de ulike forstyrrelsene og settpunktendringene i prosessen.

Tennesseee Eastman problemet presenteres av Downs og Vogel (1993) og skal være basert på en virkelig industriell prosess. Problemet blir angitt å være et realistisk testproblem som er godt egnet til ulike formål innen prosessregulering. Prosessen har vært temaet for flere artikler og arbeider i de senere årene. Flere forfattere, blant annet McAvoy og Ye, Lyman og Georgakis, Price et al., Luyben og Ricker, presenterer ulike reguleringsstrukturer og algoritmer for utvikling av regulerinssystemer for prosessen. De fleste av disse arbeidene fokuserer på fremgangsmåter for utvikling av reguleringsstrukturer som gir god respons for ulike forstyrrelser og settpunktsendringer.

1.2 TIDLIGERE ARBEIDER

McAvoy og Ye (1994, 1995) og Ye et al. (1995) presenterer et desentralisert PID-reguleringssystem for Tennessee Eastman prosessen. Problemet dekomponeres i fire trinn basert på den relative hastigheten til reguleringsløkkene. De raskeste løkkene, strømnings- og temperaturløkker, lukkes lukkes først, etterfulgt av nivå og trykk løkker. Sammensetningsløkker er de tregeste og lukkes til slutt. Stasjonære analyseverktøy som RGA, Niederlinski indeksen og effekten av ulike forstyrrelser studeres for å velge mellom alternative stukturer. Dynamiske simuleringer gjennomføres for de mest lovende alternativene.

Lyman og Georgakis (1995) og Price et al. (1994) vurderer flere reguleringsstrukturer for Tennessee Eastmanprosessen. De tar utgangspunkt i den primære prosessveien fra fødestrømmene av råmaterialer gjennom reaktoren, kondensatoren, separatoren og ut med bunnstrømmen i stripperen. Pådraget som regulerer produksjonsraten plasseres i sentrum av den primære prosessveien. Regulatorene som regulerer temperatur, væseknivå i reaktor, separator og stripper og sammensetninger plasseres så i forhold til denne produksjonsrateregulatoren. Lyman og Georgakis regulerer ikke reaktortrykket

Ricker (1995, 1995a, 1995b, 1996) har gjort flere grundige studier av prosessen. Han gir blant annet optimale verdier for stasjonær drift for alle de seks produksjonsalternativene foreslått av Downs og Vogel (1993). Ricker viser til at den originale prosessmodellen kan være vanskelig å løse og presenterer en forenklet dynamisk modell som reproduserer de viktigste særtrekkene ved prosessen uten å innføre unødige detaljer. Ricker (1996) presenterer en desentralisert reguleringsstruktur for Tennesseee Eastmanprosessen som gir gode resultater.

Luyben (1996) presenterer en enkel reguleringsstruktur for Tennessee Eastman prosessen med utgangspunkt i ønsket om effektiv regulering av produksjonsraten. Produksjonsraten reguleres av strømningsventilen i bunnstrømmen fra stripperen og nivåregulatorer plasseres slik at de har retning motsatt av prosess-strømmen. Elles benyttes vanlige huskeregler og fornuftig sans ved deign av reguleringssystemet.

Tyreus (1999) tar utgangspunkt i termodynamiske relasjoner og lokaliserer de dominerende variable i prosessen ut fra energibetrakninger. Med utgangspunkt i de dominerender variable designes en delvis reguleringsstruktur. Resterende regulatorer (trykk, temepratur, sammensetninger) bestemmes deretter.

2 PROSESSBESKRIVELSE

Prosessbeskrivelsen er hentet fra Downs og Vogel (1993).

2.1 GENERELT

Tennessee Eastman prosessen er et eksempel på en kjemisk prosess der to produkter, G og H, samt et biprodukt, F, blir produsert fra fire reaktanter, A, C, D og E. Prosessen krever samkjøring av fem prosessenheter; en tofase reaktor, et gass-separasjon/resirkuleringssystem med en delvis kondensator, en flash-separator og en resirkuleringskompressor og en produkt-stripper. Figur 2.1 viser flytskjema av prosessen som gitt av Downs og Vogel (1993).

Fødestrømmene 1, 2 og 3 tilfører henholdsvis reaktantene A, D og E i gassform til prosessen. Fødestrøm 4 inneholder en blanding av komponentene A og C samt små mengder av en inert komponent B. Fødestrøm 1-3 blandes med resirkulasjonsstrømmen fra separatoren og stripperen og tilføres reaktoren der komponentene A, C, D og E i gassform reagerer og danner væskeproduktene G og H og biproduktet F i de fire irreversible, eksoterme væske/gass reaksjonene gitt nedenfor.

$$A(g) + C(g) + D(g) \rightarrow G(liq) \tag{2.1}$$

$$A(g) + C(g) + E(g) \rightarrow H(liq) \tag{2.2}$$

$$A(g) + E(g) \rightarrow F(liq) \tag{2.3}$$

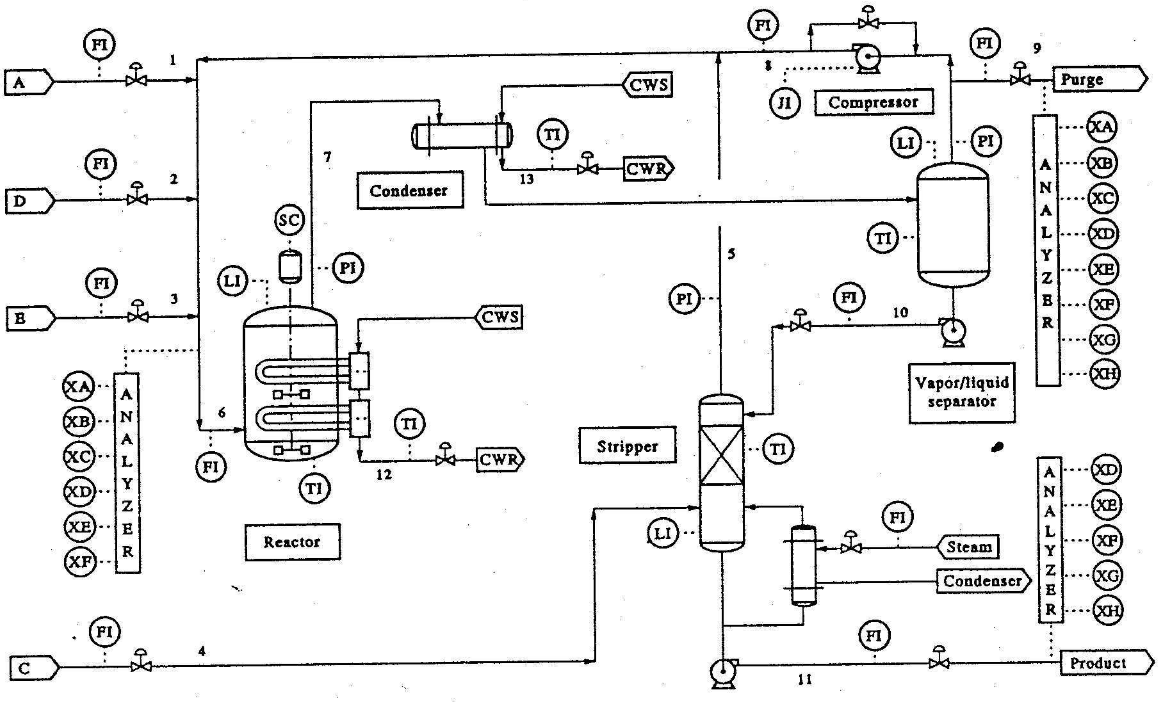
$$3D(g) \rightarrow 2F(liq) \tag{2.4}$$

Reaksjonene skjer i gassfase og blir katalysert av en ikke-flyktig katalysator som er løst i væskefasen. Detaljer om reaksjonskinetikken for prosessen er ikke gitt, men reaksjonshastighetene avgis å være temperaturavhengige gjennom et Arrhenius-uttrykk og tilnærmet første orden med hensyn på partialtrykket til reaktantene. Produksjon av produkt G er mest sensitiv overfor temperaturen da denne reaksjonen har høyest aktiveringsenergi.

Ingen væskestrøm forlater reaktoren. En del av energien som blir frigitt under de eksoterme reaksjonenene går med til å fordampe væskeproduktene G, H og F som forlater reaktoren som gass sammen med ureagerte reaktanter. Overflødig energi fjernes fra reaktoren gjennom en innvendig kjølespiral.

Gasstrømmen fra reaktoren passerer gjennom produktkondensatoren der mesteparten av de minst flyktige komponentene kondenseres. Komponenter som fremdeles er i gassform, for det meste ureagerte reaktanter, blir flashet av i en væske-gass separator og resirkulert tilbake til reaktoren gjennom en resirkuleringskompressor. Bunnstrømmen fra separatoren strippes med fødestrøm 4 for å fjerne ytterligere små mengder D og E fra produktstrømmen. Gass-strømmen fra stripperen blir kombinert med resirkulasjonstrømmen fra kompressoren og ført tilbake til reaktoren sammen med frisk føde. Væskestrømmen fra stripperen inneholder nå hovedsaklig produktene G og H. Denne strømmen går videre inn i et nedstrøms separasjonsanlegg som ikke er behandlet i dette problemet.

Mengden av den inerte komponenten B, biprodukt F og et eventuelt overskudd av andre komponenter i systemet blir hovedsaklig regulert ved avtapp fra resirkulasjonstrømmen fra separatoren.



Figur: 2.1 Flytskjema for Tennessee Eastman prosessen (Downs og Vogel, 1993)

2.2 MANIPULERBARE VARIABLE OG MÅLINGER

Prosessen har totalt 12 manipulerbare variable, *u*, og 41 målinger, *y*, som er tilgjengelig for overvåkning og regulering. Pådrag og målinger er markert i figur 2.1

De 12 manipulerbare variablene er 11 ventiler som regulerer strømningsmengde i tillegg til rørehastigheten i reaktoren. De manipulerbare variable er gitt i tabell 2.1.

Tabell: 2.1 Manipulerbare variable

Variabel navn	*Variabelnummer*	*Nedre grense (0%)*	*Øvre grense (100%)*	*Enheter*
Fødestrøm komponent D (strøm 2)	u_1	0	5811	kg/h
Fødestrøm komponent E (strøm 3)	u_2	0	8354	kg/h
Fødestrøm komponent A (strøm 1)	u_3	0	1,017	kscmh
Fødestrøm komponent A+C (strøm 4)	u_4	0	15,25	kscmh
Kompressor resirkuleringsventil	u_5	0	100	%
Purge ventil (strøm 9)	u_6	0	100	%
Separator bunn-strøm (strøm 10)	u_7	0	65,71	m^3/h
Stripper produktstrøm (strøm 11)	u_8	0	49,10	m^3/h
Stripper dampventil	u_9	0	100	%
Strøm av kjølevann til reaktoren	u_{10}	0	227,1	m^3/h
Strøm av kjølevann til kondensatoren	u_{11}	0	272,6	m3/h
Rørehastigheten i reaktoren	u_{12}	150	250	rpm

Pådragene spesifiseres i modellen som prosent av maksimal verdi og kan ha verdier mellom 0 og 100. Brukeren kan manipulere disse variablene utenfor 0-100 området, men modellen vil da begrense effekten til 0 eller 100%

Prosessmodellen regner ut 41 målte variable. Disse er gitt i tabell 2.2 og 2.3.

Tabell: 2.2 Kontinuerlige prosessmålinger

Variabel navn	*Variabel nummer*	*Enheter*
A føde (strøm 1)	y_1	kscmh
D føde (strøm 2)	y_2	kg/h
E føde (strøm 3)	y_3	kg/h
A og C føde (strøm 4)	y_4	kscmh
Resirkuleringsstrøm (strøm 8)	y_5	kscmh
Fødehastighet til reaktoren (strøm 6)	y_6	kscmh
Reaktortrykk	y_7	kPa
Væskenivå i reaktoren	y_8	%
Reaktor temperatur	y_9	°C
Purge rate (strøm 9)	y_{10}	kscmh
Separator temperatur	y_{11}	°C
Væskenivå separator	y_{12}	%
Separator trykk	y_{13}	kPa
Væskestrøm fra separator (strøm 10)	y_{14}	m^3/h
Væskenivå stripper	y_{15}	%
Stripper trykk	y_{16}	kPa
Væskestrøm fra stripper (strøm 11)	y_{17}	m^3/h
Stripper temperatur	y_{18}	°C
Damptilførsel til stripper	y_{19}	kg/h
Kompresjonsarbeid	y_{20}	kW
Temperaturen til kjølevannet ut av reaktoren	y_{21}	°C
Temperaturen til kjølevannet ut av kondensatoren	y_{22}	°C

Tabell: 2.3 Diskontinuerlige prosessmålinger

Variabel navn	*Variabel nummer*	*Enheter*
Komponent A i reaktorføde	y_{23}	mol%
Komponent B i reaktorføde	y_{24}	mol%
Komponent C i reaktorføde	y_{25}	mol%
Komponent D i reaktorføde	y_{26}	mol%
Komponent E i reaktorføde	y_{27}	mol%
Komponent F i reaktorføde	y_{28}	mol%
Komponent A i purgestrøm	y_{29}	mol%
Komponent B i purgestrøm	y_{30}	mol%
Komponent C i purgestrøm	y_{31}	mol%
Komponent D i purgestrøm	y_{32}	mol%
Komponent E i purgestrøm	y_{33}	mol%
Komponent F i purgestrøm	y_{34}	mol%
Komponent G i purge strøm	y_{35}	mol%
Komponent H i purgestrøm	y_{36}	mol%
Komponent D i produktstrøm	y_{37}	mol%
Komponent E i produktstrøm	y_{38}	mol%
Komponent F i produktstrøm	y_{39}	mol%
Komponent G i produktstrøm	y_{40}	mol%
Komponent H i produktstrøm	y_{41}	mol%

Konsentrasjonsmålingene y_{23}-y_{36} måles hver 0.1 time og har en tilsvarende dødtid. Variablene y_{37}-y_{41} måles hver 0.25 time og har en dødtid på 0.25 timer.

Downs og Vogel (1993) gir verdier for u og y for en løsning av problemet ved produksjon av 7038 kg G/h og 7038 kg H/h. Denne løsningen omtales i resten av oppgaven som Downs og Vogels base case. Verdiene presentert av Downs og Vogel er derimot ikke optimale. Ricker (1995) gir optimal løsning for Downs og Vogel base case. Denne løsningen omtales som Rickers optimale base case.

Rickers optimale base case verdier er gitt i bilag A.

2.3 KRAV TIL REGULERINGEN

2.3.1 Drift

På grunn av sikkerhet og begrensninger ved produksjonsutstyret må en del viktige variable, blant annet reaktortrykk og -temperatur og væskenivå i reaktor, separator og stripper, holdes innenfor gitte grenser. Lovlig variasjonsområde for disse variablene gitt i tabell 2.4. Dersom variablene overskrider de angitte shut-down grensene vil prosessen automatisk stenges av.

Tabell: 2.4 Beskrankninger knyttet til driftsvariable

Prosess variable	*Normal drift*		*Shut down*	
	Nedre grense	*Øvre grense*	*Nedre grense*	*Øvre grense*
Reaktor trykk, y_7	———	2895 kPa	———	3000 kPa
Reaktor væskenivå, y_8	50% ($11.8\ m^3$)	100% ($21.3\ m^3$)	$2.0\ m^3$	$24.0\ m^3$
Reaktor temperatur, y_9	———	150 °C	———	175°C
Separator væskenivå, y_{12}	30% ($3.3\ m^3$)	100% ($9.0\ m^3$)	$1.0\ m^3$	$12.0\ m^3$
Stripper væskenivå, y_{15}	30% ($3.5\ m^3$)	100% ($6.6\ m^3$)	$1.0\ m^3$	$8.0\ m^3$

2.3.2 Produktkrav

Produktsammensetning er normalt diktert av markedsetterspørsel. Down og Vogel foreslår tre ulike produktsammensetninger som prosessen skal kunne produsere. Produktsammensetning er spesifisert ved vektforholdet mellom G og H i produktstrømmen (str.11). I denne oppgaven er det kun sett på produksjon av 50/50 vektforhold mellom G og H.

Produksjonsraten bestemmes av markedsetterspørsel og driftsavgrensinger og er gitt som antall kg produkt produsert pr. time. I denne oppgaven er det tatt utgangspunkt i 7038 kg G eller H produsert pr time.

Produktstrømmen som forlater prosessen går inn i en nedstrøms destillasjonsprosess som er følsom for variasjoner i produksjonsmengde og produktsammensetning. Den endelige reguleringsstrukturen bør derfor redusere nedstrøms variasjon i produksjonsrate og produktkvalitet som funksjon av ulike forstyrrelser.

2.3.3 Forstyrrelser

Fødestrømmene til Tennessee Eastman prosessen er produkter fra andre prosesser i fabrikken og vil være utsatt for forstyrrelser i varierende grad på grunn av endrede driftsbetingelser i disse prosessene. Spesielt strøm 4 (fødestrøm av komponent A+C), men også strøm 1 (føde av komponent A) og strøm 2 (føde av komponent D) vil oppleve variasjoner i strømningsrate, temperatur eller sammensetning av ulike slag.

Da prosessen vil måtte operere med ulike produktsammensetninger og produksjonsrater, må reguleringssystemet kunne håndtere en del settpunktsendringer.

Downs og Vogel (1993) foreslår en del settpunktsendringer og forstyrrelser som reguleringsstrategien bør håndtere. I denne oppgaven er det kun tatt hensyn til variasjon i produksjonsrate, samt forstyrrelsene 1-7 i tabell 8, Downs og Vogel (1993). Disse forstyrrelsene kan slås av og på i programkoden og er gjengitt i tabell 2.5

Tabell: 2.5 Forstyrrelser

Variabel nummer	*Prosess variabel*	*Type*
d_1	Endring i A/C fødesammensetning, konstant molfraksjon B (strøm 4)	Sprang
d_2	Endring i molfraksjon B, konstant fødeforhold A/C (strøm 4)	Sprang
d_3	Endring i temperaturen til føde av komponent D (strøm 2)	Sprang
d_4	Endring i temperaturen til kjølevannet inn i reaktoren	Sprang
d_5	Endring i temperaturen til kjølevannet inn i kondensatoren	Sprang
d_6	Tap av fødestrøm A (strøm 1)	Sprang
d_7	“C header pressure loss”, redusert tilgang (strøm 4)	Sprang

3 OPTIMALISERING

Tennesse Eastman prosessen har flere regulerbare variable enn det som trengs for å holde prosessen innenfor lovlig driftsområde og oppnå ønsket produksjonsrate og produktkvalitet. Disse ekstra frihetsgradene gjør det mulig å optimalisere prosessen.

3.1 DRIFTSKOSTNADER

Downs og Vogel (1993) presenterer en kostnadsfunksjon, J, som gir driftskostandene for prosessen.

Totale driftskostnader =
Tap av reaktanter og produkter i purgestrømmen + tap av reaktanter og biprodukt F i produktstrømmen + kompresjonskostnader + dampkostnader

Driftskostnadene påvirkes hovedsaklig av tap av råmaterialer fra prosessen. Ved Downs og Vogel "base case" er 2/3 av kostnadene knyttet til tap av reaktanter og produkter i purgestrømmen.

Ricker (1995) gir kostnadsfunksjonen på følgende form:

$$
\begin{aligned}
J = {} & 0{,}0536 \cdot y_{20} + 0{,}0318 \cdot y_{19} \\
& + 0{,}44791 \cdot y_{10} \cdot [2{,}209 \cdot y_{29} + 6{,}177 \cdot y_{31} \\
& + 22{,}06 \cdot y_{32} + 14{,}56 \cdot y_{33} + 17{,}89 \cdot y_{34} + 30{,}44 \cdot y_{35} + 22{,}94 \cdot y_{36}] \\
& + 4{,}541 \cdot x_{46} \cdot [0{,}2206 \cdot y_{37} + 0{,}1456 \cdot y_{38} + 0{,}1789 \cdot y_{39}]
\end{aligned}
$$

3.2 FRIHETSGRADER FOR OPTIMALISERING VED STASJONÆRTILSTAND

Tennessee Eastman prosessen har totalt $N_m = 12$ manipulerbare variable. Dette 11 ventiler som regulerer strømningsrate og rørehastigheten i reaktoren. Tallet på frihetsgrader ved stasjonærtilstand, N_u, er mindre enn dette. Skogestad (1999) gir antall frihetsgrader ved stasjonærtilstan lik

$$N_u = N_m - N_0$$

der N_0 er antall variable som må reguleres som ikke har effekt på kostnadsfunksjonen ved stasjonærtilstand. For Tennessee Eastmanprosessen gjelder dette væskenivået i separatoren, y_{12}, og i stripperen, y_{15}. To manipulerbare variable må brukes for å regulere disse to væskenivåene og $N_u = 10$.

Rørehastigheten i reaktoren virker kun inn på varmeoverføringskoeffisienten i reaktoren og har ingen effekt på masseoverføring og reaksjonshastighet. En økning i rørehastighet vil ha samme effekt som en økning i mengde kjølevann tilført. For å maksimere kjølepotensiale, settes rørehastigheten på maksimalverdi lik 100%.

Produksjonsrate og forholdet mellom antall kg G og H produsert må reguleres i forhold til krav gitt i produktspesifikasjonene. Minst to pådrag må benyttes til å regulere disse variablene.

Dette gir totalt sju frihetsgrader tilgjengelig for optimalisering.

3.3 SELVOPTIMALISERENDE REGULERING

Tennessee Eastmanprosessen har totalt 41 målinger og 12 manipulerbare variable som kan benyttes til overvåkning og regulering av prosessen. Med sju frihetsgrader tilgjengelig for optimalisering, ønsker man å velge kombinasjoner av variable som skal reguleres som gir best mulig økonomisk utbytte som funksjon av de ulike forstyrrelser i prosessen.

Skogestad (1999) argumenterer for at man skal velge å regulere variable slik at man oppnår akseptabel drift med konstant settpunkt for de regulerte variable. Akseptabel drift defineres her som at tapet i forhold til den virkelige optimale verdien ved gitt driftstilstand er akseptabelt.

Driftskvaliteten til prosessen defineres matematisk ved kostnadsfunksjonen, J, som vi ønsker å minimere ved de gitte driftsforhold.

$$\min_{u} J(x, u, d) \tag{3.1}$$

gitt beskrankningene

$$g(u, d) \leq 0 \tag{3.2}$$

For et gitt sett av forstyrrelser, d, kan vi finne den optimale verdien, $J(u(d)_{opt}, d)$

Generelt ved tilbakereguleringsløkker der man regulerer variable, y_i, ved konstant settpunkt, y_{si}, vil man ikke oppnå optimal drift på grunn av settpunkts- og implementeringsfeil. Tapet, L, vil her være forskjellen mellom kostnadene ved den aktuelle reguleringsstrategien og den virkelige optimale verdien som funksjon av gitt forstyrrelse, d,

$$L(u, d) = J(u, d) - J(u(d)_{opt}, d) \tag{3.3}$$

Størrelsen på L er avhengig av hvilken reguleringsstrategi som benyttes. Ved selvoptimaliserende regulering, ønsker man derfor å identifisere et sett av variable y_i som gir minst mulig tap ved konstant settpunkt for de regulerte variable.

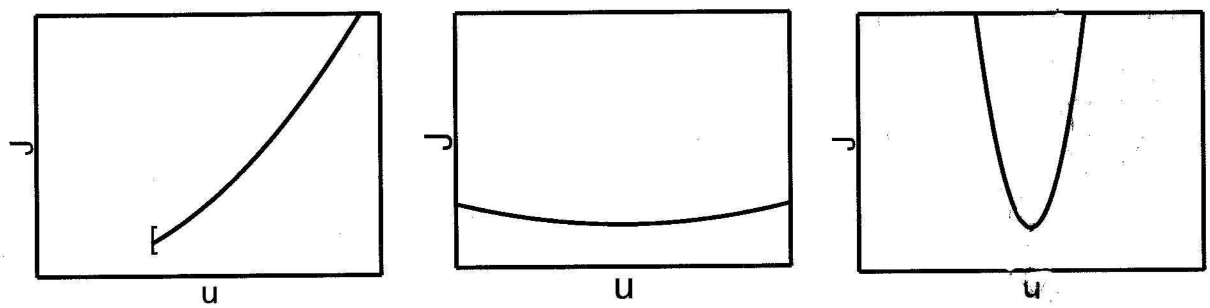
$$\min_{u} L(u, d) \tag{3.4}$$

gitt beskrankningene

$$g(u, d) \leq 0 \tag{3.5}$$

For at settpunktfeilen, $y_{si} - y_{si}(d)_{opt}$, skal bli minst mulig, bør man velge å regulere variable der optimalverdien varierer lite som funksjon av forstyrrelsene i prosessen. I tillegg ønsker man å velge variable som enkelt kan måles og holdes på det aktuelle settpunktet slik at implementeringsfeilen, $y_i - y_{si}$, blir så liten som mulig.

Generelt har du tre typer problemer ved implementering av den optimale løsningen. Dette er illustrert i figur 3.1.



a) b) c)

Figur: 3.1 Implementering av optimal løsning (Skogestad, 1999)

a) <u>Beskranket optimum</u>. Dette er tilfellet når minimum kostnader er gitt for variable på maksimum eller minimumsnivå. Dette gjelder både *u* og *y*. Dersom dette er tilfellet, velger man å regulere den beskrankede variablen.

b) <u>Ubeskranket flatt optimum</u>. Kostnadsfunksjonen er lite sensitiv overfor endringer i den regulerte variablen, *y* eller pådraget, *u*. Selv en relativt stor feil i *y*, vil gi små tap i forhold til optimalverdien. Dette er det ideelle tilfellet dersom man ikke har et beskranket optimum.

c) Ubeskranket skarpt optimum. Små endringer i y (eller u) fører til store utslag på kostnadsfunksjonen, J. Disse variablene er lite gunstige å regulere ved konstant settpunkt, og man ønsker å finne kandidater der kostandsfunksjonen har et flatere optimum.

Generelt bør en god kandidat for regulering ved konstant settpunkt ha følgende egenskaper:

* Optimalverdien bør være lite følsom overfor forstyrrelser slik at settpunktfeilen liten.
* Variablen bør være lett å måle og regulere nøyaktig slik at implementeringsfeilen blir liten.
* Verdien til variablen bør være sensitiv ovenfor endringer i den manipulerbare variablen, u, slik at en liten justering av u får store konsekvenser for verdien til y.
* I tilfeller der to eller flere variable reguleres, bør variablene ikke være for nært korrelert.

Ricker (1995) hevder at optimale driftsforhold ved stasjonærtilstand for Tennessee Eastman prosessen er gitt ved stengt resirkuleringsventil og ingen damptilførsel til stripperen. Det er dessuten optimalt å drive prosessen ved høyest mulig reaktortrykk og minst mulig væskenivå i reaktoren. Dersom resirkuleringsventilen, u_5, og damptilførselen, u_9, stenges, og reaktor trykk, y_7, og væskenivå, y_8, holdes henholdsvis så høyt og lavt som mulig, er det 3 frihetsgrader igjen som kan benyttes til videre optimalisering av prosessen. Dette gir tre variable som må velges for regulering ved konstant settpunkt.

4 MODELL

4.1 DOWNS OG VOGELS ORIGINALE MODELL

Downs og Vogel (1993) presenterer flytskjema, masse- og energibalanse for base case, en del fysikalske egenskaper og kvalitativ informasjon om reaksjonskinetikk, men gir ingen detaljert mekanistisk beskrivelse av prosessmodellen. Prosessen er kodet inn i et sett av komplekse Fortran subrutiner som fungerer som prosess-modell og beskriver de ikke-lineære sammenhengene mellom enhetsoperasjoner, material- og energibalanser. I denne Fortran-koden er modellen beskrevet på følgende form:

$$\frac{d}{dt}\mathbf{x} = \dot{\mathbf{x}}(t) = \mathbf{f}(\mathbf{x}, \mathbf{u}, t) \tag{4.1}$$

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{h}(\mathbf{x}, t) \tag{4.2}$$

der ***x***(t) er en vektor med 50 tilstandsvariable
u(t) er en vektor med 12 manipulerbare variable (pådrag)
y(t) er en vektor med 41 målte utgangsvariable
f og ***h*** er ikke-lineære vektorfunksjoner

Funksjonen ***f*** er implisitt og modellerer multikomponent likevekt i reaktor, stripper og separator under varierende temperatur, trykk og sammensetning. Funksjonen er avhengig av *t* fordi koden inneholder forstyrrelser som varierer med tiden. Disse forstyrrelsene kan slås av og på i programkoden. Funksjonen ***h*** er også implisitt og inkluderer tilfeldig målestøy som varierer med tiden *t*. Når *t*=0 er målestøyen lik null og man kan se de virkelige verdiene til de målte variable ***y*** for gitt ***x***.

Ved hjelp av en integrasjonsrutine og kjente startverdier for ***x***-, ***u***-, ***y***-vektor og forstyrrelsene ***d***, kan man numerisk integrere seg frem til prosessmålinger *y(t)* og de deriverte *dx/dt* for gitt *t*.

4.2 PROGRAMKODE

Ricker, N., L. presenterer et utvalg Matlab-koder for Tennessee Eastman prosessen på sin internettside. I disse kodene er Downs og Vogels originale Fortran-kode implementert i C og tilpasset for bruk i Matlab. Prosessmodellen benyttet i denne oppgaven er hentet derfra.

Rickers prosessmodell er gitt som en standard s-funksjon som kan implementeres i et simulink blokkdiagram og kjøres fra simulink-vinduet. Modellen krever inputvektorene ***x*** og ***u*** og beregner de målte variablene, ***y***. Dersom ikke annet spesifiseres, benyttes startvektor, ***x***, lik Downs og Vogels (1993) base-case verdier. Det er også mulig å spesifisere en vektor som gir eventuelle sprang i pådragene, ***u***. De 20 forstyrrelsene, ***d***, spesifisert av Downs og Vogel, kan slås av eller på i en egen parameter-vektor. Modellen er i utgangspunktet ustabil og ved dynamisk simulering som inkluderer målestøy i *y*, vil prosessen etter en tid stenges av på grunn av overskridelse av driftsbetingelsene (jfr. tabell 2.4). Dersom man ønsker å simulere til stasjonærtilstand, må prosessen først stabiliseres.

Simulink-modellen som inneholder koden for Tennessee Eastman prosessen kan også kalles direkte fra Matlabs kommandovindu slik at modell-likningene kan implementeres i en vanlig Matlab-kode.

4.3 LØSNINGSMETODE

Modell-likningene (4.1) og (4.2) ønskes løst ved stasjonærtilstand, $dx/dt = 0$, for tiden $t = 0$ slik at man unngår målestøy gitt visse spesifikasjoner på produksjonsrate, produktsammensetning og visse variable y_i og u_j som ønskes holdt på konstant settpunkt:

$$\frac{d}{dt}\mathbf{x} = \dot{\mathbf{x}}(t = 0) = 0 \tag{4.3}$$

$$\mathbf{y}(t = 0) = \mathbf{h}(\mathbf{x}, t) \tag{4.4}$$

gitt

$$g_1 = \left(1 - \frac{y_{40} \cdot 62}{y_{41} \cdot 76}\right) = 0 \tag{4.5}$$

$$g_2 = \left(1 - \frac{x_{46} \cdot y_{40} \cdot 2.8153}{mkgG}\right) = 0 \tag{4.6}$$

$$y_i - y_{si} = 0 \tag{4.7}$$

$$u_i = u_{sj} \tag{4.8}$$

g_1 og g_2 er spesifikasjoner for henholdsvis forholdet mellom antall kg G og H produsert og antall kg G produsert pr time, *mkgG* (Ricker, 1995). y_i er variable som ønskes hold konstant på gitt settpunkt y_{si} og u_j er pådrag som settes konstant lik, u_{sj}.

Dette kan formulerest som et sett av algebraiske likninger på formen $F(x) = 0$.

Resirkuleringsventilen, u_5, dampventilen til stripperen, u_9, og rørehastigheten i reaktoren, u_{12}, holdes konstant under hele oppgaven. Reaktortrykk, y_7, og væskenivå i reaktor, y_8, separator, y_{12} og stripper, y_{15}, ønskes hold på konstant settpunkt lik Ricker optimale base case verdier, jfr. likning (4.7).

Modellen ble løst stasjonært ved hjelp av Broydens metode. Dette er en vanlig numerisk metode mye benyttet ved prosess-simulering. Metoden er blant annet beskrevet i Biegeler et al (1997). I enkelte tilfeller der det var problemer med å oppnå konvergens, ble en homotopi-kontinuasjonsmetode (Christiansen,1997) forsøkt.

En kontinuasjonsmetode (Christiansen, 1997), ble benyttet for å finne løsninger i parameterrommet for ulike sett av ytterlige to konstante variable, y_i. Kontinuasjonsmetoden benytter den siste frihetsgraden for å undersøke løsninger langs løsningskurven for det aktuelle settet av konstante variable.

Metoden tar tar utgangspunkt i en initiell løsning og tar et prediktor steg, δx, langs løsningskurven i nullrommet til Jacobi-matrisen og finner en ny x-verdi. Den nye x-verdien benyttes som startvektor i Broyden metode som itererer seg frem til ny stasjonær løsning.

Optimaliseringsrutinen benyttet for å finne optimal løsning for de ulike forstyrrelser (Christiansen, 1997) bygger på de samme prinsipper som kontinuasjonsrutinen, men her tas bestemmes retningen for steg δx slik at kostandsfunksjonen, J, minimeres

5 RESULTATER

Alle resultater er oppnådd med reaktortrykk, y_7, og væskenivå i reaktor, y_8, separator, y_{12}, og stripper, y_{15}, holdt konstant på settpunkt lik de optimale base case verdiene funnet av Ricker (1995). Resirkuleringsventilen, u_5, og damptilførselen til stripperen, u_9, er stengt (satt lik 1%) og rørehastigheten i reaktoren, u_{12}, er maksimert (satt lik 100%).

5.1 OPTIMAL STASJONÆR LØSNING FOR "BASE CASE", UTEN FORSTYRRELSER

Optimal stasjonær løsning for produksjon av 7038 kg G/h og 7038 kg H/h uten forstyrrelser ble funnet ved optimaliseringsrutine beskrevet av Christiansen (1997). Resultatene for de manipulerbare variablene, *u*, er gitt i tabell 5.1 sammen med løsning for tilsvarende driftsalternativ hentet fra Ricker (1995). Optimale verdier for de målte variablene, *y*, er gitt i bilag A.

Tabell: 5.1 Optimale verdier for de manipulerbare variable, *u*, ved stasjonærtilstand.

Variabelnummer	*Variabel navn*	*Optimale verdier*	*Rickers optimale verdier*	*Enheter*
u_1	Fødestrøm komponent D (strøm 2)	62,9349	62,935	kg/h
u_2	Fødestrøm komponent E (strøm 3)	53,1467	53,147	kg/h
u_3	Fødestrøm komponent A (strøm 1)	26,2480	26,248	kscmh
u_4	Fødestrøm komponent A+C (strøm 4)	60,5656	60,566	kscmh
u_5	Kompressor resirkuleringsventil	*1,000*	*1,000*	%
u_6	Purge ventil (strøm 9)	25,7700	25,770	%
u_7	Separator bunn-strøm (strøm 10)	37,2654	37,266	m^3/h
u_8	Stripper produktstrøm (strøm 11)	46,4434	46,444	m^3/h
u_9	Stripper dampventil	*1,000*	*1,000*	%
u_{10}	Strøm av kjølevann til reaktor	35,9916	35,992	m^3/h
u_{11}	Strøm av kjølevann til kondensator	12,4311	12,431	m3/h
u_{12}	Rørehastighet i reaktor	*100,000*	*100,000*	rpm

De optimale verdiene funnet i denne oppgaven gav driftskostnader på 114,323 \$/h. Dette er nøyaktig det samme som driftskostandene ved Rickers optimale base case verdier.

Rickers optimale løsning ved stasjonærtilstand er tilgjengelig både i artikkel (Ricker, 1995) og på elektronisk form (ASCII-tekst fil). Disse verdiene er benyttet ellers i oppgaven.

5.2 AKTUELLE KANDIDATER FOR REGULERING

5.2.1 Litteraturstudium

Tilgjengelig litteratur over ulike reguleringsstrukturer for Tennessee Eastman prosessen ble gjennomgått for å finne variable som kunne være aktuelle for regulering. På bakgrunn av dette og samtale med faglærer (Skogestad) ble det bestemt å ta utgangspunkt i kombinasjoner av konstant reaktor- og separatortemperatur og konstant purgerate.

5.2.2 Fremgangsmåte

Ulike kombinasjoner av to variable, y_i, ble valgt ut og holdt konstant på Rickers optimale base case verdier. Ved hjelp av en kontinuasjonsmetode (Christiansen, 1997) ser man på variasjon i variablene y i forhold til driftskostnadene, J, etter som man går langs løsningskurven for gitt sett av konstante variable, y_i.

Det ble tatt utgangspunkt i kombinasjoner av de tre variablene reaktortemperatur, y_9, separatortemperatur, y_{11}, og purgerate, y_{10}. Kombinasjoner av variable som så ut til å være lovende ut fra disse innledende plottene ble studert videre i oppgaven.

Variablene ble vurdert som gode eller dårlige kandidater for regulering ved konstant settpunkt på bakgrunn av hvordan J varierte som funksjon av y langs løsningskurven. I henhold til Skogestad (1999) ønsker man en kostnadsfunksjon som er mest mulig flat rundt optimum slik at en forholdsvis stor feil i den aktuelle variablen får små konsekvenser for kostnadene.

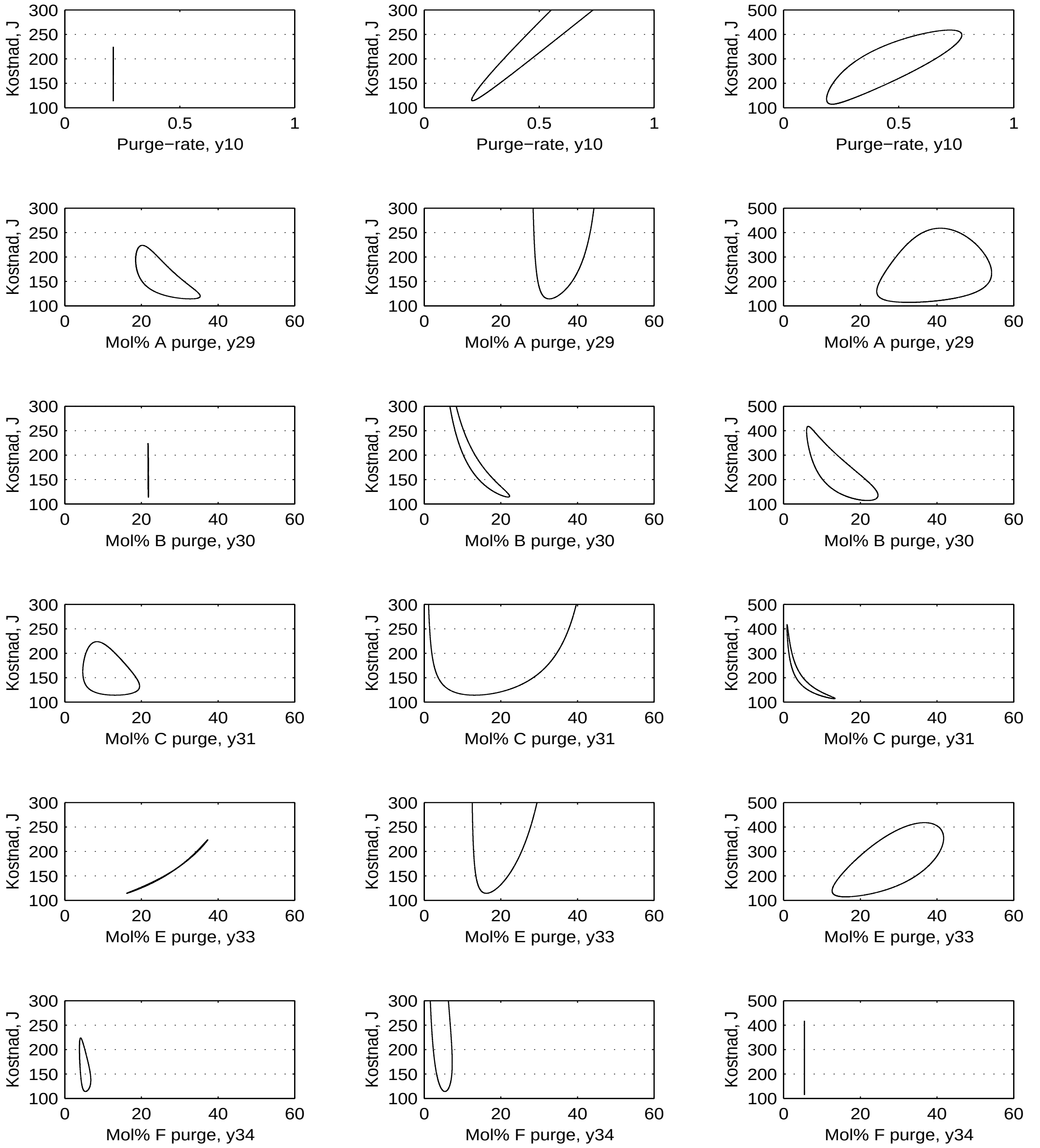
Hvordan de beste alternativene reagerer på ulike forstyrrelser ble studert. For et gitt sett av tre konstante variable ble modell-likningene løst stasjonært ved Broydens metode for de ulike forstyrrelsene gitt i tabell 2.5.

Driftskostnader som funksjon av variasjon i produksjonrate ble studert for de aktuelle alternativene. Ulike alternativ av tre variable ble hold konstant mens produksjonsraten, beskrankning g_2, varierte fritt. Ved hjelp av kontinuasjonsmetoden ble modell-likningen løst for punkter langs løsningskurven.

5.2.3 Variasjon i driftskostnader rundt optimum

Plott av driftskostnader, J, mot variasjon i de enkelte variablene,y, for ulike kombinasjoner av to konstante variable, er gitt i bilag C. Figurene viser variasjonen til de enkelte variablene for driftskostnader mellom 100 og 300 $/h. Eksempel på variasjon i driftskostnader som funksjon av de enkelt variable er gitt i figur 5.1 og 5.2.

Kombinasjoner der en av de konstante variablene er purgerate, y_{10}, fører til sykliske, usymmetriske plott som vist i figur 5.1 (a). De samme gjelder for de fleste tilfeller der molprosent F i reaktorføde eller purgerate i kombinasjon med reaktor- eller separatortemperatur holdes konstant, figur 5.1 (c). Spesielt for kombinasjoner der purgeraten holdes konstant, vil de enkelte variablene vanligvis variere over et lite område.

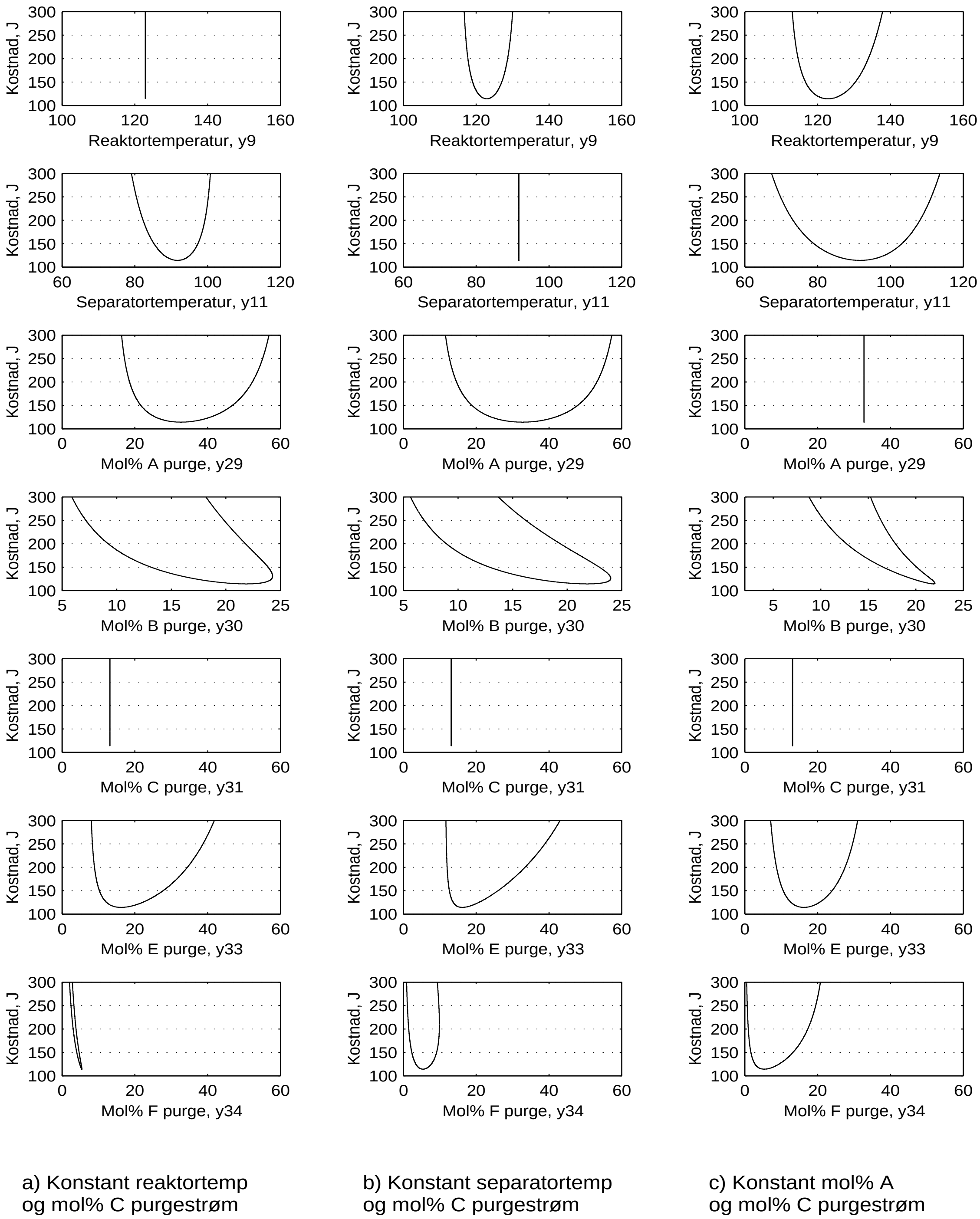


a) Konstant reaktortemp
og purgerate, y9y10

b) Konstant reaktortemp
og separatortemp., y9y11

c) Konstant reaktortemp
og mol% F purgestrøm, y9y34

Figur: 5.1 Driftskostnader, *J*, som funksjon av de enkelte variable, *y*, for kombinasjonene
(a) konstant reaktor temperatur og purgerate, y9y10,
(b) konstant reaktortemperatur og separatortemperatur, y9y11, og
(c) konstant reaktortemperatur og molprosent F i purgestrømmen, y9y34



Figur: 5.2 Driftskostnader, *J*, plottet mot enkelte variable, *y*, for kombinasjonene konstant molprosent av komponent C i purgestrøm og (a) reaktortemperatur, y9y31, (b) separatortemperatur, y11y31 og (c) molprosent av komponent A i purgestrøm, y29y31.

Figur 5.1 (b) viser at molprosent av komponent C er relativt flat rundt optimum over et større område når reaktor- og separatortemperatur holdes konstant. Dette var tilfelle for de fleste kombinasjoner av to konstante variable som ble studert. Kostnadene som funksjon av molprosent av komponent A eller E er betydelig smalere enn for komponent C, men er likevel flate over et såpass stort område at de ble betraktet som aktuelle kandidater.

Figur 5.2 viser kombinasjoner med konstant molprosent C i purgestrøm og (a) reaktortemperatur, (b) separatortemperatur og (c) molprosent A i purgestrøm. Formen på plottene for de enkelte variablene er representative også for kombinasjoner med molprosent av komponent A eller E i stedet for komponent C. Generelt gir kombinasjoner med konstant molprosent av komponent C den flateste kostnadsfunksjonen rundt optimum for flest variable.

En del variable skiller seg ut som lite egnet for regulering ved konstant settpunkt for de fleste kombinasjoner av variable. Dette gjelder blant annet strømningsmengden til fødestrømmene, y_1-y_4, purgeraten, y_{10}, molprosent av komponentene i produktstrømmen, y_{37}-y_{41}, molprosent av komponent B og D i reaktorføden eller purgestrømmen og molprosent av komponent G og H i purgestrømmen. Bunnstrømmene og trykket i separatoren og stripperen er også vanligvis blant de dårligste kandidatene.

Det har liten eller ingen betydning for formen og variasjonsområdet til plottene av driftskostander for de enkelte variable om det er konsentrasjonen i reaktorføden eller purgestrømmen av en komponent (A, C eller D) som holdes konstant. For et gitt sett av to konstante variable, varierer de aktuelle kandidatene for regulering i purgestrømmen over et større område enn den tilsvarende variablen i reaktorføden.

Som figur 5.2 (a) og (b) viser, er det små forskjeller mellom de beste kandidatene om man holder reaktor- eller separatortemperatur konstant. Dersom molprosent av en komponent holdes konstant i reaktorføde eller purgestrøm, vil også konsentrasjonen til komponenten i den strømmen som ikke ble regulert være tilnærmet konstant. En tilsvarende sammenheng observeres mellom reaktortemperatur og temperaturen til kjølevannet i reaktoren og separatortemperatur og temperaturen til kjølevannet i kondensatoren. Denne sammenhengen er sterkere for reaktortemperatur og temperaturen til kjølevannet i reaktoren enn for separatortemperatur og temperaturen til kjølevannet i kondensatoren.

Resultatene er oppsummert i tabell 5.2.

Tabell: 5.2 Oppsummering av resultater fra ulike kombinasjoner av to konstante variable

Kombinasjon av variable som holdes konstant	***Beste kandidat(er)***	Andre alternativ	Kommentar
y9y11, y21y22, y9y22, y11y21	y31	y25,y29,y33,(y23,y27)	
y9y23, y9y29, y21y23, y21y29	y31	y25,y33,(y27)	
y9y25, y9y31, y21y25, y21y31	y29, y33	y23, y33y11, y22, y20, y5	
y9y33, y21y33	y31	y29, y25, y23,	
y9y34	y29	y23, y33, y27	Sykliske kurver
y11y23, y11y29,	y31	y25,y33,y27	
y11y25, y11y31	y29, y33	y23, y27	
y11y33	y31	y29, y25, y23	
y22y23, y22y29	y31	y29, y34	
y22y25, y22y31	y29	y23, y20, y5,y34	
y22y33		y34, y20, y5	
y11y34	y31	y23, y25, y29	
y23y25, y23y31, y25y29, y29y31	y11	y9, y33, y34, y18	
y29y33	y31	y9, y11, y25, (y34)	
y31y33	y29	y5, (y9), y11, y29, y23, y29, y34	
y10			Sykliske kurver

Kombinasjoner med konstant molprosent av kompontene A, C og E i kombinasjon med en eller flere temperaturer er de mest aktuelle alternativene. Generelt gir kombinasjoner med to konstante temperaturer rundere kurver for de fleste variable enn to konstante temperaturer. Både sammensetninger i reaktorføde og purgestrøm må vurderes videre.

5.2.4 Effekt av forstyrrelser

Kostnader for de ulike kombinasjonene av tre konstante variable som ble løst stasjonært ved Broydens metode for forstyrrelse 1 og 2 i tabell 2.5 er gitt i tabell 5.3. Kun forstyrrelse 1 og 2 gav betydelige utslag på kostandene. For den andre forstyrrelsene i tabell 2.5, ble det kun observert ubetydelige forskjeller i tredje/fjerde desimal i forhold til base case optimalverdien.

Tabell: 5.3 Stasjonær løsning for ulike sett av tre konstante variable for forstyrrlese 1 og 2 gitt av Downs og Vogel (1993). I.K. betyr her at det ikke ble oppnådd konvergens etter 50000 iterasjoner i Broyden.

Variable som holdes konstant	*Forstyrrelse*	
	1	*2*
y9y23y25	111,6344	172,1871
y9y23y31	111,6334	172,1895
y9y25y29	111,6335	172,2834
y9y29y31	111,6325	172,2796
y9y29y33	111,6385	172,0829
y9y31y33	111,6367	172,1689
y9y29y34	111,6485	I.K
y9y31y34	112,4774	I.K
y9y33y34	111,6838	I.K.
y11y23y25	111,6390	172,4628
y11y23y31	111,6382	172,4479
y11y25y29	111,6382	172,5637
y11y29y31	111,6375	172,5413
y11y29y33	111,6314	173,4464
y11y31y33	111,6316	173,3715
y11y29y34	111,6288	190,7026
y11y31y34	111,6295	181,7082
y11y33y34	111,6603	I.K.

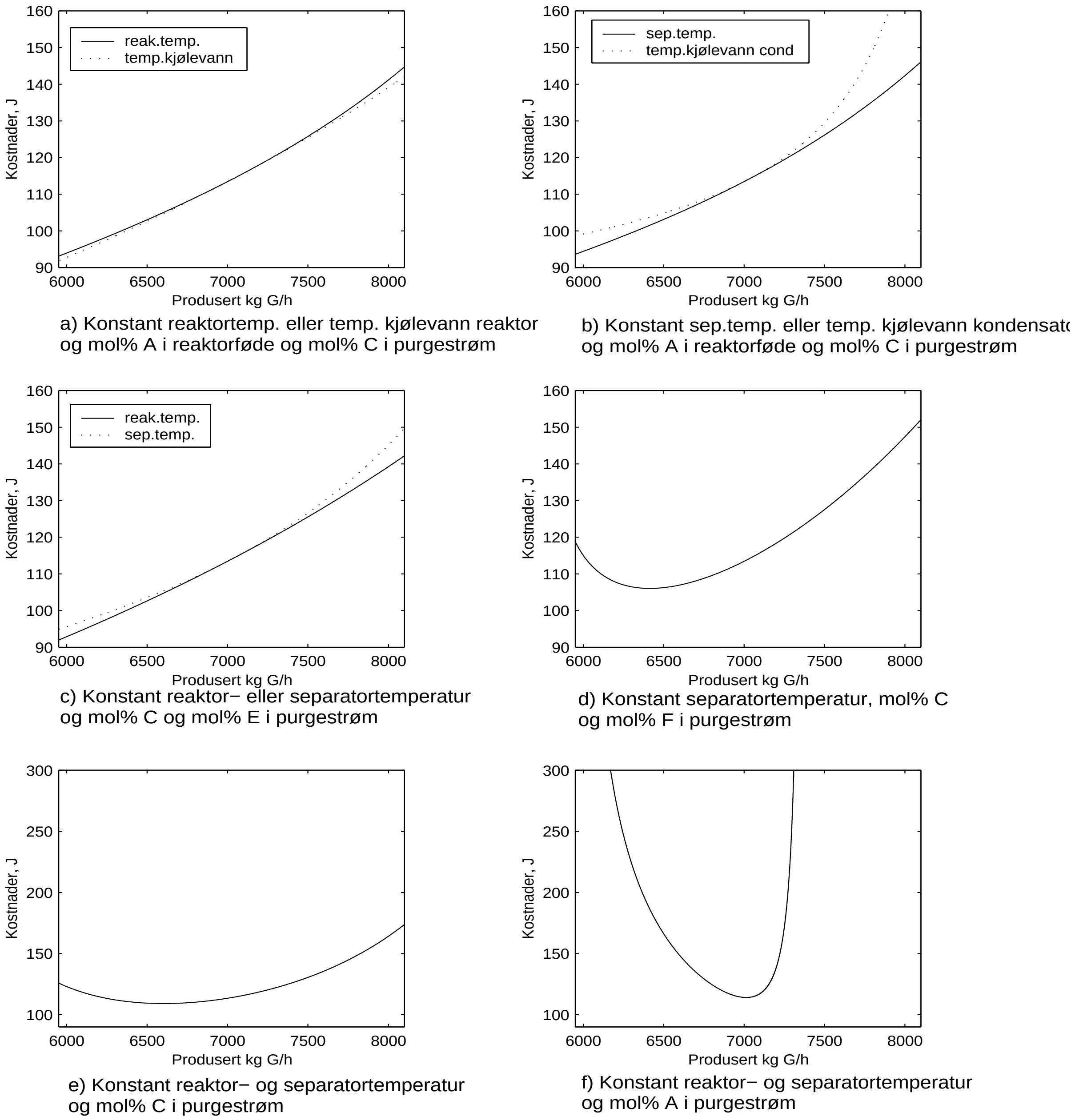
Variable som holdes konstant	*Forstyrrelse*	
	1	*2*
y21y29y31	111,6366	172,2236
y21y29y33	111,6319	171,7844
y21y31y33	111,6325	171,9596
y22y29y31	111,6378	173,2290
y22y29y33	111,6335	180,2664
y22y31y33	111,7485	191,5875
y21y22y29	111,6400	171,3330
y21y22y29	111,6334	171,3387
y21y22y29	111,6381	177,3516
y9y22y31	111,6422	171,4004
y11y21y31	111,6395	171,3349
y9y11y23	111,8381	171,9066
y9y11y25	111,6661	171,3731
y9y11y27	111,6609	175,3852
y9y11y29	111,8276	171,8861
y9y11y31	111,6641	171,4243
y9y11y33	111,6601	175,3017
y9y11y34	111,6738	I.K.

Optimale driftskostander for forstyrrelse 1 og 2 ble funnet ved hjelp av en optimaliseringsrutine beskrevet av Christiansen (1997).

Optimale kostander, forstyrrelse 1: 111,620 \$/h
Optimale kostnader, forstyrrelse 2: 169,852 \$/h

5.2.5 Variasjon i produksjonsrate

Driftskostnader som funksjon av varierende produksjonsrate for ulike alternativ av konstante variable er gitt i bilag B. Resultatene er oppsummert i figur 5.3.



Figur: 5.3 Driftskostnader, *J*, som funksjon av produksjonsrate ved ulike alternativ av tre konstante variable.

Det var svært liten forskjell mellom de ulike kombinasjonene av konstant reaktortemperatur eller temperatur til kjølevannet i reaktoren og molprosent av A og C. De beste kombinasjonene for hver av de to tilfellene er presentert i figur 5.3 (a). Det samme er tilfellet for de ulike kombinasjonene av konstant separatortemperatur eller temperatur til kjølevannet i kondensatoren og molprosent av komponent A og C. Det beste alternativene for disse kombinasjonene er presentert i figur 5.3 (b).

Alle disse kombinasjonene er svært like. Av kombinasjoner med konstant molprosent av komponent E, er kombinasjonen med konstant reaktortemperatur (eller temperaturen til kjølevannet i reaktoren) og molprosent av komponent C bedre enn for kombinasjoner der separatortemperaturen eller molprosent A holdes konstant. Kombinasjoner der temperaturen til kjølevannet i reaktoren holdes konstant er generelt gode for de fleste kombinasjoner.

Kombinasjoner der både reaktor- og separatortemperatur holdes konstant er lite gunstige da kostandene som funksjon av produksjonsraten her vil ha en U-form, jfr. figur 5.3 (f) som viser driftskostandene som funksjon av produksjonsraten for konstant molprosent av komponent A. Den enste av disse kombinasjonene som er aktuell er kombinajonen med konstant molprosent C (figur 5.3 (e). Kombinasjoner med konstant temperatur i kondensatoren er også lite gunstig, jfr. figur 5.3 (b).

6 DISKUSJON

6.1 BAKGRUNN

Tennessee Eastman-prosessen hat totalt 12 manipulerbare variable og 41 målinger som kan benyttes til overvåking og regulering av prosessen. Dersom man tar kombinasjoner av variable i betraktning, vil det være svært mange alternative sett av målinger, y_i, som kan benyttes til reguleringsformål. For å redusere antall mulige kombinasjoner, er det i denne oppgaven kun sett på kombinasjoner av enkle variable.

Det allerede er lagt restriksjoner på variasjonen i konsentrasjonen til produktene G og H i prosessbeskrivelsen (Downs og Vogel, 1993) der vektforholdet mellom de to komponentene og produksjonsraten i kg er satt. Resultatet av dette ser man på plottene av driftskostnader som funksjon av variasjon i de enkelte variablene. Molprosent av komponentene i produktstrømmen variere lite og er tilnærmet konstante i forhold til for eksempel variasjonen i konsentrasjonen til komponent C. Produktstrømmen består hovedsaklig av komponentene G og H og oppførselen til disse produktene har stor betydning for hvordan de andre komponentene i produktstrømmen varierer. Ingen av komponentene i produktstrømmen vil derfor være gode kandidater for selvoptimaliserende regulering.

Væskenivået i separatoren og stripperen har ingen stasjonær effekt på kostnadsfunksjonen, men må likevel reguleres slik at ikke beholderene tømmes eller renner over.

Ricker (1995) konkluderer med at optimale driftsbetingelser ved stasjonærtilstand er gitt ved høyest mulig reaktortrykk og minst mulige væskenivå i reaktoren. Reaksjonshastigheten blir angitt å være tilnærmet første orden med hensyn på reaktant-konsentrasjonene. Høyest mulig reaksjonshastighet oppnås derfor ved høyest mulig partialtrykk av reaktanter. Driftskostnadene ved base case er hovedsaklig dominert av kostnader knyttet til tap av reaktanter og produkter i purgestrømmen. Dersom reaktortrykket økes, kan også partialtrykket av inertkomponenten, B, øke uten at partialtrykket til reaktantene og dermed også reaksjonshastigheten reduseres. Høyere konsentrasjon av B i prosessen ved samme reaksjonshastighet betyr redusert purgerate og reduserte kostnader. Oppholdstiden til gassen er invers proporsjonal med væskenivået i reaktoren. Redusert væskenivå fører derfor til øket trykk og man kan oppnå samme produksjon ved høyere konsentrasjon av B i prosessen og/eller redusert temperatur. Gitt effekten av reaktortrykk og væskenivå, er det sannsynlig at disse variablene vil være optimale på beskrankningsgrensen også for de ulike forstyrrelsene.

Ricker (1995) konkluderer med at optimal drift ved stasjonærtilstand er gitt ved stengt dampventil, u_9. Han har utført dynamiske simuleringer som tyder på at konsentrasjonen av D og E i produktstrømmen aldri blir stor nok til å ha en betydelig effekt på produktsammensetningen, men Ricker peker på at bruk av damp kan ha en gunstig effekt ved enkelte overgangstilstander. Da det her kun er sett på produktsammensetning 50/50 vektforhold mellom G og H, er også resirkuleringsventilen, u_5, stengt for alle alternativ. Kun ved produktsammensetning 10/90 vektforhold G//H er optimale driftsbetingelser gitt ved åpen resirkuleringsventil.

Variable som er optimale på beskrankningsgrensen er gode kandidater for selvoptimaliserende regulering. Disse variablene holdes under hele oppgaven konstant på settpunkt lik de optimale verdiene for base case. Arbeidet er lagt i å identifisere ulike sett av tre variable som kan være gunstig å regulere.

6.2 VARIASJON LANGS LØSNINGSKURVEN

Ved studie av driftskostnadene som funksjon av variasjon i de enkelte variablene, y, ble det tatt utgangspunkt i kombinasjoner av de tre variablene reaktortemperatur, separatortemperatur og purgerate. Kombinasjoner av konstante variable som virket lovende ut fra disse innledende plottene ble valgt ut og studert videre. Et annet utgangspunkt med andre variable kunne derfor ha gitt et noe annet resultat.

De tre startvariablene ble valgt ut på bakgrunn av studier av foreslåtte reguleringsstrukturer i litteraturen. Forslag til regulering av Tennessee Eastman prosessen foreslått av blant annet Ricker (1996), McAvoy og Ye (1994, 1995, og 1996), Lyman og Georgakis (1995), Luyben (1996) og Tyreus (1999) ble gjennomgått. Alle disse reguleringsstrukturene (med unntak av Luyben (1996)) velger å regulere reaktortemperaturen. I tillegg reguleres vanligvis minst en sammensetningen i prosessen. Alle de studerte strukturene regulerer konsentrasjonen av A i prosessen, enten i purge strømmen eller i reaktorfødene Flere regulerer også separatortemperaturen og molprosent av komponent B i purgestrømmen.

Konsentrasjon er generelt vanskeligere både å måle og regulere enn for eksempel temperatur, strømningsrate eller væskenivå. I Tennessee Eastman prosessen kan reaktortemperaturen enkelt reguleres ved kjølevannsmengden til reaktoren og separatortemperaturen ved mengde tilført kjølevann i kondensatoren. Etter samtale med faglærer (Skogestad) ble det tatt utgangspunkt i kombinasjoner av konstant reaktortemperatur, separatortemperatur og konstant purgerate.

Kombinasjoner der purgeraten holdes konstant viste seg raskt å være lite egent for regulering. Disse kombinasjonene resulterte i sykliske plott med et relativt begrenset løsningsområde. Mengde av inertkomponenten B og andre variable som akkumuleres i prosessen, for eksempel biproduktet F, blir hovedsaklig fjernet gjennom purgestrømmen. Dersom mengde B inn i systemet øker, jfr. forstyrrelse 2, er økning av purgestrømmen den eneste måten man kan regulere mengden i prosessen på, og å holde denne variablen konstant vil være lite gunstig.

Dersom ikke kurvene blir sykliske som ved konstant purgerate eller visse kombinasjoner med konstant molprosent F, vil ventilen som regulerer purgestrømmen, u_6, til slutt nå maksimalverdi 100% og gå i metning etter som man beveger seg langs løsningskurven bort fra optimalpunktet.Variasjonsområdet for de enkelte variablene begrenses derfor av kapasitetent til purgestrømmen.

Når man kommer langt nok vekk fra optimalverdiene for de enkelte variable, vil kostandene bli høye. De variablene som synes å være de beste kandidatene for regulering, har plott av driftskostander mot variasjon i den aktuelle variablen som har en typisk U-form. De er relativt flate i et intervall rundt optimum men stiger plutselig bratt opp på sidene. Hvor godt egnet den aktuelle variablen er for regulering er da avhengig av størreslen på det flate området. Molprosent av komponent F varierer for eksempel over et lite område i forhold til molprosent av komponent C. Virkningen av et gitt avvik fra det optimale punktet, vil derfor få mye større konsekvenser for F enn for C.

Molprosent av komponent C i purgestrømmen er den variablen som har den flateste kostnadsfunksjonen rundt optimum over størst område for de fleste av de undersøkte kombinasjonene. Denne variablen skiller seg klart ut som det beste alterantivet. Også konsentrasjonen av komponent C i reaktorføden er bra. Molprosent av A og E i reaktorføden eller purgestrømmen varierer generelt over et mye mindre område enn komponent C, men sammenlignet med andre alternativ var de likevel så bra at det ble tatt med i vurderingen videre.

Enkelte andre variable, for eksempel kompresjonsarbeidet, resirkuleringsstrømmen og reaktorføden kan også virke som relativt lovende kandidater ved enkelte kombinasjoner. Disse variablene er det ikke sett nærmere på her, da arbeidet ble konsentrert om de variablene som så best ut ved flest kombinasjoner.

Variable som er mindre egent for regulering vil ofte ha plott av driftskostander som funksjon av variasjon i den enkelte variabel med typisk V-form. Disse variablene varierer totalt sett over et lite område. Formen til kurvene for molprosent B er også representative for flere variable. Her er kostandsfunksjonen flat på den ene siden av optimalpunktet, men variablene er uegnet for regulering på grunn av en skarp sving eller “nese” på kurven like i nærheten av optimum. Fødestrømmene av A, D, E og A+C, purgerate og mol% B og D i reaktorføde eller purgestrøm samt konsentrasjonene av komponentene i produktstrømmen er stort sett lite egnet for å reguleres ved konstant settpunkt.

Trykket i reaktoren, separatoren og stripperen vil være relativt nært korrelerte og det vil sannsynligvis være vanskelig å regulere mer en av disse variablene på en gang. Dette bekreftes delvis av plottene for disse variablene ved de ulike kombinasjonene av konstante variable. Siden reaktortrykket allerede holdes kontant, varierer trykket i separatoren og stripperen over et relativt lite område.

Det ser heller ikke ut til å være lurt å regulere konsentrasjonen av samme komponent flere steder i prosessen. Dersom molprosent av A i purgestrømmen holdes konstant, vil molprosent av A i reaktorføden også være tilnærmet konstant. Dette er rimelig siden disse to konsentrasjonene vil være svært avhengig av hverandre ved stasjonærtilstand. Den nære sammenhengen mellom konsentrasjonene av komponentene i reaktorføden og purgestrømmen kommer også til uttrykk gjennom plottene av driftskostander som funksjon av den enkelte variablene. Dersom man holder to konsentrasjoner konstant, for eksempel A og C, ser det ikke ut til å være forskjell i de resulterende plottene på om det er konsentrasjonene i reaktorføden eller purgestrømmen som holdes kontant. De samme variablene skiller seg ut som beste egnet til å reguleres sammen med de to variablene som allerede holdes konstant og variasjonsområdet for de enkelte variablene er relativt likt. Imidlertid er kostandsfunksjonen som funksjon av variable i purgestrømmen vanligvis flat over et større område enn i reaktorføden, så det kan se ut som om det er best å regulere konsentrasjoner i denne strømmen.

Selv om enkelte variable ut fra plottene av driftskostander mot variasjon i de enkelte variable ikke ble funnet å være særlig gunstig, ble likevel en del kombinasjoner med molprosent av F vurdert videre. Utover i oppgaven viste det seg at flere av alternativene som ble vurdert var relativt like. Kombinasjoner med molprosent F ble da benyttet som et sammenligningsgrunnlag for et antatt dårlig alternativ.

6.3 FORSTYRRELSER

Downs og Vogel (1993) foreslå en rekke settpunktsendringer og forstyrrelser som reguleringssystemet bør kunne håndtere. En del av disse forstyrrelsene er knyttet til variasjoner i fødestrømmene til de ulike reaktantene. Fødestrøm 4, føde av A+C og små mengder inert B, vil være spesielt utsatt da denne strømmen har svært begrensede lagringsmuligheter. Siden strømmen er et resultat av andre prosesser i fabrikken, vil den variere med eventuelle endrede produktspesifikasjoner og problemer i disse prosessene. Downs og Vogel foreslår i tillegg en del settpunktsendringer man bør ta hensyn til, blant annet sprang i produksjonsrate og produktsammensetning, reaktortrykk og molprosent B i purgestrømmen. I denne oppgave er det kun sett på variasjoner i fødemengde og forstyrrelse 1-5 og 7. Forstyrrelse 6, bortfall av fødestrøm A, er sannsynligvis den forstyrrelsen som er mest vanskelig å håndtere, men i følge Ricker (1995) er det ikke mulig å opprettholde produksjonsraten på 7038 kg G og H produsert pr time så lenge trykket er under 2895 kPa.

Resultatene fra den stasjonære løsningen for de ulike kombinasjonene av konstante variable for de ulike forstyrrelsene tyder på at de foreslåtte forstyrrelsene har liten innvirkning på prosessen ved stasjonærtilstand. For forstyrrelse 3-5 og 7 ble det ikke observert reelle avvik fra base case optimalverdien i det hele. Forstyrrelse 4 og 5 er henholdsvis endring i temperaturen til kjølevannet inn i reaktoren og kondensatoren. Så lenge ikke kjølevannsforbruket ved disse to enhetene går i metning, kan endring i inngangstemperaturen kompenseres ved regulering av mengde kjølevann tilført. Selv om disse forstyrrelsene har liten effekt ved stasjonærtilstand, kan de likevel ha betydning for den dynamiske oppførselen til prosessen, avhengig av hvor lenge det vil ta før ny stasjonærtilstand innstilles.

Av de seks forstyrrelsene som ble vurdert, er det egentlig bare forstyrrelse to, variasjon i konsentrasjon av komponent B i fødestrøm 4, som fører til vesentlige endrede kostnader i forhold til base case optimalverdien. Dette er for så vidt logisk da større konsentrasjon av B inn i prosessen betyr at større mengder B også må ut av prosessen. Den eneste måten dette kan skje på er gjennom purgestrømmen. Selv om de stasjonære løsningene ved denne forstyrrelsen gir kostnader som er en del høyere enn base case optimalverdien, er det likevel små forskjeller mellom de ulike alternativene som ble vurdert. I forhold til optimalverdien som ble beregnet for denne forstyrrelsen, er det heller ingen av alternativene som skiller seg særlig ut. Det er ellers vert å merke seg at kombinasjoner med molprosent F gir en del høyere kostander enn de antatt beste alternativene. Kombinasjoner med konstant separatortemperatur og molprosent av komponent E er også litt dårligere enn de andre antatt beste alternativene. For forstyrresle to oppnå best resultater for kombinasjoner med både konstant reaktor og separatortemperatur.

Løsningene for forstyrrelse en gav driftskostander som var lavere enn base case optimalverdien. Det var liten forskjell mellom de ulike alternativene og mellom den beregnede optimalverdien.

Det er her kun sett på enkle forstyrrelser. Flere av disse forstyrrelsenevil sannsynligvis kunne opptre samtidig. For å få et bedre bilde av effekten av forstyrrelser i prosessen burde det defor også vært sett på om kombinasjoner av flere forstyrrelsene vil ha noen effekt.

6.4 VARIASJON I PRODUKSJONSRATE

Downs og Vogel foreslår sprang i settpunktet til produksjonsraten på - 15%. I denne oppgaven er det sett på driftskostnader for variasjoner i produksjonsrate på ± 15% i forhold til base case verdien på 7038 kg G pr time. Siden de optimale kostandene som funksjon av variasjon i produksjonrate ikke er kjent, er det her lagt vekt på å identifisere de alternativene som generelt gir lavest kostnader.

Down og Vogel anbefaler også å se på endring i produktsammensetning. Det er her kun sett på tilfellet med 50/50 vektprosent G/H. I følge Ricker (1995) varierer de optimale verdiene generelt så mye at det vil være lite gunstig å regulere prosessen etter konstant settpunkt. Dersom man skulle vurdere flere produktsammensetninger, ville man trolig også forandre settpunkt for de regulerbare variable.

Generelt ved observasjoner av driftskostnader som funksjon av produksjonsrate, er det noen kombinasjoner som skiller seg ut ved at kostnadene stiger mot uendelig uten at man får løsning for alle de ønskede produktsammensetningene. Dette gjelder for eksempel kombinasjoner med konstant reaktor- og separatortemperatur og molprosent A og E. Her har plottene av driftskostnader som funksjon av produksjonsrate tilnærmet U-form og kostnadene stiger mot uendelig dersom produksjonsraten blir for liten eller for stor. I disse tilfellene ble det ikke oppnådd løsninger for yttergrensene i intervallet. Generelt for alle kombinasjonene gjelder det at når produksjonsraten blir stor nok, vil kostnadene øke dramatisk og man vil få et stort tap i forhold til optimalverdiene. Ved de alternativene som syntest å gi best respons på variasjonen i produksjonsrate minker kostnadene etter hvert som produksjonsraten minker.

Maksimal produksjonsrate avgrenses i tilfellet for 50/50 vektprosent G/H av at fødestrøm D går i metning. Man vil i dette tilfellet få produksjon av nesten 12000 kg G pr time. Dersom prosessen reguleres i forhold til konstant settpunkt som gitt av base case optimalverdier, vil få av kombinasjonen studert her kunne oppnå maksimal produksjonsrate. Dette vil dessuten være økonomisk lite gunstig. Dersom man ønsker å maksimere produksjonen, må settpunktet for de enkelte variable som holdes konstant mest sannsynlig endres.

Kombinasjoner der reaktor- og separatortemperatur holdes konstant synes å være mindre bra enn kombinasjoner med en konstant temperatur og to konstante konsentrasjoner. Det er små forskjeller mellom å holde reaktor- eller separatortemperatur konstant for samme kombinasjon av to variable ellers, men reaktortemperatur er ubetydelig bedre. Konstant temperatur på kjølevannet i kondensatoren er imidlertid ikke gunstig å holde konstant da kombinasjoner med denne variablene fører til brattere stigning for driftskostandene.

Responsen på varierende produksjonsrate tyder på at kombinasjoner med konstant reaktortemperatur eller temperaturen til kjølevannet i reaktoren og molprosent av C og E i produkstrømmen gir minst kostnader. Denne kombinasjonen synes å være litt bedre enn kombinasjoner med konstant reaktor- eller separatortemperatur eller temperaturen til kjølevannet i reaktoren og molprosent A og C, men forskjellen er liten.

Plottene bekrefter dessuten at mol% F og purgerate er svært ugunstige variable å holde konstant. Disse plottene ble tilnærmet sykliske, det var svært vanskelig å få konvergens og variablene vil ikke gi løsning i hele intervallet.

Effekt av variasjoner i produksjonsrate har generelt større effekt på kostnadene enn effekten av de forskjellige forstyrrelsene.

6.5 GENERELT OM LØSNING AV MODELLIKNINGENE

Modellikningene som gitt i kapittel 4.2 viste seg å være vanskeligere å løse enn først antatt. Ulike fremgangsmåte ble forsøkt med varierende resultat for å løse modellen stasjonært.

Matlab tilbyr funksjonen fsolve som løser system av ikke-lineære likninger på formen $F(x) = 0$ ved hjelp av minste kvadraters algoritmer. For Tennessee Eastman prosessen viste det seg at denne funksjonen var svært avhengig av gode startverdier for å konvergere mot riktig løsning. Startverdier som avvek minimalt fra Rickers verdier for optimal løsning eller Downs og Vogel base-case verdier, konvergerte mot et minimumspunkt som ikke var et nullpunkt. Fsolve var derfor lite egnet til å løse dette problemet slik problemet er formulert i dag. Muligens kan skalering av variable eller reformulering av variablene og likningene øke mulighetene for å få konvergens.

Ricker (1995a og b) presenterer en forenklet modell for Tennessee Eastmanprosessen som reproduserer alle de viktige særtrekkene ved prosessen uten å introdusere unødige detaljer. Ricker reduserer antall variable til 26 tilstandsvariable og 10 umålte forstyrrelser. Denne modellen som er tilgjengelig på Ricker hjemmeside på internett, blir påstått å være mer robust å mindre tidkrevende ved løsning enn den originale prosessmodellen. Denne modellen ble forsøkt løst med fsolve i Matlab, uten at resultatet ble vesentlig bedre enn ved den fulle modellen. Det ble derfor valgt å gå tilbake til den opprinnelige prosessmodellen.

Modellkoden implementert i et simulink blokkdagram er en dynamisk modell som kan benyttes til simulering. Siden modellen i utgangspunktet er ustabil, må den stabiliseres. I følge Havre og Skogestad skulle det ved base case være nok å stabilisere prosessen med hensyn på reaktortemperatur og væskenivå i separator og stripper. Dette var tilfellet dersom Downs og Vogels base case startvektor ble benyttet, men dersom man forsøkte å implementere Rickers optimale løsning for base case vist prosessen fremdeles tegn på ustabilitet. Selv etter over 40 timers simuleringstid vart det ikke oppnådd ny stasjonærtilstand. Dersom man la på en stabiliseringsløkke for væskenivået i reaktoren, bedret oppførselen til systemt seg betraktelig, men det tok fremdeles for lang tid å simulere til stasjonærtilstand til at metoden var brukbar i praksis. Ved dynamisk simulering ville man dessuten også måtte ta hensyn til målestøy i *y*, og det ville vært vanskeligere å implementere de ulike alternativene av konstante variable.

6.6 OPPSUMMERING

Kombinasjoner med molprosent av komponent C i kombinasjon med en temperatur og molprosent A eller E er de mest aktuelle kombinasjonene. Reaktortemperatur gir litt bedre resultat enn separatortemperatur for variasjoner i produksjonsrate men separatortemperatur har generelt flatere kostandsfunksjon rundt optimum for et større temperaturområde. Reaktortemperatur og temperaturen til kjølevannet i reaktoren synes å ha vesentlig samme effekt.

Kostandsfunksjonen som funksjon av variasjonen til de enkelte variablene i purgestrømmen er stort sett flatere i et større område rundt optimalpunktet enn tilsvarende komponent i reaktorføden. Kombinasjoner der molprosent C i purgestrømmen holdes konstant er generelt bedre enn kombinasjoner der molprosent av komponent C i reaktorføden holdes konstant. For komponent A og E ser det ut til å være det samme hvilke strøm variablene holdes konstant i.

Molprosent er generelt vanskeligere å måle og regulere enn temperatur. Konsentrasjonsmålingen i denne prosessen er diskontinuerlige og innebærer en dødtid på omlag en halv time. De andre målingene er kontinuerlige. Dette må tas med i betraktningen når man skal velge endelige reguleringsalternativ. I Tennessee Eastmanprosessen kan temperaturene i reaktoren enkelt reguleres med mengde kjølevann tilført i henholdsvis separator og stripper mens konsentrasjonen av de ulike reaktantene i siste instans må bestemmes av fødehastigheten til prosessen. På bakgrunn av dette kan det være aktuelt også å vurdere å regulere variablene reaktor- og separatortemperatur og molprosent C.

6.7 VIDERE ARBEID

Dersom man ønsker en reguleringsstruktur som skal oppfylle kraven til reguleringen som gitt av Downs og Vogel (1993), må man også ta andre forstyrrelser og settpunktsendringer med i betraktning. De alternative settene av variable som skal reguleres må blant annet kunne håndtere ulike produktsammensetninger.

Et av kravene til gode kandidater for selvoptimaliserende regulering er at de regulerte variable skal være sensitive overfor endringer i pådragene *u*. Ideelt sett ønsker man at *u* som funksjon av *y* skal være en rett linje med bratt stigning slik at en små endringer i *u* fører til store endringer i *y*. Det er her ikke sett på noen sammenhenger mellom *u* og de utvalgte alternativene. Dette kan kanskje gi et bedre grunnlag for å skille mellom de ulike alternativene.

Etter som Rickers prosessmodell er gitt som en s-funksjon som kan implementeres i simulink og benyttes til dynamisk simulering, kan man eventuelt studere dynamisk respons som funksjon av ulike settpunktsendringer og forstyrrelser for de mest aktuelle alterantivene
.

7 KONKLUSJON

Tennessee Eastman prosessen har totalt sju frihetsgrader tilgjengelig for optimalisering etter at alle særegne krav til driften og produktet i prosessen er oppfylt. Med utgangspunkt i teorien om selvoptimaliserende regulering, er det forsøkt å vurdere ulike variable som egner seg for regulering ved konstant settpunkt.

Under hele oppgaven holdes reaktortrykket og væskenivået i reaktoren, resirkuleringsventilen og damptilførselen til stripperen konstant på beskrankningsgrensene for prosessen.

Hvor egnet de enkelte variablene er for selvoptimaliserende regulering er vurdert ut fra hvordan kostnadene varierer som funksjon av den aktuelle variabelen rundt optimumspunktet. Variabler som har en flat kostandsfunksjon rundt optimum, er sett på som gode kandidater for regulering. For de beste alternativene vurderes effekten av variasjoner i produksjonsrate og seks forstyrrelser som er aktuelle for prosessen.

Av de seks forstyrrelsene vurdert i denne oppgaven er det bare variasjoner i fødekonsentrasjonen av inertkomponenten som har vesentlig effekt på kostnadene ved stasjonærtilstand i forhold til den optimale verdien uten forstyrrelser. Det er imidlertid små forskjeller mellom de ulike alternativene. Variasjon i produksjonsrate synes å ha større effekt på kostnadene og skiller bedre mellom gode og dårlige alternativ.

Resultatene tyder på at det er bra å regulere molprosent av komponent C i purgestrømmen i kombinasjon med enten reaktortemperatur, separatortemperatur eller temperaturen til kjølevannet i reaktoren og molprosent av A eller E i enten reaktorføde eller purgestrøm. Det er generelt små forskjeller mellom ulike kombinasjoner av disse variablene.

8 SYMBOLLISTE

d	Forstyrrelser	
J	Driftskostander	$/h
L	Tap i fohold til optimalverdi	$/h
$mkgG$	Krav til produksjonsrate	kg G/h
N_m	Antall regulerbare variable	
N_u	Frihetsgrader ved stasjonærtilstand	
N_o	Variable som må reguleres uten stasjonær effekt	
u	Manipulerbare variable	
u_j	Manipulerbare variable som holdes konstant	
u_{sj}	Settpunkt for manipulerbare variable som holdes konstant	
x	Tilstandsvektor	
y	Prosessmålinger	
y_s	Settpunkt for regulerte variable	
y_i	Variable som ønskes regulert ved konstant settpunkt	
y_{si}	Settpunkt for variable som ønskes regulert ved konstant settpunkt	

REFERANSER

Biegler, L.T., Grossmann, I. E. og Westerberg, A. Westerberg, “Systematic Methods of Chemical Process Design”, Prentice Hall, 1997.

Christiansen, A. C., “Studies on optimal design and operation of integrated distillation arrangements”, Doktoringeniøravhandling 1997:149, Institutt for kjemiteknikk, NTNU Trondheim

Downs, J.J. og Vogel, E.F., “A plant-wide industrial process control problem”, Computers chem. Engng., Vol. 17, No. 3, pp 245-255, 1993

Havre, K. og Skogestad, S., “ Selection of variables for regulatory control using pole vectors”, Institutt for kjemiteknikk, NTNU, Trondheim.

Luyben, W.L., “Simple Regulatory Control of the Tennessee Eastman Process”, Ind. Eng. Chem. Res., 1996, 35, 3280-3289

Lyman, P. R. og Georgakis, C, “Plant-wide control of the Tennessee Eastman problem”, Computers chem. Engng., Vol. 19, No. 3, pp 321-331, 1995

McAvoy, T., J. og Ye, N., “Base Control for the Tennessee Eastman Problem”, Computers chem. Engng., Vol. 18, No. 5, pp 383-413, 1994

McAvoy, T., J. og Ye, N. og Gang, C., “An Improved Base Control for the Tennessee Eastman Problem”, Proc. of 1995 american Control Conference, Seattle, Washington, pp. 240-244, June 21-June 23, 1995

Price R.,M. og Lyman P.,R. og Georgakis C., “Throughput Manipulation in Plantwide Control Structures”, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 33, pp 1197-1207, 1994

Ricker, N.L., “Optimal steady-state operation of the Tennessee Eastman challenge process”, Computers chem. Engng., Vol. 19, No. 9, pp 949-959, 1995

Ricker, N. L og Lee, J.H., “Nonlinear model predictive control of the Tennessee Eastman Challenge Process”, Computers chem. Engng., Vol. 19, No. 9, pp 961-981, 1995a

Ricker, N.L. og Lee, J. H., “Nonlinear modeling and state estimation for the Tennessee Eastman Challenge process”, Computers chem. Engng., Vol. 19, No. 9, pp 983-1005, 1995b

Ricker, N. L., “Decentralized control of the Tennessee Eastman Challenge Process”, J. Proc. Cont., Vol. 6, No. 4, pp 205-221, 1996

Skogestad, S., “Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure”, Institutt for kjemisk prosessteknologi, NTNU,Trondheim, 1999

Tyreus, B.D., “Dominant Variables for Partial Control. 2. Application to the Tennessee Eastman Challenge Problem”, Ind. Eng. Chem. Res., 1999, 38, 1444-1455.

Ye, N. og McAvoy, T.J., og Kosanovich, K.A. og Piovoso, M.J., “Optimal Averaging Level Control for the Tennessee Eastman Problem”, The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 73., No. 2, Apr. 1995, p. 234-240.

Ricker, N.L., “Kode for Tennessee Eastmanprosessen, 1998”, http://depts.washington.edu/control/LARRY/TE/download.html

BILAG A: OPTIMALE VERDIER VED STASJONÆRTILSTAND.

Optimale verdier funnet med optimaliseringsrutine beskrevet av Christiansen (1997) og optimale base case verdier gitt av Ricker (1995) er gitt i tabell

Tabell: A-1 Optimale verdier kontinuerlig målte variabler, *y*, ved stasjonærtilstand.

Variabel nummer	*Variabel navn*	*Optimale verdier*	*Rickers optimale verdier*	*Enheter*
y_1	A føde (strøm 1)	0,2668	0,267	kscmh
y_2	D føde (strøm 2)	3657,2	3657	kg/h
y_3	E føde (strøm 3)	4439,7	4440	kg/h
y_4	A og C føde (strøm 4)	9,235	9,24	kscmh
y_5	Resirkuleringsstrøm (strøm 8)	32,177	32,18	kscmh
y_6	Fødehastighet til reaktoren (strøm 6)	47,362	47,36	kscmh
y_7	Reaktortrykk	*2800*	*2800*	kPa
y_8	Væskenivå i reaktoren	*65,0*	*65,0*	%
y_9	Reaktor temperatur	122,87	122,9	°C
y_{10}	Purge rate (strøm 9)	0,2109	0,211	kscmh
y_{11}	Separator temperatur	91,70	91,7	°C
y_{12}	Væskenivå separator	50,0	50,0	%
y_{13}	Separator trykk	2705,7	2706	kPa
y_{14}	Væskestræm fra separator (strøm 10)	25,281	25,28	m^3/h
y_{15}	Væskenivå stripper	50,0	50,0	%
y_{16}	Stripper trykk	3325,7	3326	kPa
y_{17}	Væskestrøm fra stripper (strøm 11)	22,890	22,89	m^3/h
y_{18}	Stripper temperatur	66,54	66,5	°C
y_{19}	Damptilførsel til stripper	4,739	4,74	kg/h
y_{20}	Kompresjonsarbeid	278,92	278,9	kW
y_{21}	Kjølevannets temperatur ut av reaktor	102,43	102,4	°C
y_{22}	Kjølevannets temperatur ut av kondensator	91,99	92,0	°C

Tabell: A-2 Optimale verdier diskontinuerlige målte variable, *y*, ved stasjonørtilstand.

Variabel nummer	*Variabel navn*	*Optimale verdier*	*Ricker optimale verider*	*Enhet*
y_{23}	Komponent A i reaktorføde	32,212	32,21	mol%
y_{24}	Komponent B i reaktorføde	14,930	14,93	mol%
y_{25}	Komponent C i reaktodføde	18,752	18,75	mol%
y_{26}	Komponent D i reaktorføde	6,032	6,03	mol%
y_{27}	Komponenet E i reaktorføde	16,712	16,71	mol%
y_{28}	Komponent F i reaktorføde	4,043	4,04	mol%
y_{29}	Komponent A i purgestrøm	32,731	32,73	mol%
y_{30}	Komponent B i purgestrøm	21,832	21,83	mol%
y_{31}	Komponent C i purgestrøm	13,109	13,11	mol%
y_{32}	Komponent D i purgestrøm	0,903	0,90	mol%
y_{33}	Komponent E i purgestrøm	16,193	16,19	mol%
y_{34}	Komponent F i purgestrøm	5,388	5,39	mol%
y_{35}	Komponent G i purge strøm	6,618	6,62	mol%
y_{36}	Komponent H i purgestrøm	3,227	3,23	mol%
y_{37}	Komponent D i produktstrøm	0,011	0,01	mol%
y_{38}	Komponent E i produktstrøm	0,582	0,58	mol%
y_{39}	Komponente F i produktstrøm	0,188	0,19	mol%
y_{40}	Komponent G i produktstrøm	53,827	53,83	mol%
y_{41}	Komponent H i produktstrøm	43,912	43,91	mol%

BILAG B: VARIASJON I PRODUKSJONSRATE

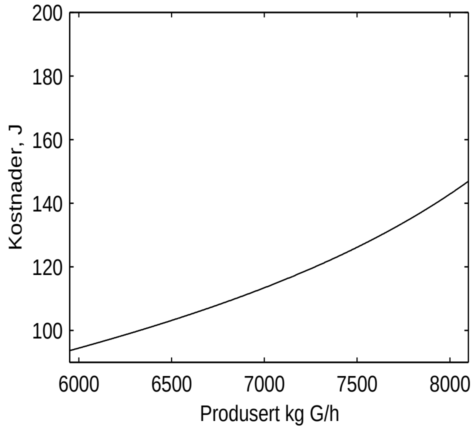
Alle resultater er oppnådd ved følgende variable konstante på optimalverdi gitt av Ricker (1995) for optimal drift ved stajonærtilstand for produksjon av 7038 kg G og H pr time (optimal base case):

Reaktortrykk, y_7 = 2800 kPa
Væskenivå reaktor, y_8 = 65 %
Væskenivå separator, y_{12} = 50%
Væskenivå stripper, y_{15} = 50%
Resirkuleringsventil, u_5 = 1 %
Dampventil, u_9 = 1 %
Rørehastighet reaktor, u_{12} = 100%

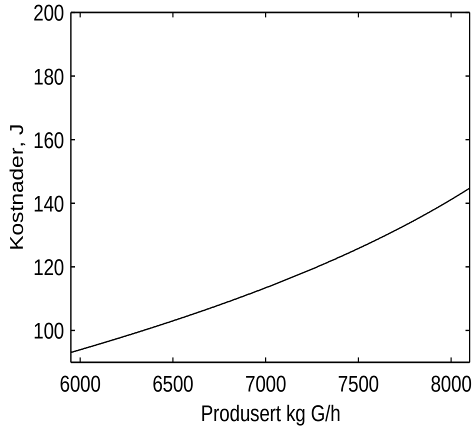
Ytterligere tre variable, y_i, holdes konstant på optimalverdi som gitt av Ricker (1995), mens man ved en kontinuasjonmetode (Christiansen, 1997) beregner løsninger for varierende produksjonsrater. Plott av driftskostnader, *J*, som funksjon av produksjonsrate for ulike alternativ av tre konstante variable, y_i, er gitt i figurer . Tabell B-1 gir en oversikt over figurene.

Tabell: B-1 Oversikt over figurer

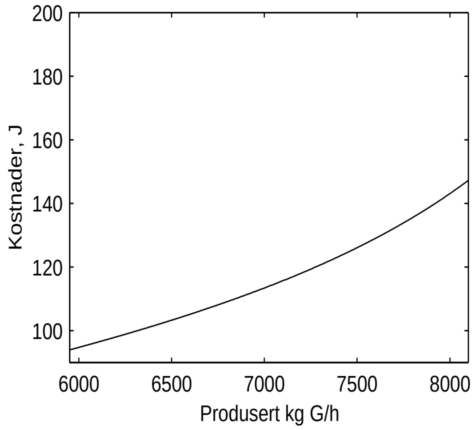
Figur 1:	Driftskostnader, *J*, som funksjon av kg G produsert pr time for ulike kombinasjoner av konstant reaktortemperatur (y_9) og to av variablene mol% A i reaktorføde eller purgestrøm (y_{23} eller y_{29}), mol% C i reaktorføde eller purgestrøm (y_{25} eller y_{31}) eller mol% E i purgestrøm (y_{33})
Figur 2:	Driftskostnader, *J*, som funksjon av kg G produsert pr time for ulike kombinasjoner av konstant separatortemperatur (y_{11}) og to av variablene mol% A i reaktorføde eller purgestrøm (y_{23} eller y_{29}), mol% C i reaktorføde eller purgestrøm (y_{25} eller y_{31}) eller mol% E i purgestrøm (y_{33})
Figur 3:	Driftskostnader, *J*, som funksjon av kg G produsert pr time for ulike kombinasjoner av konstant reaktortemperatur (y_9) og separatortemperatur (y_{11}) og enten mol% A i reaktorføde eller purgestrøm (y_{23} eller y_{29}) eller mol% C i reaktorføde eller purgestrøm (y_{25} eller y_{31}) eller mol% E i purgestrøm (y_{33})
Figur 4:	Driftskostnader, *J*, som funksjon av kg G produsert pr time for ulike kombinasjoner av konstant temp. kjølevann reaktor (y_{21}) og to av variablene mol% A i reaktorføde eller purgestrøm (y_{23} eller y_{29}), mol% C i reaktorføde eller purgestrøm (y_{25} eller y_{31}) eller mol% E i purgestrøm (y_{33})
Figur 5:	Driftskostnader, *J*, som funksjon av kg G produsert pr time for ulike kombinasjoner av konstant temp. kjølevann kondensator (y_{21}) og to av variablene mol% A i reaktorføde eller purgestrøm (y_{23} eller y_{29}), mol% C i reaktorføde eller purgestrøm (y_{25} eller y_{31}) eller mol% E i purgestrøm (y_{33})
Figyr 6:	Driftskostnader, *J*, som funksjon av kg G produsert pr time for ulike kombinasjoner av variable som ikke var ventet å være spesielt egnede kandidater for regulering



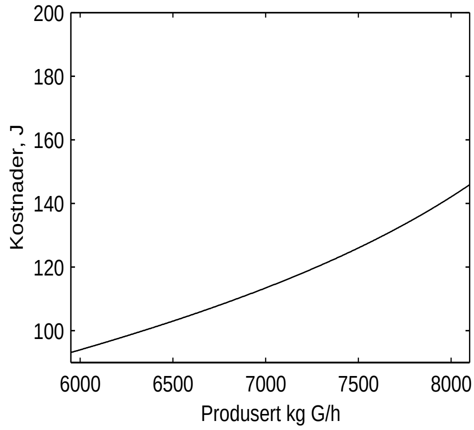
a) Konstant reaktortemperatur, mol% A og mol% C i reaktorføde, y9y23y25



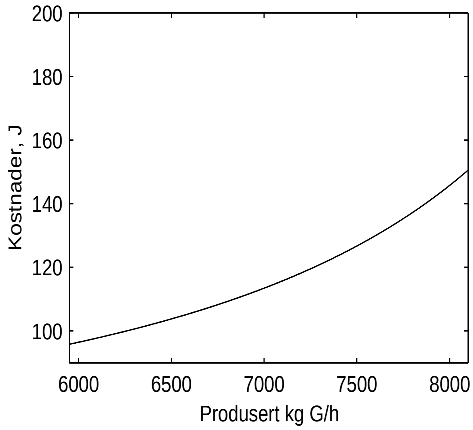
b) Konstant reaktortemperatur, mol% A i reaktorføde og mol% C i purgestrøm, y9y23y31



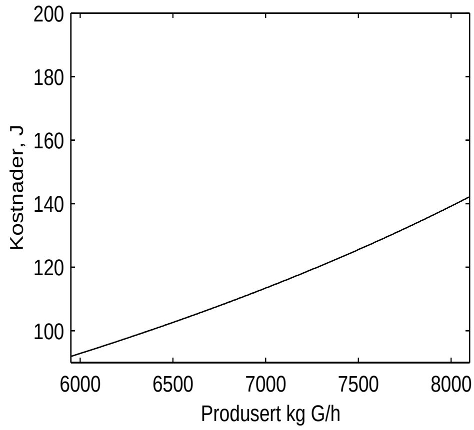
c) Konstant reaktortemperatur, mol% A i purgestrøm og mol% C i reaktorføde, y9y25y29



d) Konstant reaktortemperatur, mol% A og mol% C i purgestrøm, y9y29y31

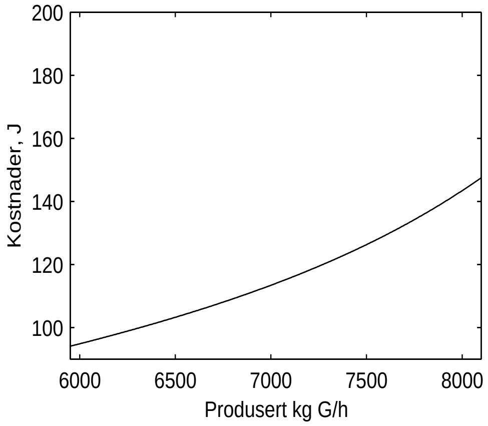


e) Konstant reaktortemperatur, mol% A og mol% E i purgestrøm, y9y29y33

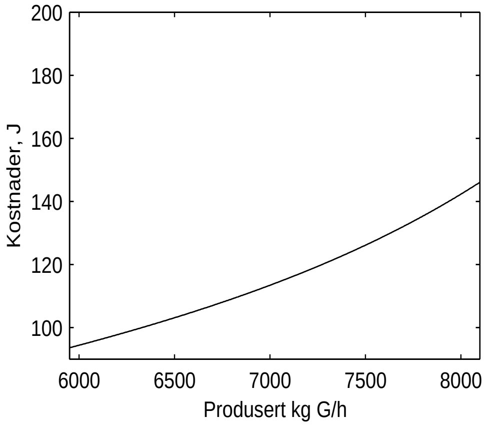


f) Konstant realtortemperatur, mol% C og mol% E i purgestrøm, y9y31y33

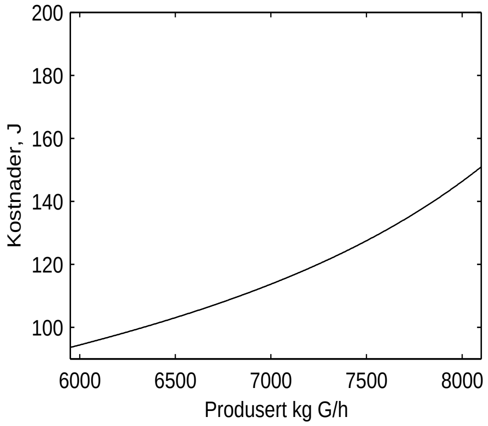
Figur: B-1 Driftskostnader, *J*, som funksjon av variasjon i produksjonsrate for ulike kombinasjoner av konstant reaktortemperatur, mol% A, mol% C og mol% E.



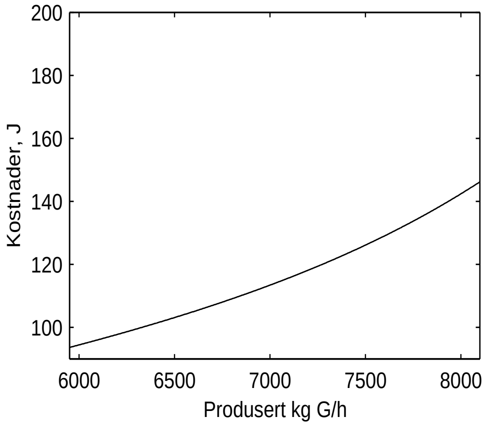
a) Konstant separatortemperatur, mol% A og mol% C i reaktorføde, y11y23y25



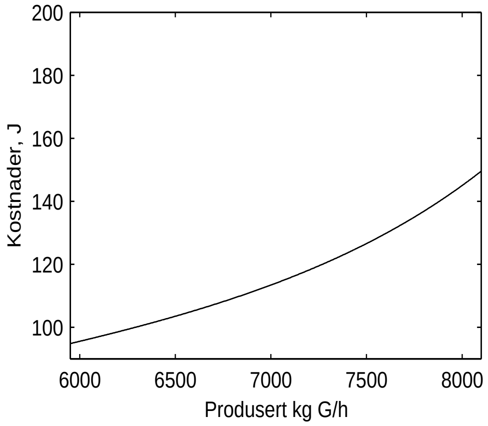
b) konstant separatortemperatur, mol% A i reaktorføde og mol% C i purgestrøm, y11y23y31



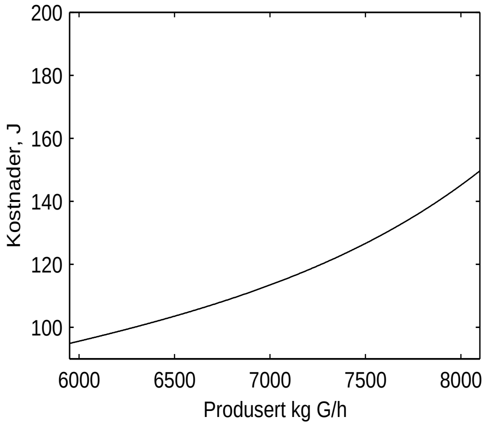
c) Konstant separatortemperatur, mol% A i purgestrøm og mol% C i reaktorføde, y11y25y29



d) Konstant separatortemperatur, mol% A og mol% C i purgestrøm, y9y29y31

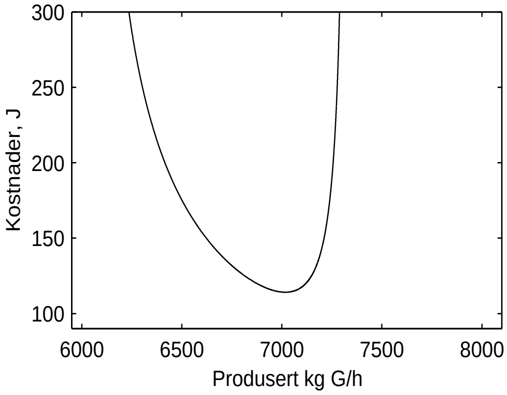


e) Konstant separatortemperatur,mol% A og mol% C i purgestrøm, y11y29y33

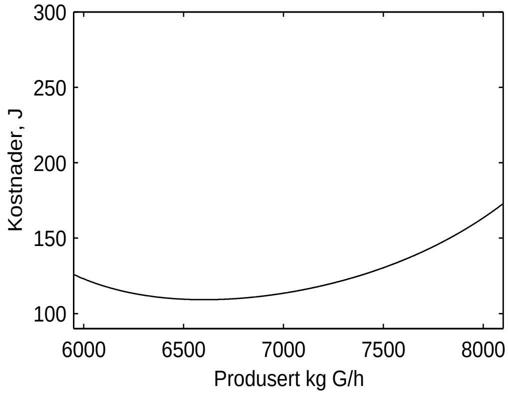


f) Konstant separatortemperatur, mol% C og mol% E i purgestrøm, y11y31y33

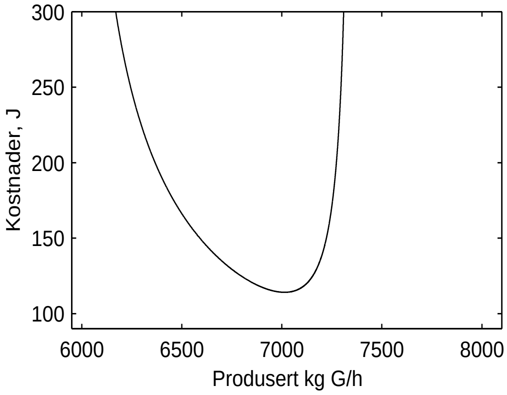
Figur: B-2 Driftskostnader, *J*, som funksjon av variasjon i produksjonsrate for ulike kombinasjoner av konstant separatortemperatur, mol% A, mol% C og mol% E.



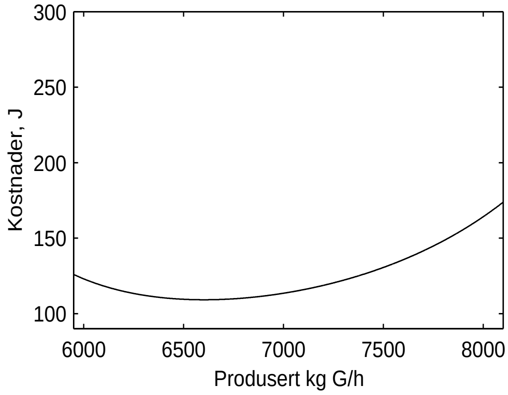
a) Konstant reaktor− og separatortemperatur og mol% A i reaktorføde, y9y11y23



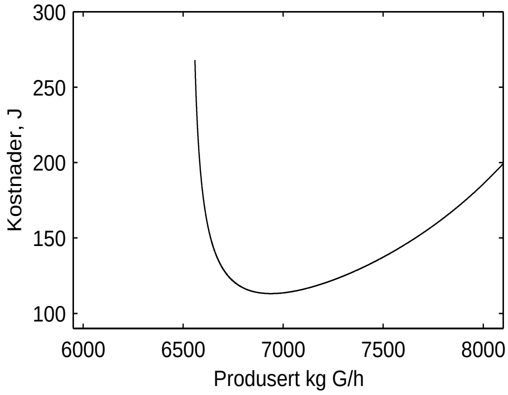
b) Konstant reaktor− og separatortemperatur og mol% C i reaktorføde, y9y11y25



c) Konstant reaktor− og separatortemperatur og mol% A i purgestrøm, y9y11y29

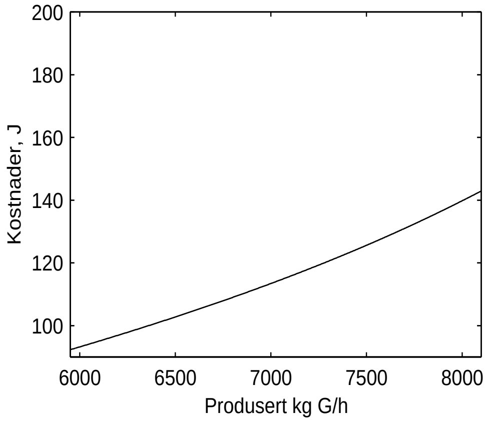


d) Konstant reaktor− og separatortemperatur og mol% C i purgestrøm, y9y11y31

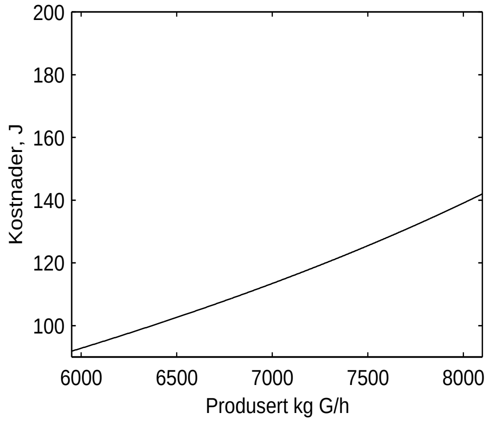


e) Konstant reaktor− og separatortemperatur og mol% E i purgestrøm, y9y11y33

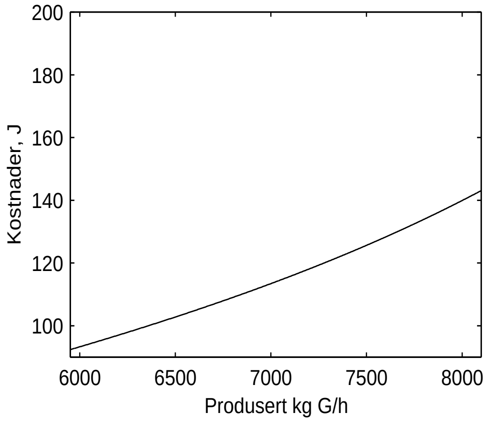
Figur: B-3 Driftskostnader, *J*, som funksjon av variasjon i produksjonsrate for ulike kombinasjoner av konstant reaktor- og separatortemperatur og mol% A eller mol% C eller mol% E.



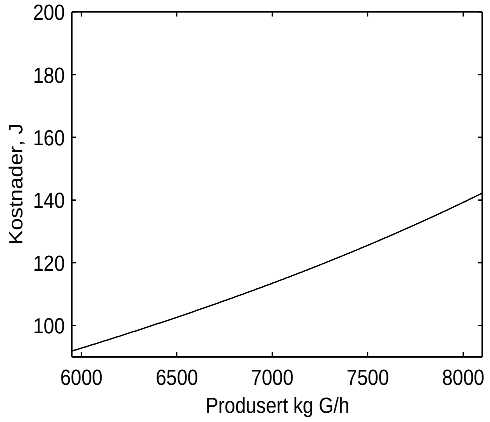
a) Konstant temp. kjølevann reaktor, mol% A og mol% C i reaktorføde, y21y23y25



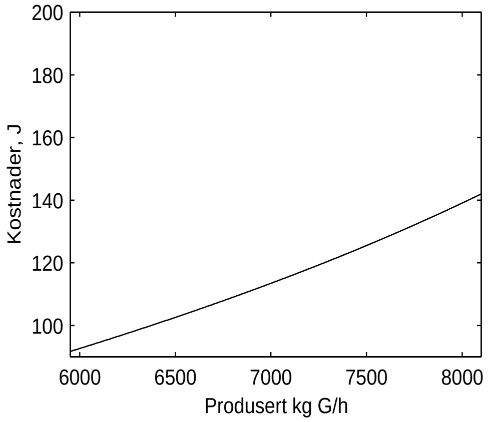
b) Konstant temp. kjølevann reaktor, mol% A i reaktorføde og mol% C i purgestrøm, y21y23y31



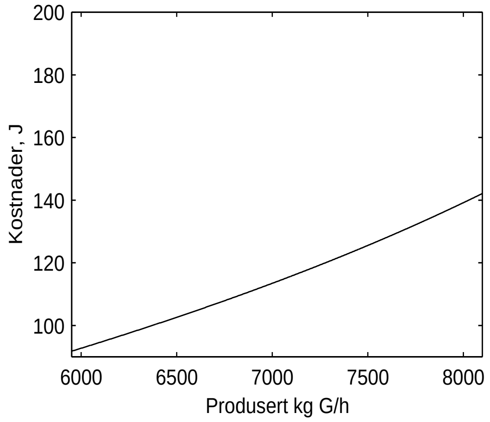
c) Konstant temp. kjølevann reaktor, mol% A i purgestrøm og mol% C i reaktorføde, y21y25y29



d) Konstant temp. kjølevann reaktor, mol% A og mol% C i purgestrøm, y21y29y31

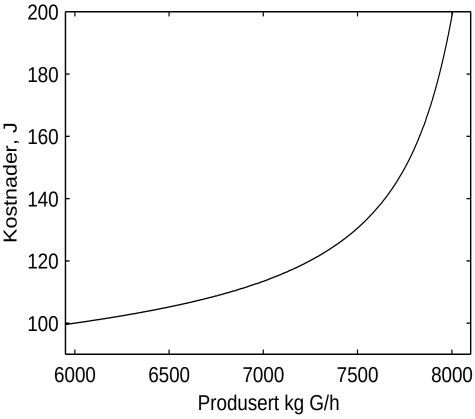


e) Konstant temp. kjølevann reaktor, mol% A og mol% E i purgestrøm, y21y29y31

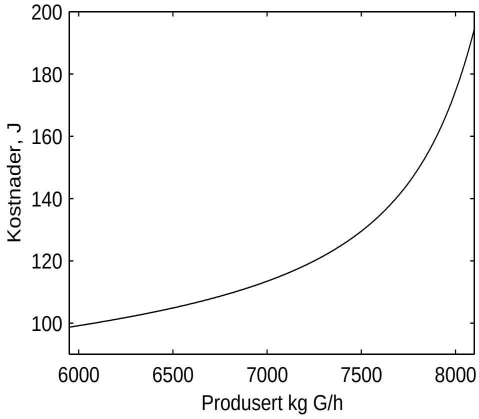


f) konstant temp. kjølevann reaktor, mol% C og mol% E i purgestrøm, y21y31y33

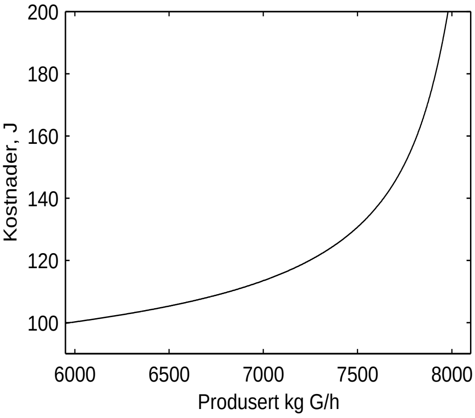
Figur: B-4 Driftskostnader, *J*, som funksjon av variasjon i produksjonsrate for ulike kombinasjoner av konstant temp. kjølevann reaktor, mol% A, mol% C og mol% E.



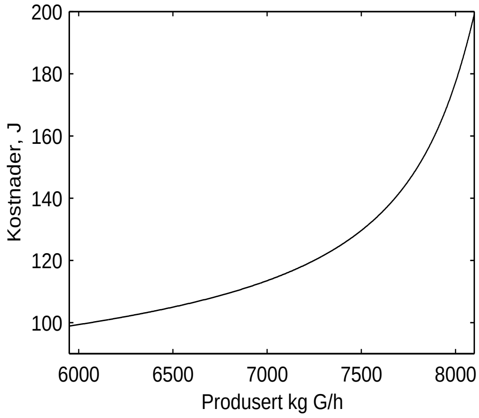
a) Konstant temp. kjølevann kondensator, mol% A og C i reaktorføde, y22y23y25



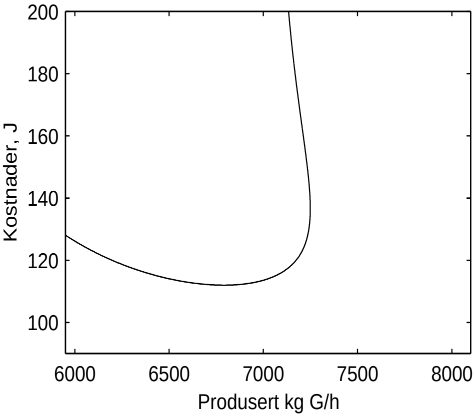
b) Konstant temp. kjølevann kondensator, mol% A i reaktorføde og mol% C i purgestrøm, y22y23y31



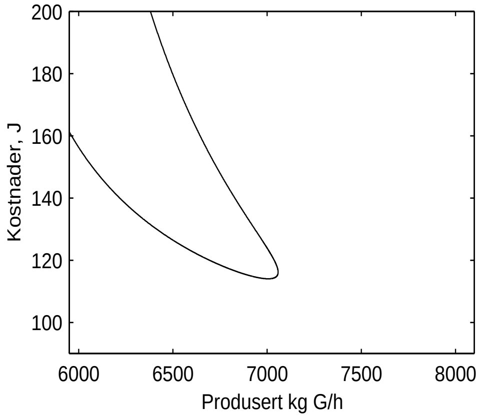
c) Konstant temp. kjølevann kondensator, mol% A i purgestrøm og mol% C i reaktoføde, y22y25y29



d) Konstant temp. kjølevann kondensator, mol% A og mol% C i purgestrøm, y22y29y31

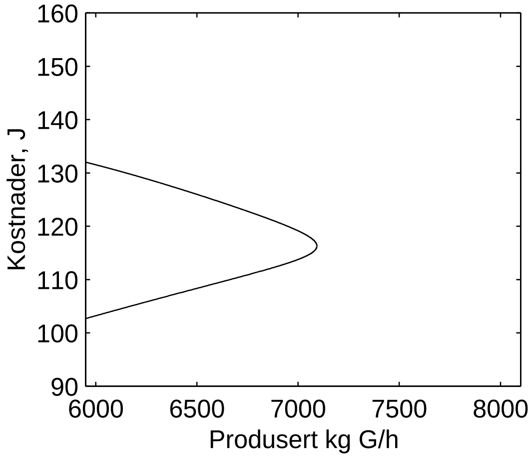


e) Konstant temp. kjølevann kondensator, mol% a og mol% E i purgestrøm, y22y29y33

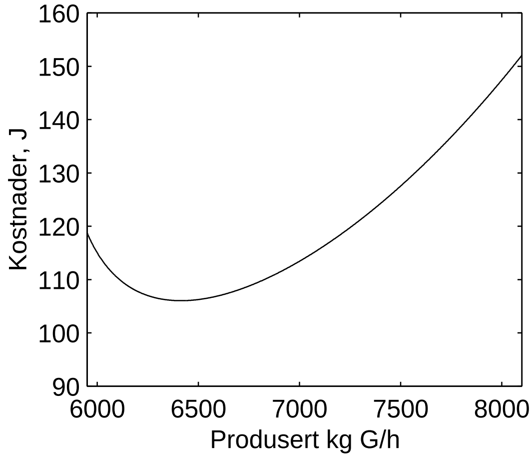


f) Konstant temp. kjølevann kondensator, mol% C og mol% E i purgestrøm, y22y31y33

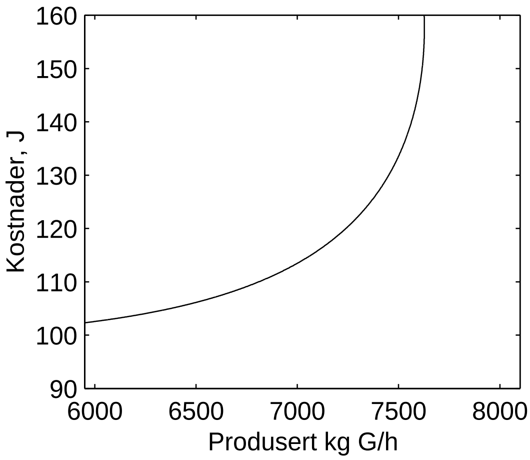
Figur: B-5 Driftskostnader, *J*, som funksjon av variasjon i produksjonsrate for ulike kombinasjoner av konstant temp. kjølevann kondensator, mol% A, mol% C og mol% E.



a) Konstant reaktortemperatur, mol% C og mol% F i purgestrøm, y9y31y34



b) Konstant separatortemperatur, mol% C og mol% F i purgestrøm, y11y31y34



c) Konstant reaktortemperatur, purgerate og mol% C i purge, y9y10y31

Figur: B-6 Driftskostnader, *J*, som funksjon av variasjon i produksjonsrate for ulike kombinasjoner av variable som synest å være dårlig egnet for regulering

BILAG C: VARIASJON I KOSTADENE, *J*, LANGS LØSNINGSKURVEN

Alle resultater er oppnådd ved følgende variable konstante på optimalverdi gitt av Ricker (1995) for optimal drift ved stajonærtilstand produksjon av 7038 kg G og H pr time (optimal base case):

Reaktortrykk, y_7 = 2800 kPa
Væskenivå reaktor, y_8 = 65 %
Væskenivå separator, y_{12} = 50%
Væskenivå stripper, y_{15} = 50%
Resirkuleringsventil, u_5 = 1 %
Dampventil, u_9 = 1 %
Ørehastighet reaktor, u_{12} = 100%

Ytterligere to variable, y_i, holdes konstant på optimalverdi som gitt av Ricker (1995). Ved hjelp av en kontinuasjonsmetode (Christiansen, 1997) ser man på variasjonen til de enkelte variable, *y*, i forhold til driftskostnader, *J*, langs løsningskurven til gitt sett av konstante variable, y_i. Resultatene er gitt i figur 1-36. Oversikt over figurene og hvilke variable som holdes konstant i hver figur er gitt i tabell C-1. Hver figur inneholder delplott som viser variasjon i *J* for hver enkelt variabel, *y*. Hver variabel er plottet med samme akser fra figur til figur. For enheter på aksene, se oversikt over variablene, *y*, tabell 2.2 og 2.3. Driftskostnadene er gitt i $/h.

Tabell: C-1 Oversikt over figurer

Tabell: C-1 Oversikt over figurer