Norges teknisk-
naturvitenskaplige universitet
NTNU

Institutt for kjemiteknikk

Rapport

KJEMITEKNIKK, PROSJEKTERING 1997

Tittel:	Emneord (3-4):
Simulering, dimensjonering og prosjekering av destillering av metanol, vann og formalin	Simulering Prosjektering Dimensjonering
Forfattere:	**Utført i tiden:**
Tor Arne Johannessen Karsten Mevassvik Frode Stenstrøm	Februar-Mai, 1997
Veiledere:	**ANTALL SIDER**
Prof. Sigurd Skogestad (IFK, FKB, NTNU) Lars R. Axelsen (DYNO Industrier ASA)	Hovedrapport: 21 Bilag: 47

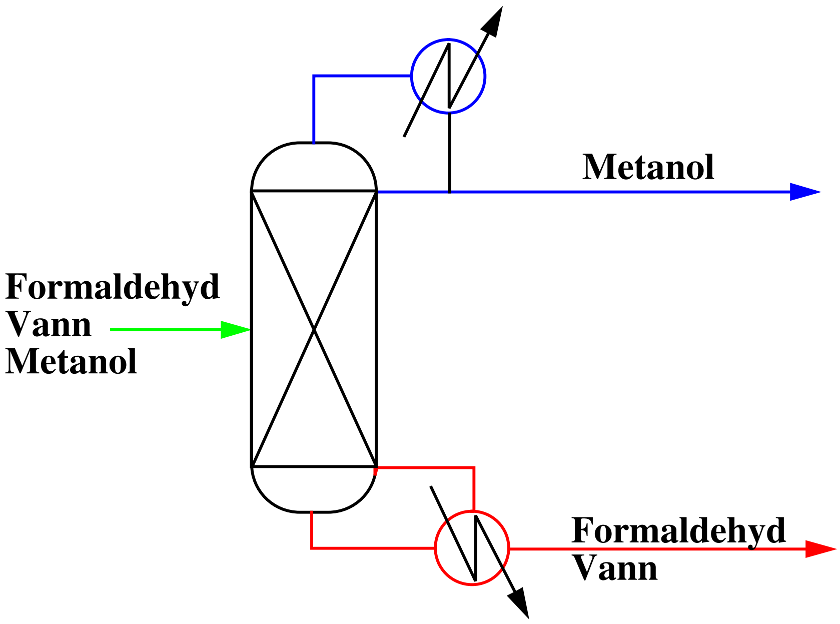
Ekstrakt av arbeidet og konklusjoner:

Det ble prosjektert destillasjonskolonne for gjenvinning av metanol fra formalin produksjon ved DYNO Industrier.
Alle kolononnene er beregnet til å gå med tap.
Det ble forsøkt simulering av kolonnen ved hjelp av Aspen Plus uten resultater grunnet den komplekse kjemien i formalinblandingen.
Beregningene ble utføret ved McCabe-Thieles Metode.

Dato og underskrifter:

Fag 52 073
Trondheim, Vår 1997

DESTILLASJON AV VANN, FORMALDEHYD OG METANOL



av

Tor Arne Johannessen, Karsten Mevassvik
og Frode Stenstrøm

Institutt for Kjemiteknikk
Fakultet for Kjemi og Biologi
Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet

INNHOLDSFORTEGNELSE

1 **Sammendrag** 1

2 **Innledning** 3

3 **Prosjektbasis** 5

3.1 Dagens anlegg -- 5

3.2 Destillasjon med resirkulering -- 5

3.2.1 Kolonnens tekniske spesifikasjoner - 6

3.3 Økonomi -- 6

4 **Prosessbeskrivelse** 7

4.1 Prosessen -- 7

4.2 Vann/Formalin/Metanol -- 7

4.2.1 Kjemi - 7

4.2.2 Likevektsdata og termodynamikk - 7

5 **Sammendrag av beregninger** 9

5.1 Simulering ved hjelp av Aspen Plus -- 9

5.2 McCabe-Thieles metode -- 10

5.3 Dimensjonering av kolonnen -- 11

5.4 Energibetrakninger -- 13

6 **Økonomiske overslag** 15

6.1 Investeringskostnader -- 15

6.2 Driftskostnader -- 15

7 **Investeringsanalyse** 17

7.1 Innsparing -- 17

7.2 Utgifter -- 17

7.3 Fortjeneste -- 18

7.4 Sensivitetsanalyse - 18
7.4.1 Variasjoner i energimengder - - - - - - - - - - - - - - - 19
7.4.2 Variasjoner i besparelser ved resirkulering av MeOH - - - - - - - 19

8 Konklusjon **21**

9 Litteraturliste **23**

10 Symbolliste **25**

Bilag 1 Likevekts data og figurer **27**

Bilag 1.1 Russiske data fra Ogorodnikov, [5] - - - - - - - - - - **27**
Bilag 1.2 Data hentet fra Walker, [4] - - - - - - - - - - - - **29**
Bilag 1.3 Data oppdrevet av Dyno, [6] - - - - - - - - - - - - **32**
Bilag 1.4 Aspen Tech - **35**
Bilag 1.5 Likevekts data fra Gmeling, [8] - - - - - - - - - - - **42**
Bilag 1.5.1 Metanol/Vann - - - - - - - - - - - - - - - - - 42
Bilag 1.5.2 Formaldehyd/Metanol - - - - - - - - - - - - - - 42
Bilag 1.5.3 Formaldehyd/Vann - - - - - - - - - - - - - - - 43
Bilag 1.6 Relativ flyktighet - - - - - - - - - - - - - - - - - **43**
Bilag 1.7 Sammenlikning av likevektsdata - - - - - - - - - - - **44**

Bilag 2 McCabe-Thieles metode **49**

Bilag 2.1 Samlede resultater - - - - - - - - - - - - - - - - - **49**
Bilag 2.2 Plott av N som funksjon av R - - - - - - - - - - - - **50**
Bilag 2.3 Likevektskurver - - - - - - - - - - - - - - - - - - **51**
Bilag 2.4 Valg av likevektsdata - - - - - - - - - - - - - - - **56**
Bilag 2.5 Teori for McCabe-Thieles metode - - - - - - - - - - - **57**
Bilag 2.5.1 Likevektslinje og driftslinje - - - - - - - - - - - - 58
Bilag 2.6 Energibetrakninger - - - - - - - - - - - - - - - - - **59**

Bilag 3 Dimensjonering **61**

Bilag 3.1 Dimensjonering ved 20 vekt-% metanol - - - - - - - - **61**
Bilag 3.1.1 Trykk på 0,85 bar. - - - - - - - - - - - - - - - 61
Bilag 3.1.2 Trykk på 0,46 bar. - - - - - - - - - - - - - - - 61
Bilag 3.2 Dimensjonering ved 10 vekt-% metanol - - - - - - - - **62**
Bilag 3.2.1 Trykk på 0,85 bar - - - - - - - - - - - - - - - 62
Bilag 3.2.2 Trykk på 0,46 bar - - - - - - - - - - - - - - - 62
Bilag 3.3 Dimensjonering ved 5 vekt-% metanol - - - - - - - - - **63**
Bilag 3.3.1 Trykk på 0,85 bar - - - - - - - - - - - - - - - 63
Bilag 3.3.2 Trykk på 0,46 bar - - - - - - - - - - - - - - - 63
Bilag 3.4 Beregning av dimensjoner - - - - - - - - - - - - - - **63**

Bilag 4 Økonomiske betraktninger **65**

Bilag 4.1 Investeringskostnader - - - - - - - - - - - - - - - - **65**
Bilag 4.2 Driftskostnader - - - - - - - - - - - - - - - - - - **68**
Bilag 4.2.1 Energikostnader - - - - - - - - - - - - - - - - 68

Bilag 4.3 *Innsparing* - 70
Bilag 4.4 *Investeringsanalyse* - 70

Bilag 5 Flytskjemaer 73

1 SAMMENDRAG

På initiativ fra Dyno Industrier Lillestrøm ble det prosjektert destillasjonsanlegg for gjenvinning a v metanol fra formalinproduksjon. Blandingen bestod a v vann, formaldehyd og metanol.

På grunn a v dannelse a v maursyre ved 100°C bør trykket senkes til under atmosfæretrykk. Tre trykk ble undersøkt: 1,00 bar , 0,85 bar og 0,46 bar . R/N-forhold og pakningsmateriale ble også variert for å finne beste alternativ . Seks ulike tilfeller ble undersøkt. Alle viste seg å være ulønnsomme .

Alle kolonnene ga store tap på grunn a v stor påkrevd energimengde for koker og at kun 25 Kg metanol kan regnes spart pr . tonn produsert 37 % formalin.

Beregningene ble gjort vha simulering i Aspen plus og McCabe-Thieles metode . På grunn a v dårlige likevektsdata i simuleringsverktøyet ga dette ingen resultater . Beregningene med McCabe-Thieles metode var basert på antagelser om ekvimolare strømmer , konstant flyktighet, føde ved koketemperatur samt at de valgte likevektsdataene beskriver forholdene i kolonnen. Sistnevnte antagelse utgjør den største feilkilden.

Valgt kolonne	Antall trinn	Refluks-forhold	Høyde [m]	Diameter [m]	Totale investerings-kostnader [Mill. NOK]	Totale drifts-kostnader [Mill. NOK]	Totalt tap [Mill. NOK]
20 vekt-% MeOH 0,46 bar							
150	19,2	4	7,1	1,1	2,98	5,42	3,67
250	19,2	4	7,1	1,4	3,95	8,60	5,68
10 vekt-% MeOH 0,85 bar							
150	37,2	9	13,8	1,1	4,02	5,47	3,72
250	37,2	9	13,8	1,4	5,74	8,58	5,66
5 vekt-% MeOH 0,85 bar							
150	25,2	20	9,7	1,1	3,46	5,67	3,92
250	25,2	20	9,7	1,4	4,64	8,88	4,25

Årlige innsparing for resirkulering var på 1,75 og 2,92 Mill. NOK for hhv . 150 og 250 tonn/døgn. Beregningene var basert på 300 driftsdøgn pr . år .

Sensivitetsanalyser viser at for at prosessen skal bli lønnsom må koker varmeintegreres vesentlig eller anlegget kjøres slik at effektiviten blir bedre .

Videre arbeid bør konsentreres om å endre termodynamikk i simuleringsverktøy slik at kolonnene kan optimaliseres bedre enn her . Det kan også modelleres termodynamikk til programering . Absorpsjon og pilotforsøk bør også undersøkes i tillegg til to-kolonnedesign.

2 INNLEDNING

Oppgaven ble utført i forbindelse med faget 52 073 Kjemiteknikk Prosjektering for Dyno Industrier ASA, Kjemidivisjonen. Veiledere var Lars R. Axelsen (DYNO) og Professor Sigurd Skogestad (NTNU). Gjesteprofessor Valeri Kiva har oversatt russisk litteratur, [5]. Denne litteraturen var til stor hjelp

Oppgaven var å se på destillasjon av en trekomponent blanding av formalin (FA), vann og metanol (MeOH) ved forskjellige fødesammensetninger og mengder. Likevektsdata skulle utredes. Vi skulle også finne optimalt driftstrykk og antall trinn med konsentrasjonen av MeOH i føden som hovedparameter. Ut fra håndberegninger og en tilsendt brosjyre fra Sulzer Chemtech Ltd ble diameter og høyde på kolonnen funnet.

Videre skulle kostnadsberegninger som investeringskostnader, driftskostnader og inntjening beregnes.

Vi brukte Aspen Technology's ASPEN PLUS (TM), release 9.1-3, [11] til kolonneberegninger. På grunn av polymerisering av formaldehyd er likevektsdataene i Aspen ikke grukbare. Det ble derfor ikke funnet resultater fra simuleringene. Det er dog mulig å få Aspen til å gjøre riktige beregninger, hvis man tilpasser termodynamikken til eksperimentelle data.

Det viser seg at det er lite litteratur å oppdrive om destillasjon av formalin, vann og metanol. Den tilsynelatende beste litteraturen på temaet er russisk, og er derfor vanskelig å skaffe. Det faktum at kjemien ikke er forstått helt, samt sen annkomst av litteratur, skapte en del problemer under utførelsen av prosjektet. Siden Aspen ikke kunne gi oss gode resultater ble vi nødt til å bruke Microsoft Excel versjon 5.0 til å gjøre håndberegninger av systemet. Tabulerte eksperimentelle verdier ble brukt i disse beregningene.

I Ogorodnikov, [5], er det gitt resultater fra to-kolonnedesign, vakumkolonne mm. Disse resultatene ble brukt som basis for enkelte antagelser. De stemte også bra med resultatene fra dette forsøket.

Det ble lagt ned betydelig arbeid ved simulering i Aspen uten at dette førte frem til konkrete resultater. Videre er hovedmenden av arbeidet konsentrert rundt behandlig av likevektsdata og termodynamikk for å finne god basis for beregningene. De økonomiske beregningene er ikke gjennomført i detalj på grunn av store økonomiske tap og overnevnte grunn.

3 PROSJEKTBASIS

Prosjektet tar utgangspunkt i et eksisterende prosessanlegg .

3.1 Dagens anlegg

Kolonnen som er prosjektert er en del av Dynos eksisterende anlegg ved Lillestrøm og i Danmark . Disse anleggene er beskrevet i Kapittel 4 "Prosessbeskrivelse".

Seks forskjellige føder til kolonnen ble undersøkt. Disse er gitt som forsøk nummer en til seks , slik som gitt av Tabell 3.1-1.

Tabell 3.1-1 *Mengde , sammensetning og egenskaper til føden for hvert tilfelle*

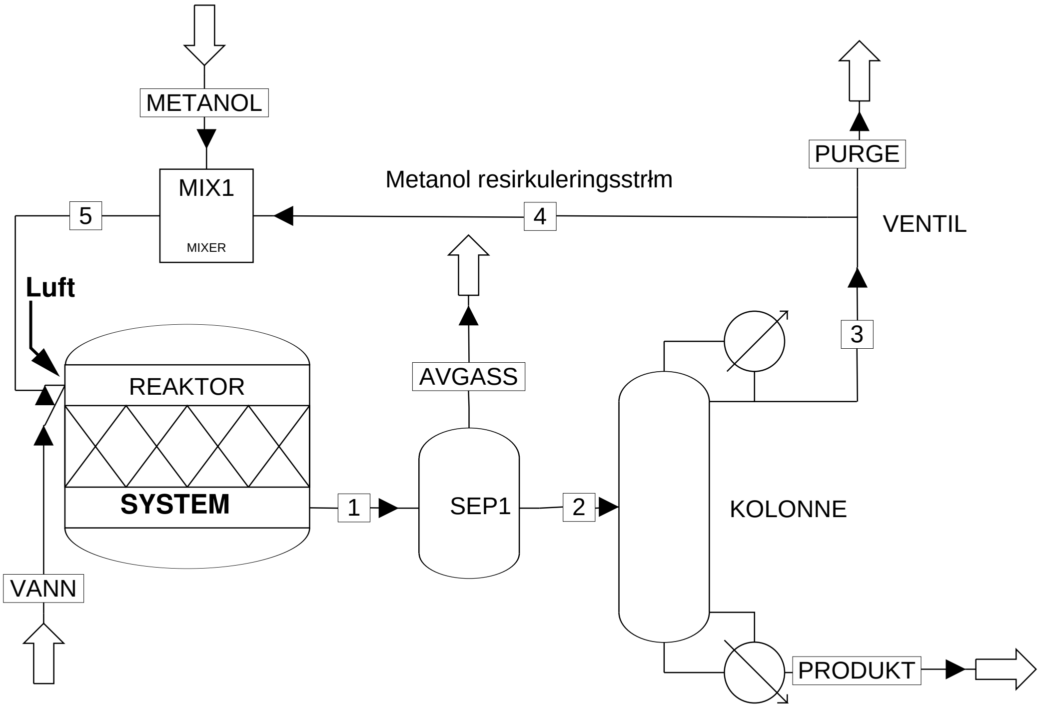
Parametere:	1	2	3	4	5	6
Mengde ,[tonn/dag]	150	250	150	250	150	250
FA,[vekt-%]	50	50	50	50	50	50
MeOH, [vekt-%]	5	5	10	10	20	20
Vann, [vekt-%]	45	45	40	40	30	30
Temperatur ,[°C]	60	60	60	60	60	60
Entalpi, [kW]	227	378	227	378	227	378
Tetthet, [kg/m ^{3}]	1140	1140	1130	1130	1110	1110
Viskositet, [mPas]	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8
Varmekapasitet, [kJ/kgK]	2,18	2,18	2,18	2,18	2,18	2,18

Variabler i prosjekteringen er trykk, R/N-forhold og pakningsmateriale .

3.2 Destillasjon med resirkulering

Når konsentrasjonen av metanol i produktstrømmen er høy , innebærer dette en stor ekstrakostnad på grunn av økt metanolforbruk. Dette forbruket kan reduseres ved innføring av resirkulering slik som vist av Figur 3.2-1. Dette flytskjemaet ligger til grunn for tekniske og økonomiske beregninger .

Målet ved destilleringen er å få adskilt metanol fra formaldehyd-vann blandingen.
Det er ønskelig å få ren metanol over toppen av kolonnen, i tillegg til at formalinen i bunnproduktet skal inneholde så lite metanol og maursyre som mulig . Det er viktig at kolonnetemperaturen i bunnen av kolonnen er lavere enn 100°C , da det ved denne temperaturen vil dannes maursyre i større grad.



Figur 3.2-1 *Forenkle flytskjema.*

3.2.1 Kolonnens tekniske spesifikasjoner

[5] forslår tre alternative metoder for å gjenvinne metanol fra formalin/vann. Disse alternativene er gitt a v Tabell B2.4-2. Ettersom blandingen er så kompleks er det vanskelig å finne optimale driftsbetingelser , antall trinn, dimensjoner , refluksforhold og liknende .

3.3 Økonomi

Det økonomiske grunnlaget for investering i en ny kolonne ligger i lønnsomhetet a v å resirkulere metanol slik at mengde innkjøpt metanol reduseres . Størrelsen på inntjeningen ved å resirkulere kontra kjøpe mer metanol danner grunnlaget for lønnsomheten a v prosjektet, og vil således være a vgjørende for gjennomføring a v prosjektet.

Prisen på metanol er derfor en nøkkelparameter i de økonomiske beregninger .

Fra Dyno fikk ble det oppgitt at inntjeningen som er mulig å oppnå er 25 Kg metanol pr. tonn produsert 37 vekt-% formalin.

4 PROSESSBESKRIVELSE

4.1 Prosessen

Prosessen har til hensikt å produsere formalin. Flytskjema for dagens anlegg på Lillestrøm er gitt i Bilag 5 "Flytskjemaer". Føden til reaktorsystemet er la vtrykksdamp , prosessluft, metanol og prosessvann. Etter reaktoren går produktene gjennom et eksisterende separasjonsanlegg som fjerner diverse uønskede komponenter fra produktstrømmen. Denne blandingen blir så destillert slik at metanolen blir fjernet fra blandingen. Metanolen som blir adskilt blir ikke gjenbrukt.

4.2 Vann/F ormalin/Metanol

4.2.1 Kjemi

Selv om formalin er et enkelt og velkjent organisk stoff , så er kjemien kompleks . Det skyldes at formalin sjelden foreligger som ren monomer . Formaldehyd kan deles inn i to grupper: (I) komponenter med formelen $(CH_2O)_n$ og (II) addisjonskomponenter eller solvater der de viktigste er metylenglykol $CH_2(OH)_2$ og hydratiserte lineære polynomer med formelen $HO(CH_2O)_nH$.

Hvordan formaldehydløsninger oppfører seg ved destillering bestemmes i hovedsak a v kinetikken til reaksjonene som inngår i polymerisering , depolymerisering og hydratisering og dehydratisering som vist under:

$$1/n\ HO\ (CH_2\ O)_n\ H + n\text{-}1/n\ H_2\ O = HO\ CH_2\ OH = CH_2\ O + H_2\ O \qquad (4.2\text{-}1)$$

Disse reaksjonene er trege under normale betingelser [4], så likevekt oppnås sjelden under destillering . Alkohol/formaldehydsystemer er tilsynelatende ganske like som vann-formaldehydsystemer . Den største forskjellen ligger i at alkohol/formaldehyd løsninger er mindre løselig enn metylen glykolen som kommer fra vanndige løsninger . I disse løsningene er formaldehyd hovedsakelig tilstede som enkle hemiacetaler . I vannholdige løsninger er det tydelig at tiltrekningen mellom metanol og formaldehyd er større enn formaldehyd og vann. Dette gjelder spesielt ved la ve temperaturer , og benyttes ofte for å stabilisere vannholdige formaldehydløsninger , så det ikke skal felles ut polymerer .

Det er to problemer ved separeringen. Det ene er å gjenvinne metanolen fra trekomponent løsningen, samtidig som innholdet a v formaldehyd over toppen a v kolonnen skal være minst mulig . Det andre er at hvis formaldehyd er for lenge i kokeren eller bunnen a v kolonnen, vil det bli dannet maursyre . Hvis innholdet a v maursyre skal være mindre enn 0,2 vekt-%, er det fullt mulig å bruke en kolonne ved atmosfærisk trykk, [4], [5].

4.2.2 Likevektsdata og termodynamikk

Det er blitt funnet fem sett med likevektsdata. Disse er gitt i Bilag 1 "Likevekts data og figurer". [5] gir en fullstendig beskrivelse a v termodynamikken til systemet, samt de nødvendige parametere . Disse er også gjengitt i Bilag 1 "Likevekts data og figurer".

Med parametere fra eksperimentelle resultater , er det mulig å få Aspen til å gjøre gode beregninger på kolonnen som dimensjonering og optimalisering a v refluksforhold. Det ville også være interessant å lete videre etter russisk litteratur på området.

5 SAMMENDRAG AV BEREGNINGER

Det ble utført beregninger ved hjelp av McCabe-Thieles metode og simuleringer med Hysim og Aspen Plus. Simulering i Aspen ga ikke adekvate resultater da likevekts-dataene i simuleringspakken ikke er riktige. Se Bilag 1 "Likevekts data og figurer" for sammenlikning av likevektsdata. Simuleringer i Hysim konvergerte ikke, slik at denne metoden ikke ga resultater. Dimensjonering av kolonnen ble derfor utført på basis av resultatene ved McCabe-Thieles metode.

Det ble undersøkt tre trykk nivå: 1,0, 0,85 og 0,46 bar. I Bilag 1.3 "Data oppdrevet av Dyno, [6]" er VLE-data for 1,0 og 0,46 bar gitt. Data for 0,85 bar ble bestemt ved inter-polasjon av disse. Makstemperatur for 1,0 og 0,46 bar er henholdsvis ca. 100˚C og ca. 84˚C. Interpolasjon av disse gir makstemperatur lik ca. 96˚C for 0,85 bar. På grunn av dannelse av uønskede mengder maursyre ved temperaturer over 100˚C ansees trykk på 1,0 bar som uinteressant. Det viser seg også at det er mest å tjene på å senke tryk-ket til 0,46 bar for 20 vekt-% MeOH i fødingen. Det er utført fullstendige beregninger for alle tre trykk. Prisberegninger er utført for kolonner med trykk på 0,85 bar og 0,46 bar.

5.1 Simulering ved hjelp av Aspen Plus

Det ble forsøkt simulering ved hjelp av Aspen Plus for beregninger av kolonnene. Likevektsdataene i biblioteket til Aspen viste seg å være ubrukelige da avvikene i for-hold til eksperimentelle data var for store. Dette skyldes at formaldehyd polymerise-res, depolymeriseres, hydreres og dehydreres. Se Bilag 1.7 "Sammenlikning av likevektsdata" for sammenlikning av dataene. Konklusjoner av sammenlikninger av binære VLE-data for forskjellige tilstandslikninger er gitt i Tabell 5.1-1. Data som ble brukt til sammenlikning er hentet fra [8], [6], [5].

Tabell 5.1-1 *Sammenlikninger av binære VLE-data i Aspen og litteraturen.*

Tilstandslikning	Metanol-Vann	Metanol-Formaldehyd	Formaldehyd-Vann
NRTL	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik
NRTL-RK	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik
UNIFAC	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik
UNIQUAC	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik
WILSON	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik
SR-POLAR	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik
VAN_LAAR	Ubetydelige avvik	Betydelige avvik	Betydelige avvik

Tabellen viser at VLE-data i Aspen hvor formaldehyd er med gir et lite egnet utgangs-punkt for simulering.

Tabell 5.1-2 viser aktivitetskoeffisienter for de tre binære systemene med tilstandslikningene nevnt ovenfor bortsett fra SR-Polar, som ga kun små avvik fra de angitte verdiene.

Tabell 5.1-2 *Aktivitetskoeffisienter for binære system i Aspen*

Aktivitets- koeffisienter	Metanol-Vann	Metanol-Formaldehyd	Formaldehyd-Vann
$\gamma_{Metanol}$: Aspen Gmeling	2,30 2,20	$5{,}80 \cdot 10^{-19}$ Ikke gitt	----- -----
γ_{Fa} : Aspen Gmeling	----- -----	$3{,}10 \cdot 10^{-3}$ Ikke gitt	1,0 Ikke gitt
γ_{Vann} : Aspen Gmeling	1,66 1,75	----- -----	1,0 Ikke gitt

Aktivitetskoeffisientene fra Gmeling er beregnet ved hjelp av Wilson tilstandslikning. Da formaldehyd polymeriserer seg er det ikke gitt aktivitetskoeffisienter for blandinger med formaldehyd i litteraturen. I Aspen fører de angitte aktivitetskoeffisientene til ubrukelige VLE-data.

Det ble forsøkt å endre aktivitetskoeffisientene i NRTL og UNIQUAC. I NRTL lot det seg gjøre å endre parametrene uten at det førte til bedre VLE-data. For UNIQUAC lot det seg ikke gjøre å endre parametrene. Selv om aktivitetskoeffisientene forandres er det ikke sikkert at det er mulig å produsere tilfredstillende likevektsdata.

Det ble også gjort forsøk på å legge VLE-data fra litteraturen inn i Aspen uten resultater. Dette er nok mulig å gjennomføre, men det lot seg ikke gjøre med den tiden som var til rådighet. Sannsynligheten for at dette gir tilfredstillende VLE-data er dog høyere enn ved å endre aktivitetskoeffisientene.

Det ble på tross av dette gjort forsøk på simuleringer som ga konvergensproblemer og dermed ingen resultater.

5.2 McCabe-Thieles metode

Ved hjelp av McCabe-Thieles metode ble antall teoretiske trinn (N) og minimum refluks (R=L/D) bestemt. For de seks tilfellene ble tre forskjellige trykk i kolonnen variert. Alle resultater ved McCabe-Thieles metode er gitt i Bilag 2.1 "Samlede resultater".

Det ble sammenlignet VLE-data fra Gmeling [8], Walker [4], Ogorodnikov [5] og russiske data fra Dyno [6]. Det viste seg at de russiske dataene fra Dyno var best egnet som basis for beregninger. Disse dataene var så å si identiske med Walker og Ogorodnikov, men skilte seg fra disse ved at de var mer detaljerte for de aktuelle sammensetnigene.

Likevektskurven som ble brukt til å finne antall trinn og refluks over kolonnen, ble funnet ved å kombinere likeveksdata for metanol og vann ved ulike konsentrasjoner formaldehyd. Ved konsentrasjoner av formaldehydl nærmere lik null ble eksperimentelle data for ren metanol-vann blanding benyttet.

Likevektskurven (metanol/vann) for ulike mengder formaldehyd ble bestemt ved prøving og feiling slik at den tilsvarte i størst mulig grad de antatte forholdene i kolonnen. Her ble resultater fra [5] benyttet til å anslå konsentrasjonene i kolonnens ulike deler .

Det ble etterhvert god overensstemmelse mellom konsentrasjonene i kolonnen og på VLE-linjen. I nederste del a v kolonnen var reell X_{Fa}=0,5, men X_{Fa}=0,35 (for 20 vekt % MeOH) ble brukt på grunn a v manglende data. Hvor stor usikkerhet dette medfører er vanskelig å anslå, men ettersom det også ble plottet et punkt i origo vil denne usikkerheten reduseres .

Fødetrinnet viste seg å være plassert omtrentlig etter de øverste 20% a v kolonnehøyden. Behandlingen a v VLE-dataene ble utført i Microsoft Excel og en 5. grads polynomfunksjon viste deg å gi best tilpasning . Antall teoretiske trinn og minimum refluks ble funnet ved å beregne koordinatene (X og Y -verdier) til hvert trinn. T abell 5.2-1 viser resultater fra beregningene med McCabe-Thiele metoden.

Tabell 5.2-1 *Antall trinn og minimum refluks ved McCabe-T hieles metode* .

Metanol i føden [vekt-%]	Trykk [bar]	R_{min}	N_S	N_F	N_{Tot}
20	1.00 0.85 0.46	3.91 3.60 3.21	53 49 10	12 13 6	65 62 16
10	1.00 0.85 0.46	9.96 8.66 6.78	88 56 74	18 15 20	106 71 94
5	1.00 0.85 0.46	21.06 18.66 14.34	34 36 31	17 17 14	51 53 45

Tabellen viser at minkende trykk gir mindre minimum refluks som forventet. Antall trinn er også generelt synkende ved gitt R og redusert trykk. Dette kommer bedre frem a v Bilag 2.2 "Plott a v N som funksjon a v R".

Antagelser

McCabe-Thieles metode baserer seg på ekvimolare strømmer i stripper og forsterker se Bilag 2.5 "T eori for McCabe-Thieles metode".

Den mest betydningsfulle antagelsen her er at den konstruerte VLE-linjen er antatt å beskrive forholdene i kolonnen. Her ligger sansynligvis den største usikkerheten i forsøket.

Det ble antatt at føden var ved koketemperatur for flyktigste komponent metanol (64˚C). Da fødetemperatur er 60˚C vil dette ikke føre til betydelige feil. Antagelsen fører til at q-linjen plasseres horisontalt. Den ville ellers vært dreid svakt med klokken

5.3 Dimensjonering av kolonnen

Dimensjonering a v kolonnen ble utført ved hjelp a v data fra Sulzer Chemtec h Ltd. som vil være eventuell leverandør a v destillasjonskolonne .

Valg av refluksforhold og antall trinn

For destillasjonskolonner er det en trade-off mellom antall trinn og refluks . Kriteriene for valg a v R/N forhold var at refluksforholdet ble valg så la vt som mulig uten at antall trinn ble for høyt. V ed R = R_{min} er antall trinn høyt, men synker raskt til et la vere nivå ved stigende R. I Bilag 2.2 "Plott a v N som funksjon a v R" sees tydelig trade-off mellom R og N . I tillegg ble R valgt slik at det er en viss margin til R_{min} for at kolonnens effektivitet ikke skal være for følsom for små svingninger i R. Hvis kolonnen velges med høyere antall trinn og mindre refluksforhold kan det spares noe på energiforbruket til kokeren samtidig som investeringskostnadene øker .

Valg av pakningsmateriale

Pakningsmaterialet som ble valgt er Mellapak 250 Y som ved F-faktor på 2 [m/s ·(Kg/m ^{3})$^{0.5}$] gir 2,7 teoretiske trinn per meter og et trykkfall på 1,2 mbar per meter kolonne . Kvaliteten på materialet var rustfritt stål (DIN 1,4404) som er en a v de rimeligste pakningsalternativene . Denne kvaliteten kan sansynligvis anvendes da ingen a v komponentene eller biproduktene ansees å være særlig korrosive eller i stand til å bryte ned pakningsmaterialet på annen måte .

Den strukturerte pakningen ble valgt, da den gir la vest innkjøpskostnader og bra forhold mellom høyde og diameter på kolonnen. V ed bruk a v finere pakning vil høyden kunne reduseres noe mens diameteren blir noe større . Dette medfører høyere innkjøpskostnader . Det kan tenkes at finere pakningsmateriale likevel er å foretrekke . Denne a vveiningen må gjøres når mer detaljerte økonomiske vurderinger foreligger . Antall reelle trinn ble funnet ved å multiplisere antall teoretiske trinn med en sikkerhetsfaktor på 1,2. Denne faktoren kan også velges større . Tabell 5.3-1 viser resultater fra dimensjonering a v kolonner med M250 Y som pakning . Resultater fra dimensjonering med andre pakninger er gitt i Bilag 3 "Dimensjonering".

Tabell 5.3-1 *Dimensjonering av kolonner med M 250 Y -pakning* .

Tilfelle [vekt-%]	Valgt R	N_S	N_F	N_{tot} teoretisk	N_{tot} faktisk	Høyde [m]	Diameter [m]
20% MeoH							
1,0 bar							
150 tonn	5	15	7	22	26,4	12,0	1,2
250 tonn	5	15	7	22	26,4	12,0	1,5
0,85 bar							
150 tonn	5	12	16	18	21,6	8,0	1,2
250 tonn	5	12	16	18	21,6	8,0	1,5
0,46 bar							
150 tonn	4	10	6	16	19,2	7,1	1,1
250 tonn	4	10	6	16	19,2	7,1	1,4

Tabell 5.3-1 *Dimensjonering av kolonner med M 250 Y -pakning* .

Tilfelle [vekt-%]	Valgt R	N_S	N_F	N_{tot} teoretisk	N_{tot} faktisk	Høyde [m]	Diameter [m]
10% MeoH							
1,0 bar							
150 tonn	10	24	10	34	40,8	15,0	1,2
250 tonn	10	24	10	34	40,8	15,0	1,7
0,85 bar							
150 tonn	9	21	10	31	37,2	13,8	1,1
250 tonn	9	21	10	31	37,2	13,8	1,4
0,46 bar							
150 tonn	8	11	8	19	22,8	8,4	1,5
250 tonn	8	11	8	19	22,8	8,4	1,9
5% MeoH							
1,0 bar							
150 tonn	22	13	11	24	28,8	10,7	1,3
250 tonn	22	13	11	24	28,8	10,7	1,5
0,85 bar							
150 tonn	20	11	10	21	25,2	9,7	1,1
250 tonn	20	11	10	21	25,2	9,7	1,4
0,46 bar							
150 tonn	16	9	9	18	21,6	8	2,0
250 tonn	16	9	9	18	21,6	8	2,6

Tabellen viser at redusert trykk medfører la vere kolonnehøyde . Økt fødemengde gir som ventet større diameter og samme høyde . Mindre metanol i føden gir ingen generell trend i høyde og diameter fordi R/N-forholdet ble individuelt bestemt for hvert tilfelle .

Ved10 vekt-% metanol i føden er det mest å tjene på å senke trykket til 0,46 bar . Det endelige valget a v beste kolonne må gjøres etter betrakning a v prisene .

5.4 Energibetrakninger

På basis a v ΔH_{vap} for fødemengde og refluks ble energibehovet til oppvarming funnet. Resultatene er gitt i T abell 5.4-1. Beregninger er vist i Bilag 2.6 "Energibetrakninger".

Tabell 5.4-1 *Minimum energibehov f or destillasjonskolonnene*

MeOH [vekt-%]	Trykk [bar]	Minimum energibehov 150 t/d [kW]	Minimum energibehov 250 t/d [kW]
20	0,46 0,85	4446 4477	7409 7461
10	0,46 0,85	4292 4324	7155 7209
5	0,46 0,85	4534 4566	7552 7606

Tabellen viser at redusert trykk gir liten gevinst med hensyn på energiforbruk. Det er derfor ikke mulig å si noe sikkert om valg a v kolonne foreløpig .

6 ØKONOMISKE OVERSLAG

6.1 Investeringskostnader

Investeringskostnader er definert som summen av direkte anleggskapital, indirekte anleggskapital og driftskapital. Hva som inngår i de enkelte delene samt beregninger er gitt i Bilag 4.1 "Investeringskostnader". Totale innkjøpskostnader er vist i Tabell 6.2-2. Beregningene er utført på basis av [9].

Kun koker, kondensator og kompressorkapasitet vil variere for trykk mellom 0,85 bar og 0,46 bar. Disse variasjonene antas å være tilstrekkelig små slik at de ikke påvirker valg av kolonne. Derfor annsees kolonnene med laveste innkjøpspris for å være de beste alternativene.

Det viser seg at investeringskostnadene kommer på ca. 14 ganger prisen på skall og pakning, se Bilag 4.1 "Investeringskostnader".

6.2 Driftskostnader

Med driftskostnader menes her ekstra driftskostnader etter innstallering av ny kolonne. Kostnadene antas kun å bestå av arbeidskraft (skift, vedlikehold, utvikling etc.), energikostnader til koker og indirekte kostnader, se Bilag 4.2 "Driftskostnader". Energikostnader til vakuumkompressor er sannsynligvis av betydning, men siden koker antas å bruke vesentlig mer energi er denne utgiften neglisjert.

Utgifter i forbindelse med arbeidskraft er beregnet ut i fra at kolonnen medfører et økt behov for arbeidskraft tilsvarende 1/2 mann. Når fem skift blir brukt kommer utgiftene herfra på 675.000 NOK.

Energikostnadene ved bruk av damp er beregnet ut fra data gitt av Dyno [6]. Utgifter ved energiforbruk er gitt i Tabell 6.2-1.

Tabell 6.2-1 *Minimum energibehov og energikostnader for destillasjonskolonnene*

MeOH [vekt-%]	Trykk [bar]	Minimum energibehov [kW]		Minimum energikostnader [Mill. NOK/år]	
		150 t/d	250 t/d	150 t/d	250 t/d
20	0,46 0,85	4446 4477	7409 7461	4,53 4,56	7,54 7,59
10	0,46 0,85	4292 4324	7155 7209	4,37 4,40	7,29 7,34
5	0,46 0,85	4534 4566	7552 7606	4,62 4,65	7,69 7,75

Totale energikostnader kommer da på mellom fire og åtte Mill. NOK/år.

Tabell 6.2-2 *Kostnadsoversikt*

Kolonne	Høyde [m]	Diameter [m]	Pris på skall og pakning [1000 NOK]	Investerings-kostnader [Mill. NOK]	Driftskostnader pr. år [Mill. NOK]
20 vekt-% MeoH					
0.85 bar					
150 tonn	8.0	1.2	243	3.45	5,57
250 tonn	8.0	1.5	326	4.63	8,72
0.46 bar					
150 tonn	7.1	1.1	**209**	**2.98**	**5,42**
250 tonn	7.1	1.4	**277**	**3.95**	**8,60**
10 vekt-% MeoH					
0.85 bar					
150 tonn	13.8	1.1	**282**	**4.02**	**5,47**
250 tonn	13.8	1.4	**403**	**5.74**	**8,58**
0.46 bar					
150 tonn	8.4	1.5	335	4.76	5,51
250 tonn	8.4	1.9	471	6.69	8,62
5 vekt-% MeoH					
0.85 bar					
150 tonn	9.7	1.1	**243**	**3.46**	**5,67**
250 tonn	9.7	1.4	**326**	**4.64**	**8,88**
0.46 bar					
150 tonn	8.0	2.0	505	7.17	6,00
250 tonn	8.0	2.6	748	10.62	9,46

Tabellen viser at 0,85 bar gir lavest innkjøpspris for fire av de seks tilfellene. Det må tas et forbehold da størrelsene og prisene er avhengig av valgt R/N forhold. Ved nærmere undersøkelser av priser ved forskjellige R/N forhold kan bedre alternativer fremkomme. De beste resultatene er merket med fet skrift.

7 INVESTERINGSANAL YSE

7.1 Innsparing

Innsparingene ved å returnere metanol til reaktor er beregnet for de seks kolonnene . Det er opplyst fra Dyno at det kan anntas en besparelse på 25 Kg metanol pr . tonn 37 vekt-% formalin produsert. Det tilsvarer innsparinger på 42,23, 37,50, 35,54 kg metanol for henholdsvis 20, 10 og 5 vekt-% metanol i føden.

Prisen på metanol er 1150,95 kr/tonn, [7]. Det regnes 300 produksjonsdøgn i året.

Tabell 7.1-1 *Innsparing ved resir kulering*

Dagsproduksjon [tonn]	Årlig produksjon av 37% FA-løsning [tonn]	Årlig resirkulert metanol [tonn]	Årlig innsparing ved resirkulering [Mill. NOK]
150	60811	1520	1.75
250	101346	2534	2,92

7.2 Utgifter

Utgifter ved innstallering og drift er gitt i Kapittel 6 "Økonomiske overslag".

Det sees a v Tabell 6.2-2 at kolonnene har høye driftskostnader . Dette skyldes høye energikostnader til koker

7.3 Fortjeneste

Tabell 7.3-1 *Innkjøpskostnader f or destillasjonskolonner*

Kolonne	Høyde [m]	Diameter [m]	Investerings-kostnader [Mill. NOK]	Drifts-kostnader pr . år [Mill. NOK]	Årlig innsparing ved resirkulering [Mill. NOK]	Årlige tap (eksklusiv inv .kost.) [Mill. NOK]
20 vekt-% MeoH						
0.85 bar						
150 tonn	8.0	1.2	3.45	5,57	1,75	3,82
250 tonn	8.0	1.5	4.63	8,72	2,92	5,80
0.46 bar						
150 tonn	7.1	1.1	2.98	5,42	1,75	3,67
250 tonn	7.1	1.4	3.95	8,60	2,92	5,68
10 vekt-% MeoH						
0.85 bar						
150 tonn	13.8	1.1	4.02	5,47	1,75	3,72
250 tonn	13.8	1.4	5.74	8,58	2,92	5,66
0.46 bar						
150 tonn	8.4	1.5	4.76	5,51	1,75	3,76
250 tonn	8.4	1.9	6.69	8,62	2,92	5,70
5 vekt-% MeoH						
0.85 bar						
150 tonn	9.7	1.1	3.46	5,67	1,75	3,92
250 tonn	9.7	1.4	4.64	8,88	2,92	5,96
0.46 bar						
150 tonn	8.0	2.0	7.17	6,00	1,75	4,25
250 tonn	8.0	2.6	10.62	9,46	2,92	6,54

Tabellen viser at alle tilfellene går med store tap .

7.4 Sensivitetsanalyse

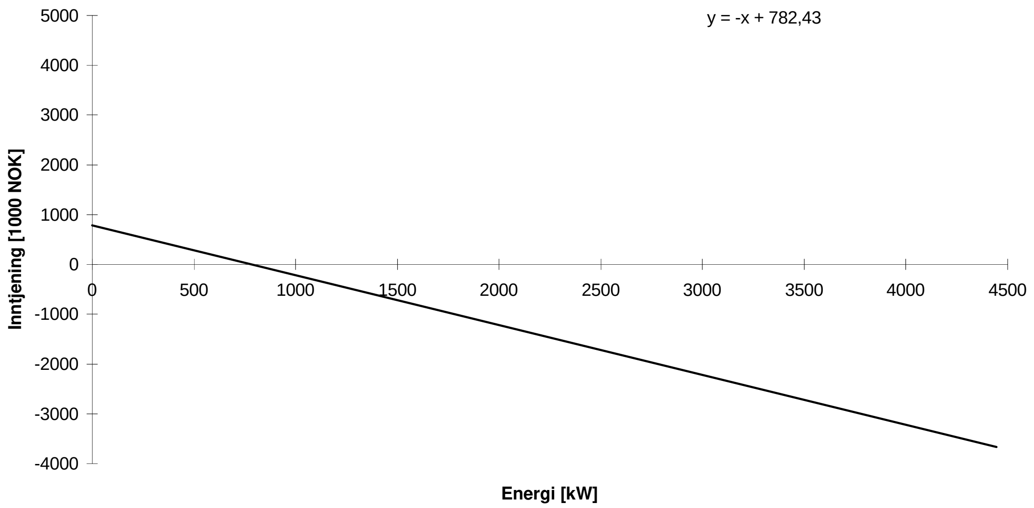
De store tapene skyldes i hovedsak to variabler:

- Energiforbruk i koker
- Liten besparelse ved resirkulering a v metanol

Sensivitetsanalysene viser variasjoner i angitte variabel når alle andre variabler holdes konstante . F orholdene er 150 tonn/døgn, 0,46 bar og 20 vekt-% metanol i føden.

De samme variasjonene gjelder for de andre 5 tilfellene .

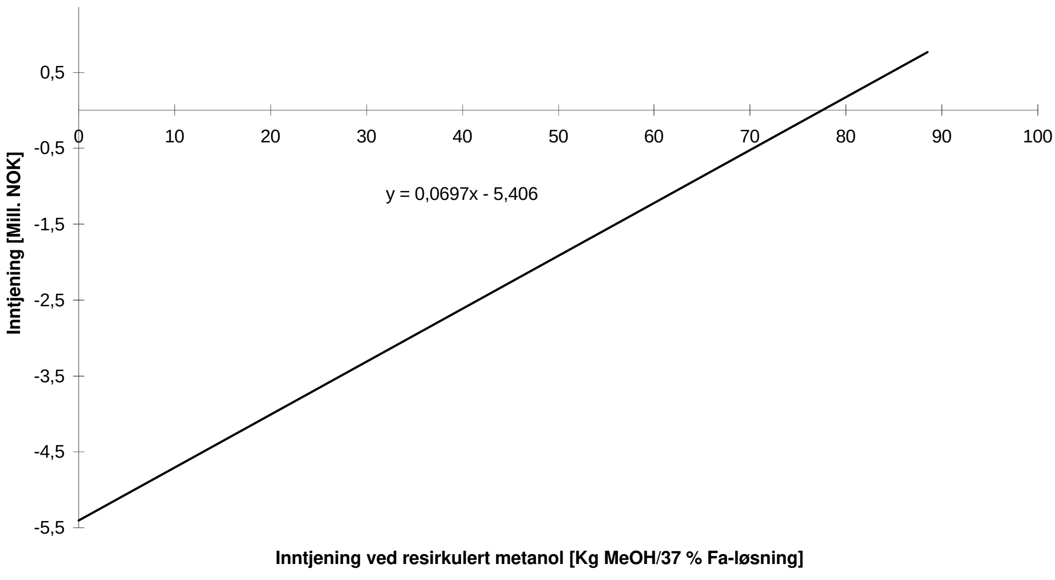
7.4.1 Variasjoner i energimengder



Figur 7.4-1 *Sensitivitetsanalyse for variasjoner i energimengde*

Figuren viser at hvis all dampen er gratis er inntjeningen på ca. 780.000 NOK. Beregnet energiforbruk på 4446 kW medfører et årlig tap på 3,67 Mill NOK.

7.4.2 Variasjoner i besparelser ved resirkulering av MeOH



Figur 7.4-2 *Sensitivitetsanalyse for variasjoner i netto inntjening i resirkulert metanol*

Figuren viser at inntjening på 80 kg metanol pr. tonn produsert 37% formalin må passeres for at kolonnen skal være lønnsom. Ved 100 kg bespart resirkulering blir inntjeningen på 1,53 Mill NOK.

Av figurene kan det fastslås at for at prosessen skal være lønnsom må kokeren varmeintegreres betydelig eller så må det la seg gjøre å kjøre prosessen slik at inntjeningen av resirkulert metanol økes.

8 KONKLUSJON

Det ble prosjektert destillasjonskolonne for metanol, vann og formaldehyd ved Dyno Industrier . Seks ulike tilfeller ble undersøkt. Alle viste seg å være ulønnsomme . De beste alternativene ble funnet ved variere trykk, R/N-forhold og pakningsmateriale .

Beregningene ble gjort vha simulering i Aspen [11], og manuelle beregninger ved McCabe-Thieles metode . På grunn a v dårlige likevektsdata i simuleringsverktøyet ga dette ingen resultater . Beregningene med McCabe-Thieles metode var basert på antagelser om ekvimolare strømmer , føde ved koketemperatur samt at de valgte likevektsdataene beskriver forholdene i kolonnen. Sistnevnte antagelse utgjør den største feilkilden.

Valgt kolonne	Antall trinn	Refluks-forhold	Høyde [m]	Diameter [m]	Totale investerings-kostnader [Mill. NOK]	Totale drifts-kostnader [Mill. NOK]	Totalt tap [Mill. NOK]
20 vekt-% MeOH 0,46 bar							
150	19,2	4	7,1	1,1	2,98	5,42	3,67
250	19,2	4	7,1	1,4	3,95	8,60	5,68
10 vekt-% MeOH 0,85 bar							
150	37,2	9	13,8	1,1	4,02	5,47	3,72
250	37,2	9	13,8	1,4	5,74	8,58	5,66
5 vekt-% MeOH 0,85 bar							
150	25,2	20	9,7	1,1	3,46	5,67	3,92
250	25,2	20	9,7	1,4	4,64	8,88	4,25

Årlige innsparing for resirkulering var på 1,75 og 2,92 Mill. NOK for hhv 150 og 250 tonn/døgn. Beregningene var basert på 300 driftsdøgn pr . år .

Sensivitetsanalyser viser at for at prosessen skal bli lønnsom må koker integreres vesentlig eller anlegget kjøres slik at effektiviten blir bedre .

Videre arbeid bør konsentreres om å endre termodynamikk i simuleringsverktøy slik at kolonnene kan optimaliseres bedre enn her . Det kan også modelleres termodynamikk til programering . Absorpsjon og pilotforsøk samt to-kolonne design bør også vurderes .

Trondheim, den 4/5/97

Karsten Mevassvik | Tor Arne J ohannessen | Frode Stenstrøm

9 LITTERATURLISTE

[1] Aylward & Findlay, “SI Chemical Data”, 2. ed., Hong Kong, John Wiley & Sons, 1974

[2] Geankoplis, C. J., “Transport Processes and Unit Operations”, Prentice Hall International Editions, USA, 1993

[3] Lide, David. R “CRC Handbook of Chemistry & Physics”, 72. ed, CRC Press, 1991.

[4] Walker, J. Fredric, “Formaldehyde”, 3.ed. Reinhold Publishing Corporation, New York, 1964.

[5] Sergey Konstantin Ogorodnikov, “Formaldehyde”, Chemistzy, Leningrad, 1984

[6] Russiske likevektsdata levert av Dyno, ukjent kilde

[7] Chemical Market reporter, Vol 25, No 13, March 31, 1997

[8] Gmeling, J., Onken, V., “Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection”, Chemistry Data Series, Dechema, Frankfurt am Main, Tyskland, 1977

[9] Nesse, N. “Prosjektering av prosessanlegg”, NTH/UNIT, Trondheim, 1992

[10] Jenssen, B., “Masse- og energiberegninger Likevektsberegninger”, Institutt for idustriell kjemi, NTH, 1994.

[11] Aspen Technology’s ASPEN PLUS (TM), release 9.1-3, [11]

10 SYMBOLLISTE

Symboler brukt i rapporten, med benevning og beskrivelse

SYMBOL	BENEVNING	BESKRIVELSE
N	-	Antall trinn
R	-	Refluksforhold, R=L/D
R_{min}	-	Minimun refluksforhold, R=L/D
N_S	-	Antall trinn i a vdriver
N_F	-	Antrall trinn i forsterker
N_{TOT}	-	Summen a v trinn i kolonnen
Cv	KJ/Kg ·K	Varmekapasitet
C	˚C	Temperatur
L	tonn/dag	Refluksstrøm
D	tonn/dag	Destillatstrøm
B	tonn/dag	Bunnprodukt
F	tonn/dag	Føding til kolonne
ΔH	KJ/KG	Entalpi
FA	-	Formalin, F ormaldehyd
MeOH	-	Metanol
H_2O	-	Vann
W	kg/time	Massestrøm
h	time	Tidsenhet
FA		Formalin, formaldehyd
MeOH		Metanol
H2O		Vann
x,X	-	Mol/vekt-fraksjon/prosent: Væskefase
y,Y	-	Mol/vekt-fraksjon/prosent: Gassfase
VLE		Vaport liquid equilibrium data
g	kg/m^2h	Gass-strøm
M	g/mol	Gjennomsnitlig molmasse

BILAG 1 LIKEVEKTS DATA OG FIGURER

Bilag 1.1 Russiske data fra Ogorodnikov , [5]

Tabell B1.1-1 *VLE data hentet fra Ogorodnikov , [5]*

Temperatur	Trykk	X [mol-%]			Y [mol-%]		
[˚C]	[mmHg]	FA	Vann	MeOH	FA	Vann	MeOH
60,00	142,20	22,40	74,80	2,80	79,40	8,40	12,20
60,00	167,40	20,90	69,70	9,40	63,10	25,70	11,20
60,00	215,70	18,80	62,90	18,30	46,10	44,10	9,80
60,00	271,30	16,80	55,70	27,50	34,30	58,40	7,30
60,00	336,80	14,20	47,80	38,00	25,60	69,10	5,30
60,00	393,00	12,10	40,20	47,70	19,70	76,60	3,70
60,00	466,80	8,70	30,60	60,70	13,30	84,55	2,15
60,00	524,90	6,00	20,20	73,80	8,80	89,91	1,29
60,00	532,60	2,70	9,10	88,20	3,70	95,82	0,48
60,00	135,30	35,90	59,90	4,20	73,80	9,90	16,30
60,00	151,60	34,00	55,40	10,60	60,00	23,70	16,30
60,00	189,90	30,20	50,60	19,20	44,60	40,30	15,10
60,00	232,10	27,20	45,10	27,70	33,50	54,10	12,40
60,00	299,70	22,80	38,20	39,00	23,20	68,30	8,50
60,00	376,00	18,30	30,90	50,80	16,40	78,00	5,60
60,00	438,90	14,50	24,20	61,30	12,00	84,30	3,70
60,00	498,80	10,10	17,80	72,10	8,20	89,74	2,06
60,00	566,90	5,20	9,20	85,60	4,00	95,01	0,99
60,00	129,90	49,90	42,80	7,30	64,50	13,90	21,60
60,00	143,30	47,10	39,40	13,50	53,30	25,30	21,40
60,00	165,70	43,30	35,80	20,90	41,10	38,50	20,40
60,00	199,60	39,30	32,70	28,00	31,80	50,00	18,20
60,00	242,20	34,50	29,50	36,00	24,20	61,60	14,20
60,00	298,20	30,10	25,30	44,60	18,00	71,30	10,70
60,00	364,70	24,70	21,80	53,50	12,00	80,60	7,40
60,00	445,80	18,50	15,10	66,40	8,00	87,30	4,70
60,00	529,90	10,60	8,90	80,50	4,60	93,18	2,22
70,00	239,60	22,20	74,10	3,70	76,10	10,00	13,90
70,00	264,90	21,00	69,90	9,10	63,80	22,90	13,30
70,00	309,50	19,60	65,50	14,90	51,70	36,30	12,00
70,00	359,40	18,20	61,00	20,80	41,90	47,70	10,40

Tabell B1.1-1 *VLE data hentet fra Ogorodnikov , [5]*

Temperatur	Trykk	X [mol-%]			Y [mol-%]		
[˚C]	[mmHg]	FA	Vann	MeOH	FA	Vann	MeOH
70,00	410,80	17,00	56,50	26,50	35,50	55,70	8,80
70,00	471,50	15,30	51,30	33,40	29,20	64,20	6,60
70,00	556,90	13,20	43,90	42,90	22,50	72,60	4,90
70,00	629,30	10,90	36,20	52,90	17,40	79,30	3,30
70,00	716,10	7,90	26,90	65,20	12,60	85,48	1,92
70,00	822,80	4,10	14,00	81,90	6,60	92,51	0,89
70,00	221,70	35,90	60,80	3,30	73,90	6,80	19,30
70,00	239,90	34,10	57,00	8,90	62,10	18,80	19,10
70,00	274,30	31,80	52,80	15,40	50,00	32,00	18,00
70,00	333,90	28,30	47,70	24,00	37,60	47,10	15,30
70,00	406,60	25,30	41,90	32,80	28,40	59,90	11,70
70,00	489,70	21,50	36,80	41,70	22,50	68,60	8,90
70,00	577,80	18,00	29,80	52,20	16,50	77,40	6,10
70,00	669,20	13,70	23,30	63,00	11,50	84,70	3,80
70,00	776,10	8,60	14,60	76,80	7,00	90,98	2,02
70,00	854,90	4,30	7,20	88,50	3,40	95,71	0,89
70,00	212,80	50,00	42,80	7,20	61,00	14,00	25,00
70,00	233,80	47,20	39,30	13,50	50,30	25,30	24,40
70,00	269,90	42,60	35,70	21,70	39,30	37,90	22,80
70,00	315,60	38,70	32,30	29,00	30,80	49,70	19,50
70,00	379,00	33,90	28,90	37,20	22,10	62,50	15,40
70,00	462,90	29,40	24,80	45,80	17,40	71,00	11,60
70,00	550,40	24,50	20,90	54,60	12,90	78,30	8,80
70,00	657,70	18,40	15,90	65,70	8,90	85,40	5,70
70,00	779,00	11,10	9,40	79,50	5,20	91,90	2,90
80,00	368,80	22,30	74,60	3,10	75,80	8,30	15,90
80,00	409,10	21,30	70,30	8,40	64,00	20,30	15,70
80,00	478,70	19,40	65,00	15,60	49,80	36,40	13,80
80,00	574,30	17,80	59,00	23,20	38,90	50,00	11,10
80,00	702,60	15,40	51,60	33,00	29,40	63,00	7,60
80,00	810,90	13,30	44,50	42,20	23,30	71,50	5,20
80,00	1066,10	7,60	25,70	66,70	12,20	85,70	2,10
80,00	1205,80	3,80	13,20	83,00	6,10	93,02	0,88
80,00	353,80	36,30	59,80	3,90	69,20	8,00	22,80
80,00	386,90	33,60	56,50	9,90	58,10	20,10	21,80
80,00	435,10	31,60	51,00	17,40	47,70	32,20	20,10
80,00	505,90	28,80	47,30	23,90	37,50	44,70	17,80
80,00	607,60	26,00	41,90	32,10	28,30	58,20	13,50
80,00	749,80	20,70	35,60	43,70	21,00	70,40	8,60

Tabell B1.1-1 *VLE data hentet fra Ogorodnikov , [5]*

Temperatur	Trykk	X [mol-%]			Y [mol-%]		
[˚C]	[mmHg]	FA	Vann	MeOH	FA	Vann	MeOH
80,00	16,80	16,80	26,10	57,10	15,10	79,40	5,50
80,00	1043,30	11,60	19,60	68,80	10,60	86,20	3,20
80,00	1186,90	6,20	10,80	83,00	5,30	93,25	1,45
80,00	337,00	50,60	42,80	6,60	57,90	12,70	29,40
80,00	368,70	47,20	39,70	13,10	48,00	23,30	28,70
80,00	407,60	43,80	36,20	20,00	48,00	25,30	26,70
80,00	482,00	38,60	32,60	28,80	30,00	47,50	22,50
80,00	567,90	34,20	28,80	37,00	23,40	58,20	18,40
80,00	678,40	29,80	24,50	45,70	17,70	69,00	13,30
80,00	801,00	24,80	21,30	53,90	13,80	76,50	9,70
80,00	950,20	19,00	16,00	65,00	9,50	84,60	5,90
80,00	1126,60	11,40	9,70	78,90	5,40	91,78	2,82

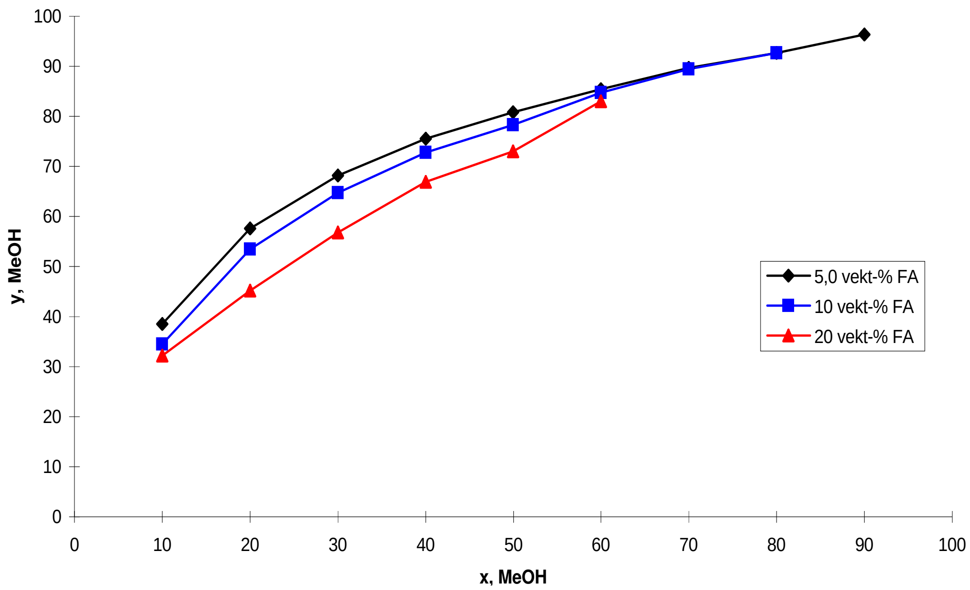
Bilag 1.2 Data hentet fra W alker , [4]

Tabell B1.2-1 *Likevektsdata hentet fra W alker , [4]*

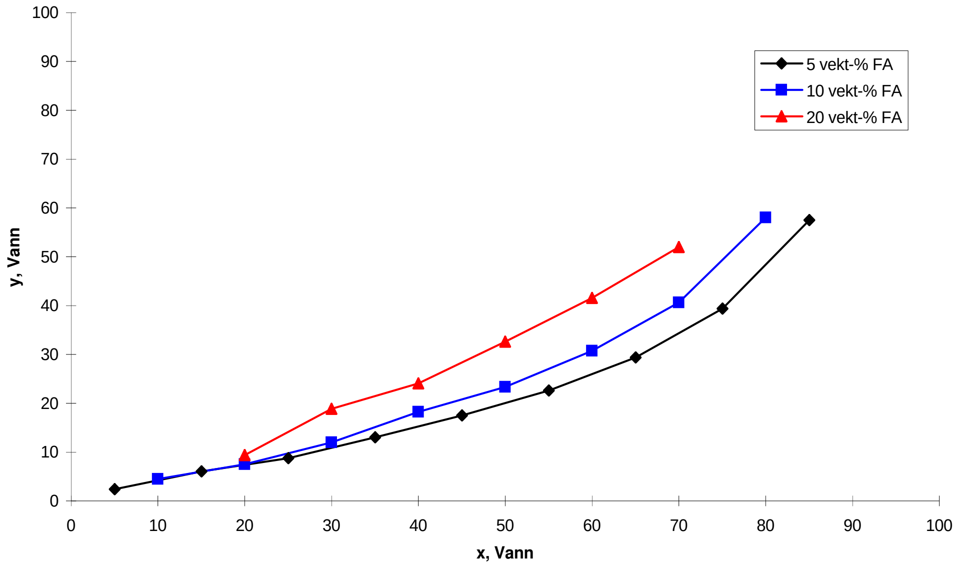
Kokepunkt	**X [vekt-%]**			**Y [vekt-%]**		
[˚C]	FA	MeOH	Vann	FA	MeOH	Vann
92,6	5,0	10,0	85,0	4,0	38,5	57,5
87,4	5,0	20,0	75,0	3,0	57,6	39,4
83,7	5,0	30,0	65,0	2,4	68,2	29,4
79,1	5,0	40,0	55,0	1,9	75,5	22,6
76,9	5,0	50,0	45,0	1,7	80,8	17,5
74,4	5,0	60,0	35,0	1,6	85,4	13,0
72,1	5,0	70,0	25,0	1,5	89,7	8,8
69,3	5,0	80,0	15,0	1,4	92,6	6,0
67,1	5,0	90,0	5,0	1,3	96,3	2,4
93,8	10,0	10,0	80,0	7,5	34,5	58,0
88,8	10,0	20,0	70,0	5,9	53,5	40,6
84,6	10,0	30,0	60,0	4,6	64,7	30,7
80,8	10,0	40,0	50,0	3,9	72,8	23,3
77,6	10,0	50,0	40,0	3,5	78,3	18,2
74,8	10,0	60,0	30,0	3,3	84,7	12,0
72,5	10,0	70,0	20,0	3,1	89,4	7,5
69,2	10,0	80,0	10,0	2,9	92,6	4,5
95,2	20,0	10,0	70,0	15,8	32,2	52,0
91,5	20,0	20,0	60,0	13,2	45,2	41,6

Tabell B1.2-1 *Likevektsdata hentet fra W alker , [4]*

Kokepunkt	X [vekt-%]			Y [vekt-%]		
[˚C]	FA	MeOH	Vann	FA	MeOH	Vann
87,1	20,0	30,0	50,0	10,6	56,8	32,6
83,5	20,0	40,0	40,0	9,0	66,9	24,1
80,1	20,0	50,0	30,0	8,1	73,0	18,9
76,4	20,0	60,0	20,0	7,6	83,0	9,4
96,0	30,0	10,0	60,0	22,1	23,6	54,3
93,2	30,0	20,0	50,0	19,9	38,5	41,6
89,9	30,0	30,0	40,0	17,8	48,3	33,9
86,1	30,0	40,0	30,0	15,7	59,7	24,6
97,1	40,0	10,0	50,0	27,8	22,4	49,8
94,2	40,0	20,0	40,0	26,0	32,9	41,1
97,6	50,0	5,0	45,0	35,6	13,3	51,1



Figur B1.2-1 XY diagram for en blanding av MeOH/FA/V ann ved tre forskjellige vekt-% FA



Figur B1.2-2 **XY diagram for en blanding av MeOH/FA/V ann ved tre forskjellige vekt-% FA**

Tabell B1.2-2 *Beregnet flyktighet og relativ flyktighet ut fra data fra W alker , [4]*

X [vekt-%]	Flyktighet, $K_i = \frac{y_i}{x_i}$			Relativ flyktighet, $\alpha = \frac{K_i}{K_j}$		
FA	FA	MeOH	Vann	**MeOH/V ann**	**Vann/FA**	**MeOH/FA**
5,0	0,80	3,85	0,68	5,69	0,85	4,81
5,0	0,60	2,88	0,53	5,48	0,88	4,80
5,0	0,48	2,27	0,45	5,03	0,94	4,74
5,0	0,38	1,89	0,41	4,59	1,08	4,97
5,0	0,34	1,62	0,39	4,16	1,14	4,75
5,0	0,32	1,42	0,37	3,83	1,16	4,45
5,0	0,30	1,28	0,35	3,64	1,17	4,27
5,0	0,28	1,16	0,40	2,89	1,43	4,13
5,0	0,26	1,07	0,48	2,23	1,85	4,12
10,0	0,75	3,45	0,73	4,76	0,97	4,60
10,0	0,59	2,68	0,58	4,61	0,98	4,53
10,0	0,46	2,16	0,51	4,21	1,11	4,69
10,0	0,39	1,82	0,47	3,91	1,19	4,67
10,0	0,35	1,57	0,46	3,44	1,30	4,47
10,0	0,33	1,41	0,40	3,53	1,21	4,28
10,0	0,31	1,28	0,38	3,41	1,21	4,12
10,0	0,29	1,16	0,45	2,57	1,55	3,99
20,0	0,79	3,22	0,74	4,33	0,94	4,08
20,0	0,66	2,26	0,69	3,26	1,05	3,42
20,0	0,53	1,89	0,65	2,90	1,23	3,57

Tabell B1.2-2 *Beregnet flyktighet og relativ flyktighet ut fra data fra Walker, [4]*

X [vekt-%]	Flyktighet, $K_i = \frac{y_i}{x_i}$			Relativ flyktighet, $\alpha = \frac{K_i}{K_j}$		
FA	FA	MeOH	Vann	MeOH/Vann	Vann/FA	MeOH/FA
20,0	0,45	1,67	0,60	2,78	1,34	3,72
20,0	0,41	1,46	0,63	2,32	1,56	3,60
20,0	0,38	1,38	0,47	2,94	1,24	3,64
30,0	0,74	2,36	0,91	2,61	1,23	3,20
30,0	0,66	1,93	0,83	2,31	1,25	2,90
30,0	0,59	1,61	0,85	1,90	1,43	2,71
30,0	0,52	1,49	0,82	1,82	1,57	2,85
40,0	0,70	2,24	1,00	2,25	1,43	3,22
40,0	0,65	1,65	1,03	1,60	1,58	2,53
50,0	0,71	2,66	1,14	2,34	1,59	3,74

Bilag 1.3 Data oppdrevet av Dyno, [6]

Tabell B1.3-1 *VLE data fra Dyno, omregnet fra vekt-% til mol-%, P = 760 mmHg*

Temperatur [°C]	X [vekt-%] FA	X [mol-%] FA	X [mol-%] MeOH	X [mol-%] Vann	Y [mol-%] FA	Y [mol-%] MeOH	Y [mol-%] Vann
99,0	5,0	3,06	0,00	96,94	4,01	0,00	95,99
97,5	5,0	3,09	1,16	95,75	3,90	7,31	88,79
96,0	5,0	3,12	2,34	94,54	3,86	13,34	82,79
94,7	5,0	3,15	3,54	93,32	3,66	19,06	77,28
93,4	5,0	3,18	4,76	92,06	3,47	23,46	73,06
92,3	5,0	3,21	6,01	90,79	3,43	28,15	68,42
87,1	5,0	3,36	12,60	84,03	3,04	44,60	52,36
83,0	5,0	3,54	19,88	76,58	2,79	55,92	41,28
79,8	5,0	3,73	27,95	68,32	2,64	64,15	33,21
77,3	5,0	3,94	36,94	59,11	2,53	70,13	27,34
75,0	5,0	4,18	47,03	48,78	2,32	76,28	21,40
72,8	5,0	4,45	58,44	37,11	2,18	82,26	15,55
70,5	5,0	4,76	71,43	23,81	2,04	88,11	9,85
68,0	5,0	5,12	86,35	8,53	1,90	95,82	2,29
98,4	10,0	6,25	0,00	93,75	7,50	0,00	92,50
97,1	10,0	6,31	1,18	92,51	7,41	6,82	85,77
95,9	10,0	6,37	2,39	91,24	7,23	12,64	80,14
94,8	10,0	6,43	3,61	89,96	7,13	18,04	74,83
93,8	10,0	6,49	4,86	88,65	6,95	22,22	70,83

Tabell B1.3-1 *VLE data fra Dyno , omregnet fra vekt-% til mol-%, P = 760 mmHg*

Temperatur	X [vekt-%]	X [mol-%]			Y [mol-%]		
[˚C]	FA	FA	MeOH	Vann	FA	MeOH	Vann
92,7	10,0	6,55	6,14	87,31	6,76	26,62	66,61
88,1	10,0	6,88	12,89	80,23	6,09	42,49	51,42
84,1	10,0	7,24	20,36	72,40	5,69	54,06	40,25
80,9	10,0	7,65	28,66	63,69	5,40	62,88	31,72
78,3	10,0	8,10	37,94	53,96	5,01	69,63	25,36
75,9	10,0	8,61	48,38	43,01	4,68	76,16	19,16
73,5	10,0	9,18	60,22	30,59	4,32	83,11	12,57
71,1	10,0	9,84	73,77	16,39	3,92	88,87	7,21
97,8	15,0	9,58	0,00	90,42	10,53	0,00	89,47
96,7	15,0	9,67	1,21	89,12	10,40	6,29	83,31
95,7	15,0	9,76	2,44	87,80	10,45	11,75	77,79
95,0	15,0	9,85	3,69	86,45	10,22	16,86	72,92
94,1	15,0	9,95	4,97	85,08	10,12	20,97	68,91
93,2	15,0	10,05	6,28	83,68	9,92	25,12	64,97
89,0	15,0	10,56	13,19	76,24	9,08	40,45	50,47
85,4	15,0	11,13	20,86	68,01	8,42	52,12	39,46
82,2	15,0	11,77	29,41	58,82	8,00	61,52	30,48
79,5	15,0	12,48	38,99	48,53	7,42	68,95	23,63
76,8	15,0	13,29	49,81	36,90	6,87	75,79	17,34
74,5	15,0	14,21	62,12	23,67	6,20	83,81	9,99
97,4	20,0	13,05	0,00	86,95	13,40	0,00	86,60
96,5	20,0	13,17	1,23	85,59	13,41	5,74	80,85
95,8	20,0	13,30	2,49	84,21	13,39	10,97	75,64
95,2	20,0	13,43	3,78	82,79	13,29	15,66	71,05
94,5	20,0	13,56	5,08	81,35	13,11	19,75	67,14
93,7	20,0	13,70	6,42	79,88	12,95	23,56	63,48
90,0	20,0	14,42	13,51	72,07	12,09	38,50	49,41
86,6	20,0	15,22	21,39	63,39	11,27	50,31	38,42
83,5	20,0	16,11	30,20	53,69	10,63	60,27	29,10
80,7	20,0	17,12	40,10	42,78	9,88	68,39	21,73
78,0	20,0	18,26	51,32	30,42	9,84	75,92	14,24
97,6	25,0	16,67	0,00	83,33	16,15	0,00	83,85
96,8	25,0	16,84	1,26	81,90	16,27	5,17	78,56
96,1	25,0	17,00	2,55	80,45	16,24	10,08	73,68
95,5	25,0	17,17	3,86	78,97	16,10	14,40	69,50
95,0	25,0	17,35	5,20	77,45	16,04	18,26	65,69
94,3	25,0	17,52	6,57	75,91	15,87	22,05	62,08
90,9	25,0	18,47	13,84	67,69	15,00	36,11	48,88

Tabell B1.3-1 *VLE data fra Dyno , omregnet fra vekt-% til mol-%, P = 760 mmHg*

Temperatur	X [vekt-%]	X [mol-%]			Y [mol-%]		
[°C]	FA	FA	MeOH	Vann	FA	MeOH	Vann
87,9	25,0	19,52	21,95	58,53	14,02	48,35	37,62
85,0	25,0	20,70	31,03	48,27	13,17	58,85	27,98
82,1	25,0	22,03	41,28	36,70	12,26	67,64	20,10
98,0	30,0	20,46	0,00	79,54	18,92	0,00	81,08
97,3	30,0	20,67	1,29	78,04	18,89	4,57	76,54
96,7	30,0	20,88	2,61	76,52	18,88	9,01	72,11
96,2	30,0	21,09	3,95	74,96	18,77	13,04	68,19
95,6	30,0	21,31	5,32	73,37	18,95	16,91	64,14
94,9	30,0	21,53	6,73	71,74	18,72	20,43	60,85
92,0	30,0	22,72	14,19	63,09	17,85	34,00	48,14
79,2	30,0	24,05	22,53	53,42	16,80	46,39	36,82
86,5	30,0	25,54	31,91	42,55	15,84	57,46	26,70
98,5	35,0	24,43	0,00	75,57	21,63	0,00	78,37
97,9	35,0	24,68	1,32	74,00	21,65	3,97	74,38
97,3	35,0	24,93	2,67	72,40	21,58	8,08	70,34
96,8	35,0	25,19	4,05	70,76	21,57	11,74	66,69
96,2	35,0	25,46	5,45	69,09	21,52	15,34	63,14
95,6	35,0	25,73	6,89	67,38	21,35	18,85	59,80
93,0	35,0	27,19	14,56	58,25	20,63	31,96	47,40
90,6	35,0	28,82	23,15	48,02	19,78	44,46	35,76
99,1	40,0	28,58	0,00	71,42	24,34	0,00	75,66
98,5	40,0	28,88	1,35	69,77	24,31	3,34	72,35
98,0	40,0	29,19	2,73	68,08	24,31	6,98	68,71
97,5	40,0	29,50	4,15	66,35	24,20	10,19	65,62
96,9	40,0	29,82	5,59	64,59	24,13	13,84	62,03
96,4	40,0	30,15	7,06	62,79	23,92	17,32	58,75
94,1	40,0	31,90	14,95	53,15	23,28	29,61	47,11
99,7	45,0	32,93	0,00	67,07	26,98	0,00	73,02
99,2	45,0	33,29	1,39	65,32	26,86	2,70	70,44
98,7	45,0	33,65	2,80	63,54	26,85	6,00	67,16
98,2	45,0	34,02	4,25	61,73	26,74	8,98	64,27
97,6	45,0	34,40	5,73	59,87	26,60	12,39	61,01
97,2	45,0	34,79	7,24	57,96	26,35	15,85	57,80

Bilag 1.4 Aspen T ech

Aspen T ech har flere databaser hvor en kan finne data for to- og trekomponent blandinger . Noen a v disse dataene er gjengitt her .

Tabell B1.4-1 *T-xy data f or to-komponentblanding av f ormalin og metanol, Aspen Tech*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske Gamma		X [molfrak]		Y [molfrak]	
[mmHg]	[˚C]	FA	MeOH	FA	MeOH	FA	MeOH	FA	MeOH
760,0	64,48	0,047	1,000	0,003	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000
760,0	65,10	0,048	1,024	0,003	1,000	0,025	0,975	0,001	0,999
760,0	65,75	0,050	1,050	0,003	0,999	0,050	0,950	0,003	0,997
760,0	66,44	0,052	1,077	0,003	0,997	0,075	0,925	0,004	0,996
760,0	67,17	0,054	1,105	0,003	0,995	0,100	0,900	0,005	0,995
760,0	67,94	0,056	1,135	0,003	0,992	0,125	0,875	0,007	0,993
760,0	68,76	0,059	1,166	0,003	0,988	0,150	0,850	0,009	0,991
760,0	69,64	0,061	1,199	0,004	0,982	0,175	0,825	0,011	0,989
760,0	70,58	0,064	1,234	0,004	0,975	0,200	0,800	0,013	0,987
760,0	71,60	0,068	1,271	0,004	0,966	0,225	0,775	0,015	0,985
760,0	72,71	0,072	1,309	0,004	0,955	0,250	0,750	0,018	0,982
760,0	73,91	0,077	1,350	0,004	0,942	0,275	0,725	0,021	0,979
760,0	75,23	0,082	1,394	0,004	0,926	0,300	0,700	0,025	0,975
760,0	76,68	0,088	1,439	0,004	0,907	0,325	0,675	0,029	0,971
760,0	78,28	0,095	1,487	0,005	0,885	0,350	0,650	0,033	0,967
760,0	80,06	0,103	1,538	0,005	0,859	0,375	0,625	0,039	0,961
760,0	82,04	0,113	1,591	0,005	0,828	0,400	0,600	0,045	0,955
760,0	84,28	0,125	1,646	0,005	0,793	0,425	0,575	0,053	0,947
760,0	86,80	0,140	1,703	0,006	0,752	0,450	0,550	0,063	0,937
760,0	89,67	0,158	1,761	0,006	0,706	0,475	0,525	0,075	0,925
760,0	92,94	0,181	1,819	0,006	0,654	0,500	0,500	0,091	0,909
760,0	96,68	0,211	1,873	0,007	0,597	0,525	0,475	0,111	0,889
760,0	100,98	0,248	1,919	0,007	0,534	0,550	0,450	0,137	0,863
760,0	105,90	0,298	1,949	0,008	0,466	0,575	0,425	0,172	0,828
760,0	111,49	0,366	1,952	0,009	0,395	0,600	0,400	0,219	0,781
760,0	117,71	0,457	1,906	0,010	0,322	0,625	0,375	0,285	0,715
760,0	124,26	0,580	1,780	0,011	0,251	0,650	0,350	0,377	0,623
760,0	130,37	0,742	1,535	0,012	0,183	0,675	0,325	0,501	0,499
760,0	134,22	0,937	1,148	0,015	0,124	0,700	0,300	0,656	0,344
760,0	132,93	1,123	0,676	0,018	0,076	0,725	0,275	0,814	0,186
760,0	124,15	1,239	0,285	0,023	0,040	0,750	0,250	0,929	0,071
760,0	108,91	1,266	0,082	0,032	0,018	0,775	0,225	0,981	0,019
760,0	90,60	1,246	0,017	0,045	0,006	0,800	0,200	0,997	0,003
760,0	71,63	1,212	0,002	0,067	0,002	0,825	0,175	1,000	0,000

Tabell B1.4-1 *T-xy data f or to-komponentblanding av f ormalin og metanol, Aspen Tech*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske Gamma		X [molfrak]		Y [molfrak]	
[mmHg]	[˚C]	FA	MeOH	FA	MeOH	FA	MeOH	FA	MeOH
760,0	53,10	1,176	0,000	0,103	0,000	0,850	0,150	1,000	0,000
760,0	35,59	1,143	0,000	0,162	0,000	0,875	0,125	1,000	0,000
760,0	19,53	1,111	0,000	0,258	0,000	0,900	0,100	1,000	0,000
760,0	5,36	1,081	0,000	0,408	0,000	0,925	0,075	1,000	0,000
760,0	-6,45	1,053	0,000	0,620	0,000	0,950	0,050	1,000	0,000
760,0	-15,14	1,026	0,000	0,863	0,000	0,975	0,025	1,000	0,000
760,0	-19,13	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000	0,000
637,0	60,07	0,051	1,000	0,003	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000
637,0	60,66	0,053	1,024	0,003	1,000	0,025	0,975	0,001	0,999
637,0	61,29	0,055	1,050	0,003	0,999	0,050	0,950	0,003	0,997
637,0	61,96	0,057	1,076	0,003	0,997	0,075	0,925	0,004	0,996
637,0	62,66	0,059	1,105	0,003	0,995	0,100	0,900	0,006	0,994
637,0	63,40	0,061	1,134	0,003	0,992	0,125	0,875	0,008	0,992
637,0	64,20	0,064	1,165	0,004	0,988	0,150	0,850	0,010	0,990
637,0	65,05	0,067	1,198	0,004	0,982	0,175	0,825	0,012	0,988
637,0	65,96	0,070	1,232	0,004	0,975	0,200	0,800	0,014	0,986
637,0	66,94	0,074	1,269	0,004	0,966	0,225	0,775	0,017	0,983
637,0	68,01	0,079	1,307	0,004	0,955	0,250	0,750	0,020	0,980
637,0	69,17	0,084	1,348	0,004	0,942	0,275	0,725	0,023	0,977
637,0	70,44	0,089	1,390	0,004	0,926	0,300	0,700	0,027	0,973
637,0	71,83	0,096	1,435	0,004	0,907	0,325	0,675	0,031	0,969
637,0	73,37	0,104	1,483	0,005	0,884	0,350	0,650	0,036	0,964
637,0	75,09	0,113	1,532	0,005	0,858	0,375	0,625	0,042	0,958
637,0	77,00	0,124	1,584	0,005	0,827	0,400	0,600	0,050	0,950
637,0	79,14	0,137	1,638	0,005	0,792	0,425	0,575	0,058	0,942
637,0	81,56	0,153	1,693	0,006	0,751	0,450	0,550	0,069	0,931
637,0	84,30	0,173	1,749	0,006	0,705	0,475	0,525	0,082	0,918
637,0	87,43	0,197	1,803	0,006	0,653	0,500	0,500	0,099	0,901
637,0	90,99	0,229	1,852	0,007	0,596	0,525	0,475	0,120	0,880
637,0	95,06	0,270	1,893	0,007	0,532	0,550	0,450	0,148	0,852
637,0	99,70	0,323	1,916	0,008	0,465	0,575	0,425	0,186	0,814
637,0	104,93	0,395	1,908	0,009	0,394	0,600	0,400	0,237	0,763
637,0	110,66	0,490	1,849	0,010	0,321	0,625	0,375	0,307	0,693
637,0	116,58	0,619	1,708	0,011	0,250	0,650	0,350	0,402	0,598
637,0	121,83	0,784	1,449	0,013	0,183	0,675	0,325	0,529	0,471
637,0	124,62	0,975	1,057	0,015	0,124	0,700	0,300	0,683	0,317
637,0	122,25	1,150	0,604	0,019	0,075	0,725	0,275	0,834	0,166
637,0	112,89	1,251	0,247	0,024	0,040	0,750	0,250	0,938	0,062

Tabell B1.4-1 *T-xy data f or to-komponentblanding av f ormalin og metanol, Aspen Tech*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske Gamma		X [molfrak]		Y [molfrak]	
[mmHg]	[˚C]	FA	MeOH	FA	MeOH	FA	MeOH	FA	MeOH
637,0	97,91	1,270	0,070	0,033	0,018	0,775	0,225	0,984	0,016
637,0	80,41	1,246	0,014	0,047	0,007	0,800	0,200	0,997	0,003
637,0	62,46	1,212	0,002	0,070	0,002	0,825	0,175	1,000	0,000
637,0	45,00	1,176	0,000	0,107	0,000	0,850	0,150	1,000	0,000
637,0	28,52	1,143	0,000	0,168	0,000	0,875	0,125	1,000	0,000
637,0	13,41	1,111	0,000	0,265	0,000	0,900	0,100	1,000	0,000
637,0	0,05	1,081	0,000	0,415	0,000	0,925	0,075	1,000	0,000
637,0	-11,08	1,053	0,000	0,626	0,000	0,950	0,050	1,000	0,000
637,0	-19,29	1,026	0,000	0,866	0,000	0,975	0,025	1,000	0,000
637,0	-23,07	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000	0,000

Tabell B1.4-2 *T-xy data f or to-komponentblanding av metanol og vann, Aspen T ech.*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske gamma		X [molfrak]		Y [molfrak]	
mmHg	[˚C]	MeOH	Vann	MeOH	Vann	MeOH	Vann	MeOH	Vann
760,00	100,02	8,020	1,000	2,299	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000
760,00	95,77	6,525	0,858	2,141	1,001	0,025	0,975	0,163	0,837
760,00	92,52	5,510	0,763	2,010	1,003	0,050	0,950	0,276	0,724
760,00	89,92	4,776	0,694	1,899	1,006	0,075	0,925	0,358	0,642
760,00	87,78	4,220	0,642	1,803	1,011	0,100	0,900	0,422	0,578
760,00	85,98	3,785	0,602	1,719	1,016	0,125	0,875	0,473	0,527
760,00	84,43	3,434	0,570	1,645	1,023	0,150	0,850	0,515	0,485
760,00	83,08	3,146	0,545	1,580	1,030	0,175	0,825	0,551	0,449
760,00	81,88	2,906	0,524	1,521	1,038	0,200	0,800	0,581	0,419
760,00	80,81	2,701	0,506	1,469	1,048	0,225	0,775	0,608	0,392
760,00	79,84	2,526	0,491	1,421	1,058	0,250	0,750	0,632	0,368
760,00	78,95	2,374	0,479	1,379	1,069	0,275	0,725	0,653	0,347
760,00	78,14	2,241	0,468	1,340	1,080	0,300	0,700	0,672	0,328
760,00	77,38	2,124	0,459	1,305	1,093	0,325	0,675	0,690	0,310
760,00	76,67	2,019	0,451	1,274	1,106	0,350	0,650	0,707	0,293
760,00	76,00	1,926	0,444	1,245	1,120	0,375	0,625	0,722	0,278
760,00	75,37	1,842	0,438	1,219	1,134	0,400	0,600	0,737	0,263
760,00	74,76	1,767	0,433	1,195	1,149	0,425	0,575	0,751	0,249
760,00	74,19	1,698	0,429	1,173	1,165	0,450	0,550	0,764	0,236
760,00	73,64	1,636	0,425	1,153	1,182	0,475	0,525	0,777	0,223
760,00	73,10	1,579	0,421	1,135	1,199	0,500	0,500	0,789	0,211
760,00	72,59	1,526	0,418	1,119	1,217	0,525	0,475	0,801	0,199

Tabell B1.4-2 *T-xy data f or to-komponentblanding av metanol og vann, Aspen T ech.*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske gamma		X [molfrak]		Y [molfrak]	
mmHg	[˚C]	MeOH	Vann	MeOH	Vann	MeOH	Vann	MeOH	Vann
760,00	72,09	1,478	0,416	1,104	1,235	0,550	0,450	0,813	0,187
760,00	71,60	1,434	0,413	1,090	1,254	0,575	0,425	0,824	0,176
760,00	71,13	1,392	0,411	1,078	1,274	0,600	0,400	0,835	0,165
760,00	70,66	1,354	0,410	1,067	1,294	0,625	0,375	0,846	0,154
760,00	70,21	1,319	0,408	1,057	1,315	0,650	0,350	0,857	0,143
760,00	69,76	1,286	0,407	1,048	1,336	0,675	0,325	0,868	0,132
760,00	69,32	1,255	0,406	1,040	1,358	0,700	0,300	0,878	0,122
760,00	68,89	1,226	0,405	1,033	1,380	0,725	0,275	0,889	0,111
760,00	68,47	1,199	0,404	1,027	1,403	0,750	0,250	0,899	0,101
760,00	68,05	1,173	0,403	1,021	1,427	0,775	0,225	0,909	0,091
760,00	67,63	1,149	0,403	1,016	1,451	0,800	0,200	0,919	0,081
760,00	67,22	1,127	0,402	1,012	1,476	0,825	0,175	0,930	0,070
760,00	66,82	1,105	0,402	1,009	1,501	0,850	0,150	0,940	0,060
760,00	66,42	1,085	0,402	1,006	1,527	0,875	0,125	0,950	0,050
760,00	66,03	1,067	0,402	1,004	1,553	0,900	0,100	0,960	0,040
760,00	65,64	1,049	0,401	1,002	1,580	0,925	0,075	0,970	0,030
760,00	65,25	1,032	0,401	1,001	1,607	0,950	0,050	0,980	0,020
760,00	64,87	1,015	0,401	1,000	1,635	0,975	0,025	0,990	0,010
760,00	64,48	1,000	0,401	1,000	1,663	1,000	0,000	1,000	0,000
637,00	95,14	8,070	1,000	2,265	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000
637,00	90,98	6,568	0,857	2,112	1,001	0,025	0,975	0,164	0,836
637,00	87,79	5,548	0,761	1,985	1,003	0,050	0,950	0,277	0,723
637,00	85,24	4,810	0,691	1,878	1,006	0,075	0,925	0,361	0,639
637,00	83,13	4,250	0,639	1,785	1,010	0,100	0,900	0,425	0,575
637,00	81,36	3,812	0,598	1,704	1,016	0,125	0,875	0,476	0,524
637,00	79,83	3,459	0,566	1,632	1,022	0,150	0,850	0,519	0,481
637,00	78,49	3,169	0,540	1,568	1,029	0,175	0,825	0,555	0,445
637,00	77,31	2,926	0,518	1,511	1,038	0,200	0,800	0,585	0,415
637,00	76,25	2,720	0,501	1,460	1,047	0,225	0,775	0,612	0,388
637,00	75,29	2,544	0,485	1,414	1,056	0,250	0,750	0,636	0,364
637,00	74,41	2,390	0,473	1,373	1,067	0,275	0,725	0,657	0,343
637,00	73,60	2,256	0,462	1,335	1,078	0,300	0,700	0,677	0,323
637,00	72,84	2,138	0,452	1,301	1,090	0,325	0,675	0,695	0,305
637,00	72,14	2,032	0,444	1,270	1,103	0,350	0,650	0,711	0,289
637,00	71,48	1,938	0,437	1,241	1,117	0,375	0,625	0,727	0,273
637,00	70,85	1,854	0,431	1,216	1,131	0,400	0,600	0,742	0,258
637,00	70,25	1,777	0,425	1,192	1,146	0,425	0,575	0,755	0,245
637,00	69,68	1,708	0,421	1,171	1,161	0,450	0,550	0,769	0,231

Tabell B1.4-2 *T-xy data f or to-komponentblanding av metanol og vann, Aspen T ech.*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske gamma		X [molfrak]		Y [molfrak]	
mmHg	[˚C]	MeOH	Vann	MeOH	Vann	MeOH	Vann	MeOH	Vann
637,00	69,13	1,645	0,416	1,151	1,178	0,475	0,525	0,781	0,219
637,00	68,60	1,587	0,413	1,134	1,195	0,500	0,500	0,794	0,206
637,00	68,09	1,534	0,410	1,117	1,212	0,525	0,475	0,805	0,195
637,00	67,60	1,485	0,407	1,103	1,230	0,550	0,450	0,817	0,183
637,00	67,11	1,440	0,404	1,089	1,249	0,575	0,425	0,828	0,172
637,00	66,64	1,399	0,402	1,077	1,268	0,600	0,400	0,839	0,161
637,00	66,18	1,360	0,400	1,066	1,288	0,625	0,375	0,850	0,150
637,00	65,73	1,324	0,398	1,056	1,308	0,650	0,350	0,861	0,139
637,00	65,29	1,290	0,397	1,048	1,329	0,675	0,325	0,871	0,129
637,00	64,86	1,259	0,396	1,040	1,351	0,700	0,300	0,881	0,119
637,00	64,43	1,230	0,394	1,033	1,373	0,725	0,275	0,892	0,108
637,00	64,01	1,202	0,393	1,026	1,395	0,750	0,250	0,902	0,098
637,00	63,60	1,176	0,393	1,021	1,419	0,775	0,225	0,912	0,088
637,00	63,18	1,152	0,392	1,016	1,442	0,800	0,200	0,922	0,078
637,00	62,78	1,129	0,391	1,012	1,467	0,825	0,175	0,932	0,068
637,00	62,38	1,107	0,391	1,009	1,492	0,850	0,150	0,941	0,059
637,00	61,99	1,087	0,390	1,006	1,517	0,875	0,125	0,951	0,049
637,00	61,60	1,068	0,390	1,004	1,543	0,900	0,100	0,961	0,039
637,00	61,21	1,050	0,390	1,002	1,569	0,925	0,075	0,971	0,029
637,00	60,83	1,032	0,389	1,001	1,596	0,950	0,050	0,981	0,019
637,00	60,45	1,016	0,389	1,000	1,624	0,975	0,025	0,990	0,010
637,00	60,07	1,000	0,389	1,000	1,652	1,000	0,000	1,000	0,000

Tabell B1.4-3 *T-xy data f or to-komponentblanding av f ormaldehyd og vann, Aspen Tech.*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske gamma		X [molfrak		Y [molfrak]	
[mmHg]	[˚C]	FA	Vann	FA	Vann	FA	Vann	FA	Vann
760,00	100,02	33,500	1,000	1,000	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000
760,00	79,96	21,796	0,467	1,000	1,000	0,025	0,975	0,545	0,455
760,00	64,91	15,326	0,246	1,000	1,000	0,050	0,950	0,766	0,234
760,00	53,61	11,539	0,145	1,000	1,000	0,075	0,925	0,865	0,135
760,00	44,91	9,152	0,094	1,000	1,000	0,100	0,900	0,915	0,085
760,00	37,99	7,542	0,065	1,000	1,000	0,125	0,875	0,943	0,057
760,00	32,33	6,395	0,048	1,000	1,000	0,150	0,850	0,959	0,041
760,00	27,58	5,542	0,036	1,000	1,000	0,175	0,825	0,970	0,030
760,00	23,52	4,885	0,029	1,000	1,000	0,200	0,800	0,977	0,023
760,00	19,99	4,365	0,023	1,000	1,000	0,225	0,775	0,982	0,018

Tabell B1.4-3 *T-xy data f or to-komponentblanding av f ormaldehyd og vann, Aspen Tech.*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske gamma		X [molfrak		Y [molfrak]	
[mmHg]	[˚C]	FA	Vann	FA	Vann	FA	Vann	FA	Vann
760,00	16,88	3,943	0,019	1,000	1,000	0,250	0,750	0,986	0,014
760,00	14,10	3,595	0,016	1,000	1,000	0,275	0,725	0,988	0,012
760,00	11,60	3,302	0,013	1,000	1,000	0,300	0,700	0,991	0,009
760,00	9,34	3,053	0,012	1,000	1,000	0,325	0,675	0,992	0,008
760,00	7,27	2,838	0,010	1,000	1,000	0,350	0,650	0,993	0,007
760,00	5,37	2,652	0,009	1,000	1,000	0,375	0,625	0,994	0,006
760,00	3,61	2,488	0,008	1,000	1,000	0,400	0,600	0,995	0,005
760,00	1,98	2,344	0,007	1,000	1,000	0,425	0,575	0,996	0,004
760,00	0,46	2,215	0,006	1,000	1,000	0,450	0,550	0,997	0,003
760,00	-0,97	2,099	0,006	1,000	1,000	0,475	0,525	0,997	0,003
760,00	-2,30	1,995	0,005	1,000	1,000	0,500	0,500	0,997	0,003
760,00	-3,56	1,901	0,005	1,000	1,000	0,525	0,475	0,998	0,002
760,00	-4,76	1,815	0,004	1,000	1,000	0,550	0,450	0,998	0,002
760,00	-5,88	1,736	0,004	1,000	1,000	0,575	0,425	0,998	0,002
760,00	-6,95	1,664	0,004	1,000	1,000	0,600	0,400	0,999	0,001
760,00	-7,97	1,598	0,003	1,000	1,000	0,625	0,375	0,999	0,001
760,00	-8,94	1,537	0,003	1,000	1,000	0,650	0,350	0,999	0,001
760,00	-9,87	1,480	0,003	1,000	1,000	0,675	0,325	0,999	0,001
760,00	-10,76	1,427	0,003	1,000	1,000	0,700	0,300	0,999	0,001
760,00	-11,61	1,378	0,002	1,000	1,000	0,725	0,275	0,999	0,001
760,00	-12,43	1,333	0,002	1,000	1,000	0,750	0,250	0,999	0,001
760,00	-13,21	1,290	0,002	1,000	1,000	0,775	0,225	1,000	0,000
760,00	-13,96	1,249	0,002	1,000	1,000	0,800	0,200	1,000	0,000
760,00	-14,69	1,212	0,002	1,000	1,000	0,825	0,175	1,000	0,000
760,00	-15,39	1,176	0,002	1,000	1,000	0,850	0,150	1,000	0,000
760,00	-16,07	1,143	0,002	1,000	1,000	0,875	0,125	1,000	0,000
760,00	-16,72	1,111	0,002	1,000	1,000	0,900	0,100	1,000	0,000
760,00	-17,35	1,081	0,002	1,000	1,000	0,925	0,075	1,000	0,000
760,00	-17,97	1,053	0,001	1,000	1,000	0,950	0,050	1,000	0,000
760,00	-18,56	1,026	0,001	1,000	1,000	0,975	0,025	1,000	0,000
760,00	-19,13	1,000	0,001	1,000	1,000	1,000	0,000	1,000	0,000
637,00	95,14	36,134	1,000	1,000	1,000	0,000	1,000	0,000	1,000
637,00	74,26	22,832	0,440	1,000	1,000	0,025	0,975	0,571	0,429
637,00	58,90	15,761	0,223	1,000	1,000	0,050	0,950	0,788	0,212
637,00	47,59	11,743	0,129	1,000	1,000	0,075	0,925	0,881	0,119
637,00	38,99	9,258	0,082	1,000	1,000	0,100	0,900	0,926	0,074
637,00	32,21	7,603	0,057	1,000	1,000	0,125	0,875	0,950	0,050
637,00	26,68	6,433	0,041	1,000	1,000	0,150	0,850	0,965	0,035

Tabell B1.4-3 *T-xy data f or to-komponentblanding av f ormaldehyd og vann, Aspen Tech.*

Trykk	Total T emp	Total KVL		Væske gamma		X [molfrak		Y [molfrak]	
[mmHg]	[˚C]	FA	Vann	FA	Vann	FA	Vann	FA	Vann
637,00	22,07	5,567	0,031	1,000	1,000	0,175	0,825	0,974	0,026
637,00	18,13	4,902	0,025	1,000	1,000	0,200	0,800	0,980	0,020
637,00	14,71	4,377	0,020	1,000	1,000	0,225	0,775	0,985	0,015
637,00	11,69	3,951	0,016	1,000	1,000	0,250	0,750	0,988	0,012
637,00	9,01	3,601	0,014	1,000	1,000	0,275	0,725	0,990	0,010
637,00	6,60	3,307	0,011	1,000	1,000	0,300	0,700	0,992	0,008
637,00	4,41	3,056	0,010	1,000	1,000	0,325	0,675	0,993	0,007
637,00	2,41	2,841	0,009	1,000	1,000	0,350	0,650	0,994	0,006
637,00	0,58	2,654	0,007	1,000	1,000	0,375	0,625	0,995	0,005
637,00	-1,12	2,490	0,007	1,000	1,000	0,400	0,600	0,996	0,004
637,00	-2,69	2,345	0,006	1,000	1,000	0,425	0,575	0,997	0,003
637,00	-4,16	2,216	0,005	1,000	1,000	0,450	0,550	0,997	0,003
637,00	-5,54	2,100	0,005	1,000	1,000	0,475	0,525	0,998	0,002
637,00	-6,83	1,996	0,004	1,000	1,000	0,500	0,500	0,998	0,002
637,00	-8,04	1,901	0,004	1,000	1,000	0,525	0,475	0,998	0,002
637,00	-9,19	1,815	0,004	1,000	1,000	0,550	0,450	0,998	0,002
637,00	-10,28	1,737	0,003	1,000	1,000	0,575	0,425	0,999	0,001
637,00	-11,31	1,665	0,003	1,000	1,000	0,600	0,400	0,999	0,001
637,00	-12,30	1,598	0,003	1,000	1,000	0,625	0,375	0,999	0,001
637,00	-13,24	1,537	0,003	1,000	1,000	0,650	0,350	0,999	0,001
637,00	-14,13	1,480	0,002	1,000	1,000	0,675	0,325	0,999	0,001
637,00	-14,99	1,428	0,002	1,000	1,000	0,700	0,300	0,999	0,001
637,00	-15,81	1,379	0,002	1,000	1,000	0,725	0,275	0,999	0,001
637,00	-16,59	1,333	0,002	1,000	1,000	0,750	0,250	1,000	0,000
637,00	-17,35	1,290	0,002	1,000	1,000	0,775	0,225	1,000	0,000
637,00	-18,08	1,250	0,002	1,000	1,000	0,800	0,200	1,000	0,000
637,00	-18,78	1,212	0,002	1,000	1,000	0,825	0,175	1,000	0,000
637,00	-19,46	1,176	0,002	1,000	1,000	0,850	0,150	1,000	0,000
637,00	-20,11	1,143	0,001	1,000	1,000	0,875	0,125	1,000	0,000
637,00	-20,74	1,111	0,001	1,000	1,000	0,900	0,100	1,000	0,000
637,00	-21,35	1,081	0,001	1,000	1,000	0,925	0,075	1,000	0,000
637,00	-21,94	1,053	0,001	1,000	1,000	0,950	0,050	1,000	0,000
637,00	-22,52	1,026	0,001	1,000	1,000	0,975	0,025	1,000	0,000
637,00	-23,07	1,000	0,001	1,000	1,000	1,000	0,000	1,000	0,000

Bilag 1.5 Likevekts data fra Gmeling, [8]

Gmeling gjengir kun to-komponents likevektsdata for systemene metanol/vann, formalin/vann og formalin/metanol. Data er tilgjengelig ved 760 og 500 mmHg . Følgende avsnitt gjengir data brukt i beregninger . Det vises til Gmeling [8], for mer detaljert informasjon.

Bilag 1.5.1 Metanol/Vann

Tabell B1.5-1 *VLE data for metanol/vann ved 760 mmHg*

Margule			Wilson		
Temperatur [˚C]	X [vekt-%] MeOH	Y [vekt-%] MeOH	Temperatur [˚C]	X [vekt-%] MeOH	Y [vekt-%] MeOH
100,00	0,0	0,0	95,30	3,21	19,00
92.40	5,00	27,80	94,00	3,72	22,20
87,70	10,00	42,50	92,50	5,23	29,40
81,70	20,00	60,20	91,50	5,95	30,80
78,00	30,00	69,20	89,90	7,50	35,20
75,40	40,00	75,20	88,10	8,76	39,00

Bilag 1.5.2 Formaldehyd/Metanol

Tabell B1.5-2 *VLE data for formalin/metanol ved 760 mmHg*

Blazhin et.al.			Olevsky et. al.		
Temperatur [˚C]	X [vekt-%] FA	Y [vekt-%] FA	Temperatur [˚C]	X [vekt-%] FA	Y [vekt-%] FA
66,60	10,60	2,30	66,70	5,30	1,70
70,30	19,90	5,60	68,90	10,60	3,60
76,00	30,40	11,00	71,00	15,80	5,65
83,30	40,10	18,20	73,60	21,10	7,85
92,30	50,30	28,50	76,40	26,20	10,10
99,70	58,50	39,90	79,80	31,40	12,60

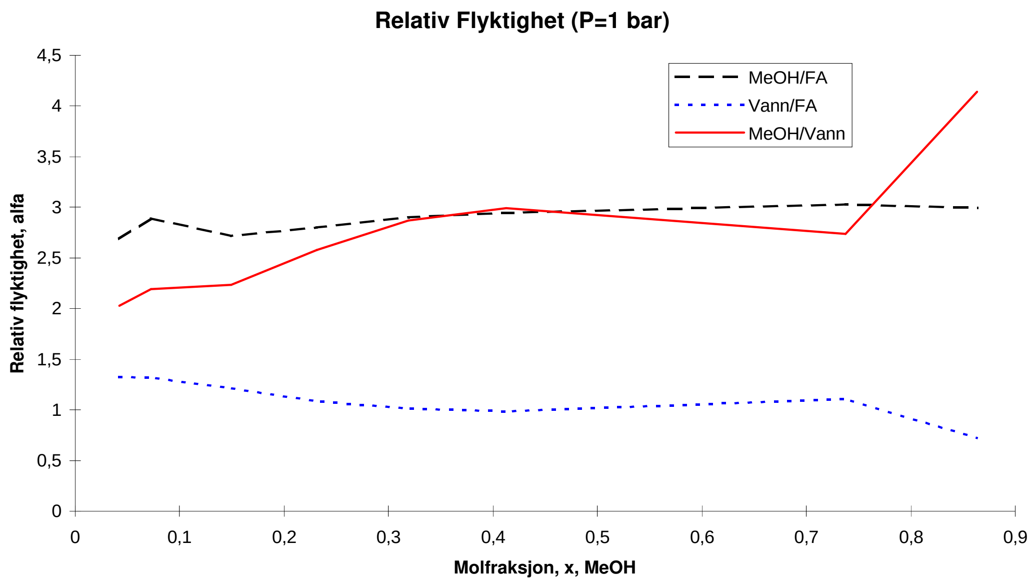
Bilag 1.5.3 Formaldehyd/Vann

Tabell B1.5-3 *VLE data for formalin/vann ved 760 mmHg*

Dosbroserdov et.al		
Temperatur [˚C]	X [vekt-%] FA	Y [vekt-%] FA
99,80	1,48	2,16
99,60	2,33	3,35
99,40	3,37	4,82
99,30	4,96	6,64
99,20	5,16	6,91
99,10	7,06	9,06
99,10	8,27	10,22
99,00	10,22	12,01
98,90	11,88	13,42
98,85	14,32	15,01
98,85	16,08	16,24
98,83	16,08	16,24
98,80	17,89	17,61
98,80	19,00	17,61

Bilag 1.6 Relativ flyktighet

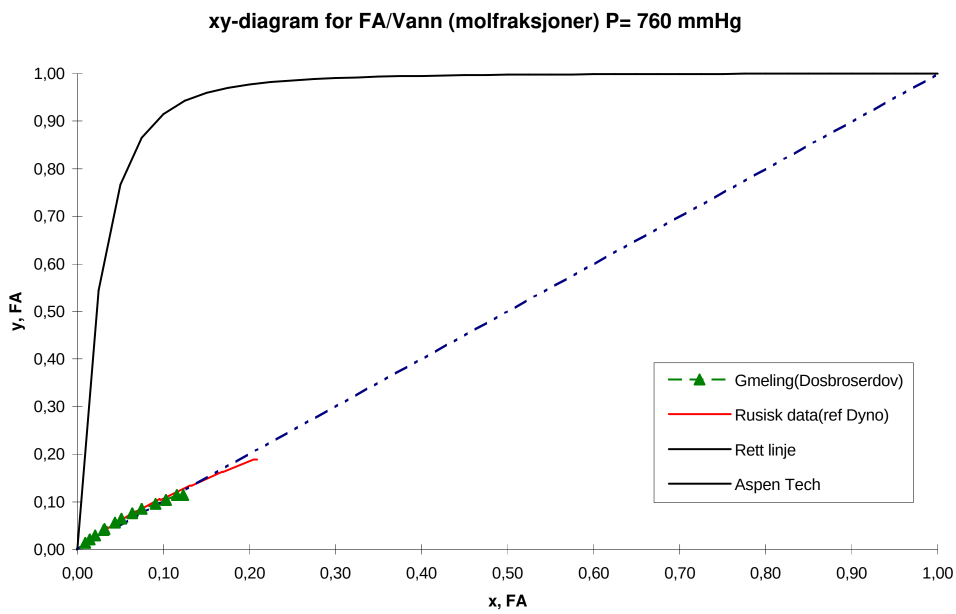
Figuren under viser den relative flyktigeheten for metanol/formalin, metanol/vann og vann/formalin. Verdiene er plottet mot molfraksjonen av metanol, (væskefraksjonen x). Vi ser at det er meget små variasjoner i den relative flyktigheten ved molfraksjoner av metanol mindre enn 0,75. Figuren er basert på russiske data hentet fra Dyno . Det konkluderes av figuren at antagelsen om konstant relativ flyktighet stemmer (i hvert fall for store deler av kolonnen).



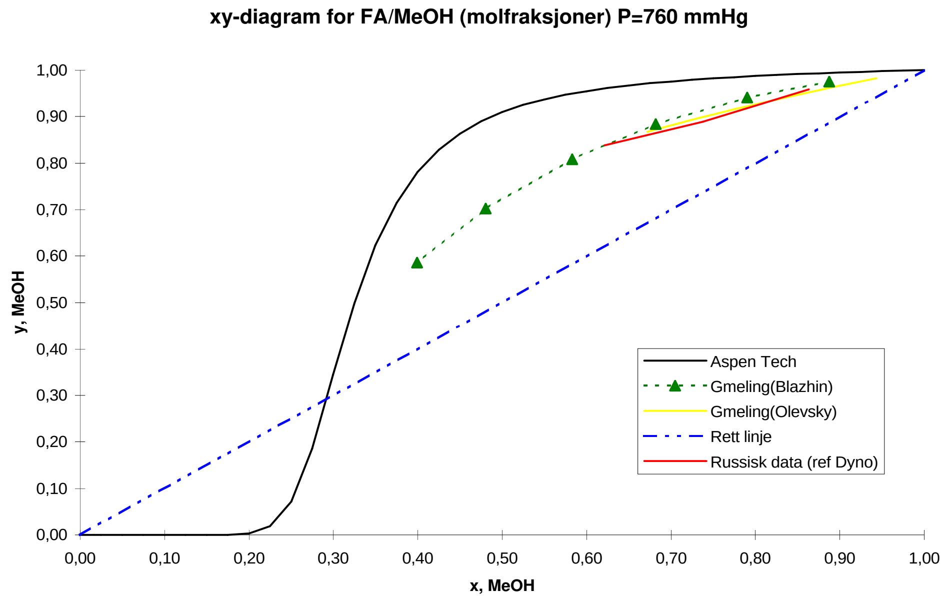
Figur B1.6-1 Plott av relativ flyktighet for blandingen.

Bilag 1.7 Sammenlikning av likevektsdata

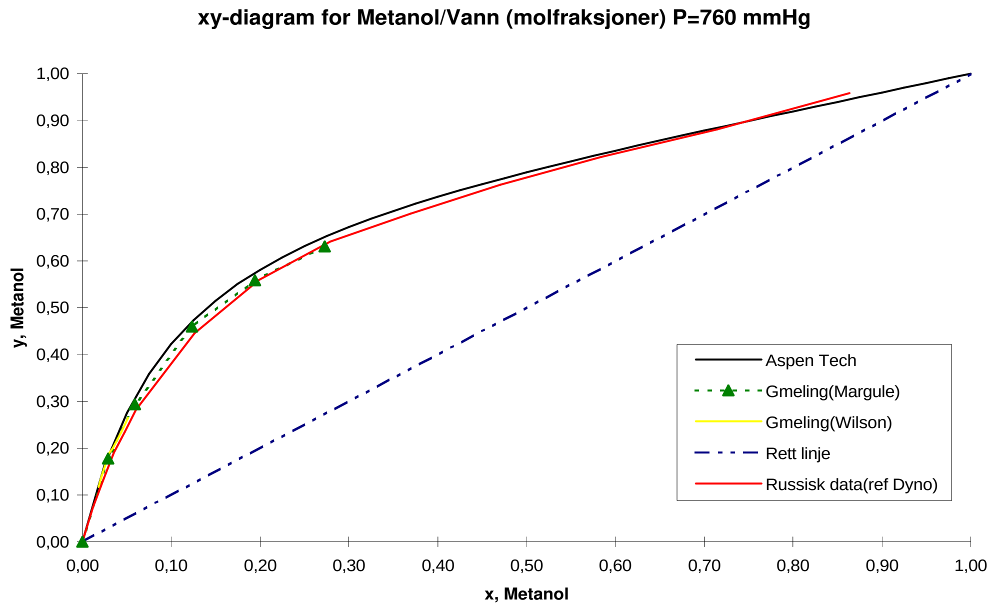
De tre neste figurene gir et overblikk over oppdrevne likevekts data. Det er god overensstemmelse mellom de eksperimentelle verdiene . Derimot så gjør ikke Aspen en like god beregning på likevektsdata for alle to-komponent blandinger . Særlig gjelder dette blandingen mellom formalin og vann.



Figur B1.7-1 xy diagram for formalin og vann ved P=760 mmHg

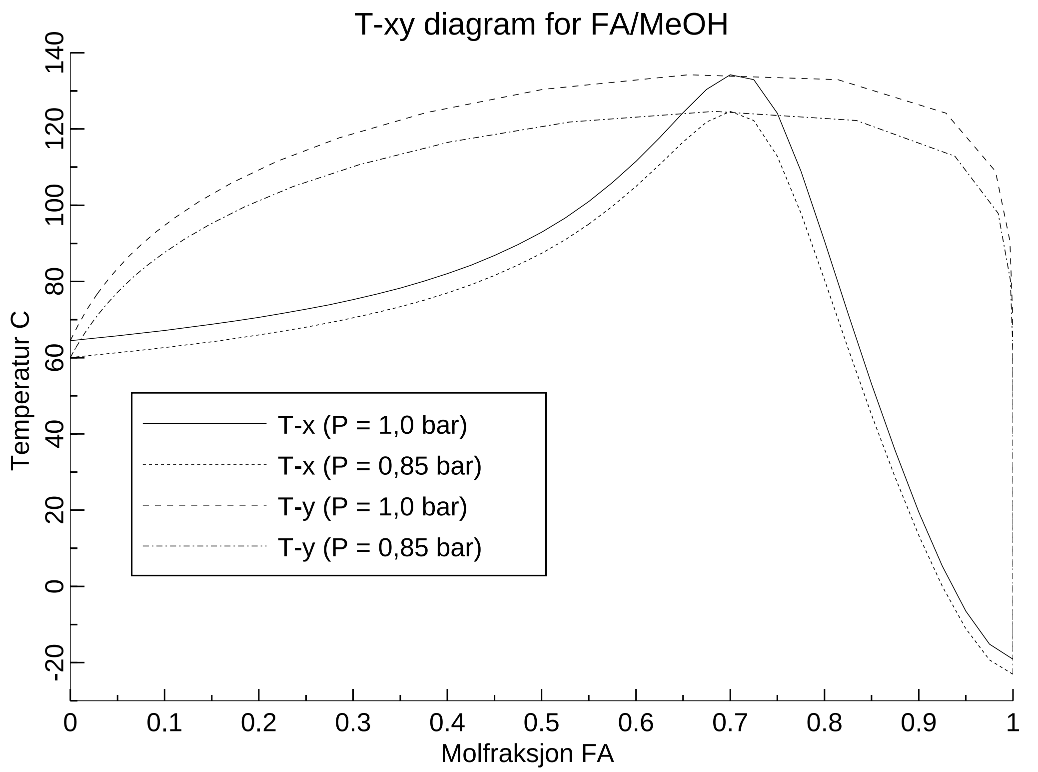


Figur B1.7-2 xy diagram for formalin og metanol ved P=760 mmHg



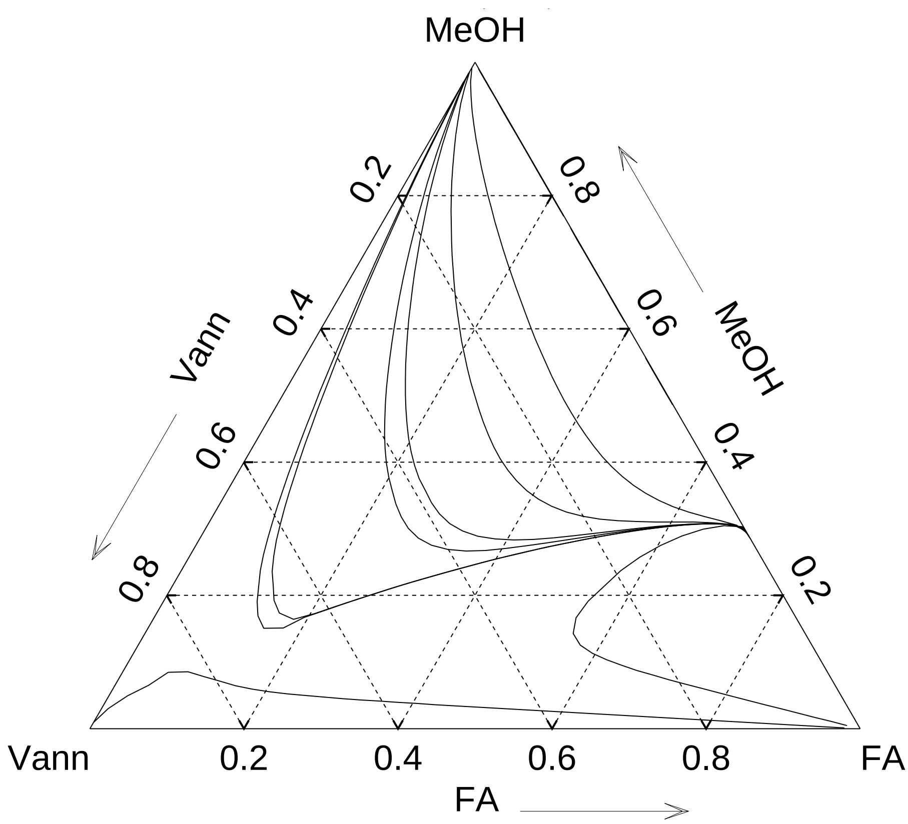
Figur B1.7-3 xy diagram for metanol og vann ved P=760 mmHg

Det finnes en maksimums-azeotrop i mellom formalin og metanol. Dette er vist a v neste figur:



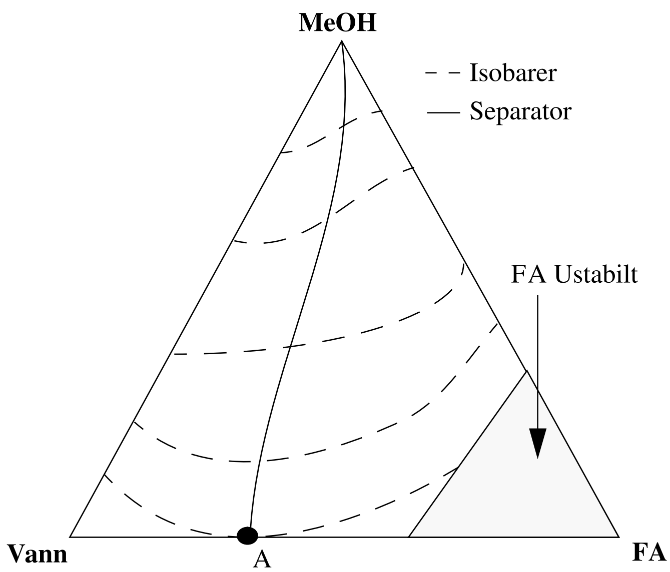
Figur B1.7-4 Diagram av systemets azeotrop ved to trykknivåer , Aspen T ech

Aspen gir også residualplott for systemet. Dette plottet kan sammenliknes med de gitt av Ogorodnikov , [5].



Figur B1.7-5 Residualplott for formalin/vann/metanol, P=0,85 bar , Aspen Tech.

For sammenlikning er det gjengitt en skisse a v tilsvarende graf med kilde fra Ogorod-nikov, [5]:



Figur B1.7-6 Residualplott for formalin/vann/metanol, Ogorodnikov , [5]

Det skra verte område angir grenseområde for stabiliteten til formalin. I realiteten vil ikke formalin eksistere som en ren komponent i dette område . Punktet A angir en pseudoazeotrop . Vi ser at blandingen a v metanol/vann er meget interessent fra et praktisk synspunkt. Metanol er den mest flyktige komponent. Til venstre for linjen metanol - A, er vann den mist flyktige komponenten. Til høyre for linjen er den vandige løsningen av formalin den tyngste komponenten. Dette forteller oss om hva som er mulig å oppnå via destillasjon (max molfraksjoner osv.). Vi viser til Ogorodnikov, [5], for mer informasjon på dette området.

BILAG 2 MCCABE-THIELES METODE

Bilag 2.1 Samlede resultater

Alle resultater er gitt for: $X_{MeoH,\ Destilat}$ =0,95, og $X_{MeoH,\ Bunnprodukt}$ =0,009.

Antagelser:

- Ekvimolare strømmer i stripper og forsterker .
- Konstant relativ flyktighet i kolonnen.
- Den konstruerte driftslinjen antas å beskrive forholdene i kolonnen.
- Fødetemperaturen er lik koketemperaturen til metanol.

Tabell B2.1-1 *R og N f or 20 vekt-% MeOH*

Trykk [bar]	R	N_S	N_F	N_{Tot}
1,00	3,91	53	12	65
	3,95	39	10	49
	4,00	33	10	43
	5,00	15	22	22
0,85	3,60	49	13	62
	3,65	31	10	41
	3,70	27	9	36
	4,00	18	8	26
	5,00	12	6	18
0,46	3,21	17	8	25
	3,50	13	7	20
	4,00	10	6	16
	5,00	8	6	14

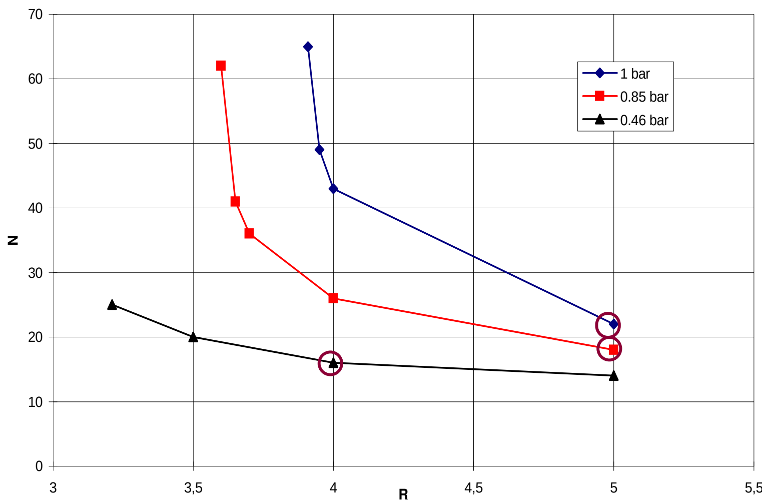
Tabell B2.1-2 *R og N f or 10 vekt-% MeOH*

Trykk [bar]	R	N_S	N_F	N_{Tot}
1,00	9,69	88	18	106
	10,00	10	24	34
	15,00	7	8	15
0,85	8,66	56	15	71
	8,80	27	11	38
	9,00	21	10	31
	10,00	13	8	21
	20,00	7	7	14
0,46	6,72	74	20	94
	6,80	24	10	34
	8,00	11	8	19
	9,00	9	7	16
	10,00	8	7	15
	15,00	6	6	12

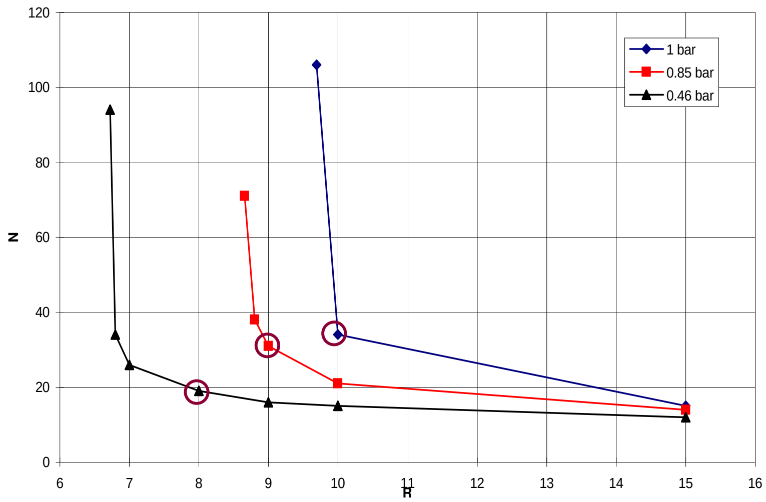
Tabell B2.1-3 *R og N f or 5 vekt-% MeOH*

Trykk [bar]	R	N_S	N_F	N_{Tot}
1,00	21,06	34	17	51
	21,50	16	12	28
	22,00	13	11	24
	25,00	8	9	17
	30,00	6	8	14
0,85	18,66	36	17	53
	29,00	10	11	27
	20,00	11	10	21
	21,00	9	9	18
	22,00	8	9	17
	25,00	6	8	14
0,46	14,34	31	14	45
	14,50	17	11	28
	15,00	12	9	21
	16,00	9	9	18
	20,00	6	7	13

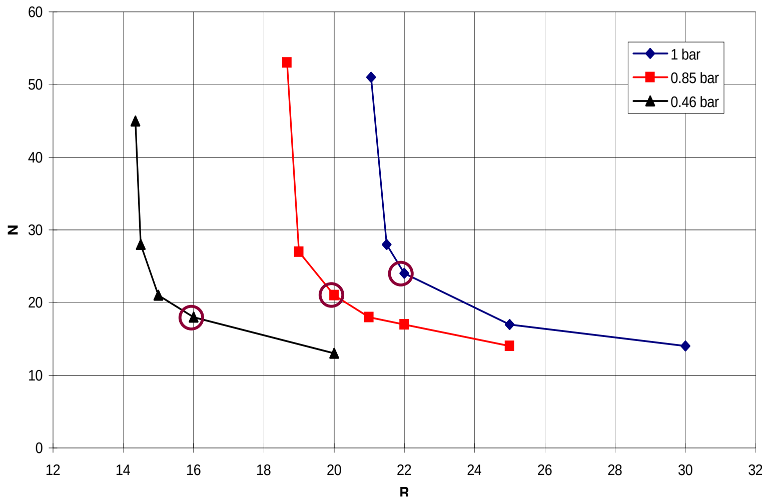
Bilag 2.2 Plott av N som funksjon av R



Figur B2.2-1 Plott av N som funksjon av R ved 20 vekt-% MeOH føding



Figur B2.2-2 Plott av N som funksjon av R ved 10 vekt-% MeOH føding



Figur B2.2-3 Plott av N som funksjon av R ved 5 vekt-% MeOH føding

Grafene viser "trade off " mellom R og N . De punkter som er markert med en ○ indikerer de R/N forhold som er blitt brukt i beregningene .

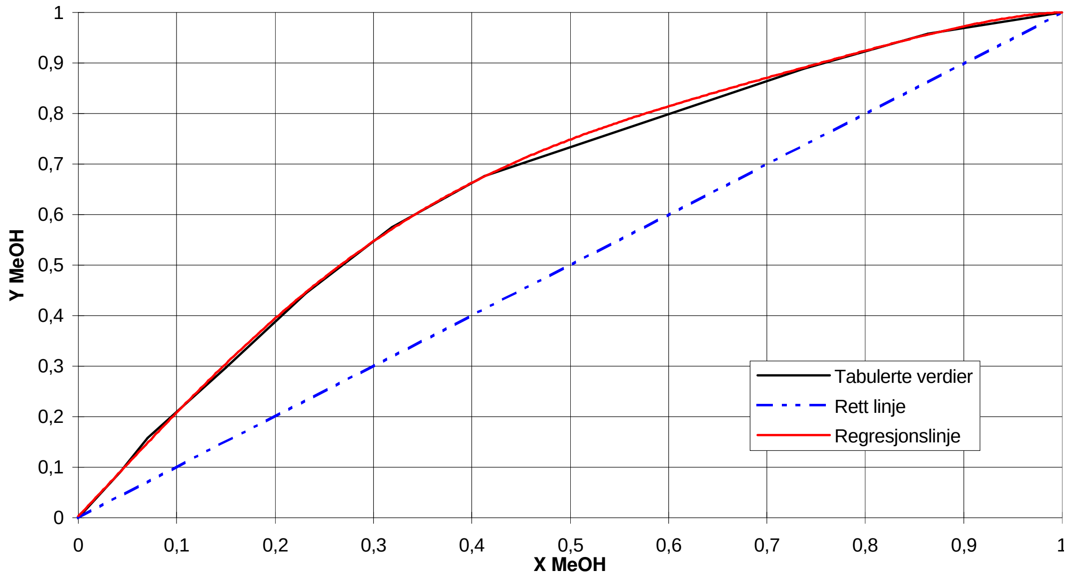
Bilag 2.3 Likevektskurver

Det ble kjørt regresjonsanalyse for å finne en polynomfunksjon som beskriver hver likevektskurve . Regresjonskurvene kun endrer seg med trykket. Likningene er gjengitt her , for henholdsvis 1 bar , 0,85 bar og 0,46 bar:

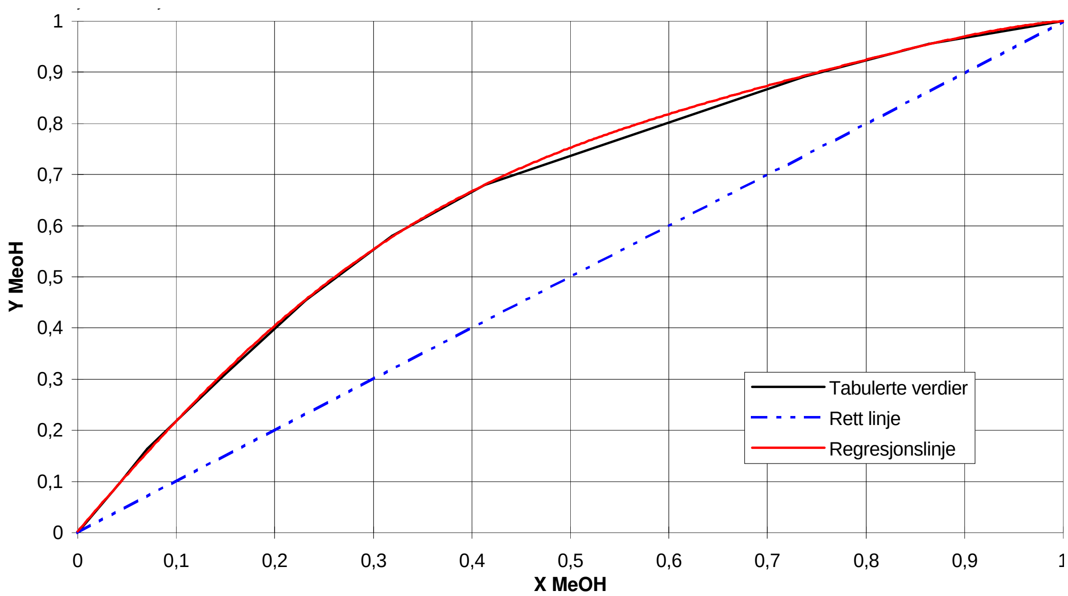
$$y = -3.5822x^5 + 8.9757x^4 - 7.0626x^3 + 0.6162x^2 + 2.05030x + 0.003 \qquad (B2.3-1)$$

$$y = -2.4632x^5 + 5.9924x^4 - 4.1672x^3 - 0.6224x^2 + 2.2588x + 0.002 \qquad (B2.3-2)$$

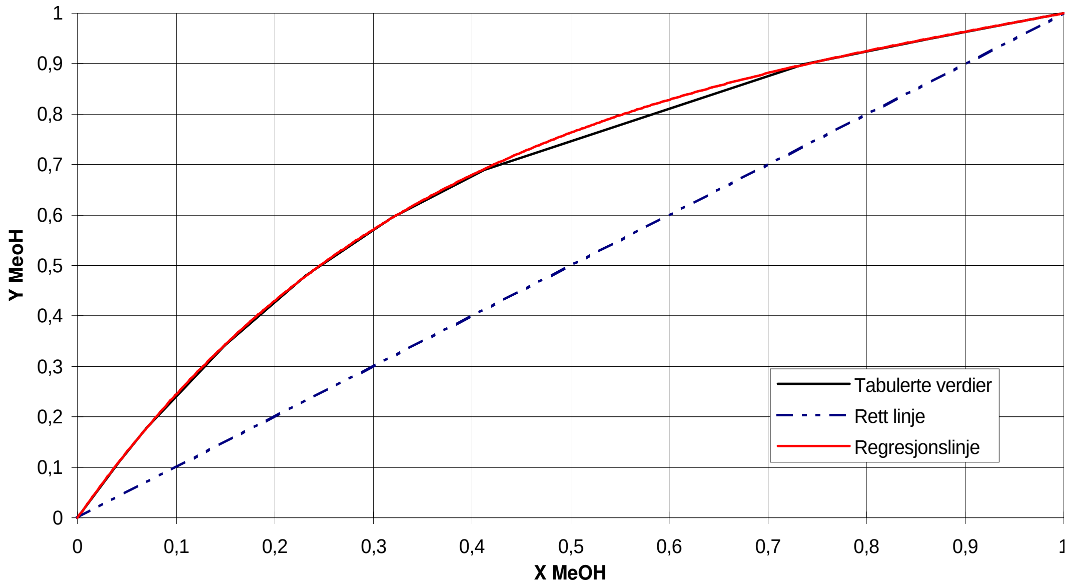
$$y = 0.4429x^5 - 1.7557x^4 + 3.3522x^3 - 3.8393x^2 + 2.8003x - 0.0006 \qquad (B2.3-3)$$



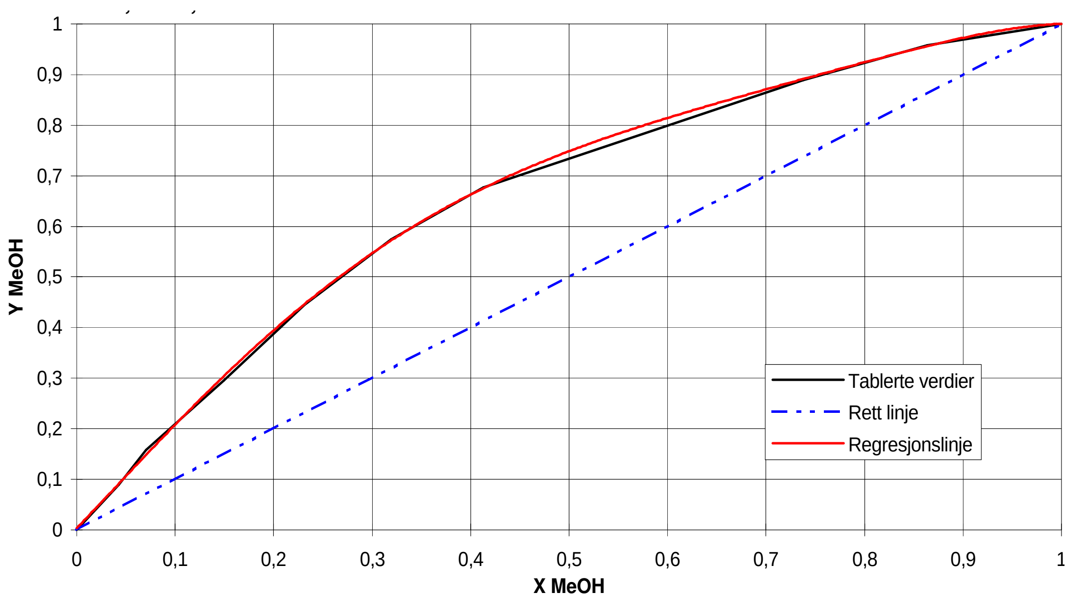
Figur B2.3-1 xy-diagram, P=1 bar , 20 vekt-% MeOH



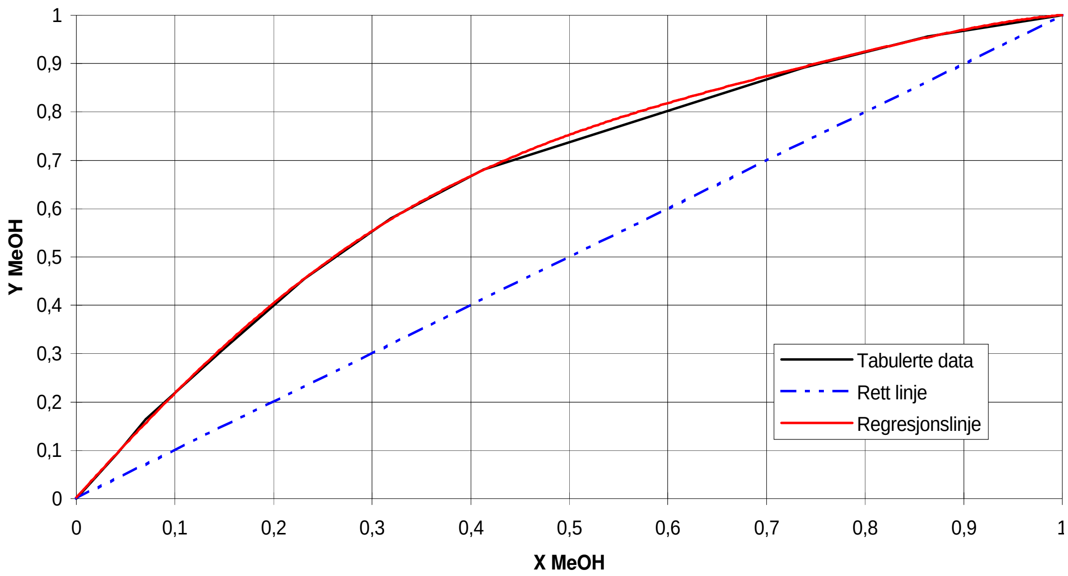
Figur B2.3-2 xy-diagram, P=0,85 bar , 20 vekt-% MeOH



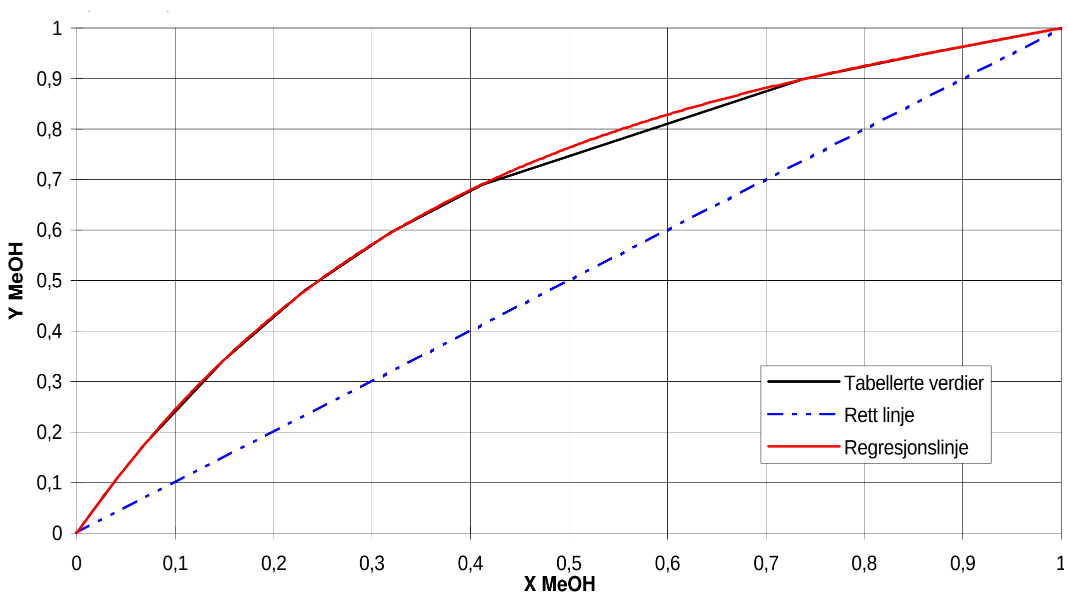
Figur B2.3-3 xy-diagram, P=0,45 bar , 20 vekt-% MeOH



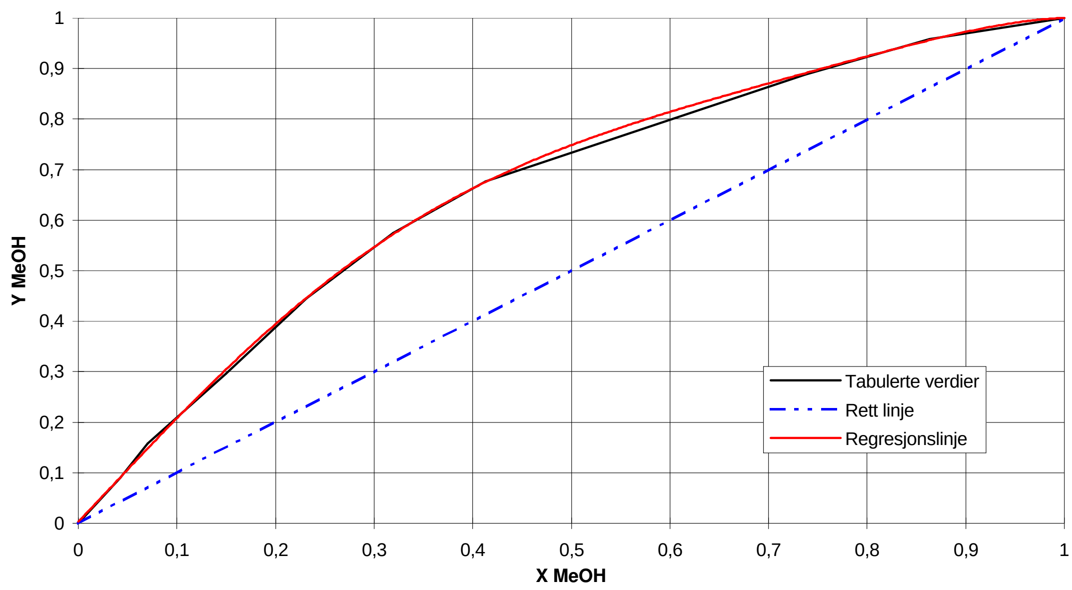
Figur B2.3-4 xy-diagram, P=1,0 bar , 10 vekt-% MeOH



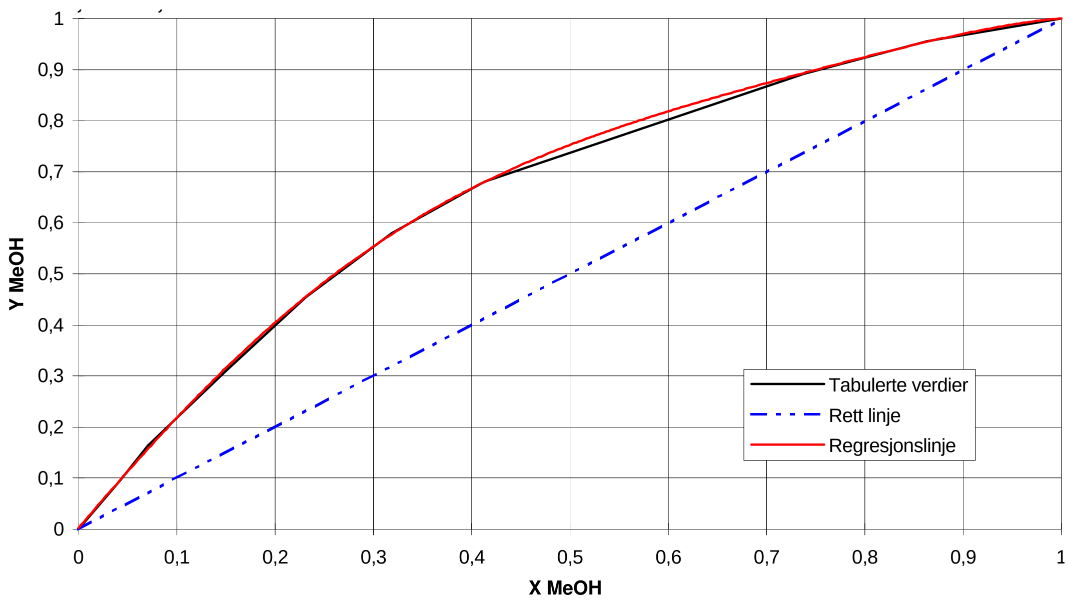
Figur B2.3-5 xy-diagram, P=0,85 bar , 10 vekt-% MeOH



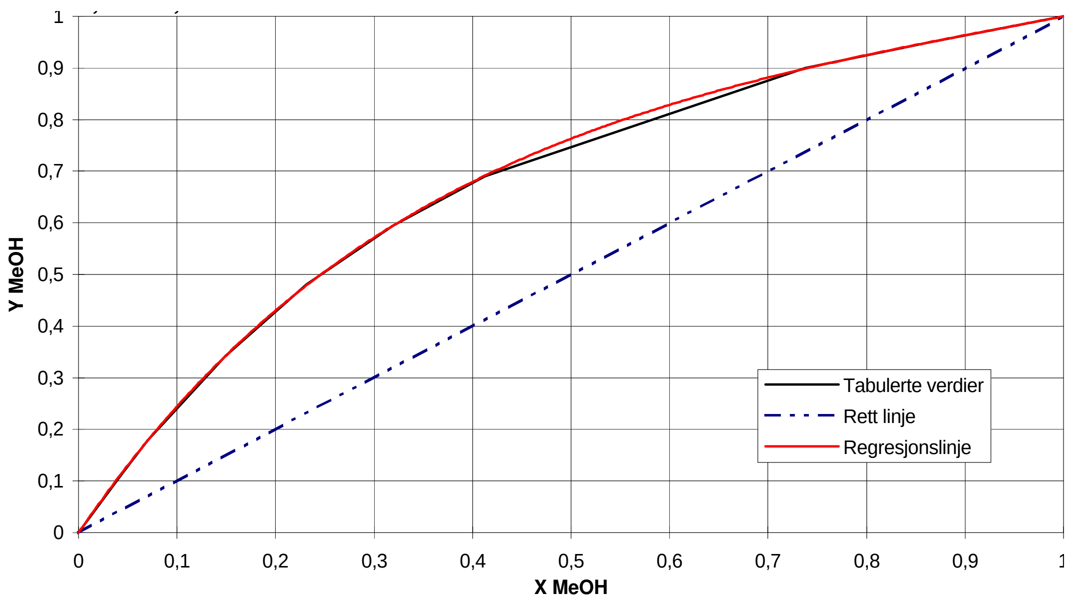
Figur B2.3-6 xy-diagram, P=0,46 bar , 10 vekt-% MeOH



Figur B2.3-7 xy-diagram, P=1,0 bar , 5 vekt-% MeOH



Figur B2.3-8 xy-diagram, P=0,85 bar , 5 vekt-% MeOH



Figur B2.3-9 xy-diagram, P=0,46 bar , 5 vekt-% MeOH

Bilag 2.4 Valg av likevektsdata

I valg a v likevektsdata ligger sansynligvis den største usikkerheten i denne måten å beregne antall trinn og refluksforhold på. VLE-dataene som ble brukt var hentet fra russiske data fra Dyno . Disse dataene var så å si identiske med W alker [4] og Ogorodnikov [5], men ble valgt da de var mest detaljerte for den aktuelle sammensetningen. Beregningene ble gjort på følgende vis:

(Eksempel for 20 vekt-% MeOH og 150 tonn/døgn).

- Forhold øverst i kolonnen:

  X_{MeoH} = 0,95, kra v, X_{Vann} =0,045 og X_{Fa} = 0,005 antatt på bakrunn a v Ogorodnikov , se T abell B2.4-2.

- Forhold nederst i kolonnen:

  X_{MeoH} = 0,009, kra v, X_{Vann} =0,50, X_{Fa} = 0,50, beregnet.

- Fødetrinn:

  Fødetrinn=0,5 X kolonnens antall trinn, X_{MeoH} = 0,158, X_{Vann} =0,421, X_{Fa} = 0,421 (fødesammensetning).

På basis a v dette ble det valgt VLE-data, likevektskurve for MeOH og vann (de to flyktigste komponentene) ble generert og R og N ble funnet. Så ble X_{Vann} og X_{Fa} -verdiene beregnet fra X_{MeoH} -verdiene for trinnene i kolonnen. Denne beregningen var også basert på antagelser gjort ved hjelp a v Ogorodnikov [5]. På bakrunn a v de nye X_{Fa} -verdiene i de ulike delene a v kolonnen ble det valgt nye VLE-data og dermed ny likevektslinje . Dette ble gjort til likevektslinjen stemte best mulig med formaldehydmengdene i kolonnen. Det viste seg også at fødetrinnet befant seg ved ca. de øverste 20% a v totalt antall trinn.

Da sammensetningene i kolonnen og plassering a v fødetrinn varierte lite for ulike mengder metanol ble samme likevektslinje brukt for alle tre fødesammensetningene . For ulike trykk ble det selvfølgelig beregnet egne likevektskurver som beskrevet over . Her ble fødetrinnet plassert på samme sted som over . Bilag 2.3 "Likevektskurver" viser likevektslinje og regresjonslinje for alle tilfellene . Disse beregningene ble utført ved hjelp a v Microsoft Excel. T abell B2.4-1 viser sammensetningene i kolonnen.

Tabell B2.4-1 *Beregning av likevektsdata*

Del av kolonnen	X_{MeoH} i Kol. faktisk verdi	X_{Vann} i kol. anslått verdi	X_{Fa} i kol. anslått verdi	X_{Fa} i Kol. anvendt verdi i VLE-linje
Topp (ekstra pkt.)	1,0	0,0	0,0	0,0
1	0,864	0,086	0,05	0,05
2	0,738	0,162	0,10	0,10
3	0,413	0,365	0,22	0,22
4	0,319	0,421	0,26	0,26
5	0,232	0,468	0,30	0,29
6	0,149	0,470	0,381	0,32
7	0,070	0,475	0,455	0,35
8	0,042	0,479	0,479	0,34
Bunn (ekstra pkt.)	0,0	0,5	0,5	------

Verdiene i tabellens siste kolonne danner grunnlaget for anvendte likevektsdata. Tabellen viser at i det er differanser mellom antatte og anvendte X_{Fa}-verdier i kolonnens nedre del. Det fører til usikkerhet i N_S. Verdiene ble brukt da det ikke var bedre data tilgjengelig . Usikkerheten reduseres betydelig da det ble plottet et punkt i origo . Tabell B2.4-2 viser destillasjonsresultater fra Ogorodnikov [5].

Tabell B2.4-2 *Destillasjonsekvenser anbefalt av Ogorodnikov* , [5]

	En-kolonne design (Atmosfærisk trykk)			To-kolonne design Kolonne 1			To-kolonne design Kolonne 2			En-kolonne design (Vakuum trykk)		
Antall trinn	60			60			15			58		
Kolonnetrykk [MPa] Topp / Bunn	0,10 / 0,14			0,05 / 0,08			0,1 / 0,11			0,01-0,02 / -		
Temperatur , [°C] Topp / Bunn	65 / 110			75 / 93			65 / 102			50-60 / 70-80		
Refluksforhold	12-15			3,0			2,5			0,5-1,0		
Konsentrasjon, [vekt-%]	F	D	B	F	D	B	F	D	B	F	D	B
Metanol	7-15	95,0-95,5	0,3-0,4	15	46,4	0,1	46,4	96,3	5,8	7-15	15-30	0,05
Formaldehyd	35-36	0,4-0,5	43-44	35-36	12,1	55,0	12,1	1,0	21,4	7-15	15-30	0,05
Maursyre	0,03	-	0,1-0,2	0,03	-	0,03-0,05	-	-	0,01	0,03	-	0,03
Vann	57,97	4,6-4,0	56,6-55,4	49,97-48,97	41,5	45	41,5	2,7	72,79	68-48	67-50	50-45

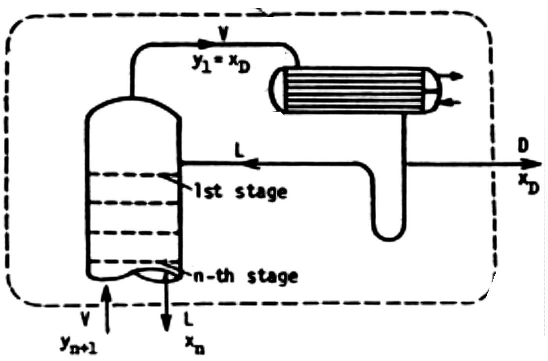
Bilag 2.5 Teori for McCabe-Thieles metode

Kilder: Geankopolis [2]. McCabe-Thiele metoden er en matematisk/grafisk metode for å beregne antall teoretiske trinn for en gitt separasjon a v en binær blanding . Den baserer seg på antagelsen om at de molare strømmene i destillasjonskolonnen er konstante.

Antagelsen om konstante molare strømmer stemmer bra så lenge fordampingsvarmen for begge komponenter har noenlunde samme verdi. Dvs. for kjemisk nært beslektede stoffer er den molare fordampingsvarmen tilnærmet lik for ideelle systemer (Troutons regel). Da vil en stoffmengde av flyktigste komponent fordampe fra en plate, når en ekvivalent mengde av den minst flyktige komponenten kondenserer og gir fra seg kondensasjonsvarme til de flyktigste av dem.

Bilag 2.5.1 Likevektslinje og driftslinje

Likevektslinjen beskriver sammensetningene av strømmene som forlater en teoretisk plate. For å bestemme en trinnprosess er det nødvendig å kjenne sammensetningen av strømmene mellom to teoretiske plater. Denne sammensetningen er det driftslinjen som beskriver.



Figur B2.5-1 Materialbalanse over toppen av kolonnen

Ved å se på toppen av en destillasjonskolonnen for en binær blanding, og ved å bruke materialbalanser for den flyktigste komponenten over kolonnetoppen blir driftslinjen funnet.

masse inn i kolonnetoppen = masse ut av kolonnetoppen

$$V = L + D \qquad \text{(B2.5-1)}$$

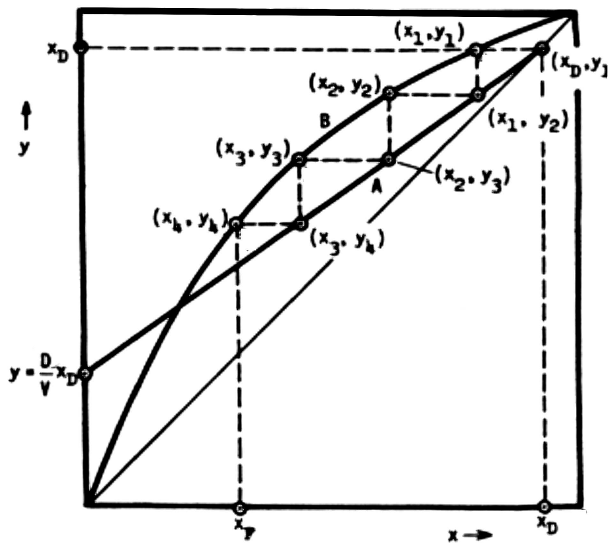
Komponentbalansen blir da:

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \qquad \text{(B2.5-2)}$$

Ved å løse denne med hensyn på y_{n+1}, får vi driftslinjen:

$$y_{n+1} = L/V\ x_n + D/V\ x_D \qquad \text{(B2.5-3)}$$

Driftslinjen er en lineær funksjon der y_{n+1} er en funksjon av x_n og den rette linjen går gjennom punktene (x= x_D, y= x) og (x=0, y=D/V x). Driftslinjen og likevektskurven er vist i Figur B2.5-2. Man går så trinnvis fra diagonalen og likevektslinjen fra punktet (x_D,x_D) til man kommer til kokeren. (Det er og mulig å gå motsatt vei). Ved å telle antall trappetrinn mellom driftslinjen og likevektslinjen på diagrammet, blir antallet ideelle trinn bestemt.



Figur B2.5-2 McCabe-Thiele diagram for en rektifikasjonsprosess, der A er driftslinjen og B er likevektslinjen.

Tilbakeløpsforholdet er definert som R=L/D, dvs antall mol av den kondenserte dampen som overføres i kolonnen for hvert mol som taes ut som destillat. Ved å sette inn tilbakeløpsforholdet og Likning (B2.5-1) i Likning (B2.5-3), får vi driftslinjen på sin mest brukte form.

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \qquad \text{(B2.5-4)}$$

Tilbakeløpsforholdet påvirker stigningstallet til driftslinja og antall trinn. Ved fullt tilbakeløp dvs. når R går mot uendelig, vil driftslinja falle sammen med diagonalen og minimalt antall trinn oppnås.

Bilag 2.6 Energibetrakninger

Anslag av kokernes minimum energibehov ble utført ved hjelp av følgende formel:

$$E_{min} = E_F + E_R = W_F \cdot \Delta H_{vap}(F) + W_R \cdot \Delta H_{vap}(R) \qquad \text{(B2.6-1)}$$

Hvor:

- E_{min} = Totalt minimum energibehov
- E_F = Energibehov for oppvarming av føden, funnet ved hjelp av Aspen
- E_R= Energibehov for oppvarming av refluks
- W_F = Føding til kolonnen [Kg/hr]
- ΔH_{vap} (F) = Fordampningsentalpi for føden, (ikke brukt)
- W_R = Refluksmengde [Kg/hr], satt lik (R+1) $\cdot 0.95 \cdot W_{MeoH}$, hvor W_{MeoH} er metanolmengde i føden
- ΔH_{vap} (R) = Fordampningsentalpi for refluks (metanol), (=38,0 KJ/mol)

Data er hentet fra Bilag 5 "Flytskjemaer" og [1].

Temperaturene i kolonnen er estimerte maksimumstemperaturer funnet fra likevektsdata hentet fra Bilag 1.3 "Data oppdrevet a v Dyno , [6]". T emperatur ved 0.85 bar er interpolert verdi a v temperatur ved 1.0 bar og 0.46 bar . Tabell B2.6-1 viser resultater fra energiberegninger . Tabellen viser minimalt energibehov påkrevd for oppvarming a v fødemengde og refluksforhold i kolonnene .

Tabell B2.6-1 *Minimum energibehov f or destillasjonskolonnene*

MeOH [vekt-%]	Trykk [bar]	Minimum energibehov 150 t/d [kW]	Minimum energibehov 250 t/d [kW]
20	0,46 0,85	4446 4477	7409 7461
10	0,46 0,85	4292 4324	7155 7209
5	0,46 0,85	4534 4566	7552 7606

Tabellen viser at det er liten forskjell på energiforbruk ved senking a v trykk. Driftskostnadene har derfor lite å si for valg a v kolonne .

Tabell B2.6-2 viser minimalt enebehov påkrevd for oppvarming a v føde . Verdiene er beregnet ved hjelp a v Aspen

Tabell B2.6-2 *Minimum energibehov f or føde , funnet ved hjelp av Aspen*

MeOH [vekt-%]	Trykk [bar]	Minimum energibehov 150 t/d [kW]	Minimum energibehov 250 t/d [kW]
20	0,46 0,85	2095,75 2126,95	3493,03 3545,00
10	0,46 0,85	2333,94 2365,91	3890,00 3943,30
5	0,46 0,85	2473,80 2506,14	4123,13 4177,00

Energimengder til vakuumkompressor , pumper og annet i forbindelse med kolonnen er ikke beregnet da det antas at denne energimengden er betydelig mindre enn for kokeren.

BILAG 3 DIMENSJONERING

Bilag 3.1 Dimensjonering ved 20 vekt-% metanol

Bilag 3.1.1 Trykk på 0,85 bar .

Valgt: R= 5,0 og $N_{Teoretisk}$ = 18, N_{Reelt} = 21,6.

Tabell B3.1-1 *Dimensonering av kolonne f or 20 vekt% metan og 0,85 bar*

Pakning:	Høyde [m]:	Diameter [m]:
M 250 Y		
150 tonn	8	1,2
250 tonn	8	1,5
M 350 Y		
150 tonn	6	1,3
250 tonn	6	1,6
M 500 Y		
150 tonn	5,1	1,3
250 tonn	5,1	1,7

Bilag 3.1.2 Trykk på 0,46 bar .

Valgt: R= 4,0 og $N_{Teoretisk}$ = 16, N_{Reelt} = 19,2.

Tabell B3.1-2 *Dimensjonering av kolonne f or 20 vekt-% og 0,46 bar*

Pakning:	Høyde [m]:	Diameter [m]:
M250		
150 tonn	7,1	1,1
250 tonn	7,1	1,4
M350		
150 tonn	5,3	1,2
250 tonn	5,3	1,6
M500		
150 tonn	4,6	1,2
250 tonn	4,6	1,6

Bilag 3.2 Dimensjonering ved 10 vekt-% metanol

Bilag 3.2.1 Trykk på 0,85 bar

Valgt: R= 9,0 og $N_{Teoretisk}$ = 31, N_{Reelt} = 37,2

Tabell B3.2-1 *Dimensjonering av kolonne f or 10 vekt-% metanol og 0,85 bar*

Pakning:	Høyde [m]:	Diameter [m]:
M 250 Y		
150 tonn	13,8	1,1
250 tonn	13,8	1,4
M 350 Y		
150 tonn	10,0	1,2
250 tonn	10,0	1,6
M 500 Y		
150 tonn	8,9	1,2
250 tonn	8,9	1,6

Bilag 3.2.2 Trykk på 0,46 bar

Valgt: R= 8,0 og $N_{Teoretisk}$ = 19, N_{Reelt} = 22,8

Tabell 10.0-1 *Dimensjonering av kolonne f or 10 vekt-% metanol og 0,46 bar*

Pakning:	Høyde [m]:	Diameter [m]:
M 250 Y		
150 tonn	8,4	1,5
250 tonn	8,4	1,9
M 350 Y		
150 tonn	6,3	1,6
250 tonn	6,3	2,1
M 500 Y		
150 tonn	5,4	1,6
250 tonn	5,4	2,1

Bilag 3.3 Dimensjonering ved 5 vekt-% metanol

Bilag 3.3.1 Trykk på 0,85 bar

Valgt: R= 20 og $N_{Teoretisk}$ = 21, N_{Reelt} = 25,2

Tabell B3.3-1 *Dimensjonering av kolonne for 5 vekt-% metanol og 0,85 bar*

Pakning:	Høyde [m]:	Diameter [m]:
M 250 Y		
150 tonn	9,3	1,1
250 tonn	9,3	1,4
M 350 Y		
150 tonn	7,0	1,2
250 tonn	7,0	1,6
M 500 Y		
150 tonn	6,0	1,2
250 tonn	6,0	1,6

Bilag 3.3.2 Trykk på 0,46 bar

Valgt: R= 16 og $N_{Teoretisk}$ = 18, N_{Reelt} = 21,6

Tabell B3.3-2 *Dimensjonering av kolonne for 5 vekt-% metanol og 0,46 bar*

Pakning:	Høyde [m]:	Diameter [m]:
M 250 Y		
150 tonn	8,0	2,0
250 tonn	8,0	2,6
M 350 Y		
150 tonn	6,0	2,2
250 tonn	6,0	2,9
M 500 Y		
150 tonn	5,1	2,0
250 tonn	5,1	2,9

Bilag 3.4 Beregning av dimensjoner

Sulzer opp gi følgende formel for beregning av kolonnediameter

$$\text{F-faktor}=0{,}002533 \cdot g \cdot (T/(M \cdot P))^{0,5} \quad \text{(B3.4-1)}$$

Hvor F-faktor er gitt for valgt pakning, g er gasstøm, T er temperatur [K], M er gjennomsnitlig molarvekt for de tre komponentene og P er trykk.

Formelen brukes til å bestemme diameter når gasstrøm er gitt.

Kolonnehøyde ble beregnet ut fra oppgitt antall teoretiske trinn pr. meter og antall teoretiske trinn funnet ved beregninger ved McCabe-Thieles metode.

BILAG 4 ØKONOMISKE BETRAKTNINGER

Bilag 4.1 Investeringskostnader

Investeringskostnader ble beregnet for de seks kolonnene ved hjelp av [9]. For å finne investeringskostnadene summeres direkte anleggskapital, indirekte anleggskapital og drifftskapital. Tabell B4.1-1 viser beregning av innkjøpskostnadene og beregningseksempel. Det ble funnet priser på kolonneskall og strukturert pakning (M 250 Y) i rustfritt stål (DIN 1,4404) ved henvendelse til Sulzer Chemtech Ltd.

Innkjøpskostnader for hovedapparatur er anslått til 3 ganger prisen på kolonneskall og pakningsmateriale. Montering av hovedapparatur er anslått til 30 % av prisen for hovedapparatur. Videre er prisen for rørledninger og armatur estimer til 30 % av overnevnte størrelse.

Tabell B4.1-1 *Investeringskostnader*

	Investeringskostnader	Prosent:	Priseksempel for kolonne med 20 vekt-% MeOH [1000 NOK]:
A Direkte anleggskapital			
	1. Hovedapperatur (skall, kondensator , kompressor , koker , kondensator , toll, a vgifter , frakt, assuranse og frakt)	3 X Prisen av skall og pakning	627
	2. Montering a v hovedapparatur	0.3 X 1.	188.1
	3. Totale hovedapparaturkostnader		815.1
	4. Rørledninger med armtur	0.3 X 3.	244.5
	5. Eliktriske apparater installasjoner	0.3 X 3.	244.5
	6. Instrumenter og prosessreglering	0.2 X 3.	163.0
	7. Byggningsmessige arbeider	0.3 X 3.	244.5
	8. Fundamenter , maling , isolasjon	0.06 X 3.	48.9
	9. Anleggsprovisorier	0.06 X 3.	48.9
	10. Direkte anleggskapital		**1809.5**
B Inndirekte anleggskapital			
	11. Honorarer , lisenser , grunnundersøkelser	0.1 X 3.	81.5
	12. Prosjekteringskostnader	0.3 X 3.	244.5
	13. Anleggsadminstrasjon	0.06 X 3.	48.9
	14. Renter i anleggsperioden	0.1 X 3.	81.5
	15. Forskning og utvikling	0.04 X 3.	32.6
	16. Opplæring , prøvedrift, oppstarting	0.1 X 3.	81.5
	17. Uforutsett (“diverse)	0.4 X 3.	326.0
	18. Inndirekte anleggskapital		**897.4**
C Driftskapital			
	19. Råvarebeholdnig (1 mnd. forbruk)		
	20. Ferdigvarer , lager (1 mnd. produksjon)		
	21. Utestående fordringer (1mnd. salgsverdi)		
	22. Kontantbeholdning (1mnd. foredlingskostnad)		
	23. Driftskapital (settes lik 0.1 X (10. + 18.))		**270.7**
Totale investeringskostnader			**2977.6**

Tabell B4.1-2 Viser Totale investeringskostnader for alle kolonnene.

Tabell B4.1-2 *Investeringskostnader for alle kolonnene*

Kolonne:	Høyde [m]:	Diameter [m]:	Pris på skall og pakning [1000 NOK]:	Investeringskostnader [Mill. NOK]:
20 vekt-% MeOH				
0.85 bar				
150 tonn	8.0	1.2	243	3.45
250 tonn	8.0	1.5	326	4.63
0.46 bar				
150 tonn	7.1	1.1	209	2.98
250 tonn	7.1	1.4	277	3.95
10 Wt % MeoH				
0.85 bar				
150 tonn	13.8	1.1	282	4.02
250 tonn	13.8	1.4	403	5.74
0.46 bar				
150 tonn	8.4	1.5	335	4.76
250 tonn	8.4	1.9	471	6.69
5 Wt % MeoH				
0.85 bar				
150 tonn	9.7	1.1	243	3.46
250 tonn	9.7	1.4	326	4.64
0.46 bar				
150 tonn	8.0	2.0	505	7.17
250 tonn	8.0	2.6	748	10.62

Det viser seg at investeringskostnadene kommer på ca. 14 ganger prisen på skall og pakning.

Bilag 4.2 Driftskostnader

Med driftskostnader menes her ekstra driftskostnader etter innstallering av ny kolonne. Kostnadene antas kun å bestå av nedenfornevnte direkte og indirekte kostnader. Denne antagelsen ble gjort på bakgrunn av at det kun dreier seg om en liten utbygging av et på forhånd relativt stort prosessanlegg, Energikostnader til vakumkompressor er sannsynligvis av noe betydning, men siden kokerens energiforbruk antas vesentlig større er denne utgiften neglisjert her. Det neglisjeres kostnader ved kjølevann da det er tilgjengelig på fabrikkområdet.

Tabell B4.2-2 viser oversikt over driftskostnader og beregningseksempel for kolonne med 20 vekt-% metanol 0,46 bar og 150 tonn/dag.

Ekstra arbeidskraften som trengs for innstallering av en kolonne er antatt til å være 1/2 faglært stilling med inntekt på 270 000 NOK (Nesse [8]). Det er antatt at det trengs 5 skift til bemanningen.

Utgifter til arbeidkraft blir da 675 000 NOK.

Bilag 4.2.1 Energikostnader

Energikostnadene ble beregnet fra oppgitt pris på middeltrykksdamp fra Dyno:

- 110 NOK/tonn damp, entalpi = 2800 KJ/Kg damp, 3-4 bar, 170°C.

Ved 300 driftsdøgn fås minimum energikostnader ved å multiplisere minimum energibehov med en faktor på 1018.29 Kr/kW, år

Energiberegninger er gitt i Bilag 2.6 "Energibetrakninger".

Tabell B4.2-1 *Minimum energibehov og energikostnader for destilasjonskolonnene*

MeOH [vekt-%]	Trykk [bar]:	Minimum energibehov 150 t/d [kW]:	Minimum energibehov 250 t/d [kW]:	Minimum energikostnader [Mill. NOK/år]:	Minimum energikostnader [Mill. NOK/år]:
20	0,46 0,85	4446 4477	7409 7461	4,53 4,56	7,54 7,59
10	0,46 0,85	4292 4324	7155 7209	4,37 4,40	7,29 7,34
5	0,46 0,85	4534 4566	7552 7606	4,62 4,65	7,69 7,75

Totale energikostnader kommer da på mellom fire og åtte Mill. MOK/år.

Tabell B4.2-2 *Driftskostnader*

Driftskostnader	Prosent:	Priseksempel for kolonne med 20 Wt % MeoH [1000 NOK]:
A Direkte kostnader		
1. Energikostnader (koker)	----------	4460
2. Arbeidkraft	konstant	675
3. Direkte kostnader		5121
B Inndirekte kostnader		
4. Avskrivninger (10 års flat avskr.)	0,1 X anl.kap.	271
5. Forsikring	0.001 X anl.kap.	3
6. Eiendomsskatt	0.007 X anl.kap.	20
7. Direkte kostnader		293
Totale driftskostnader		5415

Tabell B4.2-2 viser samlede driftutgifter for alle kolonnene.

Tabell B4.2-3 *Driftskostnader for alle kolonnene*

Kolonne:	Høyde [m]:	Diameter [m]:	Driftskostnader pr. år [Mill. NOK]:
20 vekt-% MeoH			
0.85 bar			
150 tonn	8.0	1.2	5,57
250 tonn	8.0	1.5	8,72
0.46 bar			
150 tonn	7.1	1.1	5,42
250 tonn	7.1	1.4	8,60
10 vekt-% MeoH			
0.85 bar			
150 tonn	13.8	1.1	5,47
250 tonn	13.8	1.4	8,58
0.46 bar			
150 tonn	8.4	1.5	5,51
250 tonn	8.4	1.9	8,62
5 vekt-% MeoH			
0.85 bar			
150 tonn	9.7	1.1	5,67
250 tonn	9.7	1.4	8,88
0.46 bar			
150 tonn	8.0	2.0	6,00
250 tonn	8.0	2.6	9,46

Bilag 4.3 Innsparing

Det er opplyst fra Dyno at det kan anntas en besparelse på 25 Kg metanol pr . tonn 37 % formalin produsert. Det tilsvarer innsparinger på 42.23, 37.50, 35.54 Kg metanol bespart pr . tonn produsert formalin ved henholdsvis 20, 10 og 5 vekt-% metanol i føden.

Denne begrensningen skyldes at prosessanlegget må kjøres med andre selektivitets-verdier ved bruk a v destilasjonskolonnen. Netto besparelse blir da som nevnt over .

Prisen på metanol er 1150.95 Kr/tonn [7]. Prisen er regnet ut fra US dollar med en kurs på 7.06 NOK. Det regnes 300 produksjons døgn i året.

Tabell B4.3-1 *Innsparing ved resir kulering*

Dagsproduksjon [tonn]:	Årlig produksjon av 37 % F a-løsning [tonn]:	Årlig resirkulert metanol [tonn]:	Årlig innsparing ved resirkulering [Mill. NOK]:
150	60811	1520	1.75
250	101346	2534	2,92

Bilag 4.4 Investeringsanalyse

Fortjeneste er forholdet mellom investeringskostnader , driftskostnader og inntjening . Tabell B4.4-1 viser samlede økonomiske resultater .

Tabell B4.4-1 *Total profitt ved resir kulering*

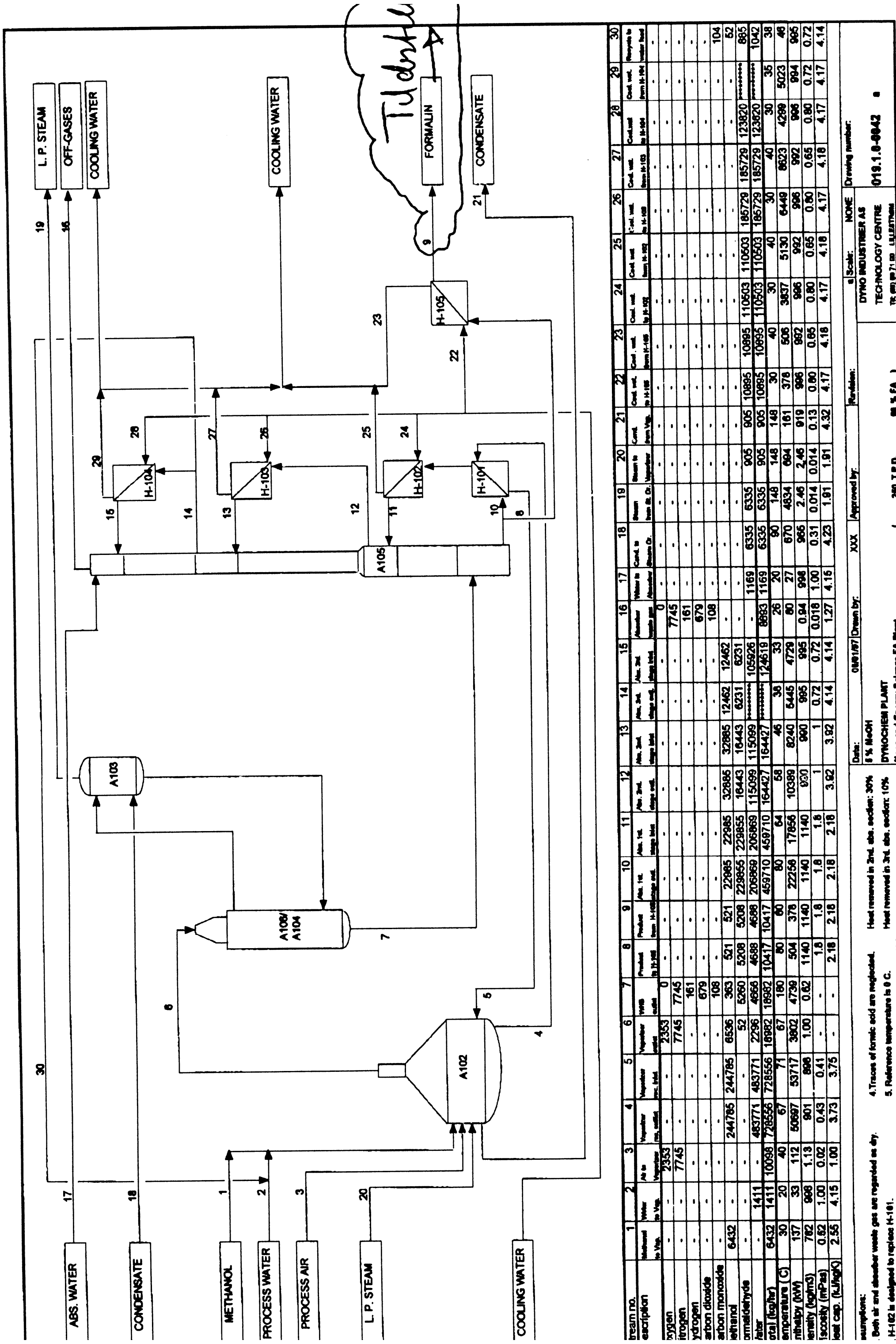
Kolonne:	Investerings-kostnader [Mill. NOK]:	Driftskostnader pr. år [Mill. NOK]:	Årlig innsparing ved resirkulering [Mill. NOK]:	Årlige tap (eksklusiv inv .kost.) [Mill. NOK]:
20 Wt % MeoH				
0.85 bar				
150 tonn	3.45	5,57	1,75	3,82
250 tonn	4.63	8,72	2,92	5,80
0.46 bar				
150 tonn	2.98	5,42	1,75	3,67
250 tonn	3.95	8,60	2,92	5,68

Tabell B4.4-1 *Total profitt ved resir kulering*

Kolonne:	Investerings-kostnader [Mill. NOK]:	Driftskostnader pr. år [Mill. NOK]:	Årlig innsparing ved resirkulering [Mill. NOK]:	Årlige tap (eksklusiv inv .kost.) [Mill. NOK]:
10 Wt % MeoH				
0.85 bar				
150 tonn	4.02	5,47	1,75	3,72
250 tonn	5.74	8,58	2,92	5,66
0.46 bar				
150 tonn	4.76	5,51	1,75	3,76
250 tonn	6.69	8,62	2,92	5,70
5 Wt % MeoH				
0.85 bar				
150 tonn	3.46	5,67	1,75	3,92
250 tonn	4.64	8,88	2,92	5,96
0.46 bar				
150 tonn	7.17	6,00	1,75	4,25
250 tonn	10.62	9,46	2,92	6,54

Det sees fra tabellen at de valgte kolonnene gir årlige tap på tre til seks millioner NOK. Dette skyldes vesentlig at koker trenger mye energi og at prosessen kjøres på en annen måte ved bruk a v destillasjon slik at netto fortjeneste for resirkulering er liten.

BILAG 5 FLYTSKJEMAER



Figur B5.0-1 Flytskjema over dagens anlegg, DYNO Industrier ASA.