

Høgskolen i Østfold, Avdeling for ingeniørfag

EKSAMENSOPPGAVE (Engelsk utgave)

Fag: IRM32513 Prosess- og energisystemer (10 studiepoeng)

Foreleser og emneansvarlig: Ole Kr. Førriisdahl, 69 10 40 81 (kontor), 974 973 78 (mobil)

Grupper: M3 og K3	Dato: 11.12.2013	Tid: 0900-1200
Antall oppgavesider: 9 (denne side inkludert)	Antall vedleggssider: 12	
Hjelpemidler: Kalkulator Hellsten og Mørstedt "Energi- og kjemiteknikk"		
Sensureringsfrist: 14.01.2014		
KANDIDATEN MÅ SELV KONTROLLERE AT OPPGAVESETTET ER FULLSTENDIG CANDIDATE MUST CHECK THAT PROBLEM SET IS COMPLETE		

If you miss information that is necessary for you to solve a problem, use symbols or values with reasonable justification.

Provide all answers in SI units unless otherwise specified.

The exam consists of problems that together make up 117%. You do not need to answer more problems than the sum of these amounts to 100%.

Put another way: You can choose to ignore one or more problems for a total of 17%.

You can't choose to ignore problems that must be answered (problem 1, 2a, 2b and 3a) these accumulate to a total of 61 %.

If you choose to answer as many problems that sum represents more than 100%, your grade will be determined in relation to the number of problems you have answered, for example, $81/103 = 0.79$.

Dersom du savner opplysninger som er nødvendige for at du skal kunne løse oppgavene, bruker du symboler eller rimelige verdier med begrunnelse.

Oppgi alle svar i SI-enheter hvis annet ikke er spesifisert.

Oppgavesettet består av oppgaver som til sammen utgjør 117%. Du trenger ikke å besvare flere oppgaver enn at summen av disse utgjør 100 %.

Sagt på en annen måte: Du kan velge vekk en eller flere deloppgaver på til sammen 17 %.

Du kan ikke velge vekk oppgaver som må besvares (oppgave 1, 2a, 2b og 3a), disse utgjør til sammen 61 %.

Hvis du velger å besvare så mange oppgaver at summen utgjør mer enn 100 %, vil din karakter bli satt i forhold til det antall oppgaver du har besvart, for eksempel er $81/103 = 0.79$.

Problem 1 (6 %) (MÅ BESVARES)

Besvarelsen på denne oppgaven skal leveres i Fronter senest fredag 20.12.2013 kl. 12.00.

I faget Proses- og energisystemer er det høsten 2013 gitt en teknisk rapport med temaet ulykker som skal leveres på eksamen.

Teknisk rapport nummer 1 Ulykker vil bli evaluert.

Problem 2 (50 %) (MÅ BESVARES)

a) (45 %) (MÅ BESVARES)

Besvarelsen på denne oppgaven skal leveres i Fronter senest fredag 20.12.2013 kl. 12.00.

I faget Proses- og energisystemer er det høsten 2013 gitt en større prosjektoppgave, en skriftlig besvarelse av denne oppgaven vil bli evaluert.

b) (5 %) (MÅ BESVARES)

Besvarelsen på denne oppgaven skal leveres i Fronter senest fredag 20.12.2013 kl. 12.00.

I faget Proses- og energisystemer er det høsten 2013 gitt en større prosjektoppgave. En elektronisk presentasjon av prosjektoppgaven vil bli evaluert.

Problem 3 (12 %)

In a continuous process, both heat and cool process streams are needed. Data from the following four streams in a process section are given in the table 1.

Table 1 Stream number, mass flow m [kg/s], specific heat capacity c_p [kJ/kgK], supply temperature T_s [K] and target temperature T_t [K]

Stream nr.	m / kgs^{-1}	$c_p / \text{kJkg}^{-1}\text{K}^{-1}$	T_s / K	T_t / K
1	20.0	3.0	473	353
2	10.0	4.0	503	333
3	20.0	3.5	393	483
4	20.0	2.5	293	483

The existing solution requires a supply of 6 MW of high pressure steam and 4 MW of cooling water. A better heat integration is desired.

An economic analysis shows that the minimum temperature difference in heat exchangers should be 10 K.

I en prosessbedrift med helkontinuerlig drift har man behov for både oppvarming og avkjøling av prosess-strømmer. Data for de fire strømmene i anlegget er gitt i tabell 1.

Tabell 1 Strøm nr., massestrøm m [kg/s], spesifikk varmekapasitet c_p [kJ/kgK], tilførsel temperatur T_s [K] og målsetningstemperatur T_t [K]

Den eksisterende løsningen krever en tilførsel på 6 MW med damp og 4 MW med kjølevann. En bedre varmeintegrasjon ønskes.

En økonomisk analyse viser at minimum temperaturdifferanse i varmevekslerne bør være 10 K.

a) (5 %) (You must answer this question)

Construct a composite curve for the streams and an estimated minimum use of steam and cooling water for the given process.

Use Appendix 4 to estimate the annual savings with optimal heat integration

Sett opp en samlekurve for strømmene og estimer minimum damp og kjølevannbehov ved best mulig varmeveksling av de gitte strømmene.

Bruk vedlegg 4 til å estimere de årlige besparelsene med optimal varmeintegrasjon.

b) (2 %)

What are the system's pinch temperatures?

Hva er systemets pinch temperaturer?

c) (5 %)

Design a "MER" (Maximum Energy Recovery) heat exchanger network for the given system.

Design et "MER" (Maximum Energy Recovery) varmevekslernetverk for de gitte strømmene.

Problem 4 (15 %)

A binary mixture where the compound with the lowest boiling point make up 60 wt % of the feed is to be separated in a rectification tower.

The feed consists of 600 kg/h liquid and 400 kg/h steam.

The distillate will contain 90 wt % and the bottom product 5 wt % of the compound with the lowest boiling point.

Reflux, R , during distillation is 2.5.

Assume constant molar flows in rectification and stripping section, complete condensation in condenser and partial boiler. Assume that the rectification tower are well isolated and there is no heat of mixture in the system.

An equilibrium curve for the system is given in appendix 1.

a) (3 %)

Make a sketch of the process and put up a total mass balance and a component balance for the system.

b) (2 %)

Calculate the mass flow [kg/h] of the bottom product and the distillate.

En binær blanding der den komponenten med det laveste kokepunktet utgjør 60 vekt % av føden skal skilles i en rektifikasjonskolonne. Føden består av 600 kg/h væske og 400 kg/h damp.

Destillat og bunnprodukt skal inneholde henholdsvis 90 vekt % og 5 vekt % av komponenten med det laveste kokepunktet.

Tilbakeførsforholdet, R , under destillasjon skal være 2,5.

Anta konstante molare strømmer i forsterker og avdriver, total kondensator og partiell koker. Anta også at kolonnen er godt isolert og at komponentene ikke avgir blandingsvarme.

Likevektskurven for systemet er gitt i vedlegg 1.

Skisser prosessen og sett opp total massebalanse og komponentbalanse for systemet.

Bestem mengde bunnprodukt og destillat i kg/h.

Problem 4 15 % (continue)

c) (4 %)

Find the number of theoretical trays that we need to achieve the given separation.

Finn mange teoretiske trinn er nødvendig for å oppnå den ønskede separasjonen.

d) (2 %)

Calculate the number of real trays if the total trays efficiency in the tower is 0.6.

Beregn antall reelle plater i kolonnen hvis den totale trinnvirkningsgraden er 0,6.

e) (2 %)

Estimate the relative volatility for the mixture.

Estimer den relative flyktigheten til blandingen.

f) (2 %)

Put up an energy balance for the rectification tower and specify all assumptions.

Sett opp en energibalanse for rektifikasjonskolonnen, spesifiser alle antagelser.

Problem 5 (8 %)

$$\text{Gitt: } C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1}\right), \quad C_2 = C_1 \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^n, \quad C_T = F_{lang} \cdot \sum_{i=1}^N C_{p,i},$$
$$C_2 = C_1 \left(\frac{G_2}{G_1}\right), \quad C_{BM,i}^{\circ} = F_{BM,i}^{\circ} \cdot C_{p,i}, \quad C_{TM} = 1.18 \cdot \sum_{i=1}^N C_{BM,i}^{\circ}$$

Wilson's give, $C_{\text{£}2000} = 20.75 \cdot f \cdot N \cdot AUC \cdot F_M \cdot F_p \cdot F_T$ where $AUC = 21 \cdot V^{0.675}$

A flowsheet (appendix 7) and mass balances (appendix 8) to produce heptan is given.

Prosessskjema (vedlegg 7) og massebalanse (vedlegg 8) for fremstilling av heptan er gitt.

a) (6 %)

Use Wilson method (see appendix 5, 6, 9, 10) and perform a order of magnitude estimate of the investment cost of the heptan plant in Norwegian kroner (NOK, 2013).

Bruk Wilsons metode (se også vedlegg 5, 6, 9 og 10) til å utføre et grovestimat av de nødvendige investeringskostnadene i heptan anlegget i norske kroner (NOK, 2013).

The yearly production of Heptan should be 20 000 metric ton. The plant should partially be constructed in stainless steel.

Det skal produseres 20 000 tonn heptan i året. Anlegget skal delvis bygges i syrefaste materialer (stainless steel).

Assume 1 GBP = 11 NOK

Anta at 1 GBP = 11 NOK

b) (2 %)

Estimate the uncertainty in the cost estimate.

Anslå usikkerheten i kostnadsestimatet.

Problem 6 (10 %)

A shell-and-tube heat exchanger with 1 shell pass and 12-tube passes is used to heat water in the tubes with geothermal steam condensing at 130 °C (heat of vaporization $\Delta_{\text{vap}}h = 2222 \text{ kJ/kg}$) on the shell side.

The tubes are thin-walled and have a diameter of 2.5 cm and a length of 2.2 m per pass. Water ($C_p = 4180 \text{ J/kgK}$) enters the tubes at 12 °C at a rate of 5 kg/s.

The temperature difference between the two fluids at the exit is 40 °C.

En 1-12 varmeveksler brukes til å varme vann med en geotermisk damp (mettet) som holder en temperatur på 130 °C (fordampningsentalpien $\Delta_{\text{vap}}h = 2222 \text{ kJ/kg}$) på kappesiden.

Rørene i varmeveksleren er tynne og har en diameter på 2.5 cm og en lengde på 2.2 m per passering. Vann ($C_p = 4180 \text{ J/kgK}$) tilføres rørene med en temperatur på 12 °C og en massestrøm på 5 kg/s.

Temperaturdifferansen mellom fluidene ved utløpet er 40 °C.

a) (2 %)

Use appendix 3 to calculate the correction factor F in the heat exchanger.

Bruk vedlegg 3 til å finne korreksjonsfaktoren F for varmeveksleren.

b) (2 %)

Determine the rate of heat transfer in the heat exchanger.

Beregn varmeoverføringen i varmeveksleren.

c) (2 %)

Determine the rate of condensation of steam in the heat exchanger.

Beregn hvor mye damp som kondenserer per tidsenhet i varmeveksleren.

d) (4 %)

Determine the overall heat transfer coefficient in the heat exchanger and explain how the heat transfer change if the fouling factor on the outer surface of the tubes increase.

Beregn varmegjennomgangstallet for varmeveksleren og forklar hvordan varmeoverføringen vil forandre seg hvis rørene i varmeveksleren får økt beleggdannelse.

Problem 7 (16 %)

a (4 %)

Tell what you know about natural gas hydrates. Focus on major important descriptions rather than less important details.

Fortell hva du vet om naturgass hydrater. Fokuser på de viktigste hovedpoengene fremfor mindre detaljer.

b (3 %)

Explain short what is meant by a HAZOP analysis.

Forklar kort hva menes med en HAZOP analyse.

c) (4 %)

Explain the difference between “primary measures” and “secondary measures” to reduce SO_x and NO_x emissions from combustion processes.

Forklar forskjellen på “primær tiltak” og “sekundær tiltak” for å redusere SO_x og NO_x utslipp fra forbrennings prosesser.

d) (3 %)

Explain short one method to remediate contaminated soil.

Forklar kort en metode for å rense forurenset jord.

e) (2 %)

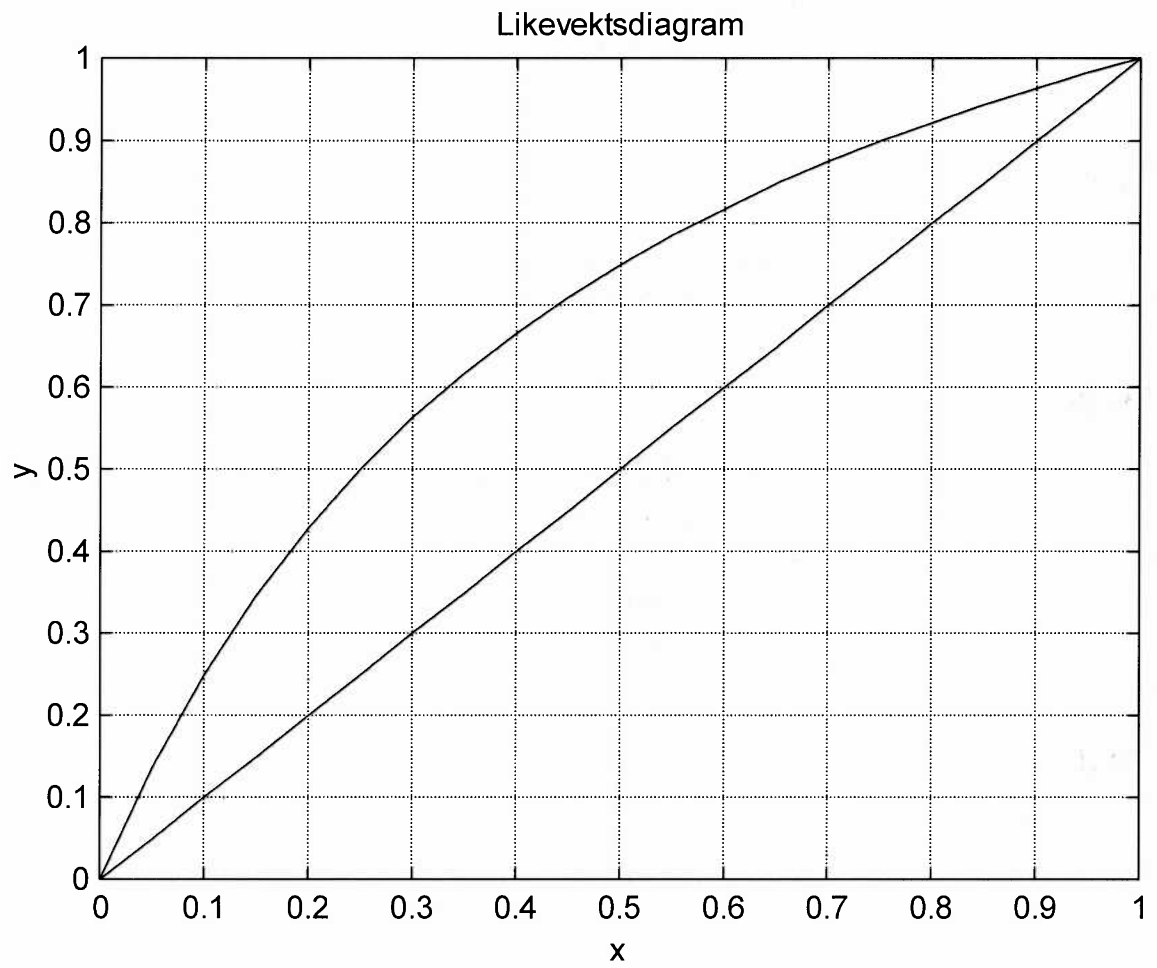
Show short that you have learned something (related to process and energy systems) during this course in Process and Energy Systems, which you did not get any questions about on this exam.

Vis kort at du har lært deg noe (relatert til faget) i løpet av kurset i prosess- og energisystemer, som du ikke har fått spørsmål om på denne eksamen.

Appendix 1

Kandidat nummer: _____

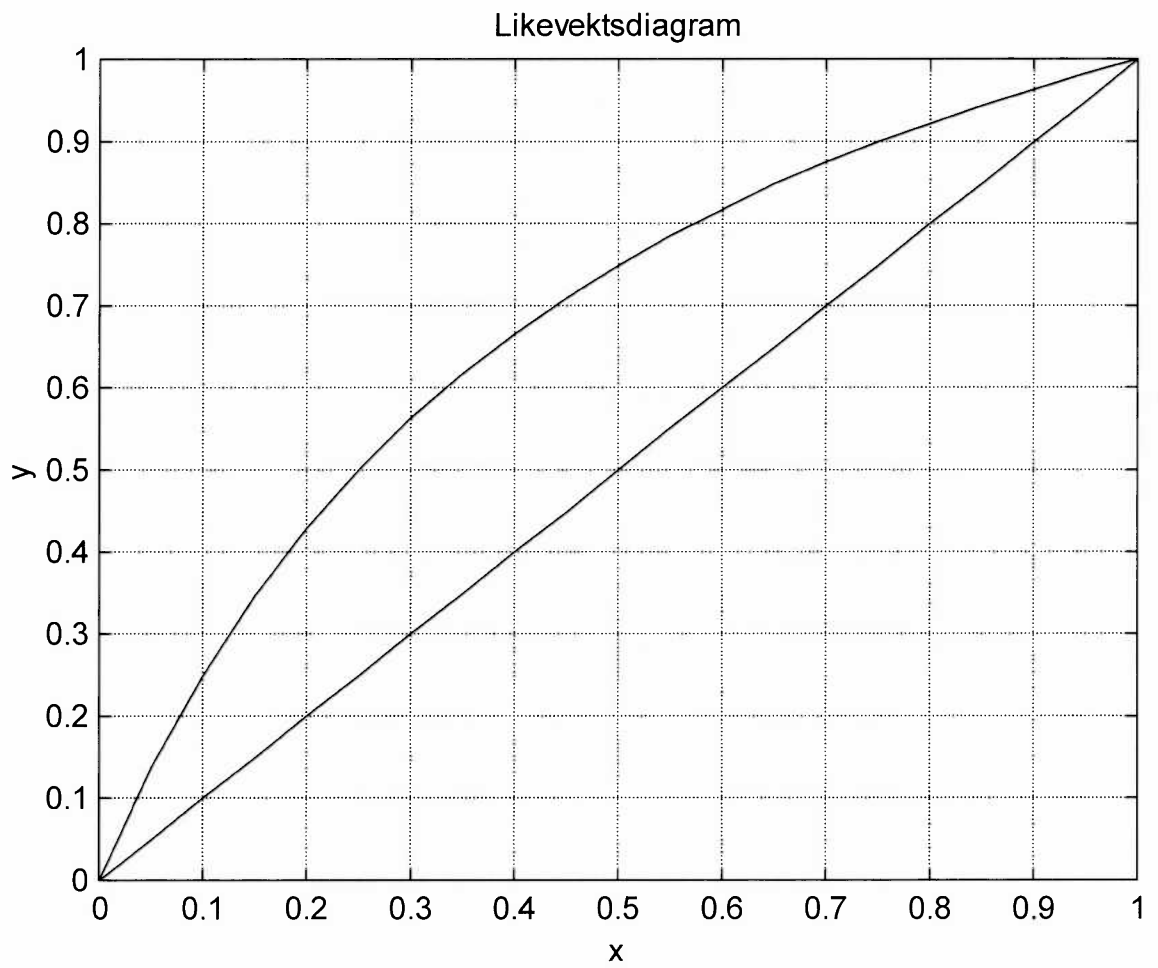
Equilibrium diagram



Appendix 1

Kandidat nummer: _____

Equilibrium diagram



Appendix 2

Destillasjon

$$\text{Relativ flyktighet: } \alpha_A = \frac{P_A x_B}{P_B x_A}$$

$$\text{eller: } \alpha = \frac{y(1-x)}{x(1-y)}$$

$$\text{For ideelle blandinger: } P_A = P_A^0 x_A \quad P_B = P_B^0 x_B \quad \alpha = \frac{P_A^0}{P_B^0}$$

$$x = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0} \quad y = \frac{P_A}{P} = \frac{P_A^0 x}{P} \quad y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

Differensialdestillasjon:

$$\text{Raleighs ligning: } \ln \frac{L_0}{L} = \int \frac{dx}{x(y-x)}$$

Når α for blandingen er konstant:

$$\ln \frac{L_0}{L} = \frac{-1}{\alpha - 1} (\ln \frac{x}{x_0} - \alpha \ln \frac{1-x}{1-x_0})$$

Likevektsdestillasjon:

Materialbalanse over flyktigst komponent:

$$F x_F = D x_D + B x_B = D x_D + (F - D) x_B$$

$$\text{som gir: } \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_B}{x_D - x_B}$$

Vanndampdestillasjon:

$$\frac{w_A}{w_{H_2O}} = \frac{P_A^0 M_A}{(P - P_A^0) 18} \quad \text{idet } P = P_A^0 + P_{H_2O}^0$$

Rektifikasjon:

$$q = \frac{H_D - H_F}{\lambda_m} \quad \text{eller: } q = \text{den del av fødingen som går nedover som væske}$$

der H_F er fødingens entalpi

H_D er entalpien av fødingen når den foreligger som mettet damp

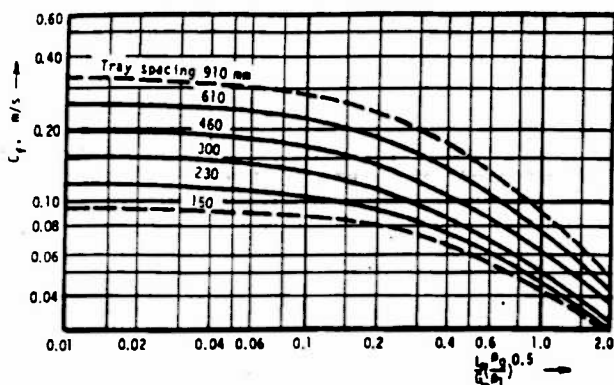
$$\text{Forsterkerens arbeidslinje: } y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}$$

$$\text{Avdriverens arbeidslinje: } y = \frac{L'}{V'} x - \frac{B}{V'} x_B$$

$$q\text{-linjen: } y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$$

Avdriverens driftslinje ved direkte dampinnblåsing:

$$y = \frac{B}{S} x - \frac{B}{S} x_B$$



Konstanten C_f som funksjon av plateavstanden og av en parameter der L/G er masseforholdet mellom væske og gass i kg/kg. ρ_1 og ρ_g er væskens og gassens densitet

Floodinghastigheten av dampen, V_f , i m/s:

$$V_f = C_f \gamma^{0,2} \left[\frac{\rho_1 - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0,5}$$

der γ er væskeblandingsens overflatespenning

Normal damphastighet, v i $\frac{m}{s}$:

$$v = a \cdot \phi \cdot V_f$$

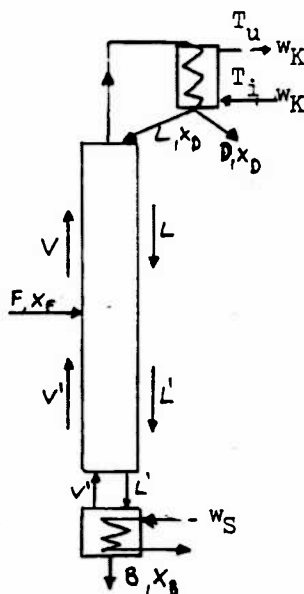
der ϕ er en korreksjonsfaktor, normalt 0,6-0,7

a er en faktor som tar hensyn til skummingen:

$a = 1$ for ikke-skummende væsker

$a = 0,3$ for sterkt skummende væsker

Densitet av ideelle gasser: $\rho = \frac{MP}{RT}$



Fra materialbalanser får man:

$$\begin{aligned} L &= R \cdot D \\ V &= L + D = D \cdot (1+R) \\ V &= V' + (1-q) F \\ L' &= L + q F \\ L' &= B + V' \end{aligned}$$

Fra energibalanser får man:

$$\begin{aligned} w_K \cdot c_p \cdot (T_u - T_i) &= V \lambda_V \\ w_S \lambda_S &= V' \lambda_{V'} \end{aligned}$$

der w_K = kg kjølevann/s

w_S = kg varmedamp/s

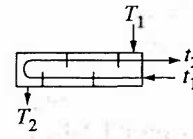
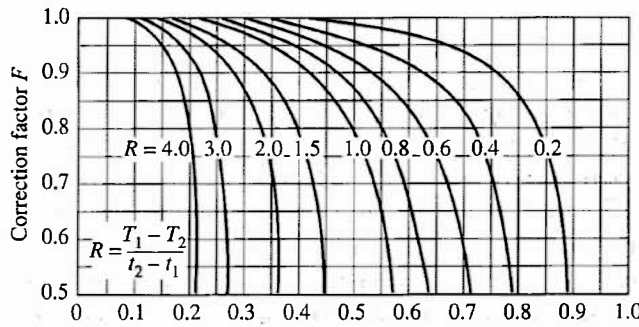
λ_S = varmedampens kondensasjonsvarme J/kg

λ_V og $\lambda_{V'}$ = kondensasjonsvarmen for V og V' i J/mol

c_p = kjølevannets spesifikke varmekapasitet

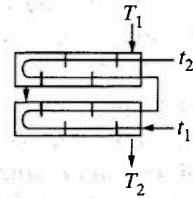
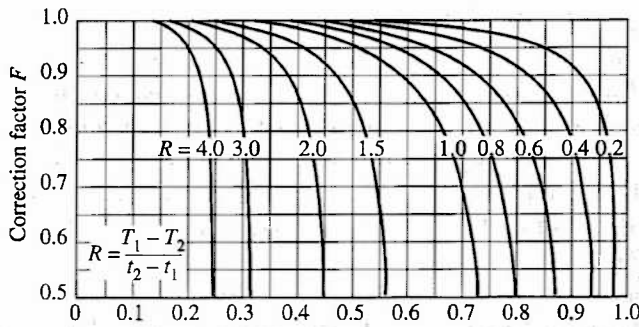
T_i og T_u = kjølevannets temperatur inn i og ut av kondensatoren

Appendix 3



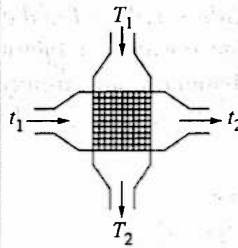
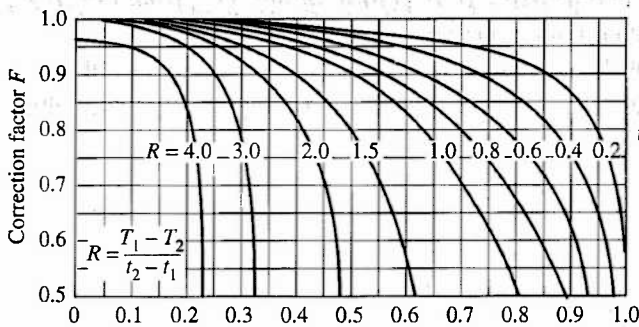
$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

(a) One-shell pass and 2, 4, 6, etc. (any multiple of 2), tube passes



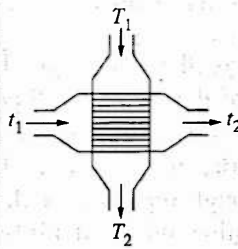
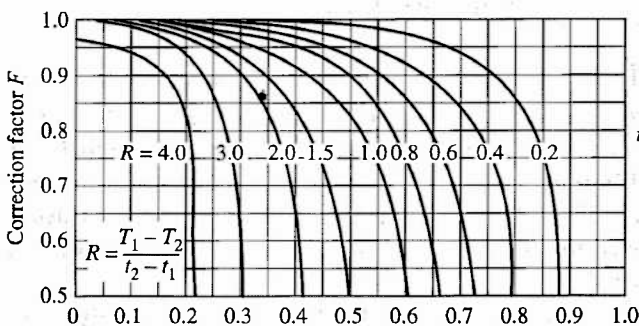
$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

(b) Two-shell passes and 4, 8, 12, etc. (any multiple of 4), tube passes



$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

(c) Single-pass cross-flow with both fluids *unmixed*



$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

(d) Single-pass cross-flow with one fluid *mixed* and the other *unmixed*

Correction factor F charts for common shell-and-tube and cross-flow heat exchangers.

Appendix 4

Assume that the table give 2013 cost and $1.0 \text{ USD}_{2013} = 6.0 \text{ NOK}_{2013}$

Table 3.4 Utilities Provided by Off-Sites for a Plant with Multiple Process Units
(costs represent charges for utilities delivered to the battery limit of a process)

Utility	Description	Cost \$/GJ	Cost \$/ Common Unit
Air Supply	Pressurized and dried air		
	a. Process		\$2.3/100 m ³
	b. Instrument		\$4.7/100 m ³
Steam from Boilers	Process steam: Latent heat only		
	a. Low pressure (5 barg, 160°C)	3.17	\$6.62/1000 kg
	b. Medium pressure (10 barg, 184°C)	3.66	\$7.31/1000 kg
	c. High pressure (41 barg, 254°C)	5.09	\$8.65/1000 kg
Cooling Tower Water	Processes cooling water: 30°C to 40°C or 45°C	0.16	\$6.7/1000 m ³ ¹
Other Water	High purity water for		
	a. Process use		\$0.04/1000 kg
	b. Boiler feed water ²		\$2.54/1000 kg
	c. Potable (drinking)		\$0.26/1000 kg
	d. Deionized water		\$1.00/1000 kg
Electrical Substation	Electric Distribution	16.8	\$0.06/kWh
	a. 110 V		
	b. 220 V		
	c. 440 V		
Fuels	a. Fuel Oil (no. 2)	4.0	\$170/m ³
	b. Natural Gas	2.5 ³	\$0.085/std. m ³
	c. Coal (FOB mine mouth)	1.2	\$31/tonne
Refrigeration	a. Moderately low T: 5°C ⁴	20	Based on Process
	b. Low T: -20°C	32	Cooling Duty
	c. Very low T: -50°C	60	
Thermal Systems	a. Moderately high T: to 330°C	4.9	Based on Process
	b. High T: to 400°C	5.2	Heating Duty
	c. Very high T: to 600°C	5.9	
Waste Disposal (solid and liquid)	(a) Non-Hazardous		\$36/tonne
	(b) Hazardous		\$145/tonne
Waste Water Treatment	(a) Primary (filtration)		\$39/1000 m ³
	(b) Secondary (filtration + activated sludge)		\$41/1000 m ³
	(c) Tertiary (filtration, activated sludge, and chemical processing)		\$53/1000 m ³

¹Based on $\Delta T_{\text{cooling water}} = 10^\circ\text{C}$. Cooling water return temperatures should not exceed 45°C due to excess scaling at higher temperatures.

²Approximately equal credit is given for condensate returned from exchangers using steam.

³Based on Lower Heating Value of Natural Gas.

⁴Cost for refrigerated water supplied at 5°C and returned at 15°C.

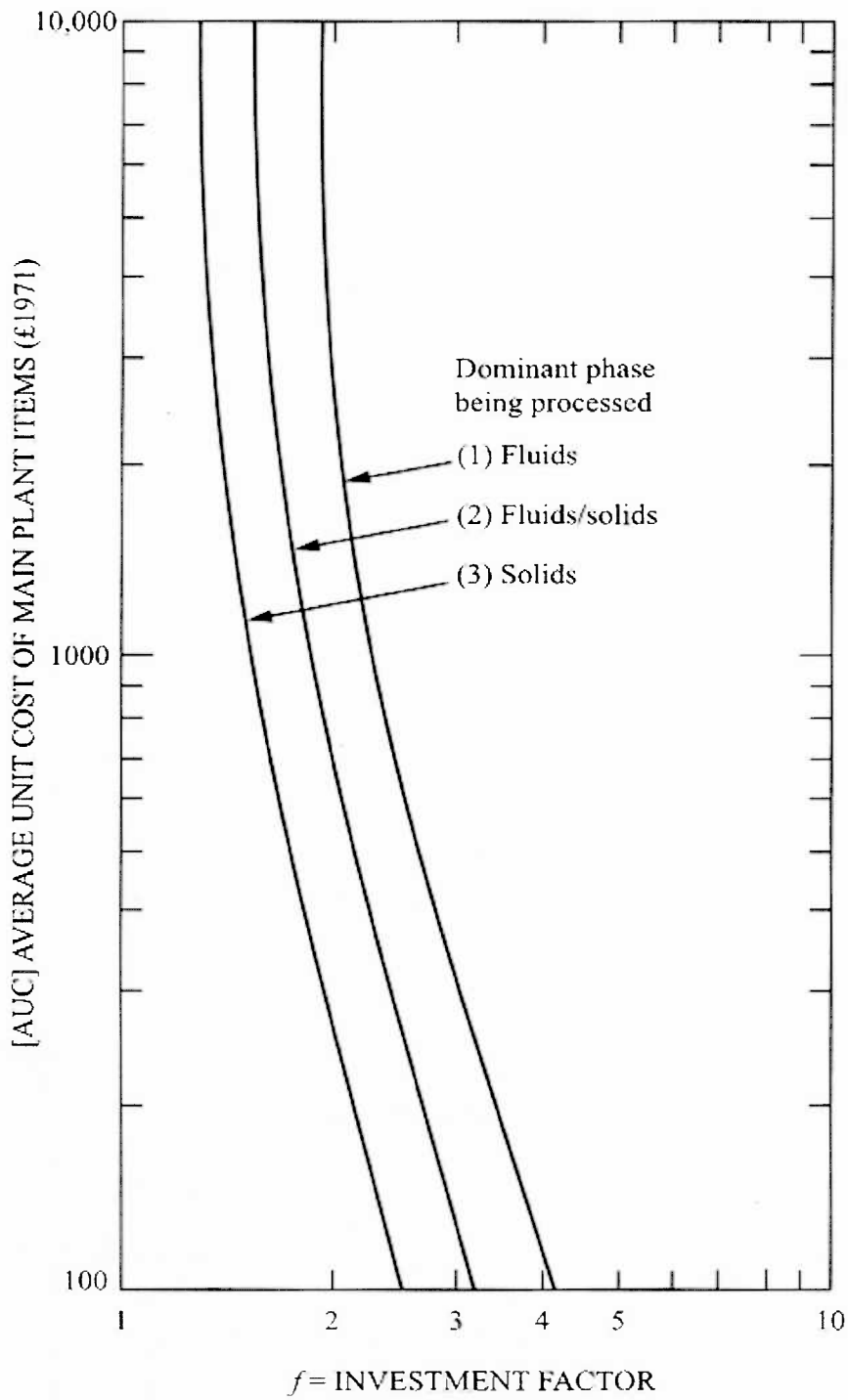


Figure 4.1 Investment factors

Table 4.1 Materials of construction factors

1.0	Mild steel	1.55	Hastelloy C
1.07	Aluminium and bronze	1.65	Monel
1.1	Cast steel	1.7	Nickel and iconel
1.3	Stainless steel	2.0	Titanium
1.5	Higher grades of stainless steel		

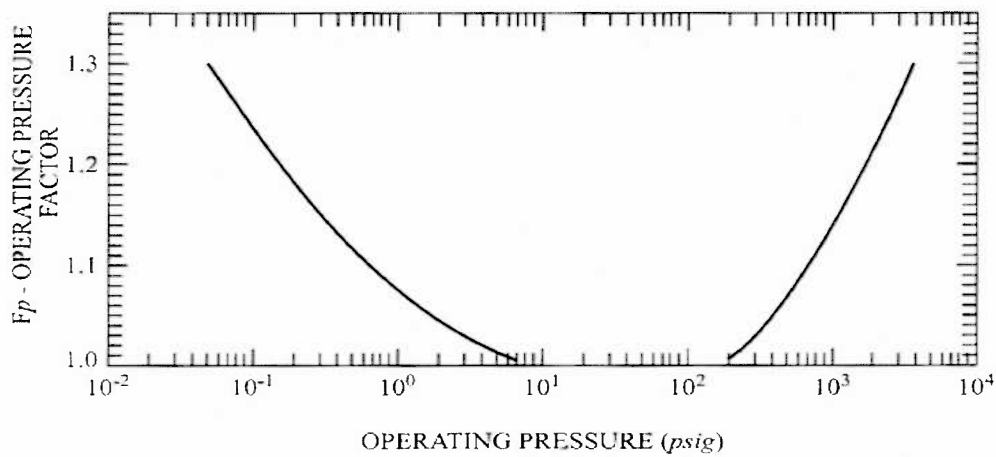


Figure 4.2 Pressure factor

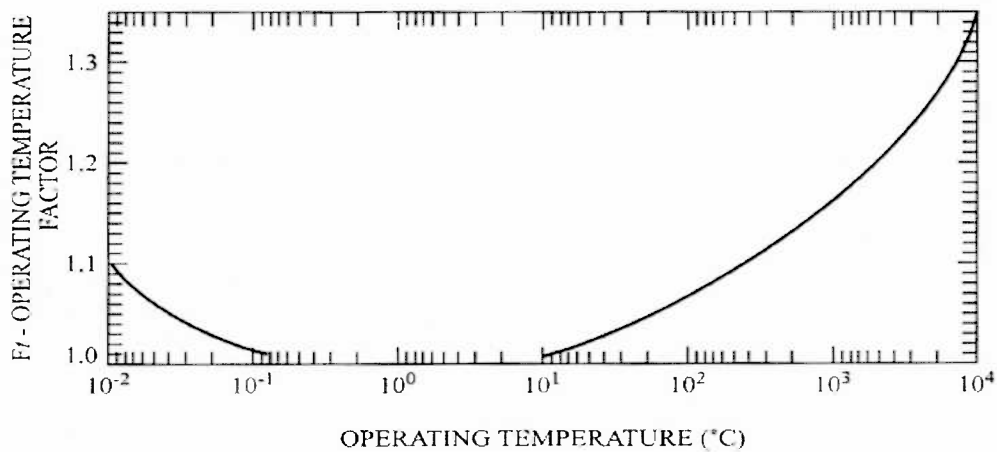


Figure 4.3 Temperature factor

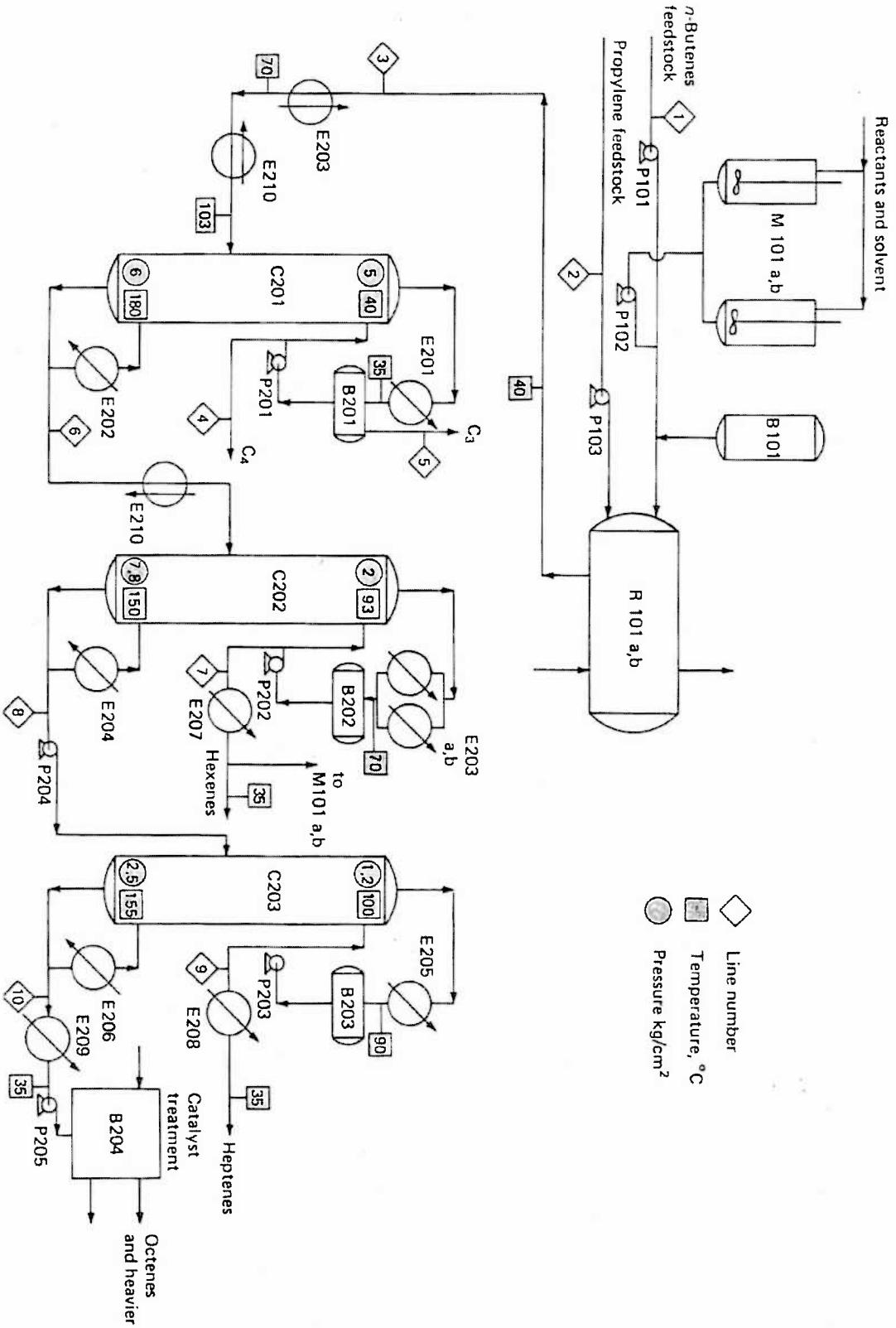


Fig. E6.4 Process flow schemes for the synthesis of heptenes.

TABLE E6.6 Material Balance for 100 Weight Units of Reaction and Product

Compound	Line Number on Flow Sheet (Fig. E6.4)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C ₃	—	2.84	2.84	—	2.84	—	—	—	—	—
C ₃ [≡]	—	53.94	—	—	—	—	—	—	—	—
n-C ₄ and i-C ₄	67.00	—	67.00	65.99	—	1.01	1.01	—	—	—
i-C ₄ [≡]	8.37	—	8.37	8.24	—	0.13	0.13	—	—	—
n-C ₄ [≡]	92.12	—	46.06	45.37	—	0.69	0.69	—	—	—
C ₆ [≡]	0.22	—	32.22	0.32	—	31.90	31.26	0.64	0.64	—
C ₇ [≡]	—	—	47.00	—	—	47.00	1.41	45.59	45.13	0.46
C ₈ [≡]	—	—	15.00	—	—	15.00	—	15.00	0.15	14.85
C ₈₊	—	—	6.00	—	—	6.00	—	6.00	—	6.00
TOTAL	167.71	56.78	224.49	119.92	2.84	101.73	34.50	67.23	45.92	21.31

TABLE E6.7 Material Balance in kg/hr for a Plant to Produce 20,000 t/yr of Pure Heptenes

Compound	Line Number on Flow Sheet (Fig. E6.4)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C ₃	—	157	157	—	157	—	—	—	—	—
C ₃ [≡]	—	2,988	—	—	—	—	—	—	—	—
n-C ₄ and i-C ₄	3,711	—	3,711	3,655	—	56	56	—	—	—
i-C ₄ [≡]	464	—	464	457	—	7	7	—	—	—
n-C ₄ [≡]	5,103	—	2,552	2,514	—	38	38	—	—	—
C ₆ [≡]	12	—	1,785	18	—	1,767	1,732	35	35	—
C ₇ [≡]	—	—	2,604	—	—	2,604	78	2,526	2,500	26
C ₈ [≡]	—	—	831	—	—	831	—	831	8	823
C ₈₊	—	—	832	—	—	332	—	332	—	332
TOTAL	9,290	3,145	12,436	6,644	157	5,635	1,911	3,724	2,543	1,181

Table 2.4 Values for the Chemical Engineering Plant Cost Index and the Marshall and Swift Equipment Cost Index from 1978 to 1996

Year	Marshall & Swift Equipment Cost Index	Chemical Engineering Plant Cost Index
1978	552	219
1979	607	239
1980	675	261
1981	745	297
1982	774	314
1983	786	317
1984	806	323
1985	813	325
1986	817	318
1987	814	324
1988	852	343
1989	895	355
1990	915	358
1991	931	361
1992	943	358
1993	964	359
1994	993	368
1995	1028	381
1996 (mid year)	1037	382
1997	1057	387
1998	1062	390
1999	1068	391
2000	1089	394
2001	1095	398

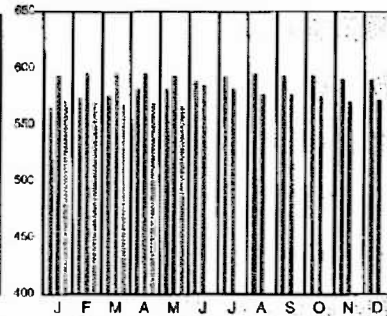
Economic Indicators

2011 2012 2013

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)	May '13 Prelim.	Apr '13 Final	May '12 Final
CE Index	566.4	569.4	593.5
Equipment	685.4	689.3	726.2
Heat exchangers & tanks	624.3	625.2	683.6
Process machinery	558.0	556.5	680.1
Pipe, valves & fittings	863.4	875.5	926.7
Process instruments	410.8	413.2	428.9
Pumps & compressors	919.3	924.5	928.1
Electrical equipment	513.1	512.6	515.2
Structural supports & misc	741.7	745.8	763.8
Construction labor	319.1	319.8	322.9
Buildings	534.0	536.5	527.7
Engineering & supervision	325.0	327.6	328.3

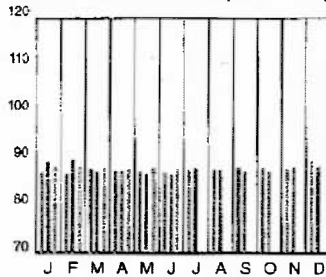
Annual Index
2005 = 468.2
2006 = 486.8
2007 = 525.4
2008 = 575.4
2009 = 521.8
2010 = 550.8
2011 = 585.7
2012 = 584.6



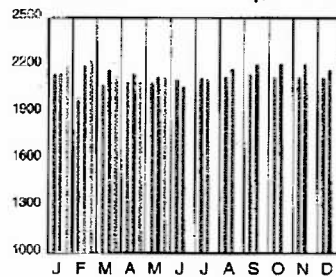
CURRENT BUSINESS INDICATORS

	LATEST		PREVIOUS		YEAR AGO	
CPI output index (2007 = 100)	Jun '13 = 87.9	May '13 = 89.1	Apr '13 = 97.7	Jun '12 = 85.5		
CPI value of output, \$ billions	May '13 = 2,122.3	Apr '13 = 2,098.1	Mar '13 = 2,126.0	May '12 = 2,127.1		
CPI operating rate, %	Jun '13 = 74.5	May '13 = 74.7	Apr '13 = 74.3	Jun '12 = 74.3		
Producer prices, industrial chemicals (1982 = 100)	Jun '13 = 304.0	May '13 = 301.7	Apr '13 = 306.7	Jun '12 = 299.4		
Industrial Production in Manufacturing (2007 = 100)	Jun '13 = 95.7	May '13 = 95.5	Apr '13 = 95.2	Jun '12 = 94.0		
Hourly earnings index, chemical & allied products (1992 = 100)	Jun '13 = 156.2	May '13 = 156.6	Apr '13 = 155.3	Jun '12 = 156.3		
Productivity index, chemicals & allied products (1992 = 100)	Jun '13 = 104.0	May '13 = 104.7	Apr '13 = 104.4	Jun '12 = 105.9		

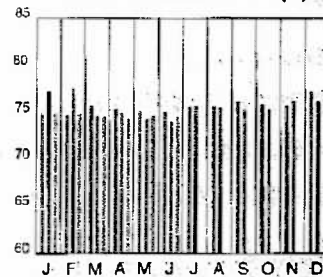
CPI OUTPUT INDEX (2007 = 100)



CPI OUTPUT VALUE (\$ BILLIONS)



CPI OPERATING RATE (%)



Current Business Indicators provided by IHS Global Insight, Inc., Lexington, Mass.