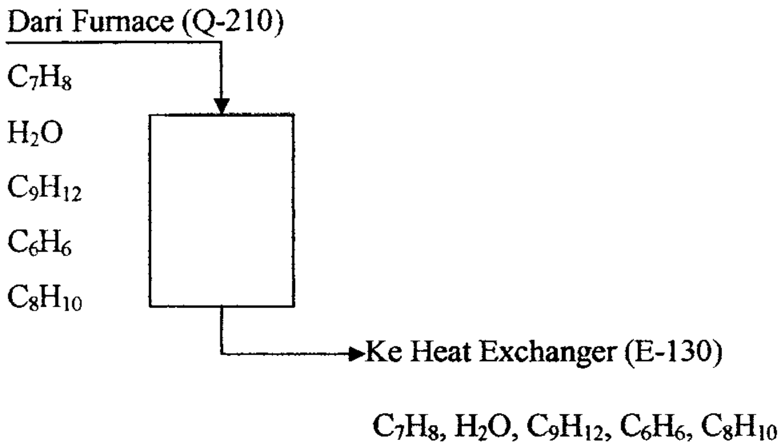
APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa dengan menggunakan basis total Toluene masuk ke dalam reaktor sebesar 100 kgmol/hari.

NERACA MASSA PADA REAKTOR (R-220)



Masuk reactor:

Toluene (C_7H_8):

- dari tangki penampung = 86,0000 kgmol/hari = 7.912,0000 kg/hari
- dari recycle = 14,0000 kgmol/hari = 1.288,0000 kg/hari

Total toluene masuk = 100,0000 kgmol/hari = 9.200,0000 kg/hari

Air (H_2O) $= 7.912{,}0000 \text{ kg/hari} \times \frac{1\ \%}{99\ \%} = 79{,}9192 \text{ kg/hari}$

Reaksi:

Terjadi dua reaksi, yaitu: reaksi disproporsionasi Toluene dan reaksi transalkilasi

Konversi reaksi transalkilasi = 48 % mol

Selektivitas reaksi disproporsionasi Toluene = 94 % mol

Toluene/Cumene pada reaksi transalkilasi = 60/40 % berat

Katalis: HAT-096

(www.sript.com.cn/en/cattl.htm)

Reaksi Disproporsionasi Toluene:

2 Toluene ↔ Benzene + Xylene

(C_7H_8) (C_6H_6) (C_8H_{10})

Reaksi Transalkilasi:

Toluene + Cumene ↔ 2 Xylene

(C_7H_8) (C_9H_{12}) (C_8H_{10})

	$2\ C_7H_8$	↔	C_6H_6	+	C_8H_{10}
Mula-mula:	100,0000				
Reaksi :	2a		a		a
Sisa :	(100,0000-2a)		a		a

	C_7H_8	+	C_9H_{12}	↔	$2\ C_8H_{10}$
Mula-mula:	(100,0000-2a)		(51,1111-1,0222a)		
Reaksi :	(24,5333-0,4907a)		(24,5333-0,4907a)		(49,0666-0,9814a)
Sisa :	(75,4667-1,5093a)		(26,5778-0,5315a)		(49,0666-0,9814a)

$$\frac{\text{Cumene}\,(C_9H_{12})}{\text{Toluene}\,(C_7H_8)} = \frac{40}{60}(\text{Berat})$$

$$\text{Cumene}\,(C_9H_{12}) = (100{,}0000\text{-}2a).\frac{40}{60}.\frac{\text{BM}\,C_7H_8}{\text{BM}\,C_9H_{12}}$$

$$= (100{,}0000\text{-}2a).\frac{40}{60}.\frac{92}{120} = (100{,}0000 - 2a)0.511111$$

$$= 51{,}1111 - 1{,}0222a$$

$$\text{Selektivitas} = 94\ \% = \frac{2a}{24{,}5333 - 0{,}4907a + 2a}$$

$$= \frac{2a}{24{,}5333 + 1{,}5093a}$$

$23{,}0613 + 1{,}4187a = 2a$

$23{,}0613 = 0{,}5813a$

$a = 39{,}6719$

	$2\ C_7H_8$	$\leftrightarrow$	C_6H_6	+	C_8H_{10}
Mula-mula:	100,0000				
Reaksi :	79,3438		39,6719		39,6719
Sisa :	20,6562		39,6719		39,6719

	C_7H_8	+	C_9H_{12}	$\leftrightarrow$	$2\ C_8H_{10}$
Mula-mula:	20,6562		10,5585		
Reaksi :	5,0681		5,0681		10,1362
Sisa :	15,5881		5,4904		10,1362

Masuk reactor:

Toluene (C_7H_8)

- dari tangki penampung = 86,0000 kgmol/hari = 7.912,0000 kg/hari
- dari recycle = 14,0000 kgmol/hari = 1.288,0000 kg/hari

Total toluene masuk = 100,0000 kgmol/hari = 9.200,0000 kg/hari

Air (H_2O) = 4,4400 kgmol/hari = 79,9192 kg/hari

Cumene (C_9H_{12}):

- dari tangki penampung = 5,1148 kgmol/hari = 613,7760 kg/hari
- dari recycle = 5,4437 kgmol/hari = 653,2440 kg/hari

Total toluene masuk = 10,5585 kgmol/hari = 1.267,0200 kg/hari

Benzene (C_6H_6) dari recycle = 1,0501 kgmol/hari = 81,9078 kg/hari

Xylene (C_8H_{10}) dari recycle = 0,7745 kgmol/hari = 82,0970 kg/hari

Hasil Reaksi:

Benzene (C_6H_6) = 39,6719 kgmol/hari = 3.094,4082 kg/hari

Toluene (C_7H_8) = 15,5881 kgmol/hari = 1.434,1052 kg/hari

Xylene (C_8H_{10}) = 49,8081 kgmol/hari = 5.279,6586 kg/hari

Cumene (C_9H_{12}) = 5,4904 kgmol/hari = 658,8480 kg/hari

Massa keluar reactor:

Benzene (C_6H_6):

- hasil reaksi = 39,6719 kgmol/hari = 3.094,4082 kg/hari
- recycle = 1,0501 kgmol/hari = 81,9078 kg/hari

Total benzene keluar = 40,7220 kgmol/hari = 3.176,3160 kg/hari

Air = 4,4400 kgmol/hari = 79,9192 kg/hari

Toluene (C_7H_8) sisa reaksi = 15,5881 kgmol/hari = 1.434,1052 kg/hari

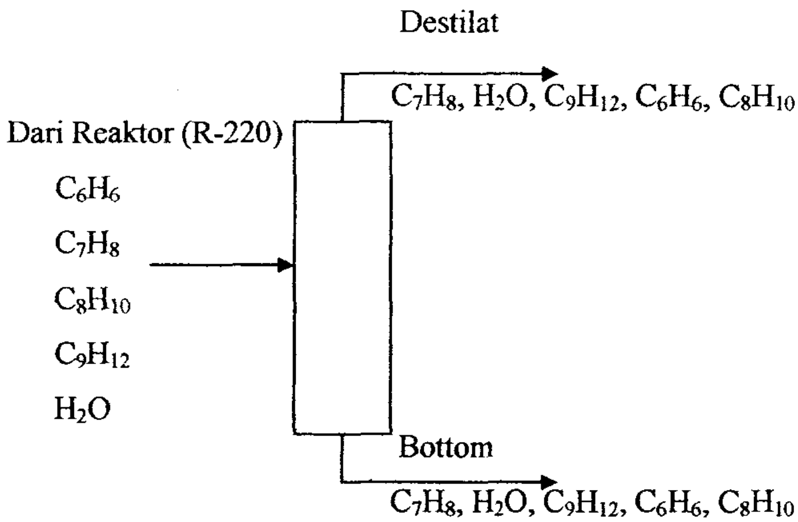
Xylene (C_8H_{10}):

- hasil reaksi = 49,8081 kgmol/hari = 5.279,6586 kg/hari
- recycle = 0,7745 kgmol/hari = 82,0907 kg/hari

Total Xylene keluar = 50,5826 kgmol/hari = 5.361,7556 kg/hari

Cumene (C_9H_{12}) sisa reaksi = 5,4904 kgmol/hari = 658,8480 kg/hari

NERACA MASSA PADA MENARA DESTILASI I (D-310)



Masuk Menara Destilasi I:

Massa keluar reactor:

C_6H_6 = 40,7220 kgmol/hari = 3.176,3160 kg/hari

H_2O = 4,4400 kgmol/hari = 79,9192 kg/hari

C_7H_8 = 15,5881 kgmol/hari = 1.434,1052 kg/hari

C_8H_{10} = 50,5826 kgmol/hari = 5.361,7556 kg/hari

C_9H_{12} = 5,4904 kgmol/hari = 658,8480 kg/hari

Perhitungan diambil dari Henley & Sieder,1981

Direncanakan:

<u>Destilat:</u>

Komponen	Di, kgmol	Yid	Berat, Kg
C_6H_6	39,6719	0,86123	3.094,4082
H_2O	4,4400	0,09639	79,9192
C_7H_8	1,0881	0,02362	100,1052
C_8H_{10}	0,8631	0,01874	91,4886
C_9H_{12}	0,0009	0,00002	0,1080

Bottom:

Komponen	Bi, kgmol	Xib	Berat, Kg
C_6H_6	1,0501	0,0148	81,9078
C_7H_8	14,5000	0,2049	1.334,0000
C_8H_{10}	49,7195	0,7027	5.270,2670
C_9H_{12}	5,4895	0,0776	658,7400

Kolom Destilasi beroperasi pada tekanan 1,17 atm dengan pressure drop sepanjang kolom sebesar 5 psia (Henley & Seader,1981).

Puncak kolom:

Tekanan = 1,17 atm – 2.5 psia = 1 atm (Henley & Seader,1981)

Dew point:

Trial T = 82°C

Harga Gamma dihitung dengan metode UNIFAC dari program UNIFAC oleh Stanley I. Sandler.

Harga Psat didapat dari Prauznitz,1988

Komponen	Yid	Psat/P	Gamma	K = Psat/P.Gamma	Xi = Yi/Ki
C_6H_6	0,86123	1,0528	1,0186	1,0724	0,7907
H_2O	0,09639	0,4306	12,5002	5,3828	0,0205
C_7H_8	0,02362	0,3479	1,0383	0,3612	0,0644
C_8H_{10}	0,01874	0,1411	1,0834	0,1529	0,1207
C_9H_{12}	0,00002	0,0876	1,1432	0,1001	0,0002
					0,9965 ≈ 1

Dasar kolom (bottom):

Tekanan = 1,17 atm + 2.5 psia = 1,34 atm (Henley & Seader,1981)

Bubble point:

Trial T = 142°C

Harga Gamma dihitung dengan metode UNIFAC dari program UNIFAC oleh Stanley I. Sandler.

Harga Psat didapat dari Prauznitz,1988.

Komponen	Xib	Psat/P	Gamma	K = Psat/P.Gamma	Yi = Xi.Ki
C_6H_6	0,0148	3,6089	1,0289	3,7132	0,0551
C_7H_8	0,2049	1,6728	1,0043	1,6800	0,3443
C_8H_{10}	0,7027	0,8170	1,0001	0,8171	0,5742
C_9H_{12}	0,0776	0,5617	1,0047	0,5643	0,0438
					1,0173 ≈ 1

Menghitung N minimum:

Puncak:

$K_1^{82} \rightarrow K_{Benzene} = 1{,}0724$

$K_{Toluene} = 0{,}3612$

α puncak $= K_{Benzene}/K_{Toluene} = 2{,}9690$

$K_{1,34}^{142} \rightarrow K_{Benzene} = 3{,}7132$

$K_{Toluene} = 1{,}6800$

α bottom $= K_{Benzene}/K_{Toluene} = 2{,}2103$

$$\alpha_m = \sqrt{\alpha_{puncak}.\alpha_{bottom}} = \sqrt{2{,}9690.2{,}2103} = 2{,}5617$$

$$N_{min} = \frac{\log\left(\left(\frac{di}{dj}\right)\left(\frac{bj}{bi}\right)\right)}{\log \alpha_m} = \frac{\log\left(\left(\frac{191{,}1652}{4{,}1590}\right).\left(\frac{69{,}8705}{5{,}0601}\right)\right)}{\log 2{,}5617} = 6{,}6138$$

Menghitung Refluks Minimum:

$$\sum \frac{\alpha_{i,r}.Z_{iF}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 - q$$

karena feed masuk fasa cair maka q = 1 sehingga 1 – q = 0

i = komponen selain toluene

Komponen	$\alpha_{i,toluene}$		α_m
	82°C	142°C	
C_6H_6	2,9690	2,2103	2,5617
H_2O	14,9031	24,6448	19,1647
C_7H_8	1,0000	1,0000	1,0000
C_8H_{10}	0,4232	0,4864	0,4537
C_9H_{12}	0,2773	0,3359	0,3052

Feed: Fraksi mol feed

C_6H_6 = 40,7220 kgmol/hari = 3.176,3160 kg/hari = 0,3486

H_2O = 4,4400 kgmol/hari = 79,9192 kg/hari = 0,0380

C_7H_8 = 15,5881 kgmol/hari = 1.434,1052 kg/hari = 0,1334

C_8H_{10} = 50,5826 kgmol/hari = 5.361,7556 kg/hari = 0,4330

C_9H_{12} = 5,4904 kgmol/hari = 658,8480 kg/hari = 0,0470

$$\frac{2{,}5617.0{,}3486}{2{,}5617-\theta}+\frac{19{,}1647.0{,}0380}{19{,}1647-\theta}+\frac{1{,}0000.0{,}1334}{1{,}0000-\theta}+\frac{0{,}4537.0{,}4330}{0{,}4537-\theta}+\frac{0{,}3052.0{,}0470}{0{,}3052-\theta}=0$$

Harga θ di trial dengan batasan $\alpha_{LK,HK} > \theta > 1$

Dari hasil trial didapat θ = 1,2805

$$\sum\frac{\alpha_{i,r}.X_{iD}}{\alpha_{i,r}-\theta}=1+R_{min}$$

Komponen	Destilat	
	Kgmol	X_{iD}
C_6H_6	39,6719	0,84793
H_2O	5,1627	0,11035
C_7H_8	1,0881	0,02326
C_8H_{10}	0,8631	0,01845
C_9H_{12}	0,0009	0,00002

$$\frac{2{,}5617.0{,}84793}{2{,}5617-\theta}+\frac{19{,}1647.0{,}11035}{19{,}1647-\theta}+\frac{1{,}0000.0{,}02326}{1{,}0000-\theta}+\frac{0{,}4537.0{,}01845}{0{,}4537-\theta}+\frac{0{,}3052.0{,}00002}{0{,}3052-\theta}=1+R$$

$R_{min} = 0{,}7206$

$R = 1{,}2.R_{min}$ sampai $1{,}5.R_{min}$ (Geankoplis, 1997)

$R = 1{,}2.R_{min} = 1{,}2 \times 0{,}7206 = 0{,}8647$

Mencari Jumlah stage actual:

$$X = \frac{R-R_{min}}{R+1} = \frac{0{,}8647-0{,}7206}{0{,}8647+1} = 0{,}0773$$

$$\frac{N-N_{min}}{N-1} = 1-\exp\left(\left(\frac{1+54{,}4.X}{11+117{,}2.X}\right)\left(\frac{X-1}{X^{0,5}}\right)\right)$$

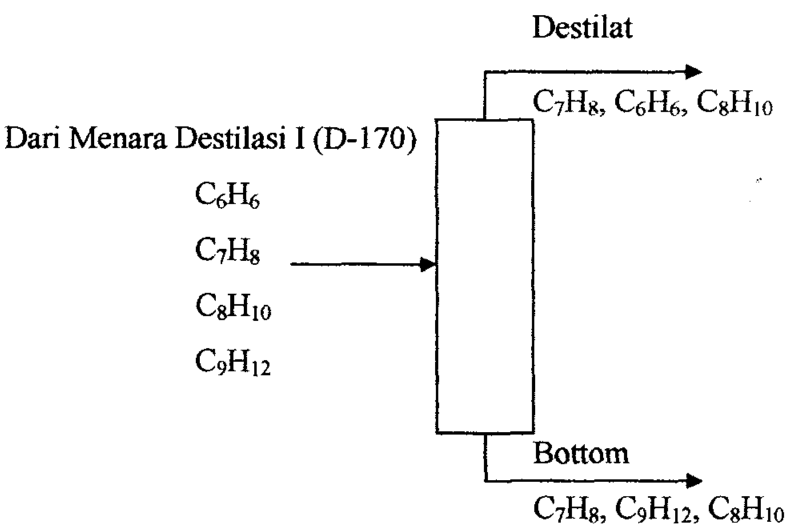
$$\frac{N-6{,}6138}{N-1} = 1-\exp\left(\left(\frac{1+54{,}4.0{,}0073}{11+117{,}2.0{,}0073}\right)\left(\frac{0{,}0073-1}{0{,}0073^{0,5}}\right)\right)$$

$$\frac{N-6{,}6138}{N-1} = 0{,}5773$$

N = 14,2808 stage

N = 15 stage

NERACA MASSA PADA MENARA DESTILASI II (D-320)



Masuk Menara Destilasi II:

Massa keluar Destilasi I:

C_6H_6 = 1,0501 kgmol/hari = 81,9078 kg/hari

C_7H_8 = 14,5000 kgmol/hari = 1.334,0000 kg/hari

C_8H_{10} = 49,7195 kgmol/hari = 5.270,2670 kg/hari

C_9H_{12} = 5,4895 kgmol/hari = 658,7400 kg/hari

Perhitungan diambil dari Henley & Sieder, 1981

Direncanakan:

Destilat:

Komponen	Di, kgmol	Xid	Berat, Kg
C_6H_6	1,0501	0,0666	81,9078
C_7H_8	14,0000	0,8878	1.288,0000
C_8H_{10}	0,7195	0,0456	76,2670

Bottom:

Komponen	Bi, kgmol	Xib	Berat, Kg
C_7H_8	0,5000	0,0091	46,0000
C_8H_{10}	49,0000	0,8911	5.194,0000
C_9H_{12}	5,4895	0,0998	658,7400

Kolom Destilasi beroperasi pada tekanan 1 atm dengan pressure drop sepanjang kolom sebesar 5 psia (Henley & Seader,1981).

Puncak kolom:

Tekanan = 1 atm – 2.5 psia = 0,83 atm (Henley & Seader,1981)

Dew point:

Trial T = 110°C

Harga Gamma dihitung dengan metode UNIFAC dari program UNIFAC oleh Stanley I. Sandler.

Harga Psat didapat dari Prauznitz,1988

Komponen	Yid	Psat/P	Gamma	K = Psat/P.Gamma	Xi = Yi/Ki
C_6H_6	0,0666	2,7670	1,0133	2,8038	0,0237
C_7H_8	0,8878	0,9751	1,0000	0,9751	0,9105
C_8H_{10}	0,0456	0,4356	1,0086	0,4393	0,1039
					1,0381

Dasar kolom (bottom):

Tekanan = 1 atm + 2.5 psia = 1,17 atm (Henley & Seader,1981)

Bubble point:

Trial T = 145°C

Harga Gamma dihitung dengan metode UNIFAC dari program UNIFAC oleh Stanley I. Sandler.

Harga Psat didapat dari Prauznitz,1988

Komponen	Xib	Psat/P	Gamma	K = Psat/P.Gamma	Yi = Xi.Ki
C_7H_8	0,0091	2,0561	1,0063	2,0691	0,0188
C_8H_{10}	0,8911	1,0117	1,0000	1,0117	0,9015
C_9H_{12}	0,0998	0,6982	1,0025	0,7000	0,0699
					0,9902

Menghitung N minimum:

Puncak:

$K^{110}_{0,83} \rightarrow K_{Toluene}$ = 0,9751

K_{Xylene} = 0,4393

α puncak = $K_{Toluene}/K_{Xylene}$ = 2,2197

$K^{145}_{1.17} \rightarrow K_{Toluene}$ = 2,0691

K_{Xylene} = 1,0117

α bottom = $K_{Toluene}/K_{Xylene}$ = 2,0450

$$\alpha_m = \sqrt{\alpha_{puncak} \cdot \alpha_{bottom}} = \sqrt{2,2197.2,0450} = 2,1306$$

$$N_{min} = \frac{\log\left(\left(\frac{di}{dj}\right)\cdot\left(\frac{bj}{bi}\right)\right)}{\log \alpha_m} = \frac{\log\left(\left(\frac{67,4612}{3,4670}\right)\cdot\left(\frac{236,1141}{2,4093}\right)\right)}{\log 2,1306} = 9,9857$$

Menghitung Refluks Minimum:

$$\sum \frac{\alpha_{i,r}.Z_{iF}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 - q$$

karena feed masuk fasa cair maka q = 1 sehingga 1 – q = 0

i = komponen selain xylene

Komponen	$\alpha_{i,xylene}$		α_m
	110°C	145°C	
C_6H_6	6,3822	4,4958	5,3566
C_7H_8	2,2195	2,0450	2,1305
C_8H_{10}	1,0000	1,0000	1,0000
C_9H_{12}	0,6677	0,6918	0,6796

Feed: Fraksi mol feed

C_6H_6 = 1,0501 kgmol/hari = 81,9078 kg/hari = 0,0148

C_7H_8 = 14,5000 kgmol/hari = 1.334,0000 kg/hari = 0,2049

C_8H_{10} = 49,7195 kgmol/hari = 5.270,2670 kg/hari = 0,7027

C_9H_{12} = 5,4895 kgmol/hari = 658,7400 kg/hari = 0,0776

$$\frac{5,3566.0,0148}{5,3566-\theta} + \frac{2,1305.0,2049}{2,1305-\theta} + \frac{1,0000.0,7027}{1,0000-\theta} + \frac{0,6796.0,0776}{0,6796-\theta} = 0$$

Harga θ di trial dengan batasan $\alpha_{LK,HK} > \theta > 1$

Dari hasil trial didapat θ = 1,7055

$$\sum \frac{\alpha_{i,r}.X_{iD}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 + R_{min}$$

Komponen	Destilat	
	kgmol	X_{iD}
C_6H_6	5,0103	0,0666
C_7H_8	66,7982	0,8878
C_8H_{10}	3,4329	0,0456

$$\frac{5{,}3566.0{,}0666}{5{,}3566-\theta}+\frac{2{,}1305.0{,}8878}{2{,}1305-\theta}+\frac{1{,}0000.0{,}0456}{1{,}0000-\theta}=1-R_{min}$$

R_{min} = 3,4835

R = 1,2.R_{min} sampai 1,5.R_{min} (Geankoplis, 1997)

R = 1,2.R_{min} = 1,2 x 3,4835 = 4,1802

Mencari Jumlah stage actual:

$$X=\frac{R-R_{min}}{R+1}=\frac{4{,}1802-3{,}4835}{4{,}1802+1}=0{,}1345$$

$$\frac{N-N_{min}}{N-1}=1-\exp\left(\left(\frac{1+54{,}4.X}{11+117{,}2.X}\right).\left(\frac{X-1}{X^{0,5}}\right)\right)$$

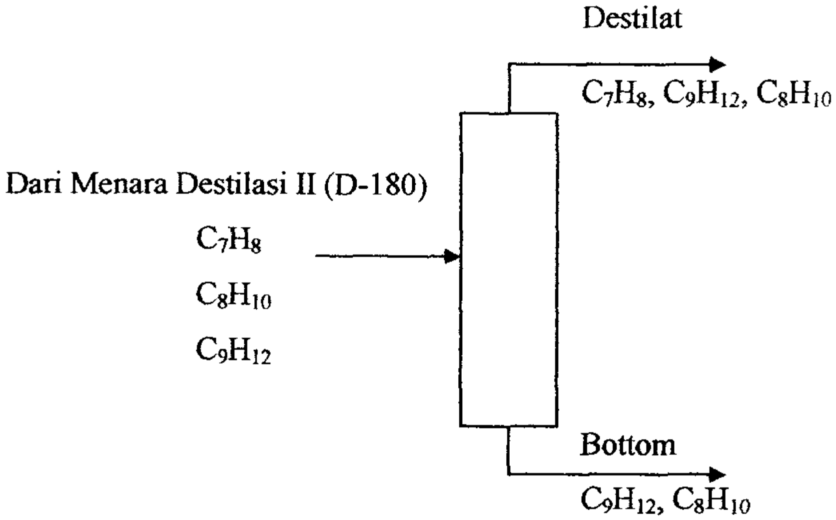
$$\frac{N-9{,}9857}{N-1}=1-\exp\left(\left(\frac{1+54{,}4.0{,}1345}{11+117{,}2.0{,}1345}\right).\left(\frac{0{,}1345-1}{0{,}1345^{0,5}}\right)\right)$$

$$\frac{N-9{,}9857}{N-1}=0{,}5197$$

N = 19,7094 stage

N = 20 stage

NERACA MASSA PADA MENARA DESTILASI III (D-330)



Masuk Menara Destilasi III:

Massa keluar Destilasi I:

C_7H_8 = 0,5000 kgmol/hari = 46,0000 kg/hari

C_8H_{10} = 49,0000 kgmol/hari = 5.194,0000 kg/hari

C_9H_{12} = 5,4895 kgmol/hari = 658,7400 kg/hari

Perhitungan diambil dari Henley & Seader,1981

Direncanakan:

Destilat:

Komponen	Di, kgmol	Xid	Berat, Kg
C_7H_8	0,5000	0,0101	46,0000
C_8H_{10}	48,9450	0,9890	5.188,1700
C_9H_{12}	0,0458	0,0009	5,4960

Bottom:

Komponen	Bi, kgmol	Xib	Berat, Kg
C_8H_{10}	0,0550	0,0100	5,8300
C_9H_{12}	5,4437	0,9900	653,2440

Kolom Destilasi beroperasi pada tekanan 0,67 atm dengan pressure drop sepanjang kolom sebesar 5 psia (Henley & Seader,1981)

Puncak kolom:

Tekanan = 0,67 atm – 2.5 psia = 0,5 atm (Henley & Seader,1981)

Dew point:

Trial T = 124°C

Harga Gamma dihitung dengan metode UNIFAC dari program UNIFAC oleh Stanley I. Sandler.

Harga Psat didapat dari Prauznitz,1988

Komponen	Yid	Psat/P	Gamma	K = Psat/P.Gamma	Xi = Yi/Ki
C_7H_8	0,0101	2,1348	1,0059	2,1474	0,0047
C_8H_{10}	0,9890	0,9940	1,0000	0,9940	0,9949
C_9H_{12}	0,0009	0,6663	1,0036	0,6687	0,0014
					1,0010

Dasar kolom (bottom):

Tekanan = 0,67 atm + 2.5 psia = 0,84 atm (Henley & Seader,1981)

Bubble point:

Trial T = 145°C

Harga Gamma dihitung dengan metode UNIFAC dari program UNIFAC oleh Stanley I. Sandler.

Harga Psat didapat dari Prauznitz,1988

Komponen	Xib	Psat/P	Gamma	K = Psat/P.Gamma	Yi = Xi.Ki
C_8H_{10}	0,0100	1,4090	1,0023	1,4122	0,0141
C_9H_{12}	0,9900	0,9723	1,0000	0,9723	0,9626
					0,9767

Menghitung N minimum:

Puncak:

$K_{0.5}^{124} \rightarrow K_{Xylene} = 0,9940$

$K_{Cumene} = 0,6687$

α puncak = K_{Xylene}/K_{Cumene} = 1,4864

$K_{0,84}^{145} \rightarrow K_{Xylene}$ = 1.4122

K_{Cumene} = 0.9723

α bottom = K_{Xylene}/K_{Cumene} = 1,4524

$$\alpha_m = \sqrt{\alpha_{puncak}.\alpha_{bottom}} = \sqrt{1,4864.1,4524} = 1,4693$$

$$N_{min} = \frac{\log\left(\left(\frac{di}{dj}\right)\left(\frac{bj}{bi}\right)\right)}{\log \alpha_m} = \frac{\log\left(\left(\frac{235,8491}{0,2207}\right)\left(\frac{26,2313}{0,2650}\right)\right)}{\log 1,4693} = 30,0664$$

Menghitung Refluks Minimum:

$$\sum \frac{\alpha_{i,r}.Z_{iF}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 - q$$

karena feed masuk fasa cair maka q = 1 sehingga 1 – q = 0

i = komponen selain cumene

Komponen	$\alpha_{i,cumene}$		α_m
	124°C	145°C	
C_7H_8	3,2110	2,9816	3,0942
C_8H_{10}	1,4864	1,4524	1,4693
C_9H_{12}	1,0000	1,0000	1,0000

Feed:			Fraksi mol feed
C_7H_8	= 0,5000 kgmol/hari	= 46,0000 kg/hari	= 0,0091
C_8H_{10}	= 49,0000 kgmol/hari	= 5.194,0000 kg/hari	= 0,8911
C_9H_{12}	= 5,4895 kgmol/hari	= 658,7400 kg/hari	= 0,0998

$$\frac{3,0942.0,0091}{3,0942-\theta} + \frac{1,4693.0,8911}{1,4693-\theta} + \frac{1,0000.0,0998}{1,0000-\theta} = 0$$

Harga θ di trial dengan batasan $\alpha_{LK,HK} > \theta > 1$

Dari hasil trial didapat θ = 1,0331

$$\sum \frac{\alpha_{i,r}.X_{iD}}{\alpha_{i,r} - \theta} = 1 + R_{min}$$

Komponen	Destilat	
	kgmol	X_{iD}
C_7H_8	0,5000	0,0101
C_8H_{10}	48,9450	0,9890
C_9H_{12}	0,0458	0,0009

$$\frac{3{,}0942.0{,}0101}{3{,}0942-\theta}+\frac{1{,}4693.0{,}9890}{1{,}4693-\theta}+\frac{1{,}0000.0{,}0009}{1{,}0000-\theta}=1-R_{min}$$

R_{min} = 2,3201

R = 1,2.R_{min} sampai 1,5.R_{min} (Geankoplis, 1997)

R = 1,2.R_{min} = 1,2 x 2,3201 = 2,7841

Mencari Jumlah stage actual:

$$X=\frac{R-R_{min}}{R+1}=\frac{2{,}7841-2{,}3201}{2{,}7841+1}=0{,}1226$$

$$\frac{N-N_{min}}{N-1}=1-\exp\left(\left(\frac{1+54{,}4.X}{11+117{,}2.X}\right)\left(\frac{X-1}{X^{0,5}}\right)\right)$$

$$\frac{N-30{,}0664}{N-1}=1-\exp\left(\left(\frac{1+54{,}4.0{,}1226}{11+117{,}2.0{,}1226}\right)\left(\frac{0{,}1226-1}{0{,}1226^{0,5}}\right)\right)$$

$$\frac{N-30{,}0664}{N-1}=0{,}5312$$

N = 63,0017 stage

N = 64 stage

Produk yang diambil dari menara distilasi III ini adalah distilatnya dengan jumlah komponen sebagai berikut:

Toluene	= 0,5000 kgmol/hari	=	46,0000 kg/hari
Xylene	= 48,9450 kgmol/hari	=	5.188,1700 kg/hari
Cumene	= 0,0458 kgmol/hari	=	5,4960 kg/hari
Total	= 49,4908 kgmol/hari	=	5.239,6660 kg/hari

Karena kapasitas produk yang diinginkan adalah 25.000 kg/hari, maka setiap massa bahan yang masuk maupun yang keluar dari suatu alat dikalikan dengan (25.000/5.239,6660).

Contoh perhitungan:

Total toluene masuk reactor = 100 kgmol/hari = 9.200 kg/hari

Sehingga untuk memproduksi Mixed Xylene dengan kapasitas 25.000 kg/hari, diperlukan toluene = 9.200 kg/hari x (25.000/5.239,6660) = 43.895,9277 kg/hari.

Untuk massa bahan yang lain digunakan cara yang sama dan hasilnya ditabelkan pada Bab III.

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

APPENDIX B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis operasi : 1 hari

Suhu Basis : 25 °C = 298 K

Dari Prausnitz diperoleh harga CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C dan CPVAP D untuk tiap-tiap komponen yang diperlihatkan pada Tabel B.1. dibawah ini :

Tabel B.1. Data CPVAP untuk tiap komponen

Komponen	CPVAP A	CPVAP B	CPVAP C	CPVAP D
Toluene	24,35	0,5125	-2,765E-04	4,911E-08
Air	32,24	0,001924	1,055E-05	-3,596E-09
Cumene	-39,36	0,7842	-5,087E-04	1,291E-07
Benzene	-33,92	0,4739	-3,017E-04	7,130E-08
Para-Xylene	25,09	0,6042	-3,374E-04	6,820E-08
Meta-Xylene	-29,17	0,6297	-3,747E-04	8,478E-08
Ortho-Xylene	-15,85	0,5962	-3,443E-04	7,528E-08
Ethylbenzene	-43,10	0,7072	-4,811E-04	1,301E-07

Data-data Tb, ΔH_{vb}, Tc, ω tiap komponen yang diperoleh dari Prausnitz ditampilkan pada Tabel B.2. dibawah ini :

Tabel B.2. Data Tb, ΔH_{vb}, Tc, Pc dan ω untuk tiap komponen

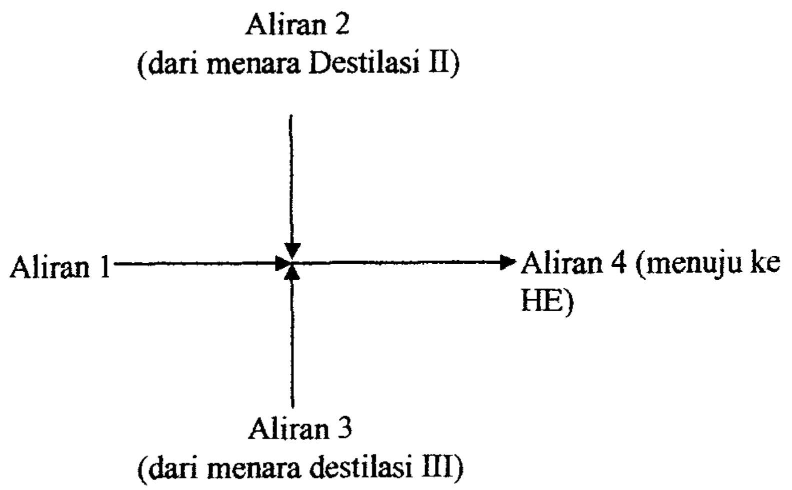
Komponen	Tb, K	ΔH_{vb}, kJ/kgmol	Pc, bar	Tc, K	ω
Toluene	383,78	3500	41	591,8	0,2630
Air	373,16	40650	221,2	647,3	0,3440
Cumene	425,56	37500	48,9	631,1	0,3260
Benzene	353,26	30760	32,1	643	0,2120
Para-Xylene	411,51	36100	35,1	616,2	0,3200
Meta-Xylene	412,26	34400		617,1	0,3250
Ortho-Xylene	417,58	36800		630,3	0,3250
Ethylbenzene	403,35	36000		617,2	0,3250

Dari Prausnitz, App. A, pp.658-732. diperoleh data-data VP tiap komponen yang diperlihatkan pada Tabel B.3.

Tabel B.3. Data VP untuk tiap komponen

Komponen	VP A	VP B	VP C	VP D
Benzene	-6,98273	1,33213	-2,62863	-3.33399
Air	-7,76451	1,45838	-2,77580	-1.23303
Toluene	-7,28607	1,38091	-2,83433	-2.79168
Mixed xylene	-7,63495	1,50724	-3,19678	-2.78710
Cumene	-7,46042	1,14486	-3,19082	-3.62628

NERACA PANAS MIXING PADA PIPA



Menghitung Panas Aliran Masuk (Aliran 1, 2 dan 3)

Aliran 1:

Suhu aliran 1 $= T_2 = 30°C = 303$ K

Suhu reference $= T_1 = 25°C = 298$ K

Komponen aliran 1:

- Air

  Flowrate massa = 21,1843 kgmol/hari (dari App. A)

  Cp^0 air untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 air fase gas = 33,6733 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1,742(1-T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c air = 647,3 K

T_r = 303/647,3 = 0,4681

ω = 0,344

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45.(1\text{-}0,4681)^{-1} + 0,25.0,344.[17,11 + 25,2.(1\text{-}0,4681)^{1/3}\ 0,4681^{-1} + 1,742(1\text{-}0,4681)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 7,8004$$

C_{pL} = (7,8004 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 33,6733 kJ/kgmol.K

= 98,5254 kJ/kgmol.K

H_{air} al. 1 = $m.C_p.\Delta T$

= 24,6330 kgmol/hari x 98,5254 kJ/kgmol.K x (303-298) K

= 10.435,9797 kJ/hari

- Toluene

Flowrate massa = 410,3315 kgmol/hari (dari App. A)

Cp^0 toluene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 toluene fase gas = 154,7204 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1,742(1-T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c toluene = 591,8 K

T_r = 303/591,8 = 0,5120

ω = 0,263

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}5120)^{-1} + 0{,}25.0{,}263.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}5120)^{1/3}$$

$$0{,}5120^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}5120)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6{,}2796$$

C_{pL} = (6,2796 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 154,7204 kJ/kgmol.K

= 206,9293 kJ/kgmol.K

$H_{toluene}$ al. 1 = $m.C_p.\Delta T$

= 410,3315 kgmol/hari x 206,9293 kJ/kgmol.K x (303-298) K

= 424.547,9639 kJ/hari

- Cumene

Flowrate massa = 24,4042 kgmol/hari (dari App. A)

Cp^0 cumene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1) (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 cumene fase gas = 153,8587 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c cumene = 631,1 K

T_r = 303/631,1 = 0,4801

ω = 0.326

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}4801)^{-1} + 0{,}25.0{,}326.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}4801)^{1/3}$$

$$0{,}4801^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}4801)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 7,4223$$

C_{pL} = (7,4223 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 153,8587 kJ/kgmol.K

= 215,5718 kJ/kgmol.K

H_{cumene} al. 1 = $m.C_p.\Delta T$

= 24,4042 kgmol/hari x 215,5718 kJ/kgmol.K x (303-298) K

= 26.304,3150 kJ/hari

Panas masuk total aliran 1 = 462.987,1390 kJ/hari

Aliran 2:

Suhu aliran 2 = Suhu keluar destilat pada menara destilasi II

= T_2 = 107,6°C = 380,6 K

Suhu reference = T_1 = 25°C = 298 K

Komponen aliran 2:

- Benzene

  Flowrate massa = 5,0103 kgmol/hari (dari App. A)

  Cp^0 benzene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

  Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

  Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 benzene fase gas = 94,7960 J/mol.K

  Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

  $$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

  $$+ 1,742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

  $T_r = T/T_c$ dimana T_c benzene = 643 K

  T_r = 380,6/643 = 0,5919

  ω = 0,212

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}5919)^{-1} + 0{,}25.0{,}212.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}5919)^{1/3}$$

$$.\quad 0{,}5919^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}5919)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 5{,}3594$$

C_{pL} = (5,3594 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 94,7960 kJ/kgmol.K

= 139,3545 kJ/kgmol.K

$H_{benzene}$ al. 2 = m.C_p.ΔT

= 5,0103 kgmol/hari x 139,3545 kJ/kgmol.K x (380,6-298) K

= 57.672,3999 kJ/hari

- Toluene

Flowrate massa = 66,7982 kgmol/hari (dari App. A)

Cp^0 toluene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 toluene fase gas = 168,1989 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c toluene = 591,8 K

T_r = 380,6/591,8 = 0,6431

ω = 0,263

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6431)^{-1} + 0{,}25.0{,}263.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6431)^{1/3}$$

$$.\quad 0{,}6431^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6431)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 5{,}9843$$

C_{pL} = (5,9843 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 168,1989 kJ/kgmol.K

= 217,9523 kJ/kgmol.K

$H_{toluene}$ al. 2 = $m.C_p.\Delta T$

= 66,7982 kgmol/hari x 217,9523 kJ/kgmol.K x (380,6-298) K

= 1.202.557,7941 kJ/hari

- Mixed xylene

Flowrate massa = 3,4329 kgmol/hari (dari App. A)

Para xylene:

Cp^0 para xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 para xylene fase gas = 193,7637 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1,742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 616,2 K

T_r = 380,6/616,2 = 0,6177

ω = 0,320

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45.(1-0,6177)^{-1} + 0,25.0,320.[17,11 + 25,2.(1-0,6177)^{1/3}$$

$$0,6177^{-1} + 1,742(1-0,6177)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 6,7292$$

C_{pL} para xylene = (6,7292 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 193,7637 kJ/kgmol.K

= 249,7104 kJ/kgmol.K

Meta xylene:

Cp^0 meta xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1) (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 meta xylene fase gas = 144,4977 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 617,1 K

T_r = 380,6/616,2 = 0,6168

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1-0{,}6168)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1-0{,}6168)^{1/3}\ 0{,}6168^{-1} + 1{,}742(1-0{,}6168)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6{,}7951$$

C_{pL} meta xylene = (6,7951 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 144,4977 kJ/kgmol.K

= 200,9921 kJ/kgmol.K

Ortho xylene:

Cp^0 ortho xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1) (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 ortho xylene fase gas = 149,5917 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 630,3 K

T_r = 380,6/630,3 = 0,6038

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6038)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6038)^{1/3}$$

$. \quad 0{,}6038^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6038)^{-1}]$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6{,}8237$$

C_{pL} ortho xylene = (6,8237 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 149,5917 kJ/kgmol.K

= 206,3240 kJ/kgmol.K

Ethylbenzene:

Cp^0 ethylbenzene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 ethylbenzene fase gas = 146,3503 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 617,2 K

T_r = 380,6/630,3 = 0,6167

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6167)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6167)^{1/3}$$

$. \quad 0{,}6167^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6167)^{-1}]$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6{,}7953$$

C_{pL} ethylbenzene = (6,7953 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 146,3503 kJ/kgmol.K

= 202,8463 kJ/kgmol.K

Cp campuran = $\sum_i y_i.Cp_i$ (Prausnitz, p.121)

= (0,7677 x 249,7104) + (0,1336 x 200,9921) + (0,0787 x 206,3240) + (0,0200 x 202,8463)

= 238,8508 J/mol.K

H_{xylene} al. 2 = $m.C_p.\Delta T$

= 3,4329 kgmol/hari x 238,8508 kJ/kgmol.K x (380,6-298) K

= 67.728,8762 kJ/hari

Panas masuk total aliran 2 = 1.327.959,0702 kJ/hari

Aliran 3:

Suhu aliran 3 = Suhu keluar bottom pada menara destilasi III

= T_2 = 145,4625°C = 418,4625 K

Suhu reference = T_1 = 25°C = 298 K

Fase reference liquid

Komponen aliran 3:

- Para xylene

  Flowrate massa = 0,2624 kgmol/hari (dari App. A)

  <u>Para xylene:</u>

  Cp^0 para xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

  Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

  Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 para xylene fase gas = 201,0508 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 616,2 K

T_r = 418,4625/616,2 = 0,6791

ω = 0,320

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6791)^{-1} + 0{,}25.0{,}320.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6791)^{1/3}$$

$$.\ 0{,}6791^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6791)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6{,}6878$$

C_{pL} para xylene = (6,6878 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 201,0508 kJ/kgmol.K

= 256,6532 kJ/kgmol.K

<u>Meta xylene:</u>

Cp^0 meta xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 meta xylene fase gas = 151,8777 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 617,1 K

T_r = 418,4625/616,2 = 0,6781

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6781)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6781)^{1/3}$$

$$.\ 0{,}6781^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6781)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6,7472$$

C_{pL} meta xylene = (6,7472 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 151,8777 kJ/kgmol.K

= 207,9739 kJ/kgmol.K

<u>Ortho xylene:</u>

Cp^0 ortho xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 ortho xylene fase gas = 156,6858 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1,742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 630,3 K

T_r = 418,4625/630,3 = 0,6639

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45.(1-0,6639)^{-1} + 0,25.0,325.[17,11 + 25,2.(1-0,6639)^{1/3} . 0,6639^{-1} + 1,742(1-0,6639)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6,7445$$

C_{pL} ortho xylene = (6,7445 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 156,6858 kJ/kgmol.K

= 212,7592 kJ/kgmol.K

<u>Ethylbenzene:</u>

Cp^0 ethylbenzene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 ethylbenzene fase gas = 154,0700 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 617,2 K

T_r = 418,4625/630,3 = 0,6780

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6780)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6780)^{1/3}$$

$$.\ 0{,}6780^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6780)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 6{,}7471$$

C_{pL} ethylbenzene = (6,7471 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 154,0700 kJ/kgmol.K

= 210,1657 kJ/kgmol.K

Cp campuran = $\sum_i y_i.Cp_i$ (Prausnitz, p.121)

= (0,7677 x 256,6532) + (0,1336 x 207,9739) + (0,0787 x 212,7592) + (0,0200 x 210,1657)

= 245,7663 J/mol.K

H_{xylene} al. 2 = $m.C_p.\Delta T$

= 0,2624 kgmol/hari x 245,7663 kJ/kgmol.K x (418,4625-298) K

= 7.769,1475 kJ/hari

- Cumene

  Flowrate massa = 25,9735 kgmol/hari (dari App. A)

  Cp^0 cumene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

  Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 cumene fase gas = 181,7712 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c cumene = 631,1 K

T_r = 418,4625/631,1 = 0,6631

ω = 0,326

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}6631)^{-1} + 0{,}25.0{,}326.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}6631)^{1/3}$$

$$.\ 0{,}6631^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}6631)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 6{,}7567$$

C_{pL} = (6,7567 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 181,7712 kJ/kgmol.K

= 237,9468 kJ/kgmol.K

H_{cumene} al. 3 = $m.C_p.\Delta T$

= 25,9735 kgmol/hari x 237,9468 kJ/kgmol.K x(418,4625-298) K

= 744.493,0343 kJ/hari

Panas masuk total aliran 3 = 752.265,1818 kJ/hari

Total Panas Masuk = $\sum_i$ Panas masuk total aliran i

= 2.541.512,5106 kJ/hari

Menghitung Panas Hilang

Diasumsi: panas hilang = 5 % dari total panas masuk

= 0,05 x 2.541.512,5106 kJ/hari

= 127.075,6255 kJ/hari

Neraca Panas Mixing

Panas aliran masuk = Panas aliran keluar + Panas hilang

2.541.512,5106 kJ/hari = Panas aliran keluar + 127.075,6255 kJ/hari

Panas aliran keluar = 2.414.436,8850 kJ/hari

Menghitung Panas Aliran Keluar (Aliran 4)

Trial: Suhu aliran 4 = T_2 = 46,0868°C = 319,0868 K

Suhu reference = T_1 = 25°C = 298 K

Fase reference liquid

Komponen aliran 4:

- Benzene

  Flowrate massa = 5,0103 kgmol/hari

  Cp^0 benzene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

  Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

  Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 benzene fase gas = 85,6627 J/mol.K

  Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

  $$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1,742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

  $T_r = T/T_c$ dimana T_c benzene = 643 K

  T_r = 319,0868/643 = 0,4962

  ω = 0,212

  $$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45.(1-0,4962)^{-1} + 0,25.0,212.[17,11 + 25,2.(1-0,4962)^{1/3} . 0,4962^{-1} + 1,742(1-0,4962)^{-1}]$$

  $$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 5,5749$$

C_{pL} = (5,5749 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 85,66278kJ/kgmol.K
= 132,0124 kJ/kgmol.K

$H_{benzene}$ al. 4 = $m.C_p.\Delta T$
= 5,0103 kgmol/hari x 132,0124 kJ/kgmol.K x(319,0868-298) K
= 13.947,3799 kJ/hari

- Air

Flowrate massa = 21,1843 kgmol/hari

Cp^0 air untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 air fase gas = 33,7330 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c air = 647,3 K

T_r = 319,0868/647,3 = 0,4930

ω = 0,344

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1-0{,}4930)^{-1} + 0{,}25.0{,}344.[17{,}11 + 25{,}2.(1-0{,}4930)^{1/3}$$

$$.\ 0{,}4930^{-1} + 1{,}742(1-0{,}4930)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 7{,}6101$$

C_{pL} = (7,6101 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 33,7330 kJ/kgmol.K
= 97,0033 kJ/kgmol.K

H_{air} al. 4 = $m.C_p.\Delta T$
= 21,1843 kgmol/hari x 97,0033 kJ/kgmol.K x (319,0868-298) K
= 43.332,3641 kJ/hari

- Toluene

  Flowrate massa = (410,3315 + 66,7982) kgmol/hari = 477,1296 kgmol/hari

  Cp^0 toluene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

  Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

  Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 toluene fase gas = 157,5899 J/mol.K

  Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

  $$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1,742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

  $T_r = T/T_c$ dimana T_c toluene = 591,8 K

  T_r = 319,0868/591,8 = 0,5392

  ω = 0,263

  $$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45.(1-0,5392)^{-1} + 0,25.0,263.[17,11 + 25,2.(1-0,5392)^{1/3} \cdot 0,5392^{-1} + 1,742(1-0,5392)^{-1}]$$

  $$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 6,1736$$

  C_{pL} = (6,1736 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 157,5899 kJ/kgmol.K
  = 208,9176 kJ/kgmol.K

  $H_{toluene}$ al. 4 = $m.C_p.\Delta T$
  = 477,1296 kgmol/hari x208,9176 kJ/kgmol.Kx(319,0868-298) K
  = 2.101.948,6104 kJ/hari

- Mixed Xylene

  Flowrate massa = (3,4329 + 0,2624) kgmol/hari = 3,6954 kgmol/hari

  Para xylene:

  Cp^0 para xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

  CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 para xylene fase gas = 181,3848 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 616,2 K

$T_r = 319{,}0868/616{,}2 = 0{,}5178$

$\omega = 0{,}320$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1-0{,}5178)^{-1} + 0{,}25.0{,}320.[17{,}11 + 25{,}2.(1-0{,}5178)^{1/3}$$

$$.\quad 0{,}5178^{-1} + 1{,}742(1-0{,}5178)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 7{,}0939$$

C_{pL} para xylene = (7,0939 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 181,3848 kJ/kgmol.K

= 240,3639 kJ/kgmol.K

<u>Meta xylene:</u>

Cp^0 meta xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 meta xylene fase gas = 131,9280 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$+ 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 617,1 K

$T_r = 317{,}34/616{,}2 = 0{,}5171$

$\omega = 0{,}325$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}5171)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}5171)^{1/3}$$

$$.\quad 0{,}5171^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}5171)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 7{,}1718$$

C_{pL} meta xylene = (7,1718 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 131,9280 kJ/kgmol.K

= 191,5541 kJ/kgmol.K

<u>Ortho xylene:</u>

Cp^0 ortho xylene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1) (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 ortho xylene fase gas = 137,5276 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

T_r = T/T_c dimana T_c para xylene = 630,3 K

T_r = 317,34/630,3 = 0,5062

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}5062)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}5062)^{1/3}$$

$$.\quad 0{,}5062^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}5062)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 7{,}2349$$

C_{pL} ortho xylene = (7,2349 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 137,5276 kJ/kgmol.K

= 197,6786 kJ/kgmol.K

Ethylbenzene:

Cp^0 ethylbenzene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 ethylbenzene fase gas = 133,1097 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

$T_r = T/T_c$ dimana T_c para xylene = 617,2 K

T_r = 317,34/630,3 = 0,5170

ω = 0,325

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1-0{,}5170)^{-1} + 0{,}25.0{,}325.[17{,}11 + 25{,}2.(1-0{,}5170)^{1/3}$$

$$.\ 0{,}5170^{-1} + 1{,}742(1-0{,}5170)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 7{,}1722$$

C_{pL} ethylbenzene = (7,1722 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 133,1097 kJ/kgmol.K
= 192,7398 kJ/kgmol.K

Cp campuran = $\sum_i y_i.Cp_i$ (Prausnitz, p.121)
= (0,7677 x 240,3639) + (0,1336 x 191,5541) + (0,0787 x 197,6786) + (0,0200 x 192,7398)
= 229,5319 J/mol.K

H_{xylene} al. 4 = m.C_p.ΔT
= 3,6954 kgmol/hari x 229,5319 kJ/kgmol.K x(319,0868-298) K
= 17.885,9348 kJ/hari

- Cumene

Flowrate massa = (24,4042 + 25,9735) kgmol/hari = 50,3777 kgmol/hari

Cp^0 cumene untuk fase gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1) (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan diatas diperoleh harga Cp^0 cumene fase gas = 163,0953 J/mol.K

Untuk mencari Cp fase cair digunakan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

T_r = T/T_c dimana T_c cumene = 631,1 K

T_r = 319,0868/631,1 = 0,5056

ω = 0,326

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45.(1\text{-}0{,}5056)^{-1} + 0{,}25.0{,}326.[17{,}11 + 25{,}2.(1\text{-}0{,}5056)^{1/3}\ 0{,}5056^{-1} + 1{,}742(1\text{-}0{,}5056)^{-1}]$$

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 7{,}2538$$

C_{pL} = (7,2538 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 163,0953 kJ/kgmol.K

= 223,4034 kJ/kgmol.K

H_{cumene} al. 4 = m.C_p.ΔT

= 50,3777 kgmol/hari x223,4034 kJ/kgmol.Kx(319,0868-298) K

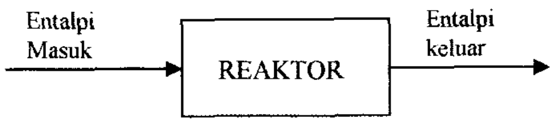
= 237.322,5959 kJ/hari

Total Panas Keluar = $\sum_i H_i$aliran 4

= 2.414.436,8850 kJ/hari (Trial cocok)

Jadi: suhu campuran = 46,0868°C

NERACA PANAS REAKTOR (R-220)



P operasi = 30 bar

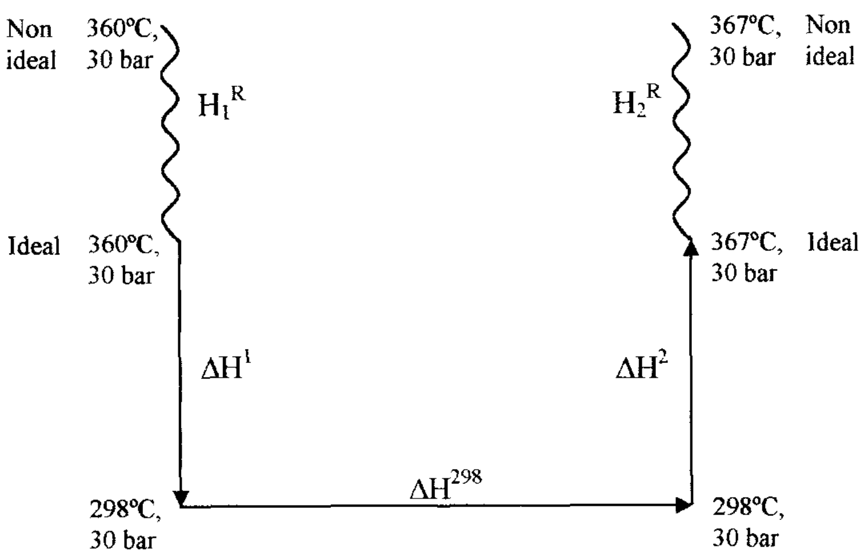
Suhu masuk reaktor = 360°C = (360 + 273) K = 633 K

Trial: Suhu keluar reaktor = 367 °C

Neraca panas reaktor (beroperasi pada keadaan adiabatis):

Entalpi masuk + Entalpi reaksi = Entalpi keluar

Menghitung entalpi reaksi:



- **Menghitung H_1^R**

  Persamaan yang digunakan:

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{(H^R)^0}{RT_c} + \omega \frac{(H^R)^1}{RT_c}$$ (Smith & Van Ness, p. 206)

Data $\frac{(H^R)^0}{RT_c}$ dan $\frac{(H^R)^1}{RT_c}$ diperoleh dari Tabel E.5 dan Tabel E.6, Smith & Van Ness, pp. 654-655.

➢ <u>Toluene</u>

Pc = 41 bar

Tc = 591,8 K

Pr = P/Pc = 0,7317

Tr = T/Tc = 1,0696

	$(H_1^R/R.Tc)^0$	$(H_1^R/R.Tc)^1$
Pr = 0,6; Tr =1,0696	-0,6254	-0,4521
Pr = 0,8; Tr =1,0696	-0,9048	-0,6188
Pr = 0,7317; Tr = 1,0696	-0,8094	-0,5619

R = 8,314 J/mol.K

ω = 0,263

$$\frac{H_1^R}{RT_c} = \frac{(H_1^R)^0}{RT_c} + \omega\frac{(H_1^R)^1}{RT_c} = -0{,}8094 + 0{,}263.(-0{,}5619) = -0{,}9571$$

H_1^R = (-0,9571).(8,314 J/mol.K).(591,8 K)

= -4.709,3452 J/mol = -4.709,3452 kJ/kgmol

H_1^R toluene = (-4.709,3452 kJ/kgmol).(kgmol toluene masuk)

= (-4.709,3452 kJ/kgmol).(477,1296 kgmol)

= -2.246.968,2203 kJ

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H_1^R untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini:

Komponen	$(H_1^R/R.Tc)^0$	$(H_1^R/R.Tc)^1$	$H_1^R/R.Tc$	H_1^R, kJ
Air	-0,1482	-0,1408	-0,1966	-22.413,6391
Cumene	-1,9508	-1,7697	-2,5277	-668.150,4724
Benzene	-0,5662	-0,3441	-0,6392	-14.968,8580
Para -Xylene	-1,178	-0,8994	-1,4667	-21.316,2416
Meta-Xylene	-1,1669	-0,8992	-1,4591	-24.897,4770
Orto-Xylene	-1,1540	-1,0153	-1,4839	-7.184,1007
Ethylbenzene	-1,1297	-0,8796	-1,4156	-3.586,2777
Total				-3.009.485,2867

- **Menghitung ΔH^1 (range suhu 633 - 298 K)**

Persamaan yang digunakan:

$\Delta H = m.Cp.\ \Delta T$

dimana:

Cp dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data-data CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D diperoleh dari Prausnitz App. A, pp. 656-732

➢ <u>Toluene</u>

T_1 = 633 K

T_2 = 298 K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp toluene = 206,0131 J/mol.K

ΔH^1 toluene = m.Cp.ΔT

= 477,1296 kgmol.206,0131 kJ/kgmol.K.(298-633)K

= -32.928.814,5139 kJ

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga ΔH^1 untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini:

Komponen	Cp	ΔH^{I}, kJ
Air	35,1107	-249.171,8679
Cumene	225,4057	-3.804.067,9011
Benzene	126,6067	-212.504,6274
Para -Xylene	237,8484	-226.044,7496
Meta-Xylene	188,9162	-210.481,7347
Orto-Xylene	192,4313	-59.555,0289
Ethylbenzene	192,1749	-31.783,7889
Total		-37.722.424,2124

- **Menghitung ΔH^{298}**

Persamaan yang digunakan:

$$\Delta H^{298} = \sum n_i . \Delta H_f \text{produk} - \sum n_i . \Delta H_f \text{reaktan}$$

Dimana: n_i = jumlah mol komponen i yang bereaksi

Data:

ΔH_f benzene = 82.980 kJ/kgmol

ΔH_f toluene = 50.030 kJ/kgmol

ΔH_f para xylene = 17.960 kJ/kgmol

ΔH_f meta xylene = 17.250 kJ/kgmol

ΔH_f ortho xylene = 19.000 kJ/kgmol

ΔH_f ethylbenzene= 29.810 kJ/kgmol

ΔH_f cumene = 3.940 kJ/kgmol

Komposisi masing-masing komponen xylene yang dihasilkan pada reaksi disproporsionasi toluene:

Mol mixed xylene = 189,2864 kgmol

Mol para xylene = 90 % mol = 0,9 x 189,2864 kgmol = 170,3578 kgmol

Mol meta xylene = 4 % mol = 0,04 x 189,2864 kgmol = 7,5715 kgmol

Mol ortho xylene = 4 % mol = 0,04 x 189,2864 kgmol = 7,5715 kgmol

Mol ethylbenzene = 2 % mol = 0,02 x 189,2864 kgmol = 3,7857 kgmol

(www. Aromatic and derivative.com)

Komposisi masing-masing komponen xylene yang dihasilkan pada reaksi transalkilasi toluene:

Mol mixed xylene = 48,3628 kgmol

Mol para xylene = 25 % mol = 0,25 x 48,3628 kgmol = 12,0907 kgmol

Mol meta xylene = 50 % mol = 0,50 x 48,3628 kgmol = 24,1814 kgmol

Mol ortho xylene = 23 % mol = 0,23 x 48,3628 kgmol = 11,1234 kgmol

Mol ethylbenzene = 2 % mol = 0,02 x 48,3628 kgmol = 0,9673 kgmol

(www. Aromatic and derivative.com)

Komposisi mixed xylene total:

Total mixed xylene yang dihasilkan = 237,6492 kgmol

$$\% \text{ para xylene } = \frac{(170{,}3578 + 12{,}0907)}{237{,}6492} . 100\ \% = 76{,}77\ \%$$

$$\% \text{ meta xylene } = \frac{(7{,}5715 + 24{,}1814)}{237{,}6492} . 100\ \% = 13{,}36\ \%$$

$$\% \text{ ortho xylene } = \frac{(7{,}5715 + 11{,}1234)}{237{,}6492} . 100\ \% = 7{,}87\ \%$$

$$\% \text{ ethylbenzene} = \frac{(3{,}7857 + 0{,}9673)}{237{,}6492} . 100\ \% = 2\ \%$$

ΔH_f mixed xylene untuk kedua reaksi dicari dengan persamaan:

$$\Delta H_f \text{ campuran } = \sum y_i . \Delta H_{f\,i}$$

dimana: y_i = fraksi mol komponen i

ΔH_f mixed xylene disprop. toluene

= (0,9 x 17.960) + (0,4 x 17.250) + (0,4 x 19.000) + (0,02 x 29.810)

= 18.210,2 kJ/kgmol

ΔH_f mixed xylene transalk. toluene

= (0,25 x 17.960) + (0,5 x 17.250) + (0,23 x 19.000) + (0,02 x 29.810)

= 18.081,2 kJ/kgmol

ΔH^{298} reaksi disprop. toluene

= ($n_{benzene} . \Delta H_f$ benzene + $n_{mixed\ xylene} . \Delta H_f$ mixed xylene) − ($n_{toluene}$. ΔH_f toluene)

= (189,2864 x 82.980 + 189,2864 x 18.210,2) − (378,5728 x 50.030)

= 213.931,4859 kJ

ΔH^{298} reaksi transalk. toluene

= ($n_{mixed\ xylene}.\Delta H_f$ mixed xylene)-($n_{toluene}.\Delta H_f$ toluene+$n_{cumene}.\Delta H_f$ cumene)

= (48,3628 x 18.081,2) – (24,1814 x 50.030 + 24,1814 x 3.940)

= -430.612,8415 kJ

ΔH^{298} total = ΔH^{298} reaksi disprop. toluene + ΔH^{298} reaksi transalk. toluene

= 213.931,4859 kJ + -430.612,8415 kJ

= -216.681,3556 kJ

- **Menghitung ΔH^2 (range suhu 298 – 640 K)**

Persamaan yang digunakan:

ΔH = m.Cp. ΔT

dimana:

Cp dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)   (Prausnitz, p. 657)

Data-data CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D diperoleh dari Prausnitz App. A, pp. 656-732

➤ Toluene

T_1 = 298 K

T_2 = 640 K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp toluene = 206,9380 J/mol.K

ΔH^2 toluene = m.Cp.ΔT

= 74,3754 kgmol x 206,9380 kJ/kgmol.K x (640-298)K

= 5.263.758,4455 Kj

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga ΔH^1 untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini:

Komponen	Cp	ΔH^2, kJ
Air	35,1455	254.630,6595
Cumene	226,6660	2.030.733,2146
Benzene	127,3694	8.463.633,2755
Para -Xylene	238,9272	15.139.825,8022
Meta-Xylene	189,9964	2.095.152,1942
Orto-Xylene	193,4777	1.256.809,3440
Ethylbenzene	193,2698	319.049,2192
Total		34.823.592,1547

- **Menghitung H_2^R**

Persamaan yang digunakan:

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{(H^R)^0}{RT_c} + \omega\frac{(H^R)^1}{RT_c}$$ (Smith & Van Ness, p. 206)

Data $\frac{(H^R)^0}{RT_c}$ dan $\frac{(H^R)^1}{RT_c}$ diperoleh dari Tabel E.5 dan Tabel E.6, Smith & Van Ness, pp. 654-655.

➢ <u>Toluene</u>

Pc = 41 bar

Tc = 591,8 K

Pr = P/Pc = 0,7317

Tr = T/Tc = 1,0865

	$(H_2^R/R.Tc)^0$	$(H_2^R/R.Tc)^1$
Pr = 0,6; Tr =1,0814	-0,6082	-0,4245
Pr = 0,8; Tr =1,0814	-0,8746	-0,5754
Pr = 0,7317; Tr =1,0814	-0,7836	-0,5239

R = 8,314 J/mol.K

ω = 0,263

$$\frac{H_2^R}{RT_c} = \frac{(H_2^R)^0}{RT_c} + \omega\frac{(H_2^R)^1}{RT_c} = -0,7836 + 0,263.(-0,5239) = -0,9214$$

H_2^R = (-0,9214).(8,314 J/mol.K).(591,8 K)

= -4.533,4251 J/mol = -4.533,4251 kJ/kgmol

H_2^R toluene = (-4.533,4251 kJ/kgmol).(kgmol toluene keluar)

= (-4.533,4251 kJ/kgmol).(74,3754 kgmol)

= -337.175,5192 kJ

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H_1^R untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini:

Komponen	$(H_2^R/R.Tc)^0$	$(H_2^R/R.Tc)^1$	$H_2^R/R.Tc$	H_2^R, kJ
Air	0,1449	0,1344	0,1912	-21.795,6864
Cumene	1,5168	1,1686	1,8978	-501.638,1687
Benzene	0,5511	0,3223	0,6194	-14.506,3609
Para -Xylene	1,1223	0,8208	1,3850	-20.129,2644
Meta-Xylene	1,1064	0,8225	1,3737	-23.440,2049
Orto-Xylene	1,0928	0,9065	1,3874	-6.716,5599
Ethylbenzene	1,0800	0,8066	1,3421	-3.400,0786
Total				-928.801,8429

ΔH^R = (-H_1^R total) + ΔH^1 total + ΔH^{298} + ΔH^2 total + H_2^R total

= -(-3.009.485,2867) kJ + -37.722.424,2124 kJ + -216.681,3556 kJ

+ 34.823.592,1547 kJ + -928.801,8429 kJ

= -1.034.829,9695 kJ

Menghitung panas masuk reaktor:

Suhu masuk reaktor = T_2 = 360°C = 633 K

Diambil:

Suhu reference = T_1 = 25°C = 298 K

Mencari Suhu Saturated campuran:

Suhu saturated dari campuran diambil dari suhu rata-rata antara suhu embun (*dew temperature*) dan suhu bubble (*bubble temperature*) campuran tersebut.

P^{sat} untuk masing-masing komponen dicari dengan persamaan dari Prausnitz:

$\ln (P_{vp}/P_c) = (1-x)^{-1}[(VP\ A)x + (VP\ B)x^{1,5} + (VP\ C)x^3 + (VP\ D)x^6)$

$x = 1 - T/T_c$ (Prausnitz, p.657)

Data-data VP A, VP B, VP C dan VP D diperoleh dari Tabel B.3. sedangkan data Pc dan Tc diperoleh dari Tabel B.2.

Trial: T_{dew} = 289,1°C = 562,1 K

Dengan persamaan P^{sat} dari Prausnitz, p. 657 diperoleh hasil perhitungan sebagai berikut:

Komponen	T_{dew}/T_c	$x=1-(T/T_c)$	$\ln(P^{sat}/P_c)$	P^{sat}/P_c	P_{sat}, bar
Benzene	0,9998	0,0002	-0,0012	0,9988	48,8394
Air	0,8684	0,1316	-1,1040	0,3315	73,3372
Toluene	0,9498	0,0502	-0,3690	0,6914	28,3482
Mixed xylene	0,9122	0,0878	-0,6942	0,4995	17,5311
Cumene	0,8907	0,1093	-0,8740	0,4173	13,3944

Komponen	Mol (dari N. Massa)	Y_i	Gamma (dari UNIFAC)	$K=(P^{sat}/P).gamma$	$X_i=Y_i/K$
Benzene	5,0103	0,0090	1,0122	1,6478	0,0055
Air	21,1843	0,0380	8,6118	20,9319	0,0018
Toluene	477,1296	0,8560	1,0018	0,9412	0,9094
Mixed xylene	3,6954	0,0066	1,0057	0,5843	0,0113
Cumene	50,3777	0,0904	1,0146	0,4504	0,2007
Total					1,1287 ≈ 1

Trial: T_{bubble} = 248°C = 521 K

Dengan persamaan P^{sat} dari Prausnitz, p. 657 diperoleh hasil perhitungan sebagai berikut:

Komponen	T_{bubble}/T_c	$x=1-(T/T_c)$	$\ln(P^{sat}/P_c)$	P^{sat}/P_c	P_{sat}, bar
Benzene	0,9267	0,0733	-0,5248	0,5917	28,9333
Air	0,8049	0,1951	-1,7518	0,1735	38,3698
Toluene	0,8804	0,1196	-0,9307	0,3943	16,1648
Mixed xylene	0,8455	0,1545	-1,3008	0,2723	9,5579
Cumene	0,8255	0,1745	-1,4962	0,2240	7,1900

Komponen	Mol (dari N. Massa)	X_i	Gamma (dari UNIFAC)	$K=(P^{sat}/P)$.gamma	$Y_i=X_i.K$
Benzene	5,0103	0,0090	1.0127	0.9767	0,0088
Air	21,1843	0,0380	9.2491	11.8295	0,4496
Toluene	477,1296	0,8560	1.0019	0.5398	0,4621
Mixed xylene	3,6954	0,0066	1.0063	0.3206	0,0021
Cumene	50,3777	0,0904	1.0166	0.2436	0,0220
Total					0,9446 ≈ 1

Dengan demikian diperoleh:

T_{dew} = 562,1 K

T_{bubble} = 521 K

T^{sat} untuk campuran masuk reaktor = $\frac{T_{dew} + T_{bubble}}{2}$ = 541,55 K

<u>Menghitung entalpi masuk untuk tiap-tiap komponen:</u>

Persamaan yang digunakan:

1. $\Delta H = m \cdot Cp_{real\ gas} \cdot \Delta T$

dimana:

$Cp_{real\ gas}$ dicari dengan persamaan:

$Cp_{real\ gas}$ (non ideal) = $Cp^0 + \Delta Cp$ (Prausnitz, p.121)

$\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega.(\Delta Cp)^1$

Harga $(\Delta Cp)^0$ dan $(\Delta Cp)^1$ diperoleh dari Tabel 5-8 dan Tabel 5-9, Prausnitz, pp.122-125.

Sedangkan Cp^0 gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data-data CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D diperoleh dari Tabel B.1.

2. $\Delta H = m \cdot \lambda$

   dimana:

   λ dicari dengan persamaan:

   $\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

   Data ΔH_v pada titik didih normalnya didapat dari Himmelblau, Lampiran D, p.212-217.

   Pada suhu tertentu, ΔH_v dicari dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1}\left(\frac{1-T_{r2}}{1-T_{r1}}\right)^n$$

$$n = \left(0{,}00264.\frac{\Delta H_{vb}}{R.T_b}+0{,}8794\right)^{10}$$

(Prausnitz, p.228)

3. $\Delta H = m \cdot C_{pL} \cdot \Delta T$

   dimana:

   Cp_{liquid} dicari dengan persamaan:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

- Benzene

Fase:

Suhu 541,55-633 K = fase gas

Suhu 298-541,55 K = fase cair

Range suhu 541,55-633 K:

T_1 = 541,55 K

T_2 = 633 K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 gas benzene = 154,6546 J/mol.K

Pc = 48,9 bar

Tc = 562,2 K

Pr = P/Pc = 0,6135

Tr = T/Tc = 1,1259

	$(\Delta Cp°/R)^0$	$(\Delta Cp°/R)^1$
Pr = 0,6; Tr =1,1259	1,1730	1,7045
Pr = 0,8; Tr =1.1259	1,9097	2,4672
Pr = 0,6135; Tr =1,1259	1,2227	1,7560

R = 8,314 J/mol.K

ω = 0,212

$\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega.(\Delta Cp)^1$

= (1,2227 x 8,314) + 0,212 x (1,7560 x 8,314)

=13,2607 J/mol.K

$Cp_{real\ gas}$ benzene = $Cp^0 + \Delta Cp$

= 154,6546 J/mol.K + 13,2607 J/mol.K

= 167,9152 J/mol.K

ΔH sensibel gas = $m_{benzene} . Cp_{real\ gas} . \Delta T$

= 5,0103 kgmol/hari x 167,9152 kJ/kgmol.K x (633-541,55) K

= 76.938,0034 kJ/hari

Perubahan fase (Panas Laten):

$\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

ΔH_{vb} = 30.760 J/mol

T_b = 353,26 K

T_c = 562,2 K

T_{r1} = T_b/T_c = 353,26/643 = 0,6284

T_{r2} = 541,55/562,2 = 0,9633

Pada suhu 541,55 K:

$$n = \left(0{,}00264.\frac{30.760}{8{,}314.353{,}26} + 0{,}8794\right)^{10} = 0{,}3770$$

$$\Delta H_{v2} = 30.760\left(\frac{1-0{,}9633}{1-0{,}6284}\right)^{0{,}3770} = 12.855{,}5573 \text{ J/mol}$$

(Prausnitz, p.228)

ΔH laten = m . λ = 5,0103 kgmol/hari x 12.855,5573 kJ/kgmol

= 64.410,6930 kJ/hari

Range suhu 298-541,55 K:

T_1 = 298 K

T_2 = 541,55 K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 gas benzene = 116,0750 J/mol.K

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1}$$

$$+ 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

Tr = T/Tc dimana Tc = 562,2 K

Tr = 541,55/562,2 = 0,9633

ω = 0,212

Dengan persamaan C_{pL} dari Prausnitz, p. 140 diperoleh:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 21{,}1474$$

C_{pL} benzene = (21,1474 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 116,0750 kJ/kgmol.K

= 291,8945 kJ/kgmol.K

ΔH sensibel liquid = m . C_{pL} . ΔT

= 5,0103 kgmol/hari x 291,8945 kJ/kgmol.K

x (541,55-298) K

= 356.189,4747kJ/hari

ΔH benzene masuk = ΔH sensibel gas + ΔH laten +ΔH sensibel liquid

= 76.938,0034 + 103.763,7983 + 356.189,4747

= 497.538,1710 kJ/hari

Untuk komponen yang lain digunakan cara yang sama seperti perhitungan di atas dan hasil perhitungan ditabelkan pada tabel-tabel berikut ini:

Fase:

Suhu 541,55-633 K = fase gas

Suhu 298-541,55 K = fase cair

Range suhu 541,55-633 K (gas):

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Benzene	154,6546
Air	36,2831
Toluene	239,7805
Para xylene	277,2173
Meta xylene	228,4209
Ortho xylene	230,6372
Ethylbenzene	232,4691
Cumene	271,6873

Komponen	**$(\Delta Cp^o/R)^0$**	**$(\Delta Cp^o/R)^1$**	**ΔCp**
Benzene	1,2227	1,7560	13,2607
Air	0,3024	0,6292	4,3135
Toluene	2,2951	3,4736	26,6772
Para xylene	5,9126	8,2573	71,1254
Meta xylene	5,7482	8,1109	69,7064
Ortho xylene	5,2553	9,6951	69,8889
Ethylbenzene	5,1902	7,6690	63,8732
Cumene	16,6258	11,9823	170,7028

Komponen	**$Cp_{real\ gas} = Cp^0 + \Delta Cp$**	**Mol, kgmol/hari**	**$\Delta H_{sensibel\ gas}$**
Benzene	167,9152	5,0103	76.938,0034
Air	40,5967	21,1843	78.648,2267
Toluene	266,4576	477,1296	11.626.480,8451
Para xylene	348,3426	-	-
Meta xylene	298,1273	-	-
Ortho xylene	300,5261	-	-
Ethylbenzene	296,3423	-	-
Mixed xylene	336,8317$^{(*)}$	3,6954	113.829,4176
Cumene	442,3901	50,3777	2.038.110,4944

Catatan (*):

$$Cp_{real\ gas}\ \text{mixed xylene} = (y.Cp_{real\ gas})_{para\ xylene} + (y.Cp_{real\ gas})_{meta\ xylene} + (y.Cp_{real\ gas})_{ortho\ xylene} + (y.Cp_{real\ gas})_{ethylbenzene}$$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Perubahan fase (Panas laten):

Komponen	$T_{r1}=T_b/T_c$	$T_{r2}=541,55/T_c$	n	ΔH_{v2}
Benzene	0,6284	0,9633	0,3770	12.855,5573
Air	0,5765	0,8366	0,4068	27.590,2959
Toluene	0,6485	0,9151	0,2859	2.331,8774
Para xylene	0,6678	0,8789	0,3778	24.659,9054
Meta xylene	0,6681	0,8776	0,3722	23.731,5458
Ortho xylene	0,6625	0,8592	0,3784	26.436,6283
Ethylbenzene	0,6535	0,8774	0,3799	24.259,0204
Mixed xylene	-	-	-	24.667,6150(*)
Cumene	0,6743	0,8581	0,3784	27.384,8188

Catatan (*) :

ΔH_{v2} untuk mixed xylene diperoleh dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2} \text{ mixed xylene} = (y.\ \Delta H_{v2})_{para\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{meta\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ortho\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ethylbenzene}$$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	Mol, kgmol/hari	$\lambda = \Delta H_{v2}$	$\Delta H_{laten} = mol.\ \lambda$
Benzene	5,0103	12.855,5573	64.410,6930
Air	21,1843	27.590,2959	584.482,2699
Toluene	477,1296	2.331,8774	1.112.607,8317
Mixed xylene	3,6954	24.667,6150	91.155,9431
Cumene	50,3777	27.384,8188	1.379.585,1234

Range suhu 298-541,55 K:

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Benzene	116,0750
Air	34,6704
Toluene	193,3339
Para xylene	223,0659
Meta xylene	174,0827
Ortho xylene	178,0855
Ethylbenzene	177,0449
Cumene	208,0275

Komponen	T_r	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	C_{pL}
Benzene	0,9633	6,6510	291,8945
Air	0,8366	8,0090	133,0666
Toluene	0,9151	10,0194	303,1333
Para xylene	0,8789	8,8187	320,4499
Meta xylene	0,8776	8,8304	271,3781
Ortho xylene	0,8592	8,2810	272,2863
Ethylbenzene	0,8774	8,8255	274,3034
Mixed xylene	-	-	309,1805(*)
Cumene	0,8581	8,2647	302,3160

Catatan (*):

C_{pL} mixed xylene = $(y.C_{pL})_{para\ xylene} + (y.C_{pL})_{meta\ xylene} + (y.C_{pL})_{ortho\ xylene} + (y.C_{pL})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}, kJ/kgmol.K	$\Delta H_{sensibel\ liquid}$
Benzene	5,0103	291,8945	356.172,9973
Air	21,1843	133,0666	686.480,4506
Toluene	477,1296	303,1333	35.224.018,2875
Mixed xylene	3,6954	309,1805	278.252,4813
Cumene	50,3777	302,3160	3.709.099,3810

Menghitung ΔH masuk total:

Komponen	$\Delta H_{sensibel\ gas}$	ΔH_{laten}	$\Delta H_{sensibel\ liquid}$	ΔH total, kJ/hari
Benzene	76.938,0034	104.530,2524	356.172,9973	497.521,6936
Air	78.648,2267	584.482,2699	686.480,4506	1.349.610,9471
Toluene	11.626.480,8451	1.112.607,8317	35.224.018,2875	47.963.106,9643
Mixed xylene	113.829,4176	91.155,9431	278.252,4813	483.237,7669
Cumene	2.038.110,4944	1.379.585,1234	3.709.099,3810	7.126.794,9988
ΔH masuk total				57.420.272,3708

Menghitung panas keluar reaktor:

Suhu keluar reaktor = T_2 = 367 °C = 640 K

Diambil:

Suhu reference = T_1 = 25°C = 298 K

<u>Mencari Suhu Saturated campuran:</u>

Suhu saturated dari campuran diambil dari suhu rata-rata antara suhu embun (*dew temperature*) dan suhu bubble (*bubble temperature*) campuran tersebut.

P^{sat} untuk masing-masing komponen dicari dengan persamaan dari Prausnitz:

$\ln (P_{vp}/P_c) = (1-x)^{-1}[(VP\ A)x + (VP\ B)x^{1,5} + (VP\ C)x^3 + (VP\ D)x^6)$

$x = 1 - T/T_c$ (Prausnitz, p.657)

Data-data VP A, VP B, VP C dan VP D diperoleh dari Tabel B.3. sedangkan data Pc dan Tc diperoleh dari Tabel B.2.

Trial: T_{dew} = 289,1°C = 562,1 K

Dengan persamaan P^{sat} dari Prausnitz, p. 657 diperoleh hasil perhitungan sebagai berikut:

Komponen	**T_{dew}/T_c**	**$X=1-(T/T_c)$**	**$\ln(P^{sat}/P_c)$**	**P^{sat}/P_c**	**P_{sat}, bar**
Benzene	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000	48,9000
Air	0,8685	0,1315	-1,1025	0,3320	73,4445
Toluene	0,9500	0,0500	-0,3677	0,6923	28,3846
Mixed xylene	0,9124	0,0876	-0,6928	0,5001	17,5552
Cumene	0,8908	0,1092	-0,8726	0,4179	13,4132

Komponen	**Mol (dari N. Massa)**	**Y_i**	**Gamma (dari UNIFAC)**	**$K=(P^{sat}/P)$.gamma**	**$X_i=Y_i/K$**
Benzene	194,2967	0,3486	1,0122	1,6499	0,2113
Air	21,1843	0,0380	8,6118	20,9625	0,0018
Toluene	74,3754	0,1334	1,0018	0,9424	0,1416
Mixed xylene	241,3446	0,4330	1,0057	0,5851	0,7400
Cumene	26,1963	0,0470	1,0146	0,4510	0,1042
Total					1,1988 ≈ 1

Trial: T_{bubble} = 244°C = 517 K

Dengan persamaan P^{sat} dari Prausnitz, p. 657 diperoleh hasil perhitungan sebagai berikut:

Komponen	T_{bubble}/T_c	$x=1-(T/T_c)$	$\ln(P^{sat}/P_c)$	P^{sat}/P_c	P_{sat}, bar
Benzene	0,9196	0,0804	-0,5789	0,5605	27,4079
Air	0,7987	0,2013	-1,8204	0,1620	35,8244
Toluene	0,8736	0,1264	-0,9897	0,3717	15,2394
Mixed xylene	0,8390	0,1610	-1,3649	0,2554	8,9649
Cumene	0,8192	0,1808	-1,5622	0,2097	6,7304

Komponen	Mol (dari N. Massa)	X_i	Gamma (dari UNIFAC)	$K=(P^{sat}/P)$.gamma	$Y_i=X_i.K$
Benzene	194,2967	0,3486	1,0128	0,9253	0.3225
Air	21,1843	0,0380	9,3653	11,1835	0.4250
Toluene	74,3754	0,1334	1,0019	0,5089	0.0679
Mixed xylene	241,3446	0,4330	1,0065	0,3008	0.1302
Cumene	26,1963	0,0470	1,0169	0,2281	0.0107
Total					0,9564 ≈ 1

Dengan demikian diperoleh:

T_{dew} = 562,1 K

T_{bubble} = 517 K

T^{sat} untuk campuran keluar reaktor = $\frac{T_{dew} + T_{bubble}}{2}$ = 539,55 K

Menghitung entalpi keluar untuk tiap-tiap komponen:

Persamaan yang digunakan:

1. $\Delta H = m \cdot Cp_{real\ gas} \cdot \Delta T$

dimana:

$Cp_{real\ gas}$ dicari dengan persamaan:

$Cp_{real\ gas}$ (non ideal) = $Cp^0 + \Delta Cp$ (Prausnitz, p.121)

$\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega.(\Delta Cp)^1$

Harga $(\Delta Cp)^0$ dan $(\Delta Cp)^1$ diperoleh dari Tabel 5-8 dan Tabel 5-9, Prausnitz, pp.122-125.

Sedangkan Cp^0 gas dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data-data CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D diperoleh dari Tabel B.1.

2. $\Delta H = m\ .\ \lambda$

   dimana:

   λ dicari dengan persamaan:

   $\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

   Data ΔH_v pada titik didih normalnya didapat dari Himmelblau, Lampiran D, p.212-217.

   Pada suhu tertentu, ΔH_v dicari dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1}\left(\frac{1-T_{r2}}{1-T_{r1}}\right)^n$$

$$n = \left(0{,}00264.\frac{\Delta H_{vb}}{R.T_b} + 0{,}8794\right)^{10}$$

(Prausnitz, p.228)

3. $\Delta H = m\ .\ C_{pL}\ .\ \Delta T$

   dimana:

   Cp_{liquid} dicari dengan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

- Benzene

Fase:

Suhu 539,55-640 K = fase gas

Suhu 298-539,55 K = fase cair

Range suhu 539,55-640 K:

$T_1 = 539,55$ K

$T_2 = 640$ K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 gas benzene = 155,1119 J/mol.K

Pc = 48,9 bar

Tc = 562,2 K

Pr = P/Pc = 0,6135

Tr = T/Tc = 1,1384

	$(\Delta Cp^\circ/R)^0$	$(\Delta Cp^\circ/R)^1$
Pr = 0,6; Tr =1,1384	1,1134	1,5779
Pr = 0,8; Tr =1.1384	1,7855	2,2501
Pr = 0,6135; Tr =1,1384	1,1588	1,6232

R = 8,314 J/mol.K

ω = 0,212

$\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega.(\Delta Cp)^1$

$= (1,1885 \times 8,314) + 0,212 \times (1,6232 \times 8,314)$

= 12,4954 J/mol.K

$Cp_{real\ gas}$ benzene = $Cp^0 + \Delta Cp$

= 155,3914 J/mol.K + 12,4954 J/mol.K

= 167,6073 J/mol.K

ΔH sensibel gas = $m_{benzene} \cdot Cp_{real\ gas} \cdot \Delta T$

= 194,2967 kgmol/hari x 167,6073 kJ/kgmol.K x (640-539,55) K

= 3.271.209,4072 kJ/hari

Perubahan fase (Panas Laten):

$\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

ΔH_{vb} = 30.760 J/mol

T_b = 353,26 K

T_c = 562,2 K

T_{r1} = T_b/T_c = 353,26/562,2 = 0,6284

T_{r2} = 539,55/562,2 = 0,9597

Pada suhu 541,55 K:

$$n = \left(0{,}00264.\frac{30.760}{8{,}314.353{,}26} + 0{,}8794\right)^{10} = 0{,}3770$$

$$\Delta H_{v2} = 30.760\left(\frac{1-0{,}9597}{1-0{,}6284}\right)^{0{,}3770} = 13.311{,}4587 \text{ J/mol}$$

(Prausnitz, p.228)

ΔH laten = m . λ = 194,2967 kgmol/hari x 13.311,4587 kJ/kgmol

= 2.586.372,9669 kJ/hari

Range suhu 298-541,55 K:

T_1 = 298 K

T_2 = 539,55 K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 gas benzene = 115,8326 J/mol.K

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

Tr = T/Tc dimana Tc = 562,2 K

Tr = 539,55/562,2 = 0,9597

ω = 0,212

Dengan persamaan C_{pL} dari Prausnitz, p. 140 diperoleh:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 15{,}2112$$

C_{pL} benzene = (15,2112 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 115,8326 kJ/kgmol.K

= 242,2981 kJ/kgmol.K

ΔH sensibel liquid = m . C_{pL} . ΔT

= 194,2967 kgmol/hari x 242,2981 kJ/kgmol.K

x (539,55-298) K

= 11.371.626,9452 kJ/hari

Untuk komponen yang lain digunakan cara yang sama seperti perhitungan di atas dan hasil perhitungan ditabelkan pada tabel-tabel berikut ini:

Fase:

Suhu 539,55-643 K = fase gas

Suhu 298-539,55 K = fase cair

Range suhu 539,55-643 K (gas):

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Benzene	155,1119
Air	36,3102
Toluene	240,3486
Para xylene	277,8813
Meta xylene	229,0809
Ortho xylene	231,2802
Ethylbenzene	233,1239
Cumene	272,4466

Komponen	$(\Delta Cp°/R)^0$	$(\Delta Cp°/R)^1$	ΔCp
Benzene	1,1588	1,6232	12,4954
Air	0,2918	0,5946	4,1261
Toluene	1,9154	3,1326	22,7745
Para xylene	4,9489	5,9336	56,9318
Meta xylene	4,8647	5,9241	56,4522
Ortho xylene	4,5330	6,5633	55,4221
Ethylbenzene	4,4599	5,7671	52,6626
Cumene	13,9014	8,0074	137,2795

Komponen	$Cp_{real\ gas} = Cp^0 + \Delta Cp$	Mol, kgmol/hari	$\Delta H_{sensibel\ gas}$
Benzene	167,6073	194,2967	3.271.209,4072
Air	40,4363	21,1843	86.047,2124
Toluene	263,1231	74,3754	1.965.796,5329
Para xylene	334,8131	-	-
Meta xylene	285,5331	-	-
Ortho xylene	286,7022	-	-
Ethylbenzene	285,7866	-	-
Mixed xylene	323,4624(*)	241,3446	7.841.719,4403
Cumene	409,7261	26,1963	1.078.161,7899

Catatan (*):

$$Cp_{real\ gas}\ \text{mixed xylene} = (y.Cp_{real\ gas})_{para\ xylene} + (y.Cp_{real\ gas})_{meta\ xylene} + (y.Cp_{real\ gas})_{ortho\ xylene} + (y.Cp_{real\ gas})_{ethylbenzene}$$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

***Perubahan fase (Panas laten)*:**

Komponen	$T_{r1}=T_b/T_c$	$T_{r2}=539{,}55/T_c$	n	ΔH_{v2}
Benzene	0,6284	0,9597	0,3770	13.311,4587
Air	0,5765	0,8335	0,4068	27.801,4042
Toluene	0,6485	0,9117	0,2859	2.358,0390
Para xylene	0,6678	0,8756	0,3778	24.907,4810
Meta xylene	0,6681	0,8743	0,3722	23.963,4628
Ortho xylene	0,6625	0,8560	0,3784	26.660,4801
Ethylbenzene	0,6535	0,8742	0,3799	24.500,6717
Mixed xylene	-	-	-	24.911,1850(*)
Cumene	0,6743	0,8549	0,3784	27.614,6359

Catatan (*) :

ΔH_{v2} untuk mixed xylene diperoleh dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2} \text{ mixed xylene} = (y.\ \Delta H_{v2})_{para\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{meta\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ortho\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ethylbenzene}$$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0{,}7677$

$y_{meta\ xylene} = 0{,}1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0{,}0787$

$y_{ethylbenzene} = 0{,}0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	Mol, kgmol/hari	$\lambda = \Delta H_{v2}$	$\Delta H_{laten} = mol.\ \lambda$
Benzene	194,2967	13.311,4587	2.586.372,9669
Air	21,1843	27.801,4042	588.954,4591
Toluene	74,3754	2.358,0390	175.380,2017
Mixed xylene	241,3446	24.911,1850	6.012.179,5402
Cumene	26,1963	27.614,6359	723.402,0078

Range suhu 298-541,55 K:

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Benzene	115,8326
Air	34,6611
Toluene	193,0440
Para xylene	222,7280
Meta xylene	173,7429
Ortho xylene	177,7574
Ethylbenzene	176,6962
Cumene	207,6279

Komponen	T_r	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	C_{pL}
Benzene	0,9597	15,2112	242,2981
Air	0,9887	7,0163	92,9949
Toluene	1,0814	8,3050	262,0916
Para xylene	1,0386	6,9006	280,0998
Meta xylene	1,0371	6,8888	231,0165
Ortho xylene	1,0154	6,4471	231,3587
Ethylbenzene	1,0369	6,8844	233,9331
Mixed xylene	-	-	268,7830(*)
Cumene	1,0141	6,4359	261,1362

Catatan (*):

C_{pL} mixed xylene = $(y.C_{pL})_{para\ xylene} + (y.C_{pL})_{meta\ xylene}$

$+ (y.C_{pL})_{ortho\ xylene} + (y.C_{pL})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0{,}7677$

$y_{meta\ xylene} = 0{,}1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0{,}0787$

$y_{ethylbenzene} = 0{,}0200$

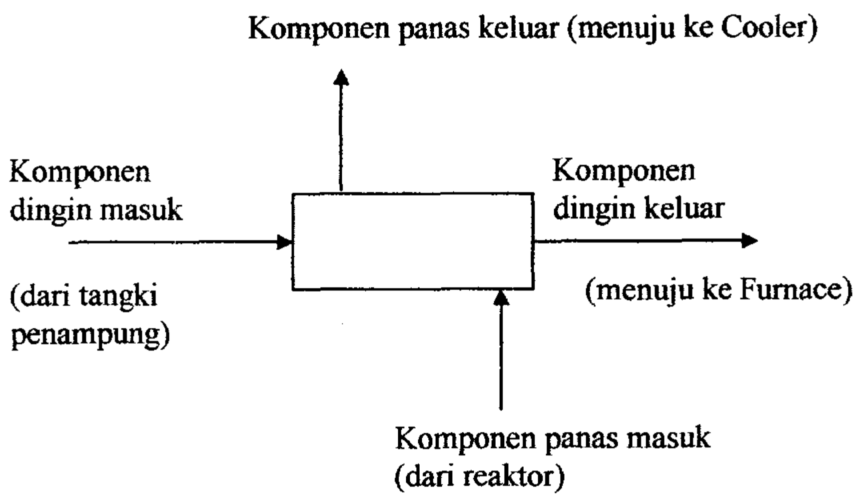
(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}, kJ/kgmol.K	$\Delta H_{sensibel\ liquid}$
Benzene	194,2967	242,2981	11.371.626,9452
Air	21,1843	92,9949	475.862,2030
Toluene	74,3754	262,0916	4.708.577,3296
Mixed xylene	241,3446	268,7830	15.669.184,6109
Cumene	26,1963	261,1362	1.652.397,6306

Menghitung ΔH keluar total:

Komponen	$\Delta H_{sensibel\ gas}$	ΔH_{laten}	$\Delta H_{sensibel\ liquid}$	ΔH total, kJ/hari
Benzene	3.271.209,4072	2.586.372,9669	11.371.626,9452	17.229.209,3194
Air	86.047,2124	588.954,4591	475.862,2030	1.150.863,8745
Toluene	1.965.796,5329	175.380,2017	4.708.577,3296	6.849.754,0642
Mixed xylene	7.841.719,4403	6.012.179,5402	15.669.184,6109	29.523.083,5914
Cumene	1.078.161,7899	723.402,0078	1.652.397,6306	3.453.961,4282
ΔH keluar total				58.206.872,2778

NERACA PANAS PADA HEAT EXCHANGER (E-130)



Komponen:

Komponen Panas	**Mol, kgmol/hari**
Benzene	194,2967
Air	21,1843
Toluene	74,3754
Mixed xylene	241,3446
Cumene	26,1963
Total	**560,8460**

Komponen Dingin	**Mol, kgmol/hari**
Benzene	5,0103
Air	21,1843
Toluene	477,1296
Mixed xylene	3,6954
Cumene	50,3777
Total	**560,8460**

Komponen Panas Masuk

Suhu masuk HE = suhu keluar reaktor = 367°C = 640 K

Fase komponen masuk = gas

Suhu reference = 25°C = 298 K

Panas komponen panas masuk HE = panas keluar reaktor

= 58.206.872,2778 kJ/hari

Komponen Panas Keluar

Suhu keluar HE = 330°C = 603 K

Fase komponen keluar = gas

Suhu reference = 25°C = 298 K

Suhu dew = 289,1°C = 562,1 K (dari neraca panas reaktor)

Suhu bubble = 244°C = 517 K (dari neraca panas reaktor)

$$\text{Suhu saturated} = \frac{\text{Suhu dew} + \text{Suhu bubble}}{2} = \frac{562{,}1 + 517}{2} = 539{,}55 \text{ K}$$

Range suhu 539,55 – 603 K (Fase gas):

Menghitung Cp gas non ideal (real gas) untuk tiap komponen:

$Cp_{real\ gas}$ dicari dengan persamaan:

$Cp_{real\ gas}$ (non ideal) $= Cp^0 + \Delta Cp$ (Prausnitz, p.121)

$\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega.(\Delta Cp)^1$

Harga $(\Delta Cp)^0$ dan $(\Delta Cp)^1$ diperoleh dari Tabel 5-8 dan Tabel 5-9, Prausnitz, pp.122-125.

Sedangkan Cp^0 dicari dengan persamaan:

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data-data CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D diperoleh dari Tabel B.1.

Untuk contoh perhitungan digunakan komponen benzene sebagai berikut:

- Benzene

  Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 benzene = 151,5787 J/mol.K

  Pc = 48,9 bar

  Tc = 562,2 K

  Pr = P/Pc = 0,6135

  Tr = T/Tc = 1,0726

	$(\Delta Cp^o/R)^0$	$(\Delta Cp^o/R)^1$
Pr = 0,6; Tr =1,0726	1,4895	2,4310
Pr = 0,8; Tr =1,0726	2,6502	3,8845
Pr = 0,6135; Tr =1,0726	1,5678	2,5291

  R = 8,314 J/mol.K

  ω = 0,212

  $\Delta Cp = (\Delta Cp)^0 + \omega.(\Delta Cp)^1$

  = (1,5678 x 8,314) + 0,212 x (2,5291 x 8,314)

  = 17,4926 J/mol.K

  $Cp_{real\ gas}$ benzene = $Cp^0 + \Delta Cp$

  = 151,5787 J/mol.K + 17,4926 J/mol.K

= 169,0714 J/mol.K

Dengan cara yang sama akan didapatkan $Cp_{real\ gas}$ untuk komponen lain dan hasilnya ditabelkan sebagai berikut:

Komponen	**Cp^0 gas**	**ΔCp**	**$Cp_{real\ gas}$**
Benzene	151,5787	17,4926	169,0714
Air	36,1132	5,2993	41,4125
Toluene	235,9827	42,7230	278,7057
Mixed Xylene	261,7184(*)	104,1752	365,8936
Cumene	266,5898	100,2999	366,8897

Catatan (*):

Cp^0 gas mixed xylene dicari dengan persamaan: $\sum_i y_i.Cp_i^0$

ΔCp dicari dengan persamaan: $\sum_i y_i.\Delta Cp_i$

$Cp_{real\ gas}$ mixed xylene = Cp^0 gas mixed xylene + ΔCp mixed xylene

Dimana: i = para xylene, meta xylene, ortho xylene dan ethylbenzene

Menghitung $\Delta H_{sensibel\ gas}$:

- Benzene

  ΔH = m.Cp.ΔT

  = 194,2967 kJ/hari x 169,0714kJ/kgmol.K x (603-539,55)K

  = 2.084.333,2337 kJ/hari

- Air

  ΔH = m.Cp.ΔT

  = 21,1843 kJ/hari x 41,4125 kJ/kgmol.K x (603-539,55)K

  = 55.664,4654 kJ/hari

- Toluene

  ΔH = m.Cp.ΔT

  = 74,3754 kJ/hari x 278,7057 kJ/kgmol.K x (603-539,55)K

  = 1.315.246,2329 kJ/hari

- Mixed xylene

  ΔH = m.Cp.ΔT

  = 241,3446 kJ/hari x 365,8936 kJ/kgmol.K x (603-539,55)K

  = 5.603.043,0553 kJ/hari

- Cumene

  ΔH = m.Cp.ΔT

  = 241,3446kJ/hari x 366,8897 kJ/kgmol.K x (603-539,55)K

  = 609.828,2604 kJ/hari

Panas sensibel gas total $= \sum_i \Delta H_{\text{sensibel gas i}}$

= 9.668.115,2478 kJ/hari

Perubahan fase (Panas Laten):

Sebagai contoh perhitungan digunakan komponen benzene:

$\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

ΔH_{vb} = 30.760 J/mol

T_b = 353,26 K

T_c = 643 K

T_{r1} = T_b/T_c = 353,26/643 = 0,5494

T_{r2} = 539,55/643 = 0,8391

Pada suhu 541,55 K:

$$n = \left(0{,}00264.\frac{30.760}{8{,}314.353{,}26} + 0{,}8794\right)^{10} = 0{,}3770$$

$$\Delta H_{v2} = 30.760 \left(\frac{1-0{,}8391}{1-0{,}5494}\right)^{0,3770} = 20.862{,}9125 \text{ J/mol}$$

(Prausnitz, p.228)

ΔH laten = m . λ = 194,2967 kgmol/hari x 20.862,9125 kJ/kgmol

= 4.053.595,7859 kJ/hari

Untuk komponen lain digunakan cara yang sama dan hasilnya ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	$T_{r1}=T_b/T_c$	$T_{r2}=539{,}55/T_c$	n	ΔH_{v2}
Benzene	0,5494	0,8391	0,3770	20.862,9125
Air	0,5765	0,8335	0,4068	27.801,4042
Toluene	0,6485	0,9117	0,2859	2.358,0390
Para xylene	0,6678	0,8756	0,3778	24.907,4810
Meta xylene	0,6681	0,8743	0,3722	23.963,4628
Ortho xylene	0,6625	0,8560	0,3784	26.660,4801
Ethylbenzene	0,6535	0,8742	0,3799	24.500,6717
Mixed xylene	-	-	-	24.911,1137(*)
Cumene	0,6743	0,8549	0,3784	27.614,6359

Catatan (*) :

ΔH_{v2} untuk mixed xylene diperoleh dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2} \text{ mixed xylene} = (y.\ \Delta H_{v2})_{\text{para xylene}} + (y.\ \Delta H_{v2})_{\text{meta xylene}} + (y.\ \Delta H_{v2})_{\text{ortho xylene}} + (y.\ \Delta H_{v2})_{\text{ethylbenzene}}$$

dimana: $y_{\text{para xylene}} = 0{,}7677$

$y_{\text{meta xylene}} = 0{,}1336$

$y_{\text{ortho xylene}} = 0{,}0787$

$y_{\text{ethylbenzene}} = 0{,}0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	Mol, kgmol/hari	$\lambda = \Delta H_{v2}$	$\Delta H_{laten} = \text{mol.}\ \lambda$
Benzene	194,2967	20.862,9125	4.053.595,7859
Air	21,1843	27.801,4042	588.954,4591
Toluene	74,3754	2.358,0390	175.380,2017
Mixed xylene	241,3446	24.911,1137	6.012.162,3307
Cumene	26,1963	27.614,6359	723.402,0078

Panas laten total $= \sum_i \Delta H_{\text{laten i}}$

$= 11.553.494,7852$ kJ/hari

Range suhu 298 – 539,55 K:

Sebagai contoh perhitungan digunakan komponen Benzene:

$T_1 = 298$ K

$T_2 = 539,55$ K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 gas benzene = 115,8326 J/mol.K

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1,45 + 0,45(1-T_r)^{-1} + 0,25\omega[17,11 + 25,2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1,742(1-T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

Tr = T/Tc dimana Tc = 643 K

Tr = 539,55/647,3 = 0,8391

ω = 0,212

Dengan persamaan C_{pL} dari Prausnitz, p. 140 diperoleh:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6,5934$$

C_{pL} benzene = (6,5934 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 115,8326 kJ/kgmol.K

= 170,6500 kJ/kgmol.K

ΔH sensibel liquid $= m \cdot C_{pL} \cdot \Delta T$

= 194,2967 kgmol/hari x 170,6500 kJ/kgmol.K x (539,55-298) K

= 8.009.008,0259 kJ/hari

Untuk komponen lain digunakan cara yang sama dan hasilnya ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	**Cp^0 gas, J/mol.K**
Benzene	115,8326
Air	34,6611
Toluene	193,0440
Para xylene	222,7280
Meta xylene	173,7429
Ortho xylene	177,7574
Ethylbenzene	176,6962
Cumene	207,6279

Komponen	T_r	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	C_{pL}
Benzene	0,8391	6,5934	170,6500
Air	0,8335	7,9550	100,7993
Toluene	0,9117	9,7783	274,3411
Para xylene	0,8756	8,7061	295,1103
Meta xylene	0,8743	8,7203	246,2435
Ortho xylene	0,8560	8,2023	245,9515
Ethylbenzene	0,8742	8,7156	249,1579
Mixed xylene	-	-	283,7949(*)
Cumene	0,8549	8,1875	275,6986

Catatan (*):

$$C_{pL} \text{ mixed xylene} = (y.C_{pL})_{\text{para xylene}} + (y.C_{pL})_{\text{meta xylene}} + (y.C_{pL})_{\text{ortho xylene}} + (y.C_{pL})_{\text{ethylbenzene}}$$

dimana: $y_{\text{para xylene}} = 0,7677$

$y_{\text{meta xylene}} = 0,1336$

$y_{\text{ortho xylene}} = 0,0787$

$y_{\text{ethylbenzene}} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}, kJ/kgmol.K	$\Delta H_{sensibel\ liquid}$
Benzene	194,2967	170,6500	8.009.008,0259
Air	21,1843	100,7993	515.797,6145
Toluene	74,3754	274,3411	4.928.644,9239
Mixed xylene	241,3446	283,7949	16.544.330,5417
Cumene	26,1963	275,6986	1.744.544,1743

Panas sensibel liquid total $= \sum_i \Delta H_{sensibel\ liquid\ i}$

= 31.742.325,2804 kJ/hari

Panas komponen panas keluar HE = Panas sensibel gas + Panas laten + Panas sensibel liquid

= 9.668.115,2478 + 11.553.494,7852 + 31.742.325,2804

= 52.963.935,3134 kJ/hari

Komponen Dingin Masuk

Suhu masuk HE = Suhu campuran keluar dari mixing pada pipa

= 46,0868°C = 319,0868 K

Fase komponen masuk = cair

Suhu reference = 25°C = 298 K

Panas komponen dingin masuk HE = Panas keluar mixing pada pipa

= 2.414.436,8850 kJ/hari

Panas Hilang

Diasumsi: panas hilang = 5 % dari panas masuk

= 0,05 x (58.013.388,6201 + 2.414 436,8850)

= 3.021.391,2753 kJ/hari

Neraca Panas HE

Panas komponen panas masuk + Panas komponen dingin masuk = Panas komponen panas keluar + Panas komponen dingin keluar + Panas hilang

58.206.872,2778 + 2.414.436,8850 = 52.963.935,3134 + Panas komponen dingin keluar + 3.021.391,2753
Panas komponen dingin keluar = 4.862.126,9507 kJ/hari

Komponen Dingin Keluar

Trial: suhu komponen dingin keluar HE = 63,335°C = 336,335 K

Fase komponen = cair

Suhu reference = 25°C = 298 K

Dengan cara yang sama seperti perhitungan komponen dingin masuk (pada neraca panas mixing), maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}	$\Delta H = m.C_{pL}.\Delta T$
Benzene	5,0103	133.9171	25.721,6345
Air	21,1843	95.6260	77.658,0681
Toluene	477,1296	220,7978	4.038.560,0526
Mixed xylene	3,6954	231.9142	32.853,4298
Cumene	50,3777	233,7966	451.515,2065
Total			4.626.308,3913

(Trial cocok)

NERACA PANAS FURNACE (Q-210)

Panas masuk furnace = panas keluar pompa ≅ panas komponen dingin keluar HE

= 4.626.308,3913 kJ

Panas keluar furnace = panas masuk reaktor = 57.420.272,3708 kJ

Panas pembakaran = 57.420.272,3708 – 4.626.308,3913 = 52.793.963,9794 kJ

Bahan bakar yang digunakan Residu dengan heating value = 42.500 kJ/kg (Ulrich, hal 45)

Massa bahan bakar yang dibutuhkan = 52.793.963,9794/Hv = 1.242,2109 kg

NERACA PANAS PADA EXPANDER (N-230)

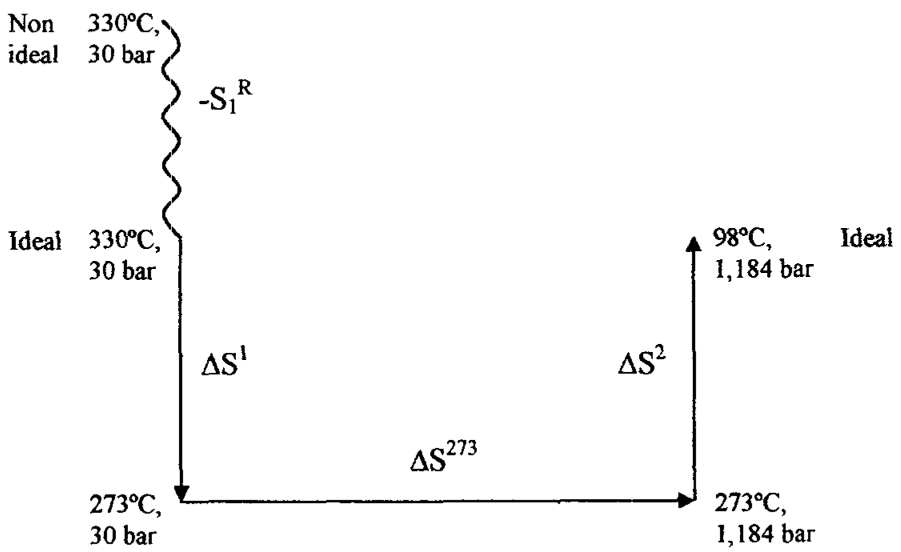
Panas masuk expander = panas komponen panas keluar HE

= 52.963.935,3134 kJ/hari

Menghitung Entalpi Komponen Keluar Expander :

$\Delta S = 0$ (proses isentropis), maka :

$S_{masuk} = S_{keluar} \cdot (X_l + X_v)$



- **Menghitung S_1^R**

  Persamaan yang digunakan:

  $$\frac{S^R}{R} = \frac{(S^R)^0}{R} + \omega\frac{(S^R)^1}{R}$$ (Smith & Van Ness, p. 206)

  Data $\frac{(S^R)^0}{R}$ dan $\frac{(S^R)^1}{R}$ diperoleh dari Tabel E.9 dan Tabel E.10, Smith & Van Ness, pp. 658-659.

  - <u>Toluene</u>

    Pc = 41 bar

    Tc = 591,8 K

    Pr = P/Pc = 0,7317

    Tr = T/Tc = 1,0189

	$(S_1^R/R)^0$	$(S_1^R/R)^1$
Pr = 0,6; Tr =1,0696	-0,4930	-0,4521
Pr = 0,8; Tr =1,0696	-0,5561	-0,8152
Pr = 0,7317; Tr = 1,0696	-0,6698	-0,7267

R = 8,314 J/mol.K

ω = 0,263

$$\frac{S_1^R}{R} = \frac{\left(S_1^R\right)^0}{R} + \omega\frac{\left(S_1^R\right)^1}{R} = -0,6698 + 0,263.(-0,7267) = -0,8610$$

S_1^R = (-0,8610).(8,314 J/mol.K)

= -7,158 J/mol = -7,158 kJ/kgmol

S_1^R toluene = (-7,158 kJ/kgmol).(kgmol toluene masuk)

= (-7,158 kJ/kgmol).(74,3754 kgmol)

= -26,2158 kJ

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga S_1^R untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini:

Komponen	$(S_1^R/R)^0$	$(S_1^R/R)^1$	S_1^R/R	S_1^R, kJ
Air	-0,1482	-0,1408	-0,1966	-22.413,6391
Cumene	-1,9508	-1,7697	-2,5277	-668.150,4724
Benzene	-0,5662	-0,3441	-0,6392	-14.968,8580
Para -Xylene	-1,178	-0,8994	-1,4667	-21.316,2416
Meta-Xylene	-1,1669	-0,8992	-1,4591	-24.897,4770
Orto-Xylene	-1,1540	-1,0153	-1,4839	-7.184,1007
Ethylbenzene	-1,1297	-0,8796	-1,4156	-3.586,2777
Total				-3.009.485,2867

- **Menghitung ΔS komponen masuk :**

Persamaan yang digunakan:

1. $\Delta S = m \cdot Cp^0 \cdot Ln(T_2/T_1) - R.Ln(P_2/P_1)$

   dimana:

   Cp^0 gas dicari dengan persamaan:

   $CPVAP\ A + CPVAP\ B/2.(T_2+T_1) + CPVAP\ C/3.(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2) + CPVAP\ D/4.(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

   Data-data CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D diperoleh dari Tabel B.1.

2. $\Delta S = m \cdot \lambda/(T_2 - T_1)$

   dimana:

   λ dicari dengan persamaan:

   $\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

   Data ΔH_v pada titik didih normalnya didapat dari Himmelblau, Lampiran D, p.212-217.

   Pada suhu tertentu, ΔH_v dicari dengan persamaan:

   $$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1} \left(\frac{1-T_{r2}}{1-T_{r1}}\right)^n$$

   $$n = \left(0{,}00264.\frac{\Delta H_{vb}}{R.T_b} + 0{,}8794\right)^{10}$$

   (Prausnitz, p.228)

3. $\Delta S = m \cdot C_{pL} \cdot Ln(T_2/T_1)$

   dimana:

   Cp_{liquid} dicari dengan persamaan:

   $$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$

   (Prausnitz, p. 140)

- <u>Toluene</u>

Fase:

Suhu 539,55-603 K = fase gas

Suhu 273-539,55 K = fase cair

Range suhu 539,55-603 K:

$T_1 = 539,55$ K

$T_2 = 603$ K

Cp^0 toluene masuk expander = Cp^0 toluene dari fluida panas keluar HE = 235,9827 J/mol.K

ΔS sensible gas $= m_{toluene} \cdot Cp^0 \cdot Ln(T_2/T_1) - R.Ln(P_2/P_1)$

= 74,3754 kgmol/hari x 235,9827 kJ/kgmol.K x (603-539,55) K

= 26,2158 kJ/hari.K

Perubahan fase (Panas Laten):

$\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

ΔH_{v2} toluene masuk expander = ΔH_{v2} toluene dari fluida panas keluar HE = 2.357,3937 J/mol

ΔS laten = m . $\lambda /(T_2 - T_1)$

$$= \frac{74{,}3754 \text{ kgmol/hari} \times 2.358{,}0390 \text{ kJ/kgmol}}{(603-539{,}55) \text{ K}}$$

= 8,8424 kJ/hari.K

Range suhu 273-539,55 K:

$T_1 = 273$ K

$T_2 = 539,6$ K

C_{pL} toluene masuk expander = C_{pL} toluene dari fluida panas keluar HE = 274,3411 J/mol.K

ΔS sensibel liquid = m . C_{pL} . ΔT

= 74,3754 kgmol/hari x 274,3411 kJ/kgmol.K

x (539,55-273) K

= 160,7926 kJ/hari.K

ΔH toluene masuk = ΔH sensibel gas + ΔH laten +ΔH sensibel liquid

= 26,2158 + 8,8424 + 160,7926

= 203,0088 kJ/hari

Untuk komponen yang lain digunakan cara yang sama seperti perhitungan di atas dan hasil perhitungan ditabelkan pada tabel-tabel berikut ini:

Fase:

Suhu 539,55-603 K = fase gas

Suhu 298-541,55 K = fase cair

Range suhu 539,55 - 603 K (gas):

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K	$\Delta S_{sensibel}$ gas
Toluene	235,9827	26,2158
Air	36,1132	4,0118
Cumene	266,5898	16,8393
Benzene	151,5787	29,6161
Para xylene	272,7905	30,3040
Meta xylene	224,0131	24,8854
Ortho xylene	226,3500	25,1450
Ethylbenzene	228,0725	25,3364
Total		182,3539

***Perubahan fase (Panas Laten)*:**

Komponen	**Mol, kgmol/hari**	**$\lambda = \Delta H_{v2}$**	**$\Delta S_{laten} = m.\ \lambda(T_2/T_1)$**
Toluene	74,3754	2.358,0390	8,8424
Air	21,1843	27.801,4042	104,2616
Cumene	26,1963	27.614,6359	103,5594
Benzene	194,2967	20.862,9125	49,8889
Para xylene	185,2855	24.907,4810	93,4034
Meta xylene	32,2466	23.963,4628	89,8639
Ortho xylene	18,9856	26.660,4801	99,9810
Ethylbenzene	4,8269	24.500,6717	91,8780
Total			641,6786

Catatan (*) :

ΔH_{v2} untuk mixed xylene diperoleh dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2}\text{ mixed xylene} = (y.\ \Delta H_{v2})_{para\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{meta\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ortho\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ethylbenzene}$$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0{,}7677$

$y_{meta\ xylene} = 0{,}1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0{,}0787$

$y_{ethylbenzene} = 0{,}0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Range suhu 273 – 539,55 K:

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}, kJ/kgmol.K	$\Delta S_{sensibel\ liquid}$
Toluene	74,3754	274,3411	160,7926
Air	21,1843	100,7993	24,6061
Benzene	194,2967	170,6500	181,6484
Cumene	26,1963	275,6986	103,2826
Para xylene	185,2855	295,1415	185,8675
Meta xylene	32,2466	246,2742	152,6328
Ortho xylene	18,9856	245,9757	154,2250
Ethylbenzene	4,8269	249,1889	155,3987
Total			1.118,4536

Catatan (*):

C_{pL} mixed xylene = $(y.C_{pL})_{para\ xylene}$ + $(y.C_{pL})_{meta\ xylene}$ + $(y.C_{pL})_{ortho\ xylene}$ + $(y.C_{pL})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene}$ = 0,7677

$y_{meta\ xylene}$ = 0,1336

$y_{ortho\ xylene}$ = 0,0787

$y_{ethylbenzene}$ = 0,0200

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Entropi komponen masuk expander = Entropi sensibel gas + Entropi laten + Entropi sensibel liquid

= 182,3539 + 641,6786 + 1.118,4536

= 2.073,6287 kJ/hari

- **Menghitung ΔS komponen keluar :**

Persamaan yang digunakan :

1. $\Delta S = m \cdot \lambda/(T_2 - T_1)$

dimana:

λ dicari dengan persamaan:

$\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

Data ΔH_v pada titik didih normalnya didapat dari Himmelblau, Lampiran D, p.212-217.

Pada suhu tertentu, ΔH_v dicari dengan persamaan:

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1} \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^n$$

$$n = \left(0{,}00264 . \frac{\Delta H_{vb}}{R . T_b} + 0{,}8794 \right)^{10}$$

(Prausnitz, p.228)

2. $\Delta S = m \cdot C_{pL} \cdot \ln(T_2/T_1)$

dimana:

Cp_{liquid} dicari dengan persamaan:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1 - T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1 - T_r)^{1/3} T_r^{-1} + 1{,}742(1 - T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

- <u>Toluene</u>

Fase:

Suhu 273-371 K = fase cair

Perubahan fase (Panas Laten):

$\lambda = \Delta H_v$ (Prausnitz, p. 110)

$\Delta H_{vb} = 3.500$ J/mol

$T_b = 383{,}78$ K

$T_c = 591{,}8$ K

$T_{r1} = T_b/T_c = 383{,}78/591{,}8 = 0{,}6485$

T_{r2} = 371/591,8 = 0,6269

Pada suhu 371 K:

$$n = \left(0{,}00264.\frac{3.500}{8{,}314.383{,}78} + 0{,}8794\right)^{10} = 0{,}2859$$

$$\Delta H_{v2} = 3.500\left(\frac{1-0{,}6269}{1-0{,}6485}\right)^{0{,}3770} = 3.560{,}1632 \text{ J/mol}$$

(Prausnitz, p.228)

ΔH laten = X_v . λ = X_v x 3.560,1632 kJ/kgmol

Untuk komponen lain digunakan cara yang sama dan hasilnya ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	**$T_{r1}=T_b/T_c$**	**$T_{r2}=371/T_c$**	**n**	**ΔH_{v2}**
Benzene	0,6284	0,6599	0,3770	29.748,1658
Air	0,5765	0,5732	0,4068	40.780,0013
Toluene	0,6485	0,6269	0,2859	3.560,1632
Para xylene	0,6678	0,6021	0,3778	38.649,0001
Meta xylene	0,6681	0,6012	0,3722	36.831,7291
Ortho xylene	0,6625	0,5886	0,3784	39.662,9350
Ethylbenzene	0,6535	0,6011	0,3799	37.978,8357
Mixed xylene	-	-	-	38.472,549 (*)
Cumene	0,6743	0,5879	0,3784	40.993,5557

Catatan (*) :

ΔH_{v2} untuk mixed xylene diperoleh dengan persamaan:

ΔH_{v2} mixed xylene = $(y.\ \Delta H_{v2})_{para\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{meta\ xylene}$

$+ (y.\ \Delta H_{v2})_{ortho\ xylene} + (y.\ \Delta H_{v2})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene}$ = 0,7677

$y_{meta\ xylene}$ = 0,1336

$y_{ortho\ xylene}$ = 0,0787

$y_{ethylbenzene}$ = 0,0200

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	$\lambda = \Delta H_{v2}$	$\Delta S_{laten} = X_v.\lambda/(T_2-T_1)$
Benzene	20.862,9125	303,5527
Air	27.801,4042	416,1225
Toluene	2.358,0390	36,3282
Mixed xylene	24.911,1137	392,5770
Cumene	27.614,6359	418,3016
Total		2.736,7794

Range suhu 273-371 K:

$T_1 = 273$ K

$T_2 = 371$ K

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 gas toluene = 154,7204 J/mol.K

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1\text{-}T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1\text{-}T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1\text{-}T_r)^{-1}]$$

(Prausnitz, p. 140)

Tr = T/Tc dimana Tc = 591,8 K

Tr = 371/ 591,8 = 0,5078

ω = 0,263

Dengan persamaan C_{pL} dari Prausnitz, p. 140 diperoleh:

$$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R} = 6{,}2983$$

C_{pL} benzene = (6,2983 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 154,7204 kJ/kgmol.K

= 207,0844 kJ/kgmol.K

ΔS sensibel liquid = $X_L \cdot C_{pL} \cdot \ln(T_2/T_1)$

= X_L x 207,0844 kJ/kgmol.K x Ln(371/273) K

= X_L x 76,3322 kJ/kgmol.K

Untuk komponen lain digunakan cara yang sama dan hasilnya ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	**Cp^0 gas, J/mol.K**
Toluene	154,7204
Air	33,6733
Cumene	153,8587
Benzene	83,1776
Para xylene	178,0348
Meta xylene	128,5192
Ortho xylene	134,2599
Ethylbenzene	129,4997

Komponen	**T_r**	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	**C_{pL}**
Toluene	0,5078	6,2983	207,0844
Air	0,4642	7,8326	98,7932
Cumene	0,4762	7,4516	215,8112
Benzene	0,5345	5,4584	128,5590
Para xylene	0,4877	7,2770	238,5362
Meta xylene	0,4870	7,3592	189,7039
Ortho xylene	0,4768	7,4314	196,0444
Ethylbenzene	0,4869	7,3598	190,6888
Mixed xylene	-	-	227,7120 (*)

Catatan (*):

$$C_{pL} \text{ mixed xylene} = (y.C_{pL})_{para\ xylene} + (y.C_{pL})_{meta\ xylene} + (y.C_{pL})_{ortho\ xylene} + (y.C_{pL})_{ethylbenzene}$$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene}$ = 0,0200

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Komponen	C_{pL}, kJ/kgmol.K	$\Delta S_{sensibel\ liquid} = X_L . C_{pL}.Ln(T_2/T_1)$
Toluene	207,0844	76,3322
Air	98,7932	28,4641
Cumene	215,8112	82,9074
Benzene	128,5590	51,5266
Mixed xylene	227,7120	305,9372
Total		545,1675

Menghitung X_L dan X_v :

$S_{masuk} = S_L.X_L + S_v.X_v$

$X_L + X_v = 1$

2.073,6287 = 545,1675.X_L + 2.736,7794. X_v

2.073,6287 = 545,1675.(1- X_v) + 2.736,7794. X_v

X_v = 0,6974 (teoritis) dan X_L = 0,3026 (teoritis)

- **Menghitung X_v dan X_L aktual :**

H keluar teoritis = H laten + H sensibel liquid

H laten = λ_{total} = 268.204,3860 kJ/kgmol

(λ_{total} diambil dari perhitungan diatas pada T = 371 K)

H sensible liquid = $C_{pL}.\Delta T$ = 106.961,1375 kJ/kgmol

(C_{pL} diperoleh dari C_{pL} diatas pada T = 371 K)

H keluar = 219.414,4638 kJ/kgmol

$\Delta H_{teoritis}$ = H keluar – H masuk = 219.414,4638 - 448.063,5887

= -228.649,1249 kJ/kgmol

Diambil efisiensi expander = 0,55

ΔH_{aktual} = 0,55 x -228.649,1249 = -125.757,0187 kJ/kgmol

H keluar aktual = H masuk + ΔH_{aktual} = 448.063,5887 + (-125.757,0187)

= 322.306,5700 kJ/kgmol

H keluar = $H_L.X_L + H_v.X_v$

$X_L + X_v = 1$

H keluar = 106.961,1375.(1 – Xv) + 268.204,3860.X_v

X_v = 0,8029 (aktual) dan X_L = 0,1971 (aktual)

Menghitung Panas Keluar Expander (aktual):

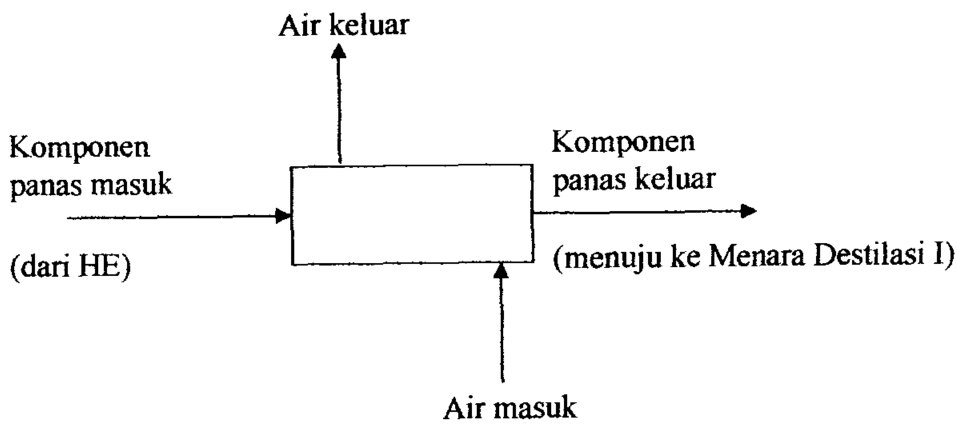
$\Delta H_{laten} = X_v.\lambda$ = 0,8029 x 557,3974 x 268.204,3860 = 13.864.485,9088 kJ/hari

$\Delta H_{sensibel\ liquid} = X_L.\ C_{pL}.\ \Delta T$ = 0,1971 x 557,3974 x 268.204,3860

= 1.483.087,1625 kJ/hari

Panas keluar = 13.864.485,9088 + 1.483.087,1625 = 32.065.986,5282 kJ/hari

NERACA PANAS PADA KONDENSOR (E-250)



Menghitung Entalpi Komponen Panas Masuk Kondensor

Suhu masuk kondensor = suhu keluar expander = 98 °C = 371 K

Fase komponen = gas

Suhu dew = 289,1°C = 562,1 K

Suhu bubble = 244°C = 517 K

Suhu saturated = 539,55 K (dari Neraca Panas HE)

Suhu reference = 25°C = 298 K

P = 1,184 bar

Panas komp. panas masuk kondensor = panas uap komp. panas keluar separator

= 19.871.861,8179 kJ/hari

Menghitung Entalpi Komponen Panas Keluar Kondensor

Suhu keluar kondensor = 98°C = 371 K

Fase komponen = cair

Suhu reference = 25°C = 298 K

Mencari C_{pL} masing-masing komponen

Dengan menggunakan cara yang sama dengan perhitungan C_{pL} pada HE p. B-69, maka didapatkan hasil perhitungan seperti yang ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Benzene	93,4086
Air	33,9325
Toluene	166,5807
Para xylene	191,8762
Meta xylene	142,5838
Ortho xylene	147,7533
Ethylbenzene	144,3416
Cumene	170,6998

Komponen	T_r	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	C_{pL}
Benzene	0,5345	5,4584	128,5590
Air	0,4642	7,8326	98,7932
Toluene	0,5078	6,2983	207,0844
Para xylene	0,4877	7,2770	238,5362
Meta xylene	0,4870	7,3592	189,7039
Ortho xylene	0,4768	7,4314	196,0444
Ethylbenzene	0,4869	7,3598	190,6888
Mixed xylene	-	-	227,7120 (*)
Cumene	0,4762	7,4516	215,8112

Catatan (*):

C_{pL} mixed xylene = $(y.C_{pL})_{para\ xylene} + (y.C_{pL})_{meta\ xylene}$
$+ (y.C_{pL})_{ortho\ xylene} + (y.C_{pL})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene}$ = 0,7677

$y_{meta\ xylene}$ = 0,1336

$y_{ortho\ xylene}$ = 0,0787

$y_{ethylbenzene}$ = 0,0200

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Menghitung Entalpi keluar tiap komponen panas

$\Delta H = m.C_{pL}.\ \Delta T$

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}	$\Delta H = m.C_{pL}.\ \Delta T$
Benzene	156,0038	128,5590	1.464.065,9897
Air	17,0092	98,7932	122.668,9800
Toluene	59,7172	207,0844	902.754,4037
Mixed xylene	193,7793	227,7120	3.221.187,9364
Cumene	21,0334	215,8112	331.365,2460
Total			6.042.042,5558

Menghitung Entalpi Air Masuk Kondensor

Suhu masuk kondensor = 30°C = 303 K

Suhu reference = 25°C = 298 K

T_1 = 298 K

T_2 = 303 K

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Data CPVAP diperoleh dari Tabel B.1.

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 uap air = 33,6733 J/mol.K

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

Tr = T/Tc dimana Tc = 643 K

Tr = 303/647,3 = 0,4681

ω = 0,212

Dengan persamaan C_{pL} dari Prausnitz, p. 140 diperoleh:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 7{,}8004$$

C_{pL} air = (7,8004 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 33,6733 kJ/kgmol.K

= 98,5254 kJ/kgmol.K

ΔH air masuk = m . C_{pL} . ΔT

= m kgmol/hari x 98,5254 kJ/kgmol.K x (303-298) K

= (m_{air} x 492,6270) kJ/hari

Menghitung Entalpi Air Keluar Kondensor

Suhu keluar kondensor = 45°C = 318 K

Suhu reference = 25°C = 298 K

T_1 = 298 K

T_2 = 318 K

CPVAP A + CPVAP B/2.(T_2+T_1) + CPVAP C/3.$(T_2^2+T_1.T_2+T_1^2)$ + CPVAP D/4.$(T_2^2+T_1^2).(T_2+T_1)$ (Prausnitz, p. 657)

Dengan persamaan Cp dari Prausnitz, p. 657 diperoleh harga Cp^0 uap air = 33,7286 J/mol.K

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 1{,}45 + 0{,}45(1-T_r)^{-1} + 0{,}25\omega[17{,}11 + 25{,}2(1-T_r)^{1/3}T_r^{-1} + 1{,}742(1-T_r)^{-1}]$$ (Prausnitz, p. 140)

Tr = T/Tc dimana Tc = 643 K

Tr = 318/647,3 = 0,4913

ω = 0,212

Dengan persamaan C_{pL} dari Prausnitz, p. 140 diperoleh:

$$\frac{C_{pL}-C_p^0}{R} = 7{,}6221$$

C_{pL} air = (7,6221 x 8,314 kJ/kgmol.K) + 33,7286 kJ/kgmol.K

= 97,0987 kJ/kgmol.K

ΔH air keluar = m . C_{pL} . ΔT

= m kgmol/hari x 97,0987 kJ/kgmol.K x (318-298) K

= (m_{air} x 1.941,9739) kJ/hari

Menghitung Panas Hilang

Diasumsi: Panas hilang = 0,05 x (Panas masuk – Panas keluar)$_{komponen\ panas}$

= 0,05 x (19.906.528,4645 - 6.042.042,5558) kJ/hari

= 693.224,2954 kJ/hari

Neraca Panas Kondensor

Entalpi komp. panas masuk + Entalpi air masuk = Entalpi komp. panas keluar + Entalpi air keluar + Panas hilang

19.906.528,4645 + (m_{air} x 492,6270) = 6.042.042,5558 + (m_{air} x 1.941,9739) + 693.224,2954

m_{air} = 5.410,0291 kgmol/hari

maka dapat diperoleh :

ΔH air masuk = 5.410,0291 x 492,6270 = 2.665.126,3847 kJ

ΔH air keluar = 5.410,0291 x 1.941,9739 = 10.506.135,2286 kJ

NERACA PANAS PADA MENARA DESTILASI I (D-310)

Hfeed + Qr =Hdestilat + Hbottom + Qc + Panas hilang

Asumsi panas hilang = 0,05.Qr

Panas Masuk Menara Destilasi 1:

Dari Kondenser E-151 :

Komponen	**Hfeed, kJ**
Toluene	1.179.526,3355
Air	148.309,2386
Cumene	439.584,3538
Benzene	1.973.108,2794
Para-Xylene	3.378.966,3861
Meta-Xylene	473.491,0631
Ortho-Xylene	286.576,8827
Ethylbenzene	71.495,9352
Total Hfeed, kJ	7.951.058,4745

Panas Keluar Menara Destilasi 1:

Destilat

Suhu keluar destilat, T_d = 70 °C = 343 K

- Toluene : 5,1916 kgmol
- Air : 21,1843 kgmol
- Cumene : 0,0043 kgmol
- Benzene : 189,2864 kgmol
- Para-Xylene : 3,1616 kgmol
- Meta-Xylene : 0,5502 kgmol
- Ortho-Xylene : 0,3240 kgmol

- Ethylbenzene : 0,0824 kgmol

$$H = m\times\overline{Cp}\times(T_d - T_{ref})$$

dari $\int_{T_1}^{T_2} \frac{Cp_g}{T_2 - T_1} dT$ dengan $Cp_g = A + B\times T + C\times T^2 + D\times T^3$ dapat diperoleh :

$$\overline{Cp_g} = A+\frac{B}{2}\times(T_d+T_{ref})+\frac{C}{3}\times(T_d^2+T_d\times T_{ref}+T_{ref}^2)+\frac{D}{4}\times(T_d^2+T_{ref}^2)\times(T_d+T_{ref})$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(T_d+T_{ref})}{2}$$

$$Tr = \frac{Td}{Tc}$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1\text{-}Tr)^{-1}+0{,}25.\omega.\left[17{,}11+25{,}2.(1\text{-}Tr)^{1/3}.Tr^{-1}+1{,}742.(1\text{-}Tr)^{-1}\right]$$

<u>Mencari $\overline{Cp_l}$:</u>

Toluene :

Dari Tabel B.1. diperoleh harga CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D.

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35+\frac{0{,}5125}{2}.(343+298)-\frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(343^2+343.298+298^2)+$$

$$\frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(343^2+298^2).(343+298)$$

$$= 161{,}7822 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(343+298)}{2} = 320{,}5 \text{ K}$$

$$Tr = \frac{343}{591{,}8} = 0{,}5416$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1\text{-}0{,}5416)^{-1}+0{,}25.0{,}263.$$

$$\left[17{,}11+25{,}2.(1\text{-}0{,}5166)^{1/3}.0{,}5166^{-1}+1{,}742.(1\text{-}0{,}5166)^{-1}\right]$$

$$= 6{,}1655$$

$$\overline{Cp_l} = (6{,}1655.8{,}314)+161{,}7822 = 213{,}0419 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ untuk komponen lainnya.

Mencari H keluar untuk tiap komponen bagian destilat :

Toluene :

$H_{toluene} = 5{,}1916 \times 213{,}0419 \times (343\text{-}298) = 49.771{,}7388$ kJ

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H keluar untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini

Komponen	$\overline{Cp_l}$ **, kJ/mol.K**	**Hdestilat, kJ**
Toluene	213,9409	49.771,7388
Air	96,7240	92.437,4058
Cumene	225,3416	43,3051
Benzene	136,3269	1.154.743,3008
Para-Xylene	246,1506	34.877,9452
Meta-Xylene	197,4321	4.863,4503
Ortho-Xylene	203,2860	2.949,6596
Ethylbenzene	198,9629	733,4225
Total Hdestilat, kJ		1.340.420,2281

Bottom

Suhu keluar bottom, T_b = 144,25 °C = 417,25 K

- Toluene : 69,1838 kgmol
- Cumene : 26,1920 kgmol
- Benzene : 5,0103 kgmol
- Para-Xylene : 182,1239 kgmol
- Meta-Xylene : 31,6964 kgmol
- Ortho-Xylene : 18,6617 kgmol
- Ethylbenzene : 4,7445 kgmol

Dengan cara yang sama seperti pada bagian destilat, maka dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ dan H keluar untuk komponen-komponen bagian bottom seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_l}$ **, kJ/mol.K**	**Hbottom, kJ**
Toluene	224,2561	1.850.150,6042
Cumene	239,3041	747.441,4648
Benzene	144,9497	86.604,9497
Para-Xylene	257,5550	5.593.651,1608
Meta-Xylene	208,9612	789.830,2171
Ortho-Xylene	214,1350	476.536,4207
Ethylbenzene	211,1460	119.463,3011
Total Hbottom, kJ		9.663.678,1184

Mencari Qc pada Kondensor E-311 :

Tdew = 82 °C = 355 K

Tbubble = 70 °C = 343K

Trata-rata = 76 °C = 349 K = Tsat

Mol tiap komponen keluar kondensor sebagai destilat :

- Toluene : 5,1916 kgmol
- Air : 21,1843 kgmol
- Cumene : 0,0043 kgmol
- Benzene : 189,2864 kgmol
- Para-Xylene : 3,1616 kgmol
- Meta-Xylene : 0,5502 kgmol
- Ortho-Xylene : 0,3240 kgmol
- Ethylbenzene : 0,0824 kgmol

Mencari mol tiap komponen masuk kondensor :

Dari Neraca Massa Menara Destilasi 1 pada Appendix A diperoleh R = 0,8647.

V = D.(1+R)

V = D.(1+0,8647) = 1,8647.D dengan V: mol komponen masuk, maka

Mol tiap komponen masuk kondensor :

- Toluene : 9,6809 kgmol
- Air : 39,5024 kgmol
- Cumene : 0,0080 kgmol
- Benzene : 352,9624 kgmol
- Para-Xylene : 5,8954 kgmol
- Meta-Xylene : 1,0260 kgmol
- Ortho-Xylene : 0,6041 kgmol
- Ethylbenzene : 0,1536 kgmol

Panas masuk kondensor :

T masuk kondensor = 82 °C =355 K

Mencari $\overline{Cp_g}$ dari suhu 355 K sampai dengan 349 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35 + \frac{0{,}5125}{2}.(355+349) - \frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.\left(349^2+355.349+349^2\right) + \frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(355^2+349^2).(355+49)$$

$$= 172{,}6318 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_g}$ untuk komponen lainnya.

Mencari H1 masuk kondensor dari suhu 355 K sampai dengan 349 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$H_{toluene} = 9{,}6809 \times 172{,}6318 \times (355\text{-}349) = 10.027{,}3493$ kJ

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H1 masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_g}$, kJ/mol.K	H1 masuk, kJ
Toluene	172,6318	10.027,3493
Air	34,0676	8.074,5250
Cumene	179,2779	8,6132
Benzene	98,6200	208.854,8439
Para-Xylene	198,9369	7.036,8168
Meta-Xylene	149,7543	921,8983
Ortho-Xylene	154,6347	560,4683
Ethylbenzene	151,8974	139,9708
Total H masuk, kJ		235.624,4855

Mencari ΔHv tiap komponen masuk pada suhu 349 K :

$$\Delta Hv' = \Delta Hvb.\left(\frac{1\text{-}Tr_2}{1\text{-}Tr_1}\right)^n \quad \text{dengan} \quad Tr_1 = \left(\frac{Tb}{Tc}\right), \quad Tr_2 = \left(\frac{Tsat}{Tc}\right) \quad \text{dan}$$

$$n = \left[\left(\frac{0{,}00264.\Delta Hvb}{R.Tb}\right) + 0{,}8974\right]^{10}$$

$$\Delta Hv = m.\Delta Hv'$$

Toluene :

$$Tr_1 = \left(\frac{383{,}78}{591{,}8}\right) = 0{,}6485$$

$$Tr_2 = \left(\frac{349}{591{,}8}\right) = 0{,}5897$$

$$n = \left[\left(\frac{0{,}00264.3500}{8{,}314.349}\right) + 0{,}8974\right]^{10} = 0{,}2859$$

$$\Delta Hv' = 3.500 \times \left(\frac{1\text{-}0{,}5897}{1\text{-}0{,}6485}\right)^{0.2859} = 3.658{,}1476 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta Hv = 9{,}6809.3658{,}1476 = 35.414{,}0352 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga ΔHv untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**ΔHv, kJ**
Toluene	35.414,0352
Air	1.661.910,1380
Cumene	338,4895
Benzene	10.917.025,2784
Para-Xylene	235.367,8456
Meta-Xylene	39.013,5124
Ortho-Xylene	24.709,2296
Ethylbenzene	6.025,5547
Total Hv, kJ	12.919.804,0835

Mencari $\overline{Cp_l}$ dari suhu 349 K sampai dengan 298 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35 + \frac{0{,}5125}{2}.(298+349) - \frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(298^2+298.349+349^2) + \frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(298^2+349^2).(298+349)$$

$$= 162{,}8204 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(349+298)}{2} = 323{,}5 \text{ K}$$

$$\text{Tr} = \frac{323{,}5}{591{,}8} = 0{,}5466$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1-0{,}5466)^{-1} + 0{,}25.0{,}263.\left[17{,}11+25{,}2.(1-0{,}5466)^{1/3}.0{,}5466^{-1}+1{,}742.(1-0{,}5466)^{-1}\right]$$

$$=6{,}1487$$

$$\overline{Cp_l} = (6{,}1487.8{,}314)+162{,}8204 = 213{,}9409 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ untuk komponen lainnya.

Mencari H2 masuk kondensor dari suhu 349 K sampai dengan 298 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$H_{toluene} = 9{,}6809 \times 213{,}9409 \times (349\text{-}298) = 105.627{,}7655$ kJ

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H2 masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_l}$, **kJ/mol.K**	**H2 masuk, kJ**
Toluene	213,9409	105.627,7655
Air	96,7240	194.862,5271
Cumene	225,3416	92,0236
Benzene	136,3269	2.454.031,0319
Para-Xylene	246,1506	74.008,3558
Meta-Xylene	197,4321	10.330,9509
Ortho-Xylene	203,2860	6.262,8257
Ethylbenzene	198,9629	1.558,3970
Total H masuk, kJ		2.846.773,8774

Mencari total H masuk kondensor tiap komponen :

Hmasuk = H1 masuk + ΔHv + H2 masuk

Toluene :

Hmasuk = 10.027,3493+35.414,0352+105.627,7655 = 151.069,1500 kJ

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	H masuk, kJ
Toluene	151.069,1500
Air	1.864.847,1901
Cumene	439,1264
Benzene	13.579.911,1542
Para-Xylene	316.413,0182
Meta-Xylene	50.266,3616
Ortho-Xylene	31.532,5235
Ethylbenzene	7.723,9225
Total H masuk kondensor, kJ	16.002.202,4465

Panas keluar kondensor :

T keluar kondensor = 70 °C = 343 K

Mencari H keluar kondensor dari suhu 343 K sampai dengan 298 K tiap komponen keluar :

Toluene :

$H_{toluene} = 9,6809 \times 213,0419 \times (343\text{-}298) = 92.809,3613$ kJ, harga $\overline{Cp_l}$ diambil dari perhitungan $\overline{Cp_l}$ tiap komponen pada bagian destilat.

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H keluar kondensor untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**H keluar, kJ**
Toluene	105.627,7655
Air	194.862,5271
Cumene	92,0236
Benzene	2.454.031,0319
Para-Xylene	74.008,3558
Meta-Xylene	10.330,9509
Ortho-Xylene	6.262,8257
Ethylbenzene	1.558,3970
Total H keluar kondensor, kJ	2.499.481,5993

Qc = Total H masuk-Total H keluar

Qc = 16.002.202,4465 - 2.499.481,5993 = 13.340.420,2281 kJ

<u>Mencari massa fluida pendingin yang dibutuhkan untuk memenuhi beban kondensor:</u>

Qc = 13.340.420,2281 kJ

Fluida pendingin yang digunakan adalah air dengan :

T air pendingin masuk = 30 °C

T air pendingin keluar = 45 °C

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{Qc}{Cp_l.\Delta T} = \frac{13.340.420,2281}{4,181.(45\text{-}30)} = 215.302,8916 \text{ kg}$$

<u>Panas air pendingin masuk kondensor :</u>

Hair pendingin masuk = massa air pendingin×Cp_l×(Tair pendingin masuk-Tref)

Hair pendingin masuk = 215.302,8916×4,181×(30-25) = 4.500.906,9490 kJ

<u>Panas air pendingin keluar kondensor :</u>

Hair pendingin keluar = massa air pendingin×Cp_l×(Tair pendingin keluar-Tref)

Hair pendingin keluar = 215.302,8916×4,181×(45-25) = 18.003.627,7962 kJ

Mencari Qr Reboiler (E-313) :

Hfeed + Qr = Hdestilat + Hbottom + Qc + Panas hilang

7.951.058,4745 + Qr = 1.340.420,2281 + 9.663.678,1184 + 13.502.720,8471 + 0,05.Qr

Qr = 17.427.116,5465 kJ

Panas hilang = 0,05×17.427.116,5465 = 871.355,8273 kJ

<u>Mencari massa steam yang dibutuhkan untuk memenuhi beban reboiler :</u>

Qr = 17.247.116,5465 kJ

Steam yang digunakan adalah saturated steam.

Psteam diambil 17 bar, Tsat = 204 °C.

Dari Appendix A.3, Geankoplis untuk P = 17 bar dan T = 204 °C diperoleh harga:

Hsaturated vapor = 2793,2 kJ/kg

Hsaturated liquid = 870,5 kJ/kg

λ = Hsat.vapor – Hsat.liquid = 1922,7 kJ/kg

$$\text{Massa steam} = \frac{Qr}{\lambda} = \frac{17.427.116,5465}{1922,7} = 9.063,8771 \text{ kg}$$

<u>Panas steam masuk reboiler :</u>

Hsteam masuk = massa steam×Hsat.vapor

Hsteam masuk = 9.063,8771×2793,2 = 25.317.221,5830 kJ

<u>Panas steam keluar reboiler :</u>

Hsteam keluar = massa steam×Hsat.liquid

Hsteam keluar = 9.063,8771×870,5 = 7.890.105,0365 kJ

NERACA PANAS PADA MENARA DESTILASI II (D-320)

Hfeed + Qr = Hdestilat + Hbottom + Qc + Panas hilang

Asumsi panas hilang = 0,05.Qr

Panas Masuk Menara Destilasi 2:

Dari Bottom Menara Destilasi 1 D-170 :

Komponen	**Hfeed, kJ**
Toluene	1.850.150,6042
Cumene	747.441,4648
Benzene	86.604,9497
Para-Xylene	5.593.651,1608
Meta-Xylene	789.830,2171
Ortho-Xylene	476.536,4207
Ethylbenzene	119.463,3011
Total Hfeed, kJ	9.663.678,1184

Panas Keluar Menara Destilasi 2:

<u>Destilat</u>

Suhu keluar destilat, T_d = 107,6 °C = 380,6 K

- Toluene : 5,0103 kgmol
- Benzene : 66,7982 kgmol
- Para-Xylene : 2,6355 kgmol
- Meta-Xylene : 0,4587 kgmol
- Ortho-Xylene : 0,2701 kgmol
- Ethylbenzene : 0,0687 kgmol

$$H = m \times \overline{Cp} \times (T_d - T_{ref})$$

dari $\int_{T_1}^{T_2} \frac{Cp_g}{T_2 - T_1} dT$ dengan $Cp_g = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$ dapat diperoleh :

$$\overline{Cp_g} = A + \frac{B}{2} \times (T_d + T_{ref}) + \frac{C}{3} \times \left(T_d^2 + T_d \times T_{ref} + T_{ref}^2\right) + \frac{D}{4} \times (T_d^2 + T_{ref}^2) \times (T_d + T_{ref})$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(T_d+T_{ref})}{2}$$

$$Tr = \frac{Td}{Tc}$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1\text{-}Tr)^{-1}+0{,}25.\omega.\left[17{,}11+25{,}2.(1\text{-}Tr)^{1/3}.Tr^{-1}+1{,}742.(1\text{-}Tr)^{-1}\right]$$

<u>Mencari $\overline{Cp_l}$:</u>

Toluene :

Dari Tabel B.1. diperoleh harga CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D.

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35+\frac{0{,}5125}{2}.(380{,}6+298)-\frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(380{,}6^2+380{,}6.298+298^2)+$$

$$\frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(380{,}6^2+298^2).(380{,}6+298)$$

$$= 168{,}1989 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(380{,}6+298)}{2} = 339{,}3 \text{ K}$$

$$Tr = \frac{339{,}3}{591{,}8} = 0{,}5733$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1\text{-}0{,}5733)^{-1}+0{,}25.0{,}263.$$

$$\left[17{,}11+25{,}2.(1\text{-}0{,}5733)^{1/3}.0{,}5733^{-1}+1{,}742.(1\text{-}0{,}5733)^{-1}\right]$$

$$=6{,}0737$$

$$\overline{Cp_l} = (6{,}0737.8{,}314)+168{,}1989 = 218{,}6989 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ untuk komponen lainnya.

<u>Mencari H keluar untuk tiap komponen bagian destilat :</u>

Toluene :

$$H_{toluene} = 66{,}7982\times218{,}1989\times(380{,}6\text{-}298) = 1.206.660{,}8547 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H keluar untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp}_l$ **, kJ/mol.K**	**Hdestilat, kJ**
Toluene	218,6959	1.206.660,8547
Benzene	140,3250	58.074,0637
Para-Xylene	251,4185	54.732,1136
Meta-Xylene	202,7641	7.682,0793
Ortho-Xylene	208,2980	4.646,3635
Ethylbenzene	204,6199	1.160,4301
Total Hdestilat, kJ		1.332.955,9048

Bottom

Suhu keluar bottom, T_b = 145,525 °C = 418,525 K

- Toluene : 2,3856 kgmol
- Cumene : 26,1920 kgmol
- Para-Xylene : 179,4883 kgmol
- Meta-Xylene : 31,2377 kgmol
- Ortho-Xylene : 18,3916 kgmol
- Ethylbenzene : 4,6759 kgmol

Dengan cara yang sama seperti pada bagian destilat, maka dapat diperoleh harga $\overline{Cp}_l$ dan H keluar untuk komponen-komponen bagian bottom seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp}_l$, **kJ/mol.K**	**Hbottom, kJ**
Toluene	224,4505	64.536,3131
Cumene	239,5626	756.250,0373
Para-Xylene	257,7690	5.576.272,7700
Meta-Xylene	209,1770	787.535,3135
Ortho-Xylene	214,3385	475.112,5618
Ethylbenzene	211,3724	119.120,8730
Total Hbottom, kJ		7.778.827,8688

Mencari Qc pada kondensor E-321 :

Tdew = 110 °C = 383 K

Tbubble = 107,6 °C = 380,6 K

Trata-rata = 108,8 °C = 381,8 K = Tsat

Mol tiap komponen keluar kondensor sebagai destilat :

- Toluene : 66,7982 kgmol
- Benzene : 5,0103 kgmol
- Para-Xylene : 2,6355 kgmol
- Meta-Xylene : 0,4587 kgmol
- Ortho-Xylene : 0,2701 kgmol
- Ethylbenzene : 0,0687 kgmol

<u>Mencari mol tiap komponen masuk kondensor :</u>

Dari Neraca Massa Menara Destilasi 2 pada Appendix A diperoleh R = 4,1802.

V = D.(1+R)

V = D.(1+4,1802) = 5,1802.D dengan V: mol komponen masuk, maka

Mol tiap komponen masuk kondensor :

- Toluene : 346,0278 kgmol
- Benzene : 25,9546 kgmol
- Para-Xylene : 13,6525 kgmol
- Meta-Xylene : 2,3760 kgmol

- Ortho-Xylene : 1,3989 kgmol
- Ethylbenzene : 0,3557 kgmol

Panas masuk kondensor :

T masuk kondensor = 110 °C =383 K

Mencari $\overline{Cp_l}$ dari suhu 383 K sampai dengan 381,8 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35 + \frac{0{,}5125}{2}.(383+381{,}8) - \frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(383^2+383.381{,}8+381{,}8^2) + \frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(383^2+381{,}8^2).(383+381{,}8)$$

$$= 182{,}6436 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_g}$ untuk komponen lainnya.

Mencari H1 masuk kondensor dari suhu 383 K sampai dengan 381,8 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$$H_{toluene} = 346{,}0278 \times 182{,}6436 \times (383-381{,}8) = 75.839{,}7077 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H1 masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_g}$ **, kJ/mol.K**	**H1 masuk, kJ**
Toluene	182,6436	75.839,7077
Benzene	107,1688	3.337,8218
Para-Xylene	210,6118	3.450,4469
Meta-Xylene	161,5757	460,6929
Ortho-Xylene	165,9995	278,6650
Ethylbenzene	164,2571	70,1040
Total H masuk, kJ		83.437,4385

Mencari Hv tiap komponen masuk pada suhu 381,8 K :

$\Delta Hv' = \Delta Hvb.\left(\frac{1\text{-}Tr_2}{1\text{-}Tr_1}\right)^n$ dengan $Tr_1 = \left(\frac{Tb}{Tc}\right)$, $Tr_2 = \left(\frac{Tsat}{Tc}\right)$ dan

$$n = \left[\left(\frac{0{,}00264.\Delta Hvb}{R.Tb}\right) + 0{,}8974\right]^{10}$$

$$\Delta Hv = m.\Delta Hv'$$

Toluene :

$$Tr_1 = \left(\frac{383{,}78}{591{,}8}\right) = 0{,}6485$$

$$Tr_2 = \left(\frac{381{,}8}{591{,}8}\right) = 0{,}6452$$

$$n = \left[\left(\frac{0{,}00264.3500}{8{,}314.383{,}78}\right) + 0{,}8974\right]^{10} = 0{,}2859$$

$$\Delta Hv' = 3.500 \times \left(\frac{1\text{-}0{,}6452}{1\text{-}0{,}6485}\right)^{0{,}2859} = 3.509{,}4907 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta Hv = 346{,}0278.3509{,}4907 = 1.214.381{,}2936 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga ΔHv untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**ΔHv, kJ**
Toluene	1.214.381,2936
Benzene	767.755,3797
Para-Xylene	518.750,2120
Meta-Xylene	86.064,1186
Ortho-Xylene	54.599,5035
Ethylbenzene	13.279,4204
Total Hv, kJ	2.654.829,9278

Mencari $\overline{Cp}_l$ dari suhu 381,8 K sampai dengan 298 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$$\overline{Cp}_g = 24{,}35 + \frac{0{,}5125}{2}.(298+381{,}8) - \frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(298^2+298.381{,}8+381{,}8^2) + \frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(298^2+381{,}8^2).(298+381{,}8)$$

$$= 168{,}4002 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(381{,}8+298)}{2} = 339{,}9 \text{ K}$$

$$Tr = \frac{339{,}9}{591{,}8} = 0{,}5743$$

$$\frac{\overline{Cp}_l - \overline{Cp}_g}{R} = 1{,}742 + 0{,}45.(1-0{,}5743)^{-1} + 0{,}25.0{,}263.\left[17{,}11+25{,}2.(1-0{,}5743)^{1/3}.0{,}5743^{-1}+1{,}742.(1-0{,}5743)^{-1}\right]$$

$$= 6{,}0713$$

$$\overline{Cp}_l = (6{,}0713.8{,}314) + 168{,}4002 = 218{,}8772 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp}_l$ untuk komponen lainnya.

Mencari H2 masuk kondensor dari suhu 381,8 K sampai dengan 298 K tiap komponen masuk :

Toluene :

$$H_{toluene} = 346{,}0278 \times 218{,}8772 \times (381{,}8-298) = 476.056{,}1110 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H2 masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_l}$, kJ/mol.K	H2 masuk, kJ
Toluene	218,8772	6.346.810,3553
Benzene	140,4767	305.535,5763
Para-Xylene	251,6190	287.871,6565
Meta-Xylene	202,9668	40.413,2002
Ortho-Xylene	208,4888	24.441,1259
Ethylbenzene	204,8341	6.104,9772
Total H masuk, kJ		7.011.176,8914

Mencari total H masuk kondensor tiap komponen :

Hmasuk = H1 masuk + ΔHv + H2 masuk

Toluene :

Hmasuk =75.839,7077+1.214.381,2936+6.346.810,3553 = 7.637.031,3567 kJ

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	H masuk, kJ
Toluene	7.637.031,3567
Benzene	1.076.628,7778
Para-Xylene	810.072,3154
Meta-Xylene	126.938,0117
Ortho-Xylene	79.319,2945
Ethylbenzene	19.454,5016
Total H masuk kondensor, kJ	9.749.444,2577

Panas keluar kondensor :

T keluar kondensor = 107,6 °C = 368 K

Mencari H keluar kondensor dari suhu 368 K sampai dengan 298 K tiap komponen keluar :

Toluene :

$H_{toluene}$ = 346,0278×216,7958×(368-298) = 6.250.744,5593 kJ , harga $\overline{Cp_l}$ diambil dari perhitungan $\overline{Cp_l}$ tiap komponen pada bagian destilat.

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H keluar kondensor untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**H keluar, kJ**
Toluene	6.250.744,5593
Benzene	4.010.754,8842
Para-Xylene	283.523,2947
Meta-Xylene	39.794,7071
Ortho-Xylene	24.069,0923
Ethylbenzene	6.011,2600
Total H masuk kondensor, kJ	6.904.978,1780

Qc = Total H masuk-Total H keluar

Qc = 9.749.444,2577-6.904.978,1780 = 2.844.466,0797 kJ

<u>Mencari massa fluida pendingin yang dibutuhkan untuk memenuhi beban kondensor:</u>

Qc = 2.844.466,0797 kJ

Fluida pendingin yang digunakan adalah air dengan :

T air pendingin masuk = 25 °C

T air pendingin keluar = 35 °C

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{Qc}{Cp_l.\Delta T} = \frac{2.844.466,0797}{4,181.(45\text{-}30)} = 45.355,4346 \text{ kg}$$

<u>Panas air pendingin masuk kondensor :</u>

Hair pendingin masuk = massa air pendingin×Cp_l×(Tair pendingin masuk-Tref)

Hair pendingin masuk = 45.355,4346×4,181×(30-25) = 948.155,3599 KJ

Panas air pendingin keluar kondensor :

Hair pendingin keluar = massa air pendingin×Cp_l×(Tair pendingin keluar-Tref)

Hair pendingin keluar = 45.335,4346×4,181×(45-25) = 3.792.621,4396 kJ

Mencari Qr Reboiler (E-323) :

Hfeed + Qr = Hdestilat + Hbottom + Qc + Panas hilang

9.663.678,1184 + Qr = 1.332.955,9048 + 7.778.827,8688 + 2.844.466,0797 + 0,05.Qr

Qr = 2.413.233,4052 kJ

Panas hilang = 0,05×2.413.233,4052 = 120.661,6703 kJ

Mencari massa steam yang dibutuhkan untuk memenuhi beban reboiler :

Qr = 2.413.233,4052 kJ

Steam yang digunakan adalah saturated steam.

Psteam diambil 17 bar, Tsat = 204 °C.

Dari Appendix A.3, Geankoplis untuk P = 17 bar dan T = 204 °C diperoleh harga:

Hsaturated vapor = 2793,2 kJ/kg

Hsaturated liquid = 870,5 kJ/kg

λ = Hsat.vapor – Hsat.liquid = 1922,7 kJ/kg

$$\text{Massa steam} = \frac{Qr}{\lambda} = \frac{2.413.233,4052}{1922,7} = 1255,1274 \text{ kg}$$

Panas steam masuk reboiler :

Hsteam masuk = massa steam×Hsat.vapor

Hsteam masuk = 1255,1274×2793,2 = 3.505.821,7857 kJ

Panas steam keluar reboiler :

Hsteam keluar = massa steam×Hsat.liquid

Hsteam keluar = 1255,1274×870,5 = 1.092.588,3805 kJ

NERACA PANAS PADA MENARA DESTILASI III (D-330)

Hfeed + Qr = Hdestilat + Hbottom + Qc + Panas hilang

Asumsi panas hilang = 0,05.Qr

Panas Masuk :

Dari Bottom Menara Destilasi 2 D-180 :

Komponen	**Hfeed, kJ**
Toluene	64.536,3131
Cumene	756.250,0373
Para-Xylene	5.576.272,7700
Meta-Xylene	787.535,3135
Ortho-Xylene	475.112,5618
Ethylbenzene	119.120,8730
Total Hfeed, kJ	7.778.827,8688

Panas Keluar :

Destilat

Suhu keluar destilat, T_d = 123,5 °C = 396,5 K

- Toluene : 2,3856 kgmol
- Cumene : 0,2185 kgmol
- Para-Xylene : 179,2869 kgmol
- Meta-Xylene : 31,2026 kgmol
- Ortho-Xylene : 18,3709 kgmol
- Ethylbenzene : 4,6706 kgmol

$$H = m \times \overline{Cp} \times (T_d - T_{ref})$$

dari $\int_{T_1}^{T_2} \frac{Cp_g}{T_2 - T_1} dT$ dengan $Cp_g = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$ dapat diperoleh :

$$\overline{Cp_g} = A + \frac{B}{2} \times (T_d + T_{ref}) + \frac{C}{3} \times (T_d^2 + T_d \times T_{ref} + T_{ref}^2) + \frac{D}{4} \times (T_d^2 + T_{ref}^2) \times (T_d + T_{ref})$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(T_d + T_{ref})}{2}$$

$$Tr = \frac{Td}{Tc}$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1-Tr)^{-1}+0{,}25.\omega.\left[17{,}11+25{,}2.(1-Tr)^{1/3}.Tr^{-1}+1{,}742.(1-Tr)^{-1}\right]$$

Mencari $\overline{Cp_l}$:

Toluene :

Dari Tabel B.1. diperoleh harga CPVAP A, CPVAP B, CPVAP C, CPVAP D.

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35+\frac{0{,}5125}{2}.(396{,}5+298)-\frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(396{,}5^2+396{,}5.298+298^2)+$$
$$\frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(396{,}5^2+298^2).(396{,}5+298)$$
$$=170{,}8487 \text{ kJ/mol.K}$$

$$T_{\text{rata-rata}} = \frac{(396{,}5+298)}{2} = 347{,}25 \text{ K}$$

$$Tr = \frac{396{,}5}{591{,}8} = 0{,}5868$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1{,}742+0{,}45.(1-0{,}5868)^{-1}+0{,}25.0{,}263.$$
$$\left[17{,}11+25{,}2.(1-0{,}5868)^{1/3}.0{,}5868^{-1}+1{,}742.(1-0{,}5868)^{-1}\right]$$
$$=6{,}0444$$

$$\overline{Cp_l} = (6{,}0444.8{,}314)+170{,}8487 = 221{,}1018 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ untuk komponen lainnya.

Mencari H keluar untuk tiap komponen bagian destilat :

Toluene :

$$H_{toluene} = 2{,}3856\times220{,}1172\times(418{,}4625-298) = 48.311{,}2378 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H keluar untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_l}$, **kJ/mol.K**	**Hdestilat, kJ**
Toluene	221,1018	51.955,9096
Cumene	235,0846	5.060,1374
Para-Xylene	254,0774	4.486.945,7188
Meta-Xylene	205,4511	631.445,5832
Ortho-Xylene	210,8276	381.500,5520
Ethylbenzene	207,4558	95.441,3189
Total Hdestilat, kJ		5.652.349,2199

Bottom

Suhu keluar destilat, T_b = 145,4625 °C = 418,4625 K

- Cumene : 25,9735 kgmol
- Para-Xylene : 0,2015 kgmol
- Meta-Xylene : 0,0351 kgmol
- Ortho-Xylene : 0,0206 kgmol
- Ethylbenzene : 0,0052 kgmol

Dengan cara yang sama seperti pada bagian destilat, maka dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ dan H keluar untuk komponen-komponen bagian bottom seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_l}$, **kJ/mol.K**	**Hbottom, kJ**
Cumene	239,5500	749.511,9529
Para-Xylene	257,7585	6.255,0742
Meta-Xylene	209,1664	883,3935
Ortho-Xylene	214,3285	532,9451
Ethylbenzene	211,3613	133,6199
Total Hbottom, kJ		757.316,9855

Mencari Qc pada kondensor E-331 :

Tdew = 124 °C = 397 K

Tbubble = 123,5 °C = 396,5 K

Trata-rata = 123,75 °C = 396,75 K = Tsat

Mol tiap komponen keluar kondensor sebagai destilat :

- Toluene : 2,3856 kgmol
- Benzene : 0,2185 kgmol
- Para-Xylene : 179,2869 kgmol
- Meta-Xylene : 31,2026 kgmol
- Ortho-Xylene : 18,3709 kgmol
- Ethylbenzene : 4,6706 kgmol

<u>Mencari mol tiap komponen masuk kondensor :</u>

Dari Neraca Massa Menara Destilasi 3 pada Appendix A diperoleh R = 2,7841.

V = D.(1+R)

V = D.(1+2,7841) = 3,7841.D dengan V: mol komponen masuk, maka

Mol tiap komponen masuk kondensor :

- Toluene : 9,0275 kgmol
- Benzene : 0,8269 kgmol
- Para-Xylene : 678,4395 kgmol
- Meta-Xylene : 118,0739 kgmol
- Ortho-Xylene : 69,5175 kgmol
- Ethylbenzene : 17,6741 kgmol

<u>Panas masuk kondensor :</u>

T masuk kondensor = 124 °C =397 K

<u>Mencari $\overline{Cp_g}$ dari suhu 397 K sampai dengan 396,75 K tiap komponen masuk :</u>

Toluene :

$$\overline{Cp_g} = 24{,}35 + \frac{0{,}5125}{2}.(397+396{,}75) - \frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.(397^2+397.396{,}75+396{,}75^2) +$$
$$\frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(397^2+396{,}75^2).(397+396{,}75)$$
$$= 187{,}2669 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_g}$ untuk komponen lainnya.

<u>Mencari H1 masuk kondensor dari suhu 397 K sampai dengan 396,75 K tiap komponen masuk :</u>

Toluene :

$$H_{toluene} = 9{,}2075 \times 187{,}2669 \times (397\text{-}396{,}75) = 422{,}6395 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H1 masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_g}$ **, kJ/mol.K**	**H1 masuk, kJ**
Toluene	187,2669	422,6395
Benzene	199,8144	41,3077
Para-Xylene	216,0014	36.635,9688
Meta-Xylene	167,0230	4.930,2641
Ortho-Xylene	171,2421	2.976,0816
Ethylbenzene	169,9248	750,8171
Total H masuk, kJ		45.757,0789

<u>Mencari Hv tiap komponen masuk pada suhu 396,75 K :</u>

$$\Delta Hv' = \Delta Hvb.\left(\frac{1\text{-}Tr_2}{1\text{-}Tr_1}\right)^n \quad \text{dengan} \quad Tr_1 = \left(\frac{Tb}{Tc}\right), \quad Tr_2 = \left(\frac{Tsat}{Tc}\right) \quad \text{dan}$$

$$n = \left[\left(\frac{0{,}00264.\Delta Hvb}{R.Tb}\right) + 0{,}8974\right]^{10}$$

$\Delta Hv = m.\Delta Hv'$

Toluene :

$$Tr_1 = \left(\frac{383{,}78}{591{,}8}\right) = 0{,}6485$$

$$Tr_2 = \left(\frac{396{,}75}{591{,}8}\right) = 0{,}6704$$

$$n = \left[\left(\frac{0{,}00264.3500}{8{,}314.396{,}75}\right) + 0{,}8974\right]^{10} = 0{,}2859$$

$$\Delta Hv = 3.500 \times \left(\frac{1-0{,}6704}{1-0{,}6485}\right)^{0{,}2859} = 3.436{,}1795 \text{ kJ/kgmol}$$

$$\Delta Hv = 9{,}0275.3436{,}1795 = 31.020{,}2190 \text{ kJ/kgmol}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga ΔHv untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**ΔHv, kJ**
Toluene	31.020,2190
Benzene	32.587,4214
Para-Xylene	25.144.535,1943
Meta-Xylene	4.173.597,7975
Ortho-Xylene	2.650.286,1909
Ethylbenzene	643.656,6355
Total Hv, kJ	32.675.683,4587

<u>Mencari $\overline{Cp}_l$ dari suhu 396,75 K sampai dengan 298 K tiap komponen masuk :</u>

Toluene :

$$\overline{Cp}_g = 24{,}35 + \frac{0{,}5125}{2}.(298+396{,}75) - \frac{2{,}765.10^{-04}}{3}.\left(298^2+298.396{,}75+396{,}75^2\right) + \frac{4{,}911.10^{-08}}{4}.(298^2+396{,}75^2).(298+396{,}75)$$

$$= 170{,}8901 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\text{Trata-rata} = \frac{(396,75+298)}{2} = 347,375 \text{ K}$$

$$\text{Tr} = \frac{347,375}{591,8} = 0,5870$$

$$\frac{\overline{Cp_l}-\overline{Cp_g}}{R} = 1,742+0,45.(1-0,587)^{-1} + 0,25.0,263.$$

$$\left[17,11+25,2.(1-0,587)^{1/3}.0,587^{-1}+1,742.(1-0,587)^{-1}\right]$$

$$= 6,0440$$

$$\overline{Cp_l} = (6,0440.8,314)+170,8901 = 221,1397 \text{ kJ/mol.K}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga $\overline{Cp_l}$ untuk komponen lainnya.

<u>Mencari H2 masuk kondensor dari suhu 396,75 K sampai dengan 298 K tiap komponen masuk :</u>

Toluene :

$$H_{toluene} = 9,2075 \times 221,1397 \times (396,75-298) = 197.139,1474 \text{ kJ}$$

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H2 masuk untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	$\overline{Cp_l}$**, kJ/mol.K**	**H2 masuk, kJ**
Toluene	221,1397	197.139,1474
Benzene	235,1356	19.200,8273
Para-Xylene	254,1192	17.024.948,9469
Meta-Xylene	205,4934	2.396.010,6564
Ortho-Xylene	210,8674	1.447.573,5623
Ethylbenzene	207,5003	362.153,8657
Total H masuk, kJ		21.447.027,0060

Mencari total H masuk kondensor tiap komponen :

Hmasuk = H1 masuk + ΔHv + H2 masuk

Toluene :

Hmasuk = 422,6395+31.020,2190+197.139,1474 = 228.582,0060 kJ

dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H masuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**H masuk, kJ**
Toluene	228.582,0060
Benzene	22.083,5871
Para-Xylene	19.392.824,9915
Meta-Xylene	2.806.663,9850
Ortho-Xylene	1.689.424,2724
Ethylbenzene	423.636,0659
Total H masuk kondensor, kJ	24.563.214,9078

Panas keluar kondensor :

T keluar kondensor = 123,5 °C = 396,5 K

Mencari H keluar kondensor dari suhu 396,5 K sampai dengan 298 K tiap komponen keluar :

Toluene :

$H_{toluene} = 9{,}2075 \times 221{,}1018 \times (396{,}5\text{-}298) = 182.814{,}5550$ kJ , harga $\overline{Cp_l}$ diambil dari perhitungan $\overline{Cp_l}$ tiap komponen pada bagian destilat.

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat diperoleh harga H keluar kondensor untuk komponen lainnya seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Komponen	**H keluar, kJ**
Toluene	196.606,3577
Benzene	19.148,0658
Para-Xylene	16.979.051,2945
Meta-Xylene	2.389.453,2314
Ortho-Xylene	1.443.636,2388
Ethylbenzene	361.159,4947
Total H masuk kondensor, kJ	21.389.054,6828

Qc = Total H masuk-Total H keluar

Qc = 54.168.467,5436-21.389.054,6828 = 32.779.412,8608 kJ

<u>Mencari massa fluida pendingin yang dibutuhkan untuk memenuhi beban kondensor:</u>

Qc = 32.779.412,8608 kJ

Fluida pendingin yang digunakan adalah air dengan :

T air pendingin masuk = 25 °C

T air pendingin keluar = 35 °C

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{Qc}{Cp_l.\Delta T} = \frac{32.779.412,8608}{4,181.(45\text{-}30)} = 522.672,6120 \text{ kg}$$

<u>Panas air pendingin masuk kondensor :</u>

Hair pendingin masuk = massa air pendingin $\times Cp_l \times$ (Tair pendingin masuk-Tref)

Hair pendingin masuk = 748.008,9180 $\times$ 4,181 $\times$ (30-25) = 10.926.470,9536 kJ

<u>Panas air pendingin keluar kondensor :</u>

Hair pendingin keluar = massa air pendingin $\times Cp_l \times$ (Tair pendingin keluar-Tref)

Hair pendingin keluar = 748.008,9180 $\times$ 4,181 $\times$ (45-25) = 43.705.883,8144 kJ

Mencari Qr Reboiler (E-333) :

Hfeed + Qr = Hdestilat + Hbottom + Qc + Panas hilang

7.778.827,8688 + Qr = 5.652.349,2199 + 757.316,9855 + 32.779.412,8608 + 0,05.Qr

Qr = 33.063.422,3130 kJ

Panas hilang = 0,05×33.063.422,3130 = 1.653.171,1156 kJ

<u>Mencari massa steam yang dibutuhkan untuk memenuhi beban reboiler :</u>

Qr = 33.063.422,3130 kJ

Steam yang digunakan adalah saturated steam.

Psteam diambil 17 bar, Tsat = 204 °C.

Dari Appendix A.3, Geankoplis untuk P = 17 bar dan T = 204 °C diperoleh harga:

Hsaturated vapor = 2793,2 kJ/kg

Hsaturated liquid = 870,5 kJ/kg

λ = Hsat.vapor – Hsat.liquid = 1922,7 kJ/kg

$$\text{Massa steam} = \frac{Qr}{\lambda} = \frac{33.063.422,3130}{1922,7} = 17.196,3501 \text{ kg}$$

<u>Panas steam masuk reboiler :</u>

Hsteam masuk = massa steam×Hsat.vapor

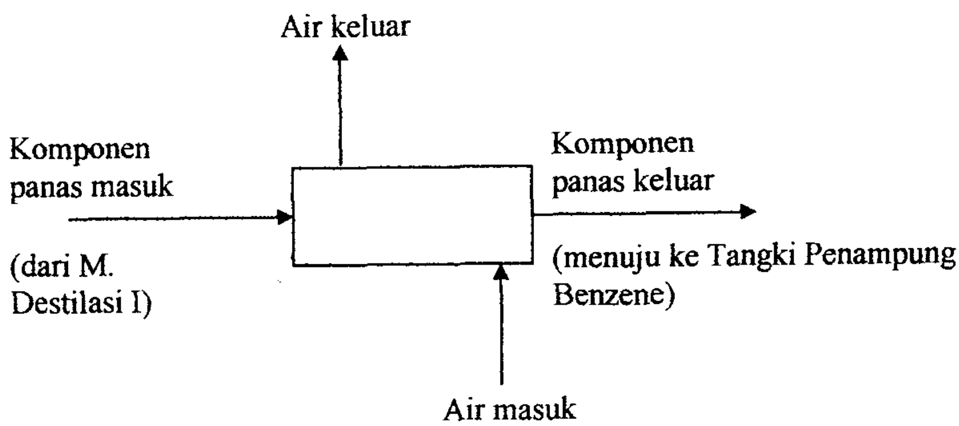
Hsteam masuk = 17.196,3501×2793,2 = 48.032.845,0641 kJ

<u>Panas steam keluar reboiler :</u>

Hsteam keluar = massa steam×Hsat.liquid

Hsteam keluar = 17.196,3501×870,5 = 14.969.422,7511 kJ

NERACA PANAS COOLER DESTILAT KELUAR DESTILASI I (E-316)



Menghitung Entalpi Komponen Panas Masuk Kondensor

Suhu masuk kondensor = suhu keluar destilat menara destilasi I

= 70°C = 343 K

Fase komponen = liquid

Suhu reference = 25°C = 298 K

P = 1 bar

Panas komp. panas masuk kondensor = panas komp. panas keluar destilat menara destilasi I = 1.327.633,1326 kJ/hari

Menghitung Entalpi Komponen Panas Keluar Kondensor

Suhu keluar kondensor = 30°C = 303 K

Fase komponen = cair

Suhu reference = 25°C = 298 K

Mencari C_{pL} masing-masing komponen

Dengan menggunakan cara yang sama dengan perhitungan C_{pL} pada HE p. B-69, maka didapatkan hasil perhitungan seperti yang ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Benzene	83,1776
Air	33,6733
Toluene	154,7204
Para xylene	178,0348
Meta xylene	128,5192
Ortho xylene	134,2599
Ethylbenzene	129,4997
Cumene	153,8587

Komponen	T_r	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	C_{pL}
Benzene	0,4712	5,6744	130,3545
Air	0,4681	7,8004	98,5254
Toluene	0,5120	2,0492	206,9293
Para xylene	0,4917	1,9674	238,3134
Meta xylene	0,4910	1,9647	189,4760
Ortho xylene	0,4807	1,9258	195,8066
Ethylbenzene	0,4909	1,9644	190,4609
Mixed xylene	-	-	227,4872(*)
Cumene	0,4801	7,4228	215,5718

Catatan (*):

C_{pL} mixed xylene = $(y.C_{pL})_{para\ xylene} + (y.C_{pL})_{meta\ xylene} + (y.C_{pL})_{ortho\ xylene} + (y.C_{pL})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Menghitung Entalpi keluar tiap komponen

$\Delta H = m.C_{pL}.\ \Delta T$

Komponen	Mol, kgmol/hari	C_{pL}	$\Delta H = m.C_{pL}.\ \Delta T$
Benzene	189,2864	130,3545	123.371,6661
Air	21,1843	98,5254	10.435,9797
Toluene	5,1916	206,9293	5.371,5191
Mixed xylene	4,1181	227,4872	4.684,0832
Cumene	0,0043	215,5718	4,6285
Total			143.867,8765

Menghitung Panas Hilang

Diasumsi: panas hilang = 5% x Entalpi komp. panas masuk

= 5% x 1.327.633,1326 kJ/hari

= 66.381,6566 kJ/hari

Beban panas kondensor = Entalpi komp. panas masuk – (Entalpi komp. panas keluar + Panas hilang)

= 1.327.633,1326 – (143.867,8765+ 66.381,6566)

= 1.117.383,5995 kJ/hari

Menghitung Massa Air Pendingin yang Dibutuhkan

Diambil:

Suhu air pendingin masuk = 25°C

Suhu air pendingin keluar = 45°C

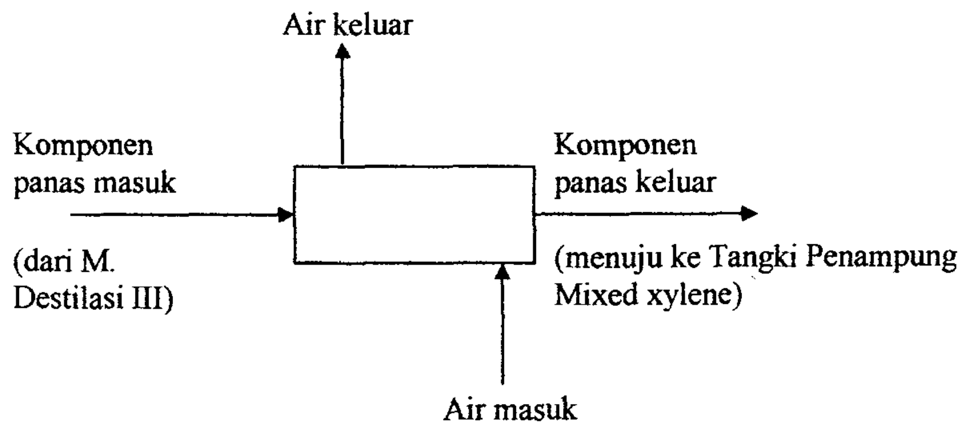
Dengan cara perhitungan Cp_{liquid} rata-rata seperti di atas, maka diperoleh:

$Cp_{rata\text{-}rata\ air}$ = 97,0987 kJ/kgmol.K

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{\text{Beban panas kondensor}}{Cp_{rata-rata\ air}.\Delta t} = \frac{1.117.383,5955}{97,0987x(45-25)}$$

= 575,3855 kgmol/hari = 10.356,9387 kg/hari

NERACA PANAS COOLER DESTILAT KELUAR DESTILASI III (E-337)



Menghitung Entalpi Komponen Panas Masuk Kondensor

Suhu masuk kondensor = suhu keluar destilat menara destilasi III

= 123,5°C = 396,5 K

Fase komponen = liquid

Suhu reference = 25°C = 298 K

P = 1 bar

Panas komp. panas masuk kondensor = panas komp. panas keluar destilat menara destilasi III = 5.652.349,2199 kJ/hari

Menghitung Entalpi Komponen Panas Keluar Kondensor

Suhu keluar kondensor = 30°C = 303 K

Fase komponen = cair

Suhu reference = 25°C = 298 K

Mencari C_{pL} masing-masing komponen

Dengan menggunakan cara yang sama dengan perhitungan C_{pL} pada HE p. B-69, maka didapatkan hasil perhitungan seperti yang ditabelkan pada tabel berikut ini:

Komponen	Cp^0 gas, J/mol.K
Toluene	154,7204
Para xylene	178,0348
Meta xylene	128,5192
Ortho xylene	134,2599
Ethylbenzene	129,4997
Cumene	153,8587

Komponen	T_r	$\frac{C_{pL} - C_p^0}{R}$	C_{pL}
Toluene	0,5120	2,0492	206,9293
Para xylene	0,4917	1,9674	238,3134
Meta xylene	0,4910	1,9647	189,4760
Ortho xylene	0,4807	1,9258	195,8066
Ethylbenzene	0,4909	1,9644	190,4609
Mixed xylene	-	-	227,4872(*)
Cumene	0,4801	1,9235	215,5718

Catatan (*):

C_{pL} mixed xylene = $(y.C_{pL})_{para\ xylene} + (y.C_{pL})_{meta\ xylene} + (y.C_{pL})_{ortho\ xylene} + (y.C_{pL})_{ethylbenzene}$

dimana: $y_{para\ xylene} = 0,7677$

$y_{meta\ xylene} = 0,1336$

$y_{ortho\ xylene} = 0,0787$

$y_{ethylbenzene} = 0,0200$

(perhitungan fraksi mixed xylene dapat dilihat pada perhitungan ΔH^{298})

Menghitung Entalpi keluar tiap komponen

$\Delta H = m.C_{pL}.\ \Delta T$

Komponen	**Mol, kgmol/hari**	C_{pL}	$\Delta H = m.C_{pL}.\ \Delta T$
Toluene	2,3856	206,9293	2.468,3021
Mixed xylene	233,5311	227,4872	265.626,7315
Cumene	0,2185	215,5718	235,5395
Total			268.330,5732

Menghitung Panas Hilang

Diasumsi: panas hilang = 5% x Entalpi komp. panas masuk

= 5% x 5.652.349,2199 kJ/hari

= 282.617,4610 kJ/hari

Beban panas kondensor = Entalpi komp. panas masuk – (Entalpi komp. panas keluar + Panas hilang)

= 5.652.349,2199 – (268.330,5732 + 282.617,4610)

= 5.101.401,1857 kJ/hari

Menghitung Massa Air Pendingin yang Dibutuhkan

Diambil:

Suhu air pendingin masuk = 25°C

Suhu air pendingin keluar = 45°C

Dengan cara perhitungan Cp_{liquid} rata-rata seperti di atas, maka diperoleh:

$Cp_{rata\text{-}rata\ air} = 97{,}0987$ kJ/kgmol.K

$$\text{Massa air pendingin} = \frac{\text{Beban panas kondensor}}{Cp_{rata-rata\ air}.\Delta t} = \frac{5.101.401{,}1857}{97{,}0987x(45-25)}$$

= 2.626,9154 kgmol/hari = 47.284,4770 kg/hari

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. TANGKI PENYIMPAN TOLUENE (F-110)

Fungsi : Menyimpan toluene

Tipe : Fixed conical roof

Dasar pemilihan :

1. Sesuai untuk penyimpanan liquid
2. Cocok untuk kondisi penyimpanan pada tekanan atmosferik

Perhitungan diameter, tinggi dan volume tangki:

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan : 1 atm

Komponen : Toluene = 37.750,4978 kg/hari (99 % berat)

Air = 381,3182 kg/hari (1 % berat)

s.g toluene = 0,866 (Himmelblau, 1996, Tabel D.1)

ρ air suhu 30°C = 0,99568 g/cm^3 = 995,68 kg/m^3 (Geankoplis, 1997, App. A.2)

ρ toluene = s.g toluene x ρ air

= 0,866 x 0,99568 g/cm^3 = 0,86226 g/cm^3 = 862,26 kg/m^3

$$\text{Volume toluene} = \frac{37.750{,}4978\ \text{kg/hari}}{862{,}26\ \text{kg/m}^3} = 43{,}7809\ \text{m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Volume air} = \frac{381{,}3182\ \text{kg/hari}}{995{,}68\ \text{kg/m}^3} = 0{,}3830\ \text{m}^3/\text{hari}$$

Volume liquid total = Volume toluene + Volume air

= 43,7809 m^3/hari + 0,3830 m^3/hari

= 44,1639 m^3/hari = 1.559,5765 ft^3/hari

Untuk waktu penyimpan 7 hari:

Volume liquid total = 1.559,5765 ft^3/hari x 7 hari = 10.917,0355 ft^3

Diasumsi:

Volume liquid total = 80 % x Volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{10.917{,}0355\ ft^3}{80\ \%} = 13.646{,}2944\ ft^3$$

H_{tangki}/D_i = 1,5 (Ulrich, 1984)

Volume tangki = Volume silinder (shell) + Volume konis (head)

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.H_{shell} + 0{,}131.\frac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha} \qquad \text{(Brownell, 1959)}$$

Dimana:

$tg\ \alpha = (0{,}5.D_i)/H_{konis}$

$H_{konis} = (0{,}5.D_i)/tg\ \alpha$

$\alpha = 60°$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.H_{shell} + 0{,}131.\frac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.(H_{tangki} - H_{konis}) + 0{,}131.\frac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$$

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.(1{,}5.D_i - \frac{0{,}5.D_i}{tg\ \alpha}) + 0{,}131.\frac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$$

$$13.646{,}2944\ ft^3 = \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.(1{,}5.D_i - \frac{0{,}5.D_i}{tg\ 60°}) + 0{,}131.\frac{D_i^{\ 3}}{tg\ 60°}$$

$$= 1{,}1781.D_i^3 - 0{,}2267.D_i^3 + 0{,}0756.D_i^3 = 1{,}027.D_i^3$$

D_i^3 = 13.287,5310 ft^3

D_i = 23,6854 ft ≈ 25 ft (distandarkan dari Brownell, 1959)

H_{tangki} = 23,6854 ft x 1,5 = 35,5281 ft

H_{konis} = $(0{,}5.D_i)/tg\ \alpha$ = (0,5.23,6854 ft)/tg 60° = 7,2169 ft

H_{shell} = $H_{tangki} - H_{konis}$ = 35,5281 ft – 7,2169 ft

= 28,3112 ft ≈ 30 ft (distandarkan dari Brownell, 1959)

Jadi: D_i = 25 ft = 300,0036 in

H_{shell} = 30 ft

Volume shell = $\frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} = \frac{\pi}{4}.25^2 \text{ ft}^2.30 \text{ ft} = 14.726,2156 \text{ ft}^3$

Volume liquid = 10.917,0355 ft^3

Karena volume shell > volume liquid, maka seluruh liquid berada di dalam shell.

Volume liquid = $\frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{liquid} = \frac{\pi}{4}.25^2 \text{ ft}^2.H_{liquid} = 10.917,0355 \text{ ft}^3$

$$H_{liquid} = \frac{10.917,0355 \text{ ft}^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right).25^2 \text{ ft}^2} = 22,2400 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal dinding shell:

1 course = 6 ft

Jumlah course = H_{shell} / 6 ft = 30 ft / 6 ft = 5 courses

$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c$ (Brownell, 1959)

Diambil:

c = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

f = f allow = 13.300 psia untuk jenis Nickel tipe SB-162 (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

$\rho_{campuran}$ = 863,4170 kg/m³ = 53,9028 lb/ft³

Untuk course 1:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

p operasi = 14,696 psia + $\rho.\frac{H_{liquid}}{144}$ (Brownell, 1959)

p operasi = 14,696 psia + $\rho.\frac{H_{liquid}}{144}$

= 14,696 psia + $53,9028.\frac{22,2400}{144}$ = 23,0210 lb/in² = 1,5872 bar

p = 1,1 x 1,5872 bar = 1,7459 bar = 25,3222 lb/in²

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{25,3222\ lb/in^2\ x\ 300,0036\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0,1\ in$$

$= 0,4570$ in $\approx 1/2$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 2:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$p\ operasi = 14,696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p\ operasi = 14,696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14,696\ psia + 53,9028.\frac{(22,2400 - 6)}{144} = 20,7750\ lb/in^2$$

$= 1,4324$ bar

$p = 1,1\ x\ 1,4324\ bar = 1,5756\ bar = 22,8522\ lb/in^2$

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{22,8522\ lb/in^2\ x\ 300,0036\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0,1\ in$$

$= 0,4222$ in $\approx 7/16$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 3:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$p\ operasi = 14,696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p\ operasi = 14,696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14,696\ psia + 53,9028.\frac{(22,2400 - 12)}{144} = 18,5291\ lb/in^2$$

$= 1,2775$ bar

$p = 1,1\ x\ 1,2775\ bar = 1,4053\ bar = 20,3822\ lb/in^2$

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{20,3822\ lb/in^2\ x\ 300,0036\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0,1\ in$$

$= 0,3873$ in $\approx 7/16$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 4:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696\ psia + 53{,}9028.\frac{(22{,}2400 - 18)}{144} = 16{,}2831\ lb/in^2$$

= 1,1227 bar

p = 1,1 x 1,1227 bar = 1,2350 bar = 17,9122 lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{17{,}9122\ lb/in^2\ x\ 300{,}0036\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0{,}1\ in$$

= 0,3525 in ≈ 3/8 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 5:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

p operasi = 14,696 psia

p = 1,1 x 1,01325 bar = 1,1146 bar = 16,1660 lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1660\ lb/in^2\ x\ 300{,}0036\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0{,}1\ in$$

= 0,3279 in ≈ 3/8 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup Atas:

p = 1,1 x p operasi = 1,1 x 1,01325 bar (Ulrich, 1984)

= 1,1146 bar = 16,1660

Untuk daerah menjauhi knuckle:

$$t = \frac{p.D_k}{2.f.E - p}.\frac{1}{\cos \alpha} + c$$ (Brownell, 1959)

$$t = \frac{16{,}1660\ lb/in^2\ x\ 300{,}0036\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2\ x\ 0{,}8 - 16{,}1660\ lb/in^2}.\frac{1}{\cos 60^o} + 0{,}1$$

= 0,5562 in ≈ 9/16 in

Untuk daerah di sekitar knuckle:

$$t = \frac{p.D_i.z}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1660 \text{ lb/in}^2 \times 300{,}0036 \text{ in} \times 3{,}2}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 0{,}8} + 0{,}1$$

$= 0{,}8293$ in $\approx$ 7/8 in

Maka tebal konis dipilih harga terbesar yaitu 7/8 in

2. TANGKI PENYIMPAN CUMENE (F-120)

Fungsi : Menyimpan cumene

Tipe : Fixed conical roof

Dasar pemilihan :

1. Sesuai untuk penyimpanan liquid
2. Cocok untuk kondisi penyimpanan pada tekanan atmosferik

Perhitungan diameter, tinggi dan volume tangki:

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan : 1 atm

Komponen : cumene = 2.928,5073 kg/hari

s.g cumene = 0,862 (Himmelblau, 1996, Tabel D.1)

ρ air suhu 30°C = 0,99568 g/cm^3 = 995,68 kg/m^3 (Geankoplis, 1997, App. A.2)

ρ cumene = s.g cumene x ρ air

= 0,862 x 0,99568 g/cm^3 = 0,85828 g/cm^3

= 858,28 kg/m^3 = 53,5821 lb/ft^3

$$\text{Volume cumene} = \frac{2.928{,}5073 \text{ kg/hari}}{858{,}28 \text{ kg/m}^3} = 3{,}4121 \text{ m}^3\text{/hari}$$

Volume liquid = Volume cumene = 120,4928 ft^3/hari

Untuk waktu penyimpan 7 hari:

Volume liquid total = 120,4928 ft^3/hari x 7 hari = 843,4496 ft^3

Diasumsi:

Volume liquid total = 80 % x Volume tangki

Volume tangki $= \dfrac{843,4496\ ft^3}{80\ \%} = 1.054,3120\ ft^3$

H_{tangki}/D_i = 1,5 (Ulrich, 1984)

Volume tangki = Volume silinder (shell) + Volume konis (head)

$= \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.H_{shell} + 0,131.\dfrac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$ (Brownell, 1959)

Dimana:

$tg\ \alpha = (0,5.D_i)/H_{konis}$

$H_{konis} = (0,5.D_i)/tg\ \alpha$

$\alpha = 60°$

Volume tangki $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.H_{shell} + 0,131.\dfrac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$

Volume tangki $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.(H_{tangki} - H_{konis}) + 0,131.\dfrac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$

$= \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.(1,5.D_i - \dfrac{0,5.D_i}{tg\ \alpha}) + 0,131.\dfrac{D_i^{\ 3}}{tg\ \alpha}$

$1.054,3120\ ft^3 = \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.(1,5.D_i - \dfrac{0,5.D_i}{tg\ 60°}) + 0,131.\dfrac{D_i^{\ 3}}{tg\ 60°}$

$= 1,1781.D_i^3 - 0,2267.D_i^3 + 0,0756.D_i^3 = 1,027.D_i^3$

$D_i^3 = 1.026,5940\ ft^3$

$D_i = 10,0879\ ft \approx 10\ ft$

$H_{tangki} = 10,0879\ ft \times 1,5 = 15,1319\ ft \approx 16\ ft$

$H_{konis} = (0,5.D_i)/tg\ \alpha = (0,5.10,0879\ ft)/tg\ 60° = 2,9121\ ft$

$H_{shell} = H_{tangki} - H_{konis} = 15,1319\ ft - 2,9121\ ft$

$= 12,2198\ ft \approx 16\ ft$

<u>Jadi:</u> D_i = 10 ft = 120,0012 in

H_{shell} = 16 ft

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.H_{shell} = \frac{\pi}{4}.10^2\ ft^2.16\ ft = 1.256{,}6371\ ft^3$$

Volume liquid = 843,4496 ft^3

Karena volume shell > volume liquid, maka seluruh liquid berada di dalam shell.

$$\text{Volume liquid} = \frac{\pi}{4}.D_i^{\ 2}.H_{liquid} = \frac{\pi}{4}.10^2\ ft^2.H_{liquid} = 843{,}4496\ ft^3$$

$$H_{liquid} = \frac{843{,}4496\ ft^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right).10^2\ ft^2} = 10{,}7391\ ft$$

Perhitungan tebal dinding shell:

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c$$ (Brownell, 1959)

Diambil:

c = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

f = f allow = 13.300 psia untuk jenis Nickel tipe SB-162 (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

ρ cumene = 53,5821 lb/ft^3

Untuk course 1:

p = 1,1 x p operasi (Ulrich, 1984)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696\ psia + 53{,}5821.\frac{10{,}7391}{144} = 18{,}6920\ lb/in^2$$

p = 1,1 x 18,6920 psia = 20,5612 psia

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{20{,}5612\ lb/in^2\ x\ 120{,}0012\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0{,}1\ in$$

= 0,2159 in ≈ 1/4 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Dengan cara yang sama diperoleh tebal shell untuk course 2 setelah distandarkan dari Brownell sebesar 3/16 in.

Perhitungan Tebal Tutup Atas:

p = 1,1 x p operasi = 1,1 x 1,01325 bar (Ulrich, 1984)

= 1,1146 bar = 16,1660

Untuk daerah menjauhi knuckle:

$$t = \frac{p.D_k}{2.f.E - p} \cdot \frac{1}{\cos\alpha} + c$$ (Brownell, 1959)

$$t = \frac{16,1660 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 120,0012 \text{ in}}{2 \text{ x } 13.300 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 0,8 - 16,1660 \text{ lb/in}^2} \cdot \frac{1}{\cos 60^\circ} + 0,1$$

= 0,2825 in ≈ 5/16 in

Untuk daerah di sekitar knuckle:

$$t = \frac{p.D_i.z}{2.f.E} + c = \frac{16,1660 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 120,0012 \text{ in x } 3,2}{2 \text{ x } 13.300 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 0,8} + 0,1$$

= 0,3917 in ≈ 7/16 in

Maka tebal konis dipilih harga terbesar yaitu 7/16 in

3. HEAT EXCHANGER (E-130)

Fungsi :

- Mendinginkan produk reaktor
- Memanaskan komponen masuk furnace

Tipe : Shell & Tube Heat Exchanger (STHE)

Dasar pemilihan :

1. Luas perpindahan panas besar
2. Perawatannya mudah

Aliran Panas:

Suhu masuk HE = 367°C = 640 K = 692,6°F

Suhu keluar HE = 330°C = 603 K = 626°F

Komponen	Kg/hari	Kgmol/hari	Lb/jam
Benzene	15.155,1454	194,2967	1.392,1264
Air	381,3182	21,1843	35,0273
Toluene	6.842,5411	74,3754	628,5444
Mixed Xylene	25.582,5257	241,3446	2.349,9682
Cumene	3.143,5591	26,1963	288,7621
Total	**51.105,0895**	**557,3974**	**4.694,4283**

$$\text{Mr campuran} = \frac{51.105{,}0895 \text{ kg/hari}}{557{,}3974 \text{ kgmol/hari}} = 91{,}69 \text{ kg/kgmol}$$

Karenan Mr campuran mendekati Mr toluene (= 92) maka untuk sifat-sifat fisiknya didekati dengan sifat fisik toluene.

Aliran Dingin:

Suhu masuk HE = 46,0868°C = 319,0868 K = 114,96 °F

Suhu keluar HE = 63,335°C = 336,3350 K = 146 °F

Komponen	Kg/hari	Kgmol/hari	Lb/jam
Benzene	390,8064	5,0103	35,8988
Air	381,3182	21,1843	35,0273
Toluene	43.895,9277	477,1296	4.032,2068
Mixed Xylene	391,7091	3,6954	35,9817
Cumene	6.045,3281	50,3777	555,3138
Total	**51.105,0895**	**557,3974**	**4.694,4283**

$$\text{Mr campuran} = \frac{51.105{,}0895 \text{ kg/hari}}{557{,}3974 \text{ kgmol/hari}} = 91{,}69 \text{ kg/kgmol}$$

Karenan Mr campuran mendekati Mr toluene (= 92) maka untuk sifat-sifat fisiknya didekati dengan sifat fisik toluene.

Diambil:

ID shell = 8 in

OD tube = 1 in

Tipe pitch: 1,25 in square pitch

Jumlah passes = 4

Jumlah tube = 14 (Kern, 1950, tabel 9)

BWG = 13

Panjang tube= 2 ft

Jarak antar baffle = 5 in

Asumsi: aliran counter-current

Cara perhitungan spesifikasi alat heat exchanger diambil dari Kern, 1950.

Mencari Δt:

Aliran Panas			Aliran Dingin
692,6	**Temperatur tertinggi**	146	546,6
626	**Temperatur terendah**	114,96	511,04
66,6	**Selisih suhu**	31,05	35,55
$(T_1 - T_2)$		$(t_2 - t_1)$	

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)}$$ Persamaan (5.14)

$$= \frac{(692{,}6 - 146) - (626 - 114{,}96)}{\ln (692{,}6 - 146)/(626 - 114{,}96)}$$

$$= 528{,}62°F$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{66{,}6}{31{,}05} = 2{,}1452$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = \frac{31{,}05}{(692{,}6 - 114{,}96)} = 0{,}0537$$

$$F_T = \frac{\sqrt{R^2+1}.\ln\left(1-S\right)/\left(1-R.S\right)}{\left(R-1\right)\ln\dfrac{2-S.(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-S.(R+1+\sqrt{R^2+1})}}$$ Persamaan (7.41)

F_T = 0,9988

Δt = LMTD x F_T = 528,62 x 0,9988 = 527,97°F

Mencari T_c dan t_c:

Diambil: F_c = 0,5 (untuk zat organik dengan $\mu \leq 1$)

$T_c = T_2 + F_c.(T_1 - T_2) = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{692,6 + 626}{2} = 659,3$ °F Persamaan (5.28)

$t_c = t_1 + F_c.(t_2 - t_1) = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{114,96 + 146}{2} = 130,48$ °F Persamaan (5.29)

Rumus mencari μ gas pada keadaan non ideal:

$\mu - \mu^0 = 5.10^{-8}.(Mr^{1/2}.Pc^{2/3}/Tc^{1/6}).[\exp(1,439.\rho_r) - \exp(-1,11.\rho_r^{1,858})$......(1)

[Perry,1997]

Rumus mencari k gas:

$k = k = 10^{-7}(14,52T_r - 5,14)^{2/3}(Cp/\lambda)$...........(2)

dimana:

$\lambda = Tc^{1/6}.Mr^{1/2}.(101,325/Pc)^{2/3}$ [Perry, 1997]

Aliran Panas: Bagian Shell	***Aliran Dingin: Bagian Tube***
Flow Area, a_s	Flow Area, a_t
C' = P_T – OD pipa = 1,25 – 1	a_t' = 0,515 in^2 [Tabel 10]
= 0,25 in	a_t = $N_t.a_t'/144.n$
a_s = (ID.C'.B)/(144.P_T)	= (14.0,515)/(144.4)
= (8.0,25.5)/(144.1,25)	= 0.0125 ft^2
= 0,0556 ft^2	
Mass velocity, G_s	Mass velocity, G_t
G_s = W/a_s	G_t = w/a_t
= 4694,4283/0,0556	= 4694,4283/0.0125
= 84.499,7102 lb/jam.ft^2	= 375.033,3878 lb/jam.ft^2

Reynolds number, Re_s Pada T_c = 659,3°F = 621,5 K, Tc = 591,8 K Mr = 92 Pc = 41 bar = 4.100.000 Pa ω = 0,263 V_c = 0,0403 m^3/kgmol P = 30 bar = 3 Mpa Pr = P/Pc = 30/41 = 0,7317 Tr = T_c/Tc = 659,3/591,8 = 1,0502 Z^0 = 0,7430 dan Z^1 = -0,0053 [Van Ness, 1996] $Z = Z^0 + \omega.Z^1 = 0,7416$ $\rho = \frac{P}{Z.R.T} =$ $\frac{3MPa}{0,7416x8,314.10^{-3}m^3.MPa/kgmol.Kx621,5K}$ ρ = 0,7829 kgmol/m^3 ρ_r = ρ.Vc = 0,7829 x 0,0403 = 0,0316 μ^0 = viskositas pada keadaan ideal = 0,0145 cp [Kern, 1950] Dengan menggunakan pers. (1) di atas diperoleh: μ pada suhu 621,5 K = 0,0145 cp = 0,0351 lb/ft.jam D_e = 0,99/12 ft = 0,0825 ft [Figure 28]	Reynolds number, Re_t Pada t_c = 130,48 °F, μ = 0,4 cp = 0,4.2,42 = 0,968 lb/ft.jam [Figure 14] ID tube = 0,810 in = $\frac{0,810}{12}$ ft = 0,0675 ft [Tabel 10] $Re_t = ID.G_t/\mu$ $= \frac{0,0675x375.033,3878}{0,968}$ = 26.151,6050

$Re_s = D_e.G_s/\mu$

$= \dfrac{0{,}0825x84.499{,}7102}{0{,}0351}$

$= 198.665{,}7291$

j_H = 270 [Figure 28]

Pada T_c = 659,3°F:

Cp^0 = 247,8567 J/mol.K [Perhitungan seperti pada N. panas HE]

Dari Prausnitz diperoleh, pada Tr dan Pr:

$(\Delta Cp/R)^0$ = 3,0734 dan $(\Delta Cp/R)^1$ = 4,7199;

$\Delta Cp = [(\Delta Cp/R)^0+\omega.(\Delta Cp/R)^1].R$

= [3,0734+0,263.4,7199].8,314

= 35,8556

Cp = 247,8567 + 35,8556

= 283,7123 J/mol.K x 0,239

= 578,0724 Btu/lbmol.°F / 92

= 7,3704 Btu/lb.°F

k = 0,0491 W/m.K

= 0,0284 Btu/jam.ft^2.(°F/ft)

[Pers. (2) di atas]

$(Cp.\mu/k)^{1/3}$ = 2,0884

$$h_o = j_H.\frac{k}{D_e}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}.\varphi_s$$

[Pers. (6.15b)]

L/D = 2/0,0675 = 29,6296

j_H = 80 [Figure 24]

Pada t_c = 130,48 °F,

cp = 0,49 Btu/lb.°F [Fig. 4]

k = 0,0850 Btu/jam.ft^2.(°F/ft) [Tabel 4]

$(Cp.\mu/k)^{1/3}$ = 1,7737

$$h_i = j_H.\frac{k}{D}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}.\varphi_t$$

[Pers. (6.15a)]

$$\frac{h_i}{\varphi_t} = 80.\frac{0{,}085}{0{,}0675}.1{,}7737$$

= 178,6855

$\frac{h_o}{\varphi_s} = 270.\frac{0,0284}{0,0825}.2,0884$ $= 194,0663$	$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = \frac{h_i}{\varphi_t} x \frac{ID}{OD}$ [Pers. 6.5] $= 178,6855 x \frac{0,810}{1}$ $= 144,7353$
Tube wall temperature: $t_w = t_c + \frac{h_o/\varphi_s}{h_{io}/\varphi_t + h_o/\varphi_s}(T_c - t_c) =$ $130,48 + \frac{194,0663}{144,7353 + 194,0663}.(659,3 - 130,48) t_w$ $= 433,3891°F = 496\ K$ [Pers. 5.31]	
Pada Tw = 433,3891°F, Tc = 591,8 K Mr = 92 Pc = 41 bar = 4.100.000 Pa ω = 0,263 $V_c = 0,0403\ m^3/kgmol$ P = 30 bar = 3 Mpa Pr = P/Pc = 30/41 = 0,7317 Tr = Tw/Tc = 496/591,8 = 0,8381 $Z^0 = 0,1194$ dan $Z^1 = -0,0472$ [Van Ness, 1996] $Z = Z^0 + \omega.Z^1 = 0,1069$ $\rho = \frac{P}{Z.R.T} =$ $\frac{3MPa}{0,1069x8,314.10^{-3} m^3.MPa/kgmol.Kx496K}$ $\rho = 6,8033\ kgmol/m^3$	Pada t_w = 433,3891°F, Tc = 591,8 K Mr = 92 Pc = 41 bar =4.100.000 Pa ω = 0,263 Tr = T/Tc = 0,8381 $\mu^{(0)} = 1,5174.10^{-5} - 2,135.10^{-5}.Tr + 7,5.10^{-6}.Tr^2 = 2,5486.10^{-6}$ $\mu^{(1)} = 4,2552.10^{-5} - 7,674.10^{-5}.Tr + 3,4.10^{-5}.Tr^2$ $= 2,1180.10^{-6}$ $\mu_w = \frac{\mu^{(0)} + \omega.\mu^{(1)}}{2173,424.\frac{T_c^{1/6}}{Mr^{1/2}.P_c^{2/3}}}$ [Perry, 1997] $= 12,1168.10^{-5}$ Pa.sec = 0,1212 cp = 0,1212x2.42 = 0,2932 lb/ft.jam

$\rho_r = \rho.Vc = 6{,}8033 \times 0{,}0403$ $= 0{,}2742$ μ^0 = viskositas pada keadaan ideal $= 0{,}0115$ [Kern, 1950] Dengan menggunakan pers. (1) di atas diperoleh: μ pada suhu 496 K = 0,0137 cp = 0,0332 lb/ft.jam $\varphi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14}$ [Figure 24 insert] $= (0{,}0351/0{,}0332)^{0,14}$ $= 1{,}0076$ Corrected Coefficient, $h_o = \frac{h_o}{\varphi_s}.\varphi_s$ [Pers. 6.36] $= 194{,}0663.1{,}0076$ $= 195{,}5440$	$\varphi_t = (\mu/\mu_w)^{0,14}$ [Figure 24 insert] $= (0{,}968/0{,}2932)^{0,14}$ $= 1{,}1820$ Corrected Coefficient, $h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi_t}.\varphi_t$ [Pers. 6.37] $= 144{,}7353.1{,}1820$ $= 171{,}0758$

Clean overall coefficient, U_C:

$$U_C = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{171{,}0758 \times 195{,}5440}{171{,}0758 + 195{,}5440} = 91{,}2647 \text{ Btu/jam.ft}^2.°\text{F}$$

[Persamaan 6.38]

Design overall coefficient, U_D:

a'' = 0,2618 ft²/lin ft [Tabel 10]

Total surface area, $A = N_t.L.a'' = 14 \times 2 \text{ ft} \times 0{,}2618 \text{ ft}^2/\text{li ft} = 7{,}3304 \text{ ft}^2$

Q = (0,95.ΔH komponen panas masuk) - ΔH komponen panas keluar

= (0,95 x 58.206.827,2778) – 52.963.935,3134 (dari Neraca Panas HE)

= 2.332.593,3505 kJ/hari

= 92.119,3009 Btu/jam

$$U_D = \frac{Q}{A.\Delta t} = \frac{92.119{,}3009\ \text{Btu/jam}}{7{,}3304\ ft^2\ x\ 527{,}97\ °F} = 23{,}8021\ \text{Btu/jam.}ft^2.°F$$

Batasan UD pada heat exchanger untuk light organics 20-60 Btu/ft^2.jam.°F

Dirt factor, R_D:

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C.U_D} = \frac{91{,}2467 - 23{,}8021}{91{,}2467\ x\ 23{,}8021} = 0{,}0311\ \text{jam.}ft^2.°F/\text{Btu}$$ [Persamaan 6.13]

Mencari Pressure Drop

Untuk Re_s = 198.665,7291, f = 0,0012 ft^2/in^2 [Fig. 29] ρ = 0,7829 kgmol/m^3 ρ air = 1000 kg/m^3 = (1000/18) kgmol/m^3 = 55,5555 kgmol/m^3 sg = ρ/ρ air = 0,0141 D_s = ID_s/12 = 8/12 ft = 0,6667 No. of crosses, N+1 N+1 = 12.L/B = 12.2/5 = 4,8 ≈ 5 $\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.Ds.(N+1)}{5{,}22x10^{10}.De.sg.\varphi_s}$ = [Pers. 7.44] $\frac{0{,}0012\ x84.499{,}7102^2\ x0{,}6667x5}{5{,}22.10^{10}\ x0{,}0825x0{,}0141x1{,}0076}$ = 0,4670 psi ΔP_s yang diijinkan = 10 psi	Untuk Re_t = 26.151,6050, f = 0,00021 ft^2/in^2 [Fig. 26] sg = 0,87 [Tabel 6] $\Delta P_t = \frac{f.G_t^2.L.n}{5{,}22x10^{10}.D.sg.\varphi_t}$ = [Pers. 7.45] $\frac{0{,}00021x375.033{,}3878^2x2x4}{5{,}22.10^{10}x0{,}0675x0{,}87x1{,}1820}$ = 0,0652 psi w = 2.129,3787 kg/jam ρ_{air} pada 130,48 °F = 985,7275 kg/m^3 $\rho_{toluene} = sg.\rho_{air}$ = 0,87 x 985,7575 kg/m^3 = 857,5829 kg/m^3 V = Velocity = $\frac{w}{\rho.a_t}$ = $\frac{2.129{,}3787.(3{,}2808)^3}{857{,}5829.0{,}0125}$ = 7.004,9218 ft/jam = 1,9458 ft/s $V^2/2.g'$ = $1{,}9458^2$/2.32,174

	$= 0{,}0588$ ft $\Delta P_r = \dfrac{4.n}{sg}\dfrac{V^2}{2.g'}$ [Pers. 7.46] $= \dfrac{4.4}{0{,}87}.0{,}0588\left(\dfrac{62{,}5}{144}\right)$ $= 0{,}4697$ psi $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ [Pers. 7.47] $= 0{,}0652$ psi + $0{,}4697$ psi $= 0{,}5349$ psi ΔP_T yang diijinkan = 10 psi

4. REAKTOR (R-220)

Fungsi : Mereaksikan toluene dan cumene untuk menghasilkan mixed xylene

Tipe : Fixed Bed

Dasar pemilihan :

1. Biaya pembuatan murah
2. Cocok untuk reaksi yang menggunakan katalis
3. Tidak ada masalah dalam pemisahan katalis dan produk

Suhu operasi = 360°C – 367°C

Tekanan operasi = 30 bar

Spesifikasi Katalis (www. Sript.com.cn/en/cattl.htm)

Bentuk : Silinder berwarna putih

Ukuran :

- Diameter : 1,6 – 1,8 mm (diambil 1,8 mm)
- Tinggi : 3 – 10 mm (diambil 10 mm)

Bulk density : 0,72 g/ml

Diameter pori : 40 – 60 Å (diambil 60 Å)

Surface area : 300 – 400 m^2/g (diambil 400 m^2/g)

Perhitungan Volume, Diameter dan Tinggi Reaktor:

Jenis katalis : HAT-096

WHSV = 2 jam^{-1} (www. Sript.com.cn/en/cattl.htm)

$$WHSV = \frac{F}{W}$$ (Hill, 1977)

Dimana:

F = Rate massa feed

$$= 51.105{,}0895 \text{ kg/hari} = \frac{51.105{,}0895 \text{ kg/hari}}{24 \text{ jam/hari}}$$

= 2.129,3787 kg/jam (dari Neraca Massa Reaktor)

W = Berat katalis

$$WHSV = \frac{F}{W}$$

2 jam^{-1} = (2.129,3787 kg/jam)/W

W = 1.064,6894 kg

$$\text{Volume bulk} = \frac{W}{\rho_{bulk}} = \frac{1.064{,}6894 \text{ kg}}{0{,}72 \text{ kg/l}} = 1.478{,}7353 \text{ liter}$$

Asumsi: pori berbentuk silinder, sehingga:

$$d = \frac{4.V_g}{S_g}$$ (Hill, 1977)

Dimana :

d = Diameter pori = 60 Å = 60 x 10^{-10} m = 60 x 10^{-9} dm

V_g = Volume void per gram katalis

S_g = Surface area per gram katalis

$$V_g = \frac{d.S_g}{4} = \frac{60.10^{-9} \text{ dm x } (400 \text{ x } 100) \text{ dm}^2/\text{g}}{4} = 0{,}0006 \text{ dm}^3/\text{g}$$

= 0,0006 dm^3/g x 1.000 g/kg = 0,6 dm^3/kg

Volume void = V_g x Berat katalis = 0,6 dm^3/kg x 1.064,6894 kg

= 638,8136 liter

Void fraction (ε) = Volume void/Volume bulk

$= 638{,}8136/1.478{,}7353$

$= 0{,}4320$

Diambil: H/D = 5 (Ulrich, 1984)

Volume bulk $= \frac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.H_{packed}$

$= \frac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.5.D_i = 3{,}9270.\,D_i^{\,3}$

$1.478{,}7353\ ft^3 = 3{,}9270.D_i^3$

$D_i^3 = 376{,}5560\ ft^3$

$D_i = 7{,}2212\ ft \approx 7{,}5\ ft \approx 90\ in$

$H_{packed} = H_{shell} = 5 \times 7{,}2212\ ft = 36{,}1060\ ft \approx 36{,}5\ ft$

Perhitungan Tebal Dinding Shell:

P design = 1,1 x P operasi dalam bar

= 1,1 x 30 bar = 33 bar

= 478,6262 psia (Ulrich,1984)

c = factor korosi maksimum = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

S = Allowable tensile stress

= 1.240 bar untuk material Nickel-based alloys

= 17.984,7422 psia (Ulrich, 1984, Fig. 4-45)

$t_{shell} = \frac{p.R}{0{,}9.S - 0{,}6.p} + c$ (Ulrich, 1984)

$= \frac{478{,}6262\ psia \times (90/2)\ in}{(0{,}9 \times 17.984{,}7422)\ psia - (0{,}6 \times 478{,}6262)\ psia} + 0{,}1\ in$

$= 1{,}4547\ in \approx 1{,}5\ in$

Perhitungan Tebal Tutup:

f = f allow = 13.300 psia untuk jenis Nickel tipe SB-162 (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

C = 0,1 in (Ulrich, 1984)

$$t = \frac{p.D_i}{4.f.E - 0{,}4.p} + c$$ (Brownell, 1959)

$$= \frac{478{,}6262x90}{4x13.300x0{,}8 - 0{,}4x478{,}6262} + 0{,}1$$

$$= 1{,}1167 \text{ in} \approx 1\tfrac{1}{8} \text{ in}$$

$Do = Di + t_{tutup}$

$$= 90 \text{ in} + 1\tfrac{1}{8} \text{ in} = 91{,}125 \text{ in}$$

Perhitungan Tinggi Tutup:

Do = 91,125 in

sf = 3,5 in (Brownell, 1959)

Tinggi tutup total $= r_o + sf$

$= (91{,}125/2) + 3{,}5 = 49{,}0625$ in

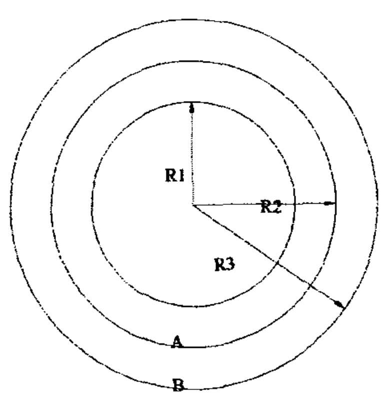
Perhitungan Tinggi Reaktor Total:

Tinggi reaktor total = Tinggi shell + 2.Tinggi tutup total

= 36,5 ft + 2.49,0625/12 ft

= 36,5 ft + 8,1771 ft = 44,6771 ft ≈ 45 ft

Perhitungan Tebal Isolator:



Data:

T_1 = 367°C = 692,6°F

T_3 = 30°C = 86°F

k nikel pada suhu 367°C = 30,9957 Btu/jam.ft.°F (Kern, 1950)

Sebagai isolator digunakan Kalsium Silikat.

k kalsium silikat = 0,372 Btu.in/jam.ft^2.°F = (0,372/12) Btu/jam.ft^2.°F

= 0,031 Btu/jam.ft^2.°F

R_1 = 3,75 ft

R_2 = 3,875 ft

Q = 248.230,0625 kJ/hari = (248.230,0625/(1,05506.24)) Btu/jam

= 9.803,1574 Btu/jam

$$A_1 = \frac{\pi}{4}.D_1^{\,2} = \frac{\pi}{4}.7,5^2 = 44,1786 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \frac{\pi}{4}.D_1^{\,2} = \frac{\pi}{4}.7,75^2 = 47,1730 \text{ ft}^2$$

$$A_3 = \pi.R_3^{\,2}$$

$$A_{A\,lm} = \frac{A_2 - A_1}{\ln\left(A_2/A_1\right)} = \frac{47,1730 - 44,1786}{\ln\left(47,1730/44,1786\right)} = 45,6594 \text{ ft}^2$$

$$A_{B\,lm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(A_3/A_2\right)} = \frac{(\pi.R_3^2) - 47,1730}{\ln(\pi.R_3^2) - \ln 47,1730}$$

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$9.803,1574 = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$9.803,1574 = \frac{692,6 - 86}{(3,875 - 3,75)/(30,9957.45,6594) + (R_3 - 3,875)/(0,031.A_{B\,lm})}$$

$$(R_3 - 3,3875)/(0,031.A_{B\,lm}) = 0,0618$$

$$(R_3 - 3,3875) = 0,0618 \text{ x } \left(0,031 \times \frac{(\pi.R_3^2) - 47,1730}{\ln(\pi.R_3^2) - \ln 47,1730}\right)$$

Dengan trial diperoleh: $R_3 = 3{,}9675$ ft

Tebal isolator = $R_3 - R_2 = 3{,}9675 - 3{,}875$ ft = 0,0925 ft = 1,11 in

Perhitungan Pressure Drop:

Diketahui:

Rate massa campuran masuk = 51.105,0895 kg/hari

Suhu operasi = 360°C – 367°C

Tekanan masuk = 30 bar

Mr rata-rata = Massa campuran/Mol campuran

= (51.105,0895 kg/hari) / (557,3974 kgmol/hari)

= 91,69 kg/kgmol

Properties yang tidak diketahui didekati dengan properties toluene karena Mr rata-ratanya mendekati Mr dari toluene (= 92).

$$Nre = \frac{D_p.v'.\rho_{avg}}{(1-\varepsilon).\mu}$$ (Geankoplis, 1997)

Dimana:

$$\rho \text{ campuran pada suhu } 360°C = \frac{M}{R.T}p$$ (Geankoplis, 1997)

M = 91,69 kg/kgmol

R = 8314,34 kg.m^2/s^2.kgmol.K

T = 360°C = 633 K

p = 30 bar = 30.10^5 Pa

$$\rho \text{ campuran pada suhu } 360°C = \frac{91{,}69}{8314{,}34 \times 633}.30.10^5$$

$$= 52{,}2651 \text{ kg/m}^3$$

$$D_p = \frac{6}{a_v} = \frac{6}{6\ D_{partikel}} = D_{partikel}$$ (Geankoplis, 1997)

D_p = 1,8 mm = $1{,}8.10^{-3}$ m

v' = ε x kecepatan gas masuk dalam m/s

Gas masuk pada suhu 360°C dan tekanan 30 bar

$$\text{kecepatan gas masuk} = \frac{\text{rate massa}}{\rho.A} = \frac{\text{rate massa}}{\rho.\frac{\pi}{4}.D^2}$$

$$= \frac{51.105{,}0895 \text{ kg/hari}}{52{,}2651 \text{ kg/m}^3 \text{x} \frac{\pi}{4} \text{x}(7{,}5/3{,}2808) \text{ m}^2}$$

$$= 544{,}6042 \text{ m/hari}$$

v' = 0,4320 x 544,6042 m/hari

= 235,2690 m/hari = $2{,}7230.10^{-3}$ m/s

$$T_{avg} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{360 + 367}{2} = 363{,}5\,°C = 686{,}3°F$$

$$Nre = \frac{D_p.v'.\rho_{avg}}{(1-\varepsilon).\mu} = \frac{(1{,}8/1000)\text{ m x } 2{,}7230.10^{-3}\text{ m/s x } 51{,}9760 \text{ kg/m}^3}{(1-0{,}4320)\text{ x } 0{,}0148.10^{-3}\text{ kg/m.s}}$$

= 30,3049 (Aliran laminer)

$$\Delta P = \frac{72.\mu.v'.\Delta L}{D_p^{\ 2}}.\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$$

Dimana:

$\varepsilon = 0{,}4320$

Pada T_{avg} = 686,3°F, μ = 0,0148 cp = $0{,}0148.10^{-3}$ kg/m.s

$\Delta L = H_{packed}$ = 36,5 ft = 11,1253 m

$$\Delta P = \frac{72\text{x } 0{,}0148.10^{-3}\text{ kg/m.s x } 2{,}723.10^{-3}\text{ m/s}.11{,}1253\text{ m}}{(1{,}8.10^{-3})^2\text{ m}^2}.\frac{(1-0{,}432)^2}{0{,}432^3}$$

= 39,8707 Pa = $3{,}9871.10^{-4}$ bar = 0,00039871 bar ≈ 0,0004 bar

5. **DRUM SEPARATOR (H-240)**

Fungsi: Memisahkan liquid yang terdapat dalam kesetimbangan uap-cair komponen keluar expander

Tipe: Vertical drum separator dengan head berbentuk tori-spherical.

Dasar pemilihan:

- Dapat dioperasikan pada tekanan normal
- Pengoperasian mudah.

Kondisi operasi: T = 98°C = 371 K

Kapasitas: 557,3974 kgmol/hari = 51.105,0895 kg/hari (dari N. Massa)

Laju komponen gas (W_v) = 41.033,0669 kg/hari = 1,0470 lb/s

= 447,5430 kgmol/hari

$$\text{Mr campuran} = \frac{\text{massa campuran gas}}{\text{mol campuran gas}} = \frac{41.033,0669}{447,5430} = 91,6852 \text{ kg/kgmol}$$

Laju komponen liqiud (W_l) = (553,3974 – 447,5430) kgmol/hari

= 109,8544 kgmol/hari

= 109,8544 kgmol/hari x 91,6852 kg/kgmol

= 10.072,0226 kg/hari = 22.204,7810 lb/hari

= 0,2570 lb/s

Drum beroperasi pada = 1,17 atm = 1,184 bar = 17,1943 psia

Karena Mr campuran mendekati Mr toluene maka sifat fisiknya didekati dengan sifat fisik dari toluene

$\omega = 0,263$

$T_r = T/T_c = 371/591,8 = 0,6269$

$P_r = P/P_c = 1,184/41 = 0,0289$ (Smith Van Ness, 1996, p.636)

$Z^0 = 0,7608$ dan $Z^1 = -0,0294$ (Smith Van Ness, 1996, p.650)

$Z = Z^0 + \omega . Z^1$ (Smith Van Ness, 1996, eq.3.46, p.650)

$= 0,7608 + 0,263.-0,0294 = 0,7531$

$$P.V = z.n.R.T \rightarrow \frac{P.m}{\rho} = z.n.R.T \rightarrow \frac{P}{z.R.T}.\frac{m}{n} = \rho \rightarrow \frac{P.BM}{z.R.T} = \rho$$

$$\rho_v = \frac{1,17 \text{ atm}.92 \text{ kg/kgmol}}{0,7531.0,082057 \text{m}^3.\text{atm/kgmol.K}\,(98+273)\,\text{K}} = 4,6950 \text{ kg/m}^3 = 0,2931 \text{ lb/ft}^3$$

ρ_l = s.g toluene x ρ air = 0,87 x 62,5 lb/ft^3 = 54,3750 lb/ft^3 (Kern. 1950)

$$\frac{W_l}{W_v}.\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = \frac{0,2570 \text{ lb/sec}}{1,0470 \text{ lb/sec}}.\sqrt{\frac{0,2931 \text{ lb/ft}^3}{54,3750 \text{ lb/ft}^3}}$$ (Branan, 1994)

$= 0,0180$

Dari Branan, 1994, fig 8-1, p.107 diperoleh:

K_v = faktor desain kecepatan uap = 0,39

$(U_v)_{max} = K_v \cdot \sqrt{(\rho_l - \rho_v)/\rho_v}$ (Branan, 1994, p.107)

$= 0,39 \cdot \sqrt{(54,3750 - 0,2931)/0,2931} = 5,2976$ ft/sec

$$Q_v = \frac{W_v}{\rho_v} = \frac{1,0470 \text{ lb/sec}}{0,2931 \text{ lb/ft}^3} = 3,5722 \text{ ft}^3\text{/sec}$$

$$A_{min} = \frac{Q_v}{(U_v)_{max}} = \frac{3,5722 \text{ ft}^3\text{/sec}}{5,2976 \text{ ft/sec}} = 0,6743 \text{ ft}^2$$ (Branan, 1994, p.108)

$(A_{total})_{min} = A_{min}/0,2 = 0,6743/0,2 = 3,3715$ ft^2

$D_{min} = \sqrt{(4.(A_{total})_{min}/\pi)} = \sqrt{(4.3,3715 \text{ ft}^2/\pi)}$ (Branan, 1994, p.108)

$= 2,0719$ ft

$D = D_{min}$ sampai $(D_{min} + 6$ in) (Branan, 1994, p.108)

Diambil $D = D_{min} + 6$ in = 2,5719 ft = 0,7839 m ≈ 0,8 m (memenuhi)

Berdasarkan Ulrich, 1984, tab.4-18, p.188 : D = 0,3 – 4 m

Berdasarkan Ulrich, 1984, tab.4-18, p.188 untuk tekanan < 18 barg ditentukan:

L/D = 3 → L = 3.D = 3.2,5719 ft = 7,7157 ft

$p_{desain} = 1,1 \times P_{op} = 1,1 \times 17,1943$ psia = 18,9137 psia

Bahan konstruksi yang digunakan : Nickel SB-162

Dari Brownell & Young, 1959, App. D, p. 342 diperoleh:

$f_{allowable}$ = 13.300 lb/in^2

E = 0,80

c = 0,1 in

Menghitung tebal shell:

S = Allowable tensile stress

= 1.240 bar untuk material Nickel-based alloys

= 17.984,7422 psia (Ulrich, 1984, Fig. 4-45)

$$t_{shell} = \frac{p.R}{0,9.S - 0,6.p} + c \quad \text{(Ulrich, 1984)}$$

$$= \frac{18,9137 \text{ psia x } (31,5/2) \text{ in}}{(0,9x17.984,7422) \text{ psia} - (0,6 \text{ x } 18,9137) \text{ psia}} + 0,1 \text{ in}$$

$= 0,1184$ in ≈ 3/16 in (Distandarkan dari Brownell)

Menghitung tebal tutup:

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{r_c/r_1}\right) = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{1/0,025}\right) = 2,3311$$

$r_c = D_i + t_{shell} = (2,6246 \text{ x } 12) \text{ in} + 0,1875 \text{ in} = 31,6827$

$$t = \frac{p.r_c.W}{2.f.E - 0,2.p} + c \quad \text{(Brownell \& Young, 1959, eq.7.77, p.138)}$$

$$= \frac{18,9137 \text{ lb/in}^2 \times 31,6827 \times 2,3311 \text{in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 0,8 - 0,2 \times 18,9137 \text{ lb/in}^2} + 0,1 \text{ in} = 0,1657 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

6. KONDENSOR (E-250)

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
98°C = 208,4°F	*Higher* T	45 °C = 113 °F	53°C = 95,4°F = Δt1
98°C = 208,4°F	*Lower* T	30 °C = 86 °F	68°C = 122,4°F = Δt2
0°C = 0°F	Selisih	15 °C = 27 °F	15°C = 27°F = |Δt2 - Δt1|

$$(\Delta t) = LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} \quad \text{Persamaan (5.14)}$$

$$= \frac{(208,4 - 113) - (208,4 - 86)}{\ln (208,4 - 113)/(208,4 - 86)}$$

$= 108,34$°F

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = 208,4 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113 + 86}{2} = 99,5 \text{ °F}$$

Dari neraca panas kondensor diperoleh:

Q = beban panas kondensor = H air masuk – H air keluar

= 17.648.118,8066 – 4.476.857,1933 = 13.171.261,6133 kJ/hari

Q = 520.164,4029 Btu/jam

Mol fluida panas = 447,5430 kgmol/hari (dari neraca panas expander)

Massa fluida panas = 41.033,0635 kg/hari = 3.769,2630 lb/jam

BM rata-rata $= \frac{41.033,0635}{447,5430} = 91,6852$ mendekati BM toluene sehingga pengambilan properties didekati dengan properties toluene.

Massa air (pendingin) = 5.410,0291 kgmol/hari = 97.380,5230 kg/hari

= 8.945,2937 lb/jam

Diambil STHE :

Shell	**Tube side**
ID = 8 in = 0,6667 ft Baffle space = 12 in Passes = 1	No. & L = 30 & 10 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 1 in-triangle Passes = 2 ID = 0,62 in = 0,0517 ft

Sisi Shell, fluida panas	Sisi Tube, fluida dingin
$a_s = \frac{ID.C'.B}{144.P_T} = \frac{8.0,25.12}{144.1} = 0,1667$ $G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{3.769,2630}{0,1667}$ $= 22.615,5781\ lb/ft^2.jam$ Pada T_c = 208,4 °F μ = 0,0085.2,42 = 0,0206 lb/ft^2. jam De = 0,0608 ft $Re_s = \frac{D_e.G_s}{\mu} = \frac{0,0608x22.615,5781}{0,0206}$ = 66.882,8877 $G'' = \frac{W}{L.Nt^{2/3}} = \frac{3.769,2630}{10.30^{2/3}}$	$a'_t = 0,302\ in^2$ $a_t = \frac{Nt.a'_t}{144.n} = \frac{30.0,302}{144.2} = 0,0315\ ft^2$ $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{8.945,2937}{0,0315}$ $= 284.353,7069\ lb/ft^2.jam$ $V = \frac{G_t}{3600.\rho} = \frac{284.353,7069}{3600.62,5}$ = 1,2638 fps Pada t_c = 99,5 °F μ = 2,42 lb/ft.jam $Re_t = D.Gt./\mu$

= 39,0399 lb/jam.lin ft Asumsi h = 300 $t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o}(T_c - t_c)$ $= 99{,}5 + \frac{300}{330{,}6667 + 300}.(208{,}4 - 99{,}5)$ = 151,3023°F $t_f = \frac{(T_c + t_w)}{2} = \frac{208{,}4 + 151{,}3023}{2}$ = 179,8512°F sg_f = 0,8372 μ_f = 0,33 cp k_f = 0,0838 Btu/ft^2.jam.°F check h = 350 (Gambar 12.9, Kern) Diambil ho = 300 Btu/ft^2.jam.(°F/ft) (ho maksimum untuk organic)	$= \frac{0{,}0517x284.353{,}7069}{2{,}42}$ = 6.070,9125 h_i = 400 [Fig.25] $h_{io} = h_i x \frac{ID}{OD} = 400x\frac{0{,}62}{0{,}75}$ = 330,6667

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{330{,}6667.300}{330{,}6667 + 300} = 157{,}2939 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam.°F}$$

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Total luas permukaan = 0,1963.30.10 = 58,8900 ft^2

$$U_D = \frac{Q}{A.\Delta t} = \frac{13.171.261{,}6133}{58{,}8900x108{,}34} = 81{,}5288 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam.°F}$$

Batasan UD pada kondensor untuk light organics 75-150 Btu/ft^2.jam.°F

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_c x U_D} = \frac{157{,}2939 - 81{,}5288}{157{,}2939x81{,}5288} = 0{,}0059 \text{ ft}^2\text{.jam.°F/Btu}$$

Pressure Drop

Sisi Shell, fluida panas	Sisi Tube, fluida dingin
f = 0,0015 ft^2/in^2 [Fig.29]	f = 0,00032 ft^2/in^2
(N+1) = 12.L/B = 12.10/12 = 10	sg = 1
$\rho = \frac{91,6852}{359x(208,4+460)/492x(14,7/18,9156)}$	$\Delta P_t = \frac{f.G_t^2.L.n}{5,22.10^{10}.D.sg.\varphi_t}$
= 0,2419 lb/ft^3	
$sg = \frac{0,2419}{62,5} = 0,0039$	$= \frac{0,00032\times 284.353,7069^2\times 10\times 2}{5,22.10^{10}\times 0,0517\times 1\times 1}$
$\Delta P_s = \frac{1}{2}\times\frac{f.G_s^2.Ds.(N+1)}{5,22.10^{10}.De.sg}$	= 0,1919 psi
$= \frac{0,0015\times 22.615,5781^2\times 0,6667\times 10}{2\times 5,22.10^{10}\times 0,0608\times 0,0039}$	$\Delta P_\tau = \left(\frac{4.n}{sg}\right).\left(\frac{V^2}{2.g'}\right)$
= 0,2081 psi	$= \left(\frac{4.2}{1}\right).\left(\frac{1,2638^2}{2.32,14}\right)$
	= 0,1986 psi
	$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_\tau$
	= 0,1919 psi + 0,1986 psi
	= 0,3905 psi

7. MENARA DESTILASI 1 (D-310)

Dari Appendix A didapatkan :

P operasi = 17,1916 psia

P desain = 1,1.17,1916 = 18,9156 psia

T operasi = 98 °C = 208,4 °F = 668,4 Rankine

N teoritis = 15 tray

Pada T operasi = 208,4 °F:

Viskositas cairan = 0,25 cp

Dengan Tabel 8.1 (Branan,1994) diperoleh :

Efisiensi tray = 0,68

N_{aktual} = 0,68 x 15 = 22,0588 ≈ 22

R = 0,8647

F = 117,5458 kgmol/hari

D = 46,7867 kgmol/hari

B = 70,7591 kgmol/hari

BM rata-rata feed = 91,6852

Toluene (HK)	$Z_{HK,F} = 0,3464$	$X_{HK,D} = 0,0236$
Benzene (LK)	$Z_{LK,F} = 0,1326$	$X_{LK,B} = 0,0148$

$N_R + N_S = N - 1$

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{Z_{HK,F}}{Z_{LK,F}}\right)\cdot\left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}}\right)^2\cdot\left(\frac{B}{D}\right)\right]^{0,206}$$ (Henley & Sieder, 1981)

$$= \left[\left(\frac{0,3464}{0,1326}\right)\cdot\left(\frac{0,0148}{0,0236}\right)^2\cdot\left(\frac{70,7591}{46,7867}\right)\right]^{0,206} = 1,0994$$

$N_S = 10,0030 \cong 10$ dan $N_R = 10,9970 \cong 11$ maka feed masuk pada tray ke 11 dari atas

Menghitung Diameter Kolom :

$$\rho_v = \frac{91,6852.492.18,9156}{359.668,4.14,696} = 0,2420 \text{ lb/ft}^3$$

sg = 0,875

$\rho_l = 0,875.62,5 = 54,6875 \text{ lb/ft}^3$

Vm diambil rate beban yang paling berat = 25.146,0064 kg/hari

= 2.309,8912 lb/jam

St = 12 in

Surface tension :

Dari Prausnitz hal 633-640 :

σ air = 62,8 dyn/cm

σ benzene = 17,0575 dyn/cm

σ cumene = 18,7705 dyn/cm

σ toluene = 17,2484 dyn/cm

σ mixed xylene = 18,1624 dyn/cm

σ campuran = 19,3804 dyn/cm

Dari Gambar 8.50, Ludwig dengan Vm sebagai ordinat, σ sebagai aksis dan St sebagai parameter maka diperoleh harga k = 270.

$$G = k.\sqrt{\rho_v.(\rho_l\text{-}\rho_v)} \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$= 270.\sqrt{0{,}2420.(54{,}6875\text{-}0{,}2420)} = 979{,}9910 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$D=1{,}13.\sqrt{\frac{Vm}{G}} \text{ ft}$$

$$=1{,}13.\sqrt{\frac{25.146{,}0064}{979{,}9910}} = 1{,}7349 \text{ ft}$$

Diambil D = 2 ft

Menentukan Tinggi Menara :

$H_{kolom} = (N\text{-}1).S_t = 22.12 = 264$ in = 22 ft

Tipe menara destilasi : Packed Column

Tipe packing : Raschig ring 1 in.

Tinggi dish head dan dish bottom yang berbentuk ellipsoidal = 0,25.D

= 0,25.2 = 0,5 ft

Tinggi entrainment separator = 1 ft

Tinggi tanpa packing = 1 ft

Tinggi redistributors = 1 ft

$$\text{Jumlah redistributors} = \frac{H_{kolom}}{3 \times D} = \frac{22}{3.2} = 3{,}6667 = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Tinggi total} = H_{kolom} + H_{dish\ head} + H_{dish\ bottom} + H_{entrainment} + H_{tanpa\ packing} + H_{redistributor}$$

$$= 22 + 2.0{,}5 + 1 + 2 \times 1 + 4 \times 1 = 30 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal plate :

$$t = \frac{P.r}{f.E - 0,6.P} + c$$

dengan :

f = 13.300 psi

E = 0,8 (Double Wetted Butt Joint)

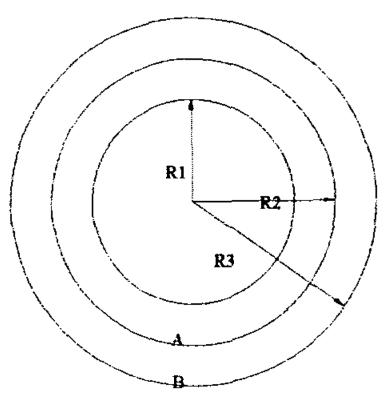
c = 0,01

$$t = \frac{18,9156.r}{13.300 \times 0,8 - 0,6 \times 18,9156} + 0,01 = 0,0118$$

Diambil tebal plate = 3/16 in = 0,1875 in

Do = 2 + 2.0,1875/12 = 2,0313 ft

Perhitungan Tebal Isolator:



Data:

T_1 = 142 °C = 287,6°F

T_3 = 30 °C = 86°F

k nikel pada suhu 293°C = 33,9010 Btu/jam.ft.°F (Kern, 1950)

Sebagai isolator digunakan Kalsium Silikat.

k kalsium silikat = 0,372 Btu.in/jam.ft^2.°F = (0,372/12) Btu/jam.ft^2.°F

= 0,031 Btu/jam.ft^2.°F

R_1 = 1,00 ft

R_2 = 1,015625 ft

Q = 870.564,2840 kJ/hari = (870.564,2840/(1,05506.24)) Btu/jam

= 34.380,5204 Btu/jam

$$A_1 = \frac{\pi}{4}.D_1^{\,2} = \frac{\pi}{4}.2^2 = 3{,}1416\ \text{ft}^2$$

$$A_2 = \frac{\pi}{4}.D_2^{\,2} = \frac{\pi}{4}.2{,}0729^{\,2} = 3{,}2405\ \text{ft}^2$$

$$A_3 = \pi.R_3^{\,2}$$

$$A_{A\,lm} = \frac{A_2 - A_1}{\ln\left(A_2/A_1\right)} = \frac{3{,}2405 - 3{,}1416}{\ln\left(3{,}2405/3{,}1416\right)} = 3{,}1908\ \text{ft}^2$$

$$A_{B\,lm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(A_3/A_2\right)} = \frac{(\pi\ .R_3^2) - 3{,}2405}{\ln(\pi\ .R_3^2) - \ln 3{,}2405}$$

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$34.380{,}5204 = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$34.380{,}5204 = \frac{293\text{-}86}{(2{,}0313 - 1)/(33{,}8627.3{,}1908) + (R_3 - 2{,}0313)/(0{,}031.A_{B\,lm})}$$

$$(R_3 - 2{,}0313)/(0{,}031.A_{B\,lm}) = 0{,}0057$$

$$(R_3 - 2{,}0313) = 0{,}0057 \times \left(0{,}031 \times \frac{(\pi\ .R_3^2) - 3{,}2405}{\ln(\pi\ .R_3^2) - \ln 3{,}2405}\right)$$

Dengan trial diperoleh: R_3 = 1,0162 ft

Tebal isolator = $R_3 - R_2$ = 1,0162 – 1,015625 ft = 0,0006 ft = 0,007 in

8. KONDENSOR DESTILASI 1 (E-311)

Neraca Panas :

Fluida panas, Q = 13.502.720,8471 kJ/hari = 533.254,5152 Btu/jam

Fluida dingin, Q = 215.302,8916 x 4,181 x (45-30) = 13.502.720,8471 kJ/hari

(Data, persamaan dan cara perhitungan diambil dari Kern, 1950)

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
82 °C = 179,6 °F	*Higher* T	45 °C = 113 °F	37 °C = 66,6 °F = Δt1
70 °C = 158 °F	*Lower* T	30 °C = 86 °F	40 °C = 72 °F = Δt2
12 °C = 21,6 °F	Selisih	15 °C = 27 °F	3 °C = 5,4 °F = ǀΔt2 - Δt1ǀ

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln(\Delta t2 / \Delta t1)}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{5,4}{\ln(72 / 66,6)} = 69,2649\ °F$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{179,6+158}{2} = 168,8\ °F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113+86}{2} = 99,5\ °F$$

Qc = 13.502.720,8471 kJ/hari = 533.254,5152 Btu/jam

Mol fluida panas = 409,8327 kgmol/hari

Massa fluida panas = 29.947,6854 kg/hari = 2.750,9694 lb/jam

$$\text{BM rata-rata} = \frac{29.947,6854}{409,8327} = 73,073$$ mendekati BM Benzene sehingga

pengambilan properties didekati dengan properties Benzene.

Cp pada Tc = 0,4600 Btu/lb. °F (Gambar 2, Kern)

$$\text{Panas sensible kondensat} = \frac{533.254,5152}{0,46.(179,6-158)} = 13.666,8161\ \text{Btu/lb.°F}$$

$$\text{Bagian yang tercelup} = \frac{13.666,8161}{533.254,5152} \times 100\ \% = 2,5629\ \%$$

Diambil STHE :

Shell	**Tube side**
ID = 12 in = 1 ft Baffle space = 12 in Passes = 1	No. & L = 52 & 10 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 1 in-triangle Passes = 2 ID = 0,62 in = 0,05167 ft

Sisi Shell, fluida panas	Sisi Tube, fluida dingin
$a_s = \frac{ID.C'.B}{144.P_T} = \frac{12.0.25.12}{144.1} = 0,25\ ft^2$ $G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{2.750,9694}{0,25}$ $= 11.003,8777\ lb/ft^2.jam$ Pada $T_1 = 179,6\ °F$ $\mu = 0,3.2,42 = 0,726\ lb/ft^2.\ jam$ De = 0,0608 ft $Re_s = \frac{D_e.Gs}{\mu} = \frac{0,608.11.003,8777}{0,726}$ $= 922,0421$ Bagian yang tidak tercelup $= \frac{Nt.(100\ \%-2,5629\ \%)}{100\ \%}$ $= 50,6673 \cong 51$ $G'' = \frac{W}{L.Nt^{2/3}} = \frac{2.750,9694}{10.51^{2/3}}$ $= 20,091$ lb/jam.lin ft Asumsi h = 300 $t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o}(T_c - t_c)$ $= 99,5 + \frac{300}{396,8 + 300}(168,8 - 99,5)$ $= 126,3364\ °F$ $t_f = \frac{(T_c + t_w)}{2} = \frac{168,8 + 126,3364}{2}$ $= 149,0682$ $sg_f = 0,8482$ $\mu_f = 0,38$ cp	$a_t' = 0,302\ in^2$ $a_t = \frac{Nt.a_t'}{144.n} = \frac{52.0,302}{144.2} = 0,0545\ ft^2$ $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{19.777,5442}{0,0545}$ $= 362.705,8540\ lb/ft^2.jam$ $V = \frac{G_t}{3600.\rho} = \frac{362.705,854}{3600.62,5}$ $= 1,612$ fps Pada t rata-rata = 99,5 °F $\mu = 2,42$ lb/ft.jam $Re_t = D.Gt./\mu$ $= \frac{0,05167 \times 362.705,8540}{2,42}$ $= 7.743,72$ $h_i = 480$ $h_{io} = h_i \times ID/OD = 480.\frac{0,62}{0,75}$ $= 396,8$

k_f = 0,0866 Btu/ft^2.jam.(°F/ft) check h = 380 (Gambar 12.9, Kern) Diambil ho = 300 Btu/ft^2.jam.(°F/ft) (ho maksimum untuk organic)	

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{396{,}8.300}{396{,}8+300} = 170{,}8381 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.°F}$$

$$A_c = \frac{Qc}{U_c \times \Delta t} = \frac{533.254{,}5152}{170{,}8381.69{,}2649} = 45{,}0647 \text{ ft}^2$$

$$A_s = \frac{A_c.2{,}5629\%}{100\ \%} = 1{,}155 \text{ ft}^2$$

$$A_t = 45{,}0647 + 1{,}155 = 46{,}2197 \text{ ft}^2$$

$$UC = \frac{Qc}{At.\Delta t} = \frac{533.254{,}5152}{46{,}2197.69{,}2649} = 166{,}5691 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.°F}$$

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Total luas permukaan = 0,1963.52.10 = 102,076 ft^2

$$UD = \frac{Qc}{A.\Delta t} = \frac{533.254{,}5152}{102{,}076.69{,}2649} = 75{,}4219 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.°F}$$

Batasan UD pada kondensor untuk light organics 75-150 Btu/ft^2.jam.°F

$$R_d = \frac{UC - UD}{UC \times UD} = \frac{166{,}5691 - 75{,}4219}{166{,}5691.75{,}4219} = 0{,}0073 \text{ ft}^2.\text{jam.°F/Btu}$$

Pressure Drop

Sisi Shell, fluida panas	Sisi Tube, fluida dingin
f = 0,0033 ft^2/in^2 $(N+1) = 12.L/B = 12.10/12 = 10$ $\rho = \dfrac{73{,}073.492.14{,}696}{359.(179{,}6+460).14{,}696}$ = 0,1565 lb/ft^3 $sg = \dfrac{0{,}1565}{62{,}5} = 0{,}0025$	f = 0,00027 ft^2/in^2 sg = 1 $\Delta P_t = \dfrac{f.G_t^2.L.n}{5{,}22.10^{10}.D.sg.\varphi_t}$ $= \dfrac{0{,}00027 \times 362.705{,}854^2 \times 10 \times 2}{5{,}22.10^{10}.0.0517.1.1}$ = 0,2634 psi

$\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f.G_s^{\ 2}.Ds.(N+1)}{5,22.10^{10}.De.sg}$ $= \frac{0,0033 \times 11.003,8777^2 \times 1 \times 10}{2.5,22.10^{10}.0,0608.0,0025}$ $= 0,2512$ psi	$\Delta P_\tau = \left(\frac{4.n}{sg}\right).\left(\frac{V^2}{2.g'}\right)$ $= \left(\frac{4.2}{1}\right)\left(\frac{1,612^2}{2.32,14}\right)$ $= 0,3231$ psi $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_\tau$ $= 0,2634 + 0,3231 = 0,5865$ psi

Kesimpulan

300	h	396,8
UC	166,5691	
UD	75,4219	
Rd perhitungan	0,0073	
Rd minimum	0,004	
0,2512	ΔP perhitungan	0,5865
2	ΔP yang diijinkan	10

9. AKUMULATOR DESTILASI 1 (H-312)

Feed = destilat dari kondensor menara destilasi 1 = 219,7848 kgmol/hari

= 16.060,3233 kg/hari = 1.475,2879 lb/jam

BM rata-rata = 73,073 mendekati BM Benzene maka properties feed didekati dengan properties Benzene.

Sg = 0,88

Densitas = 0,88.62,5 = 55 lb/ft^3

Volume feed = 1.475,2879 x 55 = 26,8234 ft^3

(Data dan persamaan yang digunakan diambil dari Brownell, 1959)

Mencari Diameter tangki :

Diinginkan Volume feed = 0,8.Volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{26,8234}{0,8} = 33,5293 \text{ ft}^3$$

Volume tangki = Volume silinder + 2.Volume tutup

Volume silinder = $\pi/4.H.D^2$

H silinder = 1,5.Dt

Dipilih tutup berupa torispherical :

Volume tutup = $0{,}000049.D^3$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi.1{,}5.D.D^2}{4} + 2.0{,}000049.D^3 = 33{,}9147\ ft^3$$

$$Dt = \frac{33{,}5293}{0{,}00008} = 35{,}0337\ in = 2{,}9195\ ft$$

Mencari Tinggi tangki :

H silinder = 2,9195.1,5 = 4,3792 ft

Diambil Dt = 3 ft dan H silinder = 4,5 ft

Rc = Dt – 0,5 = 3 – 0,5 = 2,5 ft

$$H\ tutup = Rc - \sqrt{\left(Rc^2 - \frac{D^2}{4}\right)} = 2{,}5 - \sqrt{\left(2{,}5^2 - \frac{2{,}5^2}{4}\right)} = 0{,}474\ ft$$

H tangki = 4,5 + 2.0,474 = 5,4409 ft

Mencari Tebal silinder dan Tebal tutup :

P operasi = 14,696 psi

P desain = 1,1.17,196 = 16,1656 psi

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C :

f = 12.650 psi

E = 0,85 (double welded butt joint)

c = 2/16 = 0,125

$$ts = \frac{P.D.}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1656.3}{2 \times 12.650 \times 0{,}85} + 0{,}125 = 0{,}1271\ in$$

Kisaran rc/ri = 0,025 – 0,19.

Diambil rc/ri = 0,19.

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}}\right) = 0{,}25.(3.\sqrt{0{,}19}\ ) = 0{,}859$$

$$td = \frac{W.P.Rc.}{2.f.E - 2.P} + c = \frac{0{,}859.16{,}1656.2{,}5}{(2 \times 12.650 \times 0{,}85) - 2.16{,}1656} + 0{,}125 = 0{,}1279 \text{ in}$$

10. REBOILER DESTILASI 1 (E-313)

Neraca Panas :

Fluida panas, Q = 17.427.116,5465 kJ/hari = 688.238,2218 lb/jam

Fluida dingin, Q = 9.063,8771 x 1.922,7 = 17.427.116,5465 kJ/hari

(Data, persamaan dan cara perhitungan diambil dari Kern, 1950)

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
204 °C = 399,2 °F	*Higher* T	144,25 °C = 291,65 °F	59,75 °C = 107,55 °F
204 °C = 399,2 °F	*Lower* T	142 °C = 287,6 °F	62 °C = 111,6 °F
0	Selisih	2,25 °C = 4,05 °F	2,25 °C = 4,05 °F

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln(\Delta t2 / \Delta t1)}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{4{,}05}{\ln(111{,}6 / 107{,}55)} = 109{,}5625\ °F$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399{,}2 + 399{,}2}{2} = 399{,}2\ °F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{291{,}65 + 287{,}6}{2} = 289{,}625\ °F$$

Diambil STHE :

Shell	**Tube side**
ID = 8 in = 0,6667 ft Baffle space = 12 in Passes = 1	No. & L = 24 & 12 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 1 in-triangle Passes = 4 ID = 0,62 in = 0,05167 ft

Sisi Shell, fluida dingin	Sisi Tube, fluida panas
Asumsi h = 300	$a_t' = 0{,}302\ in^2$
$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o}(T_c - t_c)$	$a_t = \frac{Nt.a_t'}{144.n} = \frac{24.0{,}302}{144.2} = 0{,}0126\ ft^2$
$= 289{,}625 + \frac{300}{1500 + 300}(399{,}2 - 289{,}625)$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{832{,}7437}{0{,}0126}$
$= 307{,}8875\ °F$	$= 66.178{,}3081\ lb/ft^2.jam$
$\Delta t_w = 307{,}8875 - 289{,}625 = 18{,}2625\ °F$	$V = \frac{G_t}{3600.\rho} = \frac{66.178{,}3081}{3600.62{,}5}$
	$= 0{,}2941$ fps
	Pada Ts = 399,2 °F
	$\mu = 0{,}0581$ lb/ft.jam
	$Re_t = D.Gt./\mu$
	$= \frac{0{,}05167 \times 66.178{,}3081}{0{,}0581}$
	$= 58.870{,}7401$
	Condensing steam
	$h_{io} = 1.500\ Btu/ft^2.jam.°F$

$$UC = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.500 \times 300}{1.500 + 300} = 250\ Btu/ft^2.jam.°F$$

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Total luas permukaan = 0,1963.52.10 = 102,076 ft^2

$$UD = \frac{Q_R}{A.\Delta t} = \frac{668.238{,}2218}{56{,}5344.109{,}5625} = 111{,}1128\ Btu/ft^2.jam.°F$$

Batasan UD pada reboiler untuk light organics 100 - 200 Btu/ft^2.jam.°F

$$R_d = \frac{UC - UD}{UC \times UD} = \frac{250 - 111{,}1128}{250.111{,}1128} = 0{,}005\ ft^2.jam.°F/Btu$$

Pressure Drop

Sisi Shell, fluida panas	Sisi Tube, fluida dingin
diabaikan	f = 0,0002 ft^2/in^2 sg = 1 $\Delta P_t = \dfrac{f.G_t^2.L.n}{5,22.10^{10}.D.sg.\varphi_t}$ $= \dfrac{0,0002 \times 66.178,3081^2 \times 12 \times 4}{5,22.10^{10}.0.0517.1.1}$ $= 0,0156$ psi $\Delta P_\tau = \left(\dfrac{4.n}{sg}\right).\left(\dfrac{V^2}{2.g'}\right)$ $= \left(\dfrac{4.2}{1}\right)\left(\dfrac{0,2941^2}{2.32,14}\right)$ $= 0,0215$ psi $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_\tau$ $= 0,0156 + 0,0215 = 0,0371$ psi

Kesimpulan

300	h	1500
UC	250	
UD	111,1128	
Rd perhitungan	0,0059	
Rd minimum	0,004	
diabaikan	ΔP perhitungan	0,0371
diabaikan	ΔP yang diijinkan	10

11. MENARA DESTILASI 2 (D-320)

Dari Appendix A didapatkan :

P operasi = 14,696 psia

P desain = 1,1.14,696 = 16,1656 psia

T operasi = 128,3425 °C = 263,0615 °F = 723,0615 Rankine

N = 20

Pada T operasi = 263,0165 °F:

Viskositas cairan = 0,22 cp

Dengan Tabel 8.1 (Branan,1994) diperoleh :

Efisiensi tray = 0,71

N_{aktual} = 0,71 x 20 = 28,1690 ≈ 28 tray

R = 4,1082

F = 337,6126 kgmol/hari

D = 75,2414 kgmol/hari

B = 262,3712 kgmol/hari

BM rata-rata feed = 103,8017

Xylene (HK)	$Z_{HK,F}$ = 0,7027	$X_{HK,D}$ = 0,0456
Toluene (LK)	$Z_{LK,F}$ = 0,2049	$X_{LK,B}$ = 0,0091

Dengan cara yang sama seperti perhitungan pada Menara Destilasi 1, maka dapat diperoleh :

D menara = 2 ft

Tinggi menara = 336 in = 28 ft

Tinggi dish head dan dish bottom yang berbentuk ellipsoidal = 0,25.D

= 0,25.2 = 0,5 ft

Tinggi entrainment separator = 1 ft

Tinggi tanpa packing = 1 ft

Tinggi redistributors = 1 ft

Jumlah redistributors = $\frac{H_{kolom}}{3 \times D} = \frac{28}{3.2} = 4,3333 = 5$ buah

Tinggi total = $H_{kolom} + H_{dish\ head} + H_{dish\ bottom} + H_{entrainment} + H_{tanpa\ packing} + H_{redistributor}$

= 28 + 2.0,5 + 1 + 2 x 1 + 5 x 1 = 37 ft

Perhitungan tebal plate :

Perhitungan diambil dari Hesse & Rushton,1959

$$Pc = \frac{86.670 \times t}{D} - 1.386$$

dengan :

Pc = 5.P = 5.14,1916 = 73,48 psia

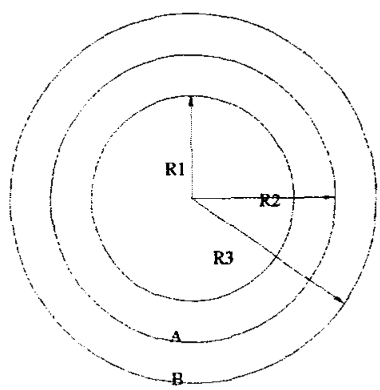
c = 0,01

$$t = \frac{(73{,}48.2 + 1.386) \times 2 \times 12}{86.670} + 0{,}01 = 0{,}4041 \text{ in}$$

Diambil tebal plate = 7/16 in = 0,4375 in

Do = 2 + 2.0,4375/12 = 2,0729 ft

Perhitungan Tebal Isolator:



Data:

T_1 = 128,3425°C = 263,0165 °F

T_3 = 30°C = 86°F

k nikel pada suhu 128,3425°C = 30,9957 Btu/jam.ft.°F (Kern, 1950)

Sebagai isolator digunakan Kalsium Silikat.

k kalsium silikat = 0,372 Btu.in/jam.ft^2.°F = (0,372/12) Btu/jam.ft^2.°F

= 0,031 Btu/jam.ft^2.°F

R_1 = 1,00 ft

R_2 = 1,03645 ft

Q = 120.678,4884 kJ/hari = (120.678,4884/(1,05506.24)) Btu/jam

= 4.765,8620 Btu/jam

$$A_1 = \frac{\pi}{4}.D_1^{\ 2} = \frac{\pi}{4}.2^2 = 3{,}1416\ ft^2$$

$$A_2 = \frac{\pi}{4}.D_2^{\ 2} = \frac{\pi}{4}.2{,}0729^2 = 3{,}3748\ ft^2$$

$$A_3 = \pi.R_3^{\ 2}$$

$$A_{A\,lm} = \frac{A_2 - A_1}{\ln\left(A_2 / A_1\right)} = \frac{3{,}3748 - 3{,}1416}{\ln\left(3{,}3748 / 3{,}1416\right)} = 3{,}2568\ ft^2$$

$$A_{B\,lm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(A_3 / A_2\right)} = \frac{(\pi\ .R_3^2) - 3{,}3748}{\ln(\pi\ .R_3^2) - \ln 3{,}3748}$$

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$4.765{,}8620 = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$4.765{,}8620 = \frac{293\text{-}86}{(2{,}0313\text{-}1)/(33{,}8627.3{,}2568) + (R_3\text{-}2{,}0313)/(0{,}031.A_{B\,lm})}$$

$$(R_3 - 2{,}0729)/(0{,}031.A_{B\,lm}) = 0{,}0431$$

$$(R_3 - 2{,}0729) = 0{,}0059 \times \left(0{,}031 \times \frac{(\pi\ .R_3^2) - 3{,}3748}{\ln(\pi\ .R_3^2) - \ln 3{,}3748}\right)$$

Dengan trial diperoleh: $R_3 = 1{,}041$ ft

Tebal isolator = $R_3 - R_2$ = 1,041 – 1,03645 ft = 0,0045 ft = 0,0545 in

12. KONDENSOR DESTILASI 2 (E-321)

Neraca Panas :

Fluida panas, Q = 2.844.466,0797 kJ/hari = 112.334,7211 Btu/jam

Fluida dingin, Q = 45.355,4346 x 4,181 x (45-30) = 2.844.466,0797 kJ/hari

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
110 °C = 230 °F	*Higher* T	45 °C = 113 °F	65 °C = 117 °F
107,6 °C = 225,68 °F	*Lower* T	30 °C = 86 °F	77,6 °C = 139,68 °F
2,4 °C = 4,32 °F	Selisih	15 °C = 27 °F	12,6 °C = 22,68 °F

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln(\Delta t2 / \Delta t1)}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{22,68}{\ln(139,68 / 117)} = 128,0053\ °F$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{230 + 225,86}{2} = 227,84\ °F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113 + 86}{2} = 99,5\ °F$$

Q_c = 2.844.466,0797 kJ/hari = 112.334,7211 Btu/jam

Mol fluida panas = 409,8327 kgmol/hari

Massa fluida panas = 3.283,4160 kg/hari = 3.283,4160 lb/jam

BM rata-rata $= \frac{35.744,0207}{389,7654} = 91,7065$ mendekati BM Toluene sehingga

pengambilan properties didekati dengan properties Benzene.

Cp pada Tc = 0,500 Btu/lb. °F (Gambar 2, Kern)

Panas sensible kondensat $= \frac{112.334,7211}{0,5.(230 - 225,68)}$ = 3.546,0892 Btu/lb.°F

Bagian yang tercelup $= \frac{3.546,0892}{112.334,7211} \times 100\ \% = 3,1567\ \%$

Diambil STHE :

Shell	Tube side
ID = 8 in = 0,6667 ft Baffle space = 12 in Passes = 1	No. & L = 18 & 4 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 15/16 in-triangle Passes = 2 ID = 0,62 in = 0,05167 ft

Dengan cara yang sama seperti perhitungan pada Kondensor Menara Destilasi 1 maka dapat diperoleh :

Kesimpulan

300	h	380,2667
UC	218,9287	
UD	93,1138	
Batasan UD pada kondensor untuk light organics 75-150 Btu/ft².jam.°F		
Rd perhitungan	0,0368	
Rd minimum	0,004	
1,6929	ΔP perhitungan	9,6936
2	ΔP yang diijinkan	10

13. AKUMULATOR DESTILASI 2 (H-322)

Feed masuk = destilat dari kondensor menara destilasi 2 = 75,2414 kgmol/hari

= 6.900,1287 kg/hari = 633,8401 lb/jam

BM rata-rata = 91,7065 mendekati BM Toluene maka properties feed didekati dengan properties Toluene.

Sg = 0,87

Densitas = 0,87.62,5 = 54,3750 lb/ft^3

Volume feed = 633,8401 x 54,375 = 11,6568 ft^3

Mencari Diameter tangki :

Diinginkan Volume feed = 0,8.Volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{11,6568}{0,8} = 14,5710 \text{ ft}^3$$

Volume tangki = Volume silinder + 2.Volume tutup

Volume silinder = $\pi/4.H.D^2$

H silinder = 1,5.Dt

Dipilih tutup berupa torispherical :

Volume tutup = $0,000049.D^3$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi.1,5.D.D^2}{4} + 2.0,000049.D^3 = 33,9147 \text{ ft}^3$$

$$Dt = \frac{14,5710}{0,00008} = 26,5364 \text{ in} = 2,2114 \text{ ft}$$

Mencari Tinggi tangki :

H silinder = 2,2114.1,5 = 3,3170 ft

Diambil Dt = 2,5 ft dan H silinder = 4 ft

Rc = Dt – 0,5 = 2,5 – 0,5 = 2 ft

$$\text{H tutup} = \text{Rc} - \sqrt{\left(\text{Rc}^2 - \frac{\text{D}^2}{4}\right)} = 2 - \sqrt{\left(2^2 - \frac{2{,}5^2}{4}\right)} = 0{,}3334 \text{ ft}$$

H tangki = 4 + 2.0,3334 = 4,6669 ft

Mencari Tebal silinder dan Tebal tutup :

P operasi = 12,1916 psi

P desain = 1,1.12,1916 = 13,4156 psi

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C :

f = 12.650 psi

E = 0,85 (double welded butt joint)

c = 2/16 = 0,125

$$\text{ts} = \frac{\text{P.D.}}{2.\text{f.E}} + \text{c} = \frac{13{,}4156.2{,}5}{2 \times 12.650 \times 0{,}85} + 0{,}125 = 0{,}1264 \text{ in}$$

Kisaran rc/ri = 0,025 – 0,19.

Diambil rc/ri = 0,19.

$$\text{W} = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}}\right) = 0{,}25.(3.\sqrt{0{,}19}\ ) = 0{,}859$$

$$\text{td} = \frac{\text{W.P.Rc.}}{2.\text{f.E} - 2.\text{P}} + \text{c} = \frac{0{,}859.13{,}4156.2}{(2 \times 12.650 \times 0{,}85) - 2.13{,}4156} + 0{,}125 = 0{,}1269 \text{ in}$$

14. REBOILER DESTILASI 2 (E-323)

Neraca Panas :

Fluida panas, Q = 2.413.233,4052 kJ/hari = 95.304,3186 Btu/jam

Fluida dingin, Q = 1.255,1274 x 1.922,7 = 2.413.233,4052 kJ/hari

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
204 °C = 399,2 °F	*Higher* T	145,525 °C = 293,945 °F	58,475 °C = 105,255 °F
204 °C = 399,2 °F	*Lower* T	145 °C = 293 °F	59 °C = 106,2 °F
0	Selisih	0,525 °C = 0,945 °F	0,525 °C = 0,945 °F

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln(\Delta t2 / \Delta t1)}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{0,945}{\ln(106,2 / 105,255)} = 105,7268\ °F$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} = 399,2\ °F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{293,945 + 293}{2} = 293,4725\ °F$$

Diambil STHE :

Shell	**Tube side**
ID = 8 in = 0,6667 ft Baffle space = 12 in Passes = 1	No. & L = 18 & 4 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 15/16 in-triangle Passes = 4 ID = 0,62 in = 0,05167 ft

Dengan cara yang sama seperti perhitungan pada Reboiler Menara Destilasi 1 maka diperoleh :

Kesimpulan

300	h	1500
UC	250	
UD	95,6435	
Batasan UD pada reboiler untuk light organics 100 - 200 Btu/ft^2.jam.°F		
Rd perhitungan	0,0065	
Rd minimum	0,004	
diabaikan	ΔP perhitungan	0,0076
diabaikan	ΔP yang diijinkan	10

15. MENARA DESTILASI 3 (D-330)

Dari Appendix A didapatkan :

P operasi = 14,696 psia

P desain = 1,1.14,696 = 16,1656 psia

T operasi = 128,3425 °C = 263,0615 °F = 723,0615 Rankine

N = 139

Pada T operasi = 274,9181 °F:

Viskositas cairan = 0,24 cp

Dengan Tabel 8.1 (Branan,1994) diperoleh :

Efisiensi tray = 0,69

N_{aktual} = 0,69 x 139 = 201,4493 ≈ 201

R = 4,1082

F = 262,3712 kgmol/hari

D = 236,1353 kgmol/hari

B = 26,2359 kgmol/hari

BM rata-rata feed = 107,2703

Xylene (HK)	$Z_{HK,F}$ = 0,8911	$X_{HK,D}$ = 0,0009
Toluene (LK)	$Z_{LK,F}$ = 0,0998	$X_{LK,B}$ = 0,0100

Dengan cara yang sama seperti perhitungan pada Menara Destilasi 1, maka dapat diperoleh :

D menara = 2 ft

Tinggi menara = 2.412 in = 201 ft

Tinggi dish head dan dish bottom = 0,5 ft

Tinggi dish head dan dish bottom yang berbentuk ellipsoidal = 0,25.D

= 0,25.2 = 0,5 ft

Tinggi entrainment separator = 1 ft

Tinggi tanpa packing = 1 ft

Tinggi redistributors = 1 ft

Jumlah redistributors = $\dfrac{H_{kolom}}{3 \times D} = \dfrac{201}{3.2}$ = 33,5 = 34 buah

Tinggi total = $H_{kolom} + H_{dish\ head} + H_{dish\ bottom} + H_{entrainment} + H_{tanpa\ packing} + H_{redistributor}$

= 201 + 2.0,5 + 1 + 2 x 1 + 34 x 1 = 239 ft

Perhitungan tebal plate :

Perhitungan diambil dari Hesse & Rushton,1959

$$Pc = \frac{86.670 \times t}{D} - 1.386$$

dengan :

Pc = 5.P = 5.9,848 = 49,24 psia

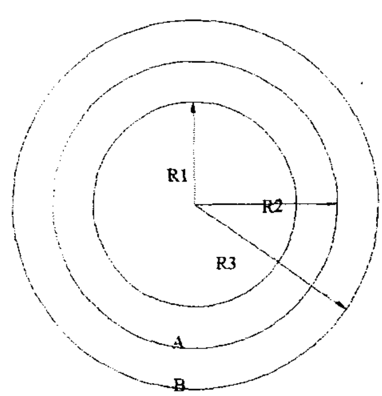
c = 0,01

$$t = \frac{(73{,}48.2 + 1.386) \times 2 \times 12}{86.670} + 0{,}01 = 0{,}3974 \text{ in}$$

Diambil tebal plate = 2/5 in = 0,4 in

Do = 2 + 2.0,4/12 = 2,0667 ft

Perhitungan Tebal Isolator:



Data:

T_1 = 145°C = 293°F

T_3 = 30°C = 86°F

k nikel pada suhu 145°C = 33,8627 Btu/jam.ft.°F (Kern, 1950)

Sebagai isolator digunakan Kalsium Silikat.

k kalsium silikat = 0,372 Btu.in/jam.ft^2.°F = (0,372/12) Btu/jam.ft^2.°F

= 0,031 Btu/jam.ft^2.°F

R_1 = 1,00 ft

R_2 = 1,0333 ft

Q = 1.653.171,1156 kJ/hari = (1.653.171,1156/(1,05506.24)) Btu/jam

= 65.287,4053 Btu/jam

$$A_1 = \frac{\pi}{4}.D_1^{\,2} = \frac{\pi}{4}.2^2 = 3{,}1416 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \frac{\pi}{4}.D_1^{\,2} = \frac{\pi}{4}.2{,}0667^2 = 3{,}3545 \text{ ft}^2$$

$$A_3 = \pi.R_3^{\,2}$$

$$A_{A\,lm} = \frac{A_2 - A_1}{\ln\left(\frac{A_2}{A_1}\right)} = \frac{3{,}3545 - 3{,}1416}{\ln\left(\frac{3{,}3545}{3{,}1416}\right)} = 3{,}2469 \text{ ft}^2$$

$$A_{B\,lm} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(\frac{A_3}{A_2}\right)} = \frac{(\pi\ .R_3^2) - 3{,}3545}{\ln(\pi\ .R_3^2) - \ln 3{,}3545}$$

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$65.287{,}4053 = \frac{T_1 - T_3}{(R_2 - R_1)/(k_A.A_{A\,lm}) + (R_3 - R_2)/(k_B.A_{B\,lm})}$$

$$65.287{,}4053 = \frac{293\text{-}86}{(2{,}0667\text{-}1)/(33{,}8627.3{,}2469) + (R_3\text{-}2{,}0667)/(0{,}031.A_{B\,lm})}$$

$$(R_3 - 2{,}0667)/(0{,}031.A_{B\,lm}) = 0{,}0029$$

$$(R_3 - 2{,}0667) = 0{,}0059 \text{ x } \left(0{,}031 \times \frac{(\pi\ .R_3^2) - 3{,}3545}{\ln(\pi\ .R_3^2) - \ln 3{,}3545}\right)$$

Dengan trial diperoleh: R_3 = 1,0336 ft

Tebal isolator = $R_3 - R_2$ = 1,0336 – 1,0333 ft = 0,0003 ft = 0,0036 in

16. KONDENSOR DESTILASI 3 (E-331)

Neraca Panas :

Fluida panas, Q = 32.779.412,8608 kJ/hari = 1.294.536,8650 Btu/jam

Fluida dingin, Q = 45.355,4346 x 4,181 x (45-30) = 32.779.412,8608 kJ/hari

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
124 °C = 255,2 °F	*Higher* T	45 °C = 113 °F	79 °C = 142,2 °F
123,5 °C = 254,3 °F	*Lower* T	30 °C = 86 °F	93,5 °C = 168,3 °F
0,5 °C = 0,9 °F	Selisih	15 °C = 27 °F	14,5 °C = 26,1 °F

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln(\Delta t2 / \Delta t1)}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{26,1}{\ln(168,3 / 142,2)} = 154,8837 \text{ °F}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{255,2+254,3}{2} = 254,75 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113+86}{2} = 99,5 \text{ °F}$$

Q_R = 32.779.412,8608 kJ/hari = 1.294.536,8650 Btu/jam

Mol fluida panas = 893,5595 kgmol/hari

Massa fluida panas = 94.602,4973 kg/hari = 8.690,1066 lb/jam

BM rata-rata = $\frac{94.602,4973}{893,5595}$ = 105,8715 mendekati BM Xylene sehingga

pengambilan properties didekati dengan properties Benzene.

Cp pada Tc = 0,5100 Btu/lb. °F (Gambar 2, Kern)

Panas sensible kondensat = $\frac{1.294.536,8650}{0,5.(255,2-254,3)}$ = 1.994,3795 Btu/lb.°F

Bagian yang tercelup = $\frac{1.994,3795}{1.294.536,8650} \times 100\ \%$ = 0,1541 %

Diambil STHE :

Shell	Tube side
ID = 10 in = 0,8333 ft Baffle space = 24 in Passes = 1	No. & L = 52 & 10 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 1 in-triangle Passes = 2 ID = 0,62 in = 0,05167 ft

Dengan cara yang sama seperti perhitungan pada Kondensor Menara Destilasi 1 maka dapat diperoleh :

Kesimpulan

300	h	570,4
UC	196,5993	
UD	102,076	
Batasan UD pada kondensor untuk light organics 75-150 Btu/ft^2.jam.°F		
Rd perhitungan	0,0071	
Rd minimum	0,004	
1,9181	ΔP perhitungan	3,2265
2	ΔP yang diijinkan	10

17. AKUMULATOR DESTILASI 3 (H-332)

Feed = destilat dari kondensor menara destilasi 1 = 236,1353 kgmol/hari

= 24.999,9993 kg/hari = 2.296,4791 lb/jam

BM rata-rata = 105,8715 mendekati BM Xylene maka properties feed didekati dengan properties Xylene.

Sg = 0,865

Densitas = 0,865.62,5 = 54,0625 lb/ft^3

Volume feed = 2.296,1353 x 54,0625 = 42,4782 ft^3

Mencari Diameter tangki :

Diinginkan Volume feed = 0,8.Volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{42,4782}{0,8} = 53,0978\ ft^3$$

Volume tangki = Volume silinder + 2.Volume tutup

Volume silinder = $\pi/4.H.D^2$

H silinder = 1,5.Dt

Dipilih tutup berupa torispherical :

Volume tutup = $0,000049.D^3$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi.1,5.D.D^2}{4} + 2.0,000049.D^3 = 33,9147\ ft^3$$

$$Dt = \frac{53,0978}{0,00008} = 40,8354 \text{ in} = 3,4029 \text{ ft}$$

Mencari Tinggi tangki :

H silinder = 3,4029.1,5 = 5,1044 ft

Diambil Dt = 3,5 ft dan H silinder = 5,5 ft

Rc = Dt – 0,5 = 3,5 – 0,5 = 3 ft

$$H \text{ tutup} = Rc - \sqrt{\left(Rc^2 - \frac{D^2}{4}\right)} = 3 - \sqrt{\left(3^2 - \frac{3,5^2}{4}\right)} = 0,5292 \text{ ft}$$

H tangki = 5,5 + 2.0,5292 = 6,5583 ft

Mencari Tebal silinder dan Tebal tutup :

P operasi = 7,3480 psi

P desain = 1,1.7,3480 = 8,0828 psi

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C :

f = 12.650 psi

E = 0,85 (double welded butt joint)

c = 2/16 = 0,125

$$ts = \frac{P.D.}{2.f.E} + c = \frac{8,0828.3,5}{2 \times 12.650 \times 0,85} + 0,125 = 0,1262 \text{ in}$$

Kisaran rc/ri = 0,025 – 0,19.

Diambil rc/ri = 0,19.

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}}\right) = 0,25.(3.\sqrt{0,19}\ ) = 0,859$$

$$td = \frac{W.P.Rc.}{2.f.E - 2.P} + c = \frac{0,859.8,0828.3}{(2 \times 12.650 \times 0,85) - 2.8,0828} + 0,125 = 0,1267 \text{ in}$$

18. REBOILER DESTILASI 3 (E-333)

Neraca Panas :

Fluida panas, Q = 33.063.422,3130 kJ/hari = 1.305.753,0728 Btu/jam

Fluida dingin, Q = 17.196,3501 x 1.922,7 = 33.063.422,3130 kJ/hari

T fluida panas		T fluida dingin	Selisih
204 °C = 399,2 °F	*Higher* T	145,4625 °C = 293,8325 °F	58,5375 °C = 105,3675 °F
204 °C = 399,2 °F	*Lower* T	145 °C = 293 °F	59 °C = 106,2 °F
0	Selisih	0,4625 °C = 0,945 °F	0,4625 °C = 0,8325 °F

$$\Delta t = LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{\ln(\Delta t2 / \Delta t1)}$$

$$\Delta t = LMTD = \frac{0,8325}{\ln(106,2 / 105,3675)} = 105,7832 \text{ °F}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{399,2 + 399,2}{2} = 399,2 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{293,945 + 293}{2} = 293,4725 \text{ °F}$$

Diambil STHE :

Shell	**Tube side**
ID = 10 in = 0,8333 ft Baffle space = 12 in Passes = 1	No. & L = 52 & 12 ft OD, BWG, Pitch = 0,75 in, 16, 1 in-triangle Passes = 4 ID = 0,62 in = 0,05167 ft

Dengan cara yang sama seperti perhitungan pada Reboiler Menara Destilasi 1 maka diperoleh :

Kesimpulan

300	h	1500
UC	250	
UD	100,7719	
Batasan UD pada reboiler untuk light organics 100 - 200 Btu/ft^2.jam.°F		
Rd perhitungan	0,0059	
Rd minimum	0,004	
diabaikan	ΔP perhitungan	0,0039
diabaikan	ΔP yang diijinkan	10

19. COOLER DESTILAT KELUAR MENARA DESTILASI I (E-316)

Fungsi : Mendinginkan aliran keluar destilat sebelum ditampung

Tipe : Shell & Tube Heat Exchanger (STHE)

Dasar pemilihan :

1. Luas perpindahan panas besar
2. Perawatannya mudah

Aliran Panas:

Suhu masuk HE = 70°C = 343 K = 158°F

Suhu keluar HE = 30°C = 303 K = 86°F

Komponen	Kg/hari	Kgmol/hari	Lb/jam
Benzene	14.764,3390	189,2864	1.356,2276
Air	381,3182	21,1843	35,0273
Toluene	477,6316	5,1916	43,8744
Mixed Xylene	436,5193	4,1181	40,0979
Cumene	0,5153	0,0043	0,0473
Total	**16.060,3233**	**219,7848**	**1.475,2745**

$$\text{Mr campuran} = \frac{16.060,3233 \text{ kg/hari}}{219,7848 \text{ kgmol/hari}} = 73,1 \text{ kg/kgmol}$$

Karenan Mr campuran mendekati Mr benzene maka untuk sifat-sifat fisiknya didekati dengan sifat fisik benzene.

Aliran Dingin (air):

Suhu masuk HE = 25°C = 298K = 77 °F

Suhu keluar HE = 45°C = 318 K = 113 °F

w air = 10.356,9387 kg/hari = 951,3711 lb/jam

Diambil:

ID shell = 15,25 in

OD tube = 1 in

Tipe pitch: 1,25 in square pitch

Jumlah passes shell = 2

Jumlah passes tube = 4

Jumlah tube = 68 (Kern, 1950, tabel 9)

BWG = 13

Panjang tube= 16 ft

Jarak antar baffle = 5 in

Asumsi: aliran counter-current

Cara perhitungan spesifikasi alat heat exchanger diambil dari Kern, 1950.

Mencari Δt:

Aliran Panas **Aliran Dingin**

158	**Temperatur tertinggi**	113	45
86	**Temperatur terendah**	77	9
72	**Selisih suhu**	36	36

$(T_1 - T_2)$ $(t_2 - t_1)$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)}$$ Persamaan (5.14)

$$= \frac{(158 - 113) - (86 - 77)}{\ln (158 - 113)/(86 - 77)}$$

$$= 22{,}37\ ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{72}{36} = 2$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = \frac{36}{(158 - 77)} = 0{,}4444$$

$F_T = 0{,}7000$ [Fig.19]

Δt = LMTD x F_T = 22,37 x 0,7000 = 15,66 °F

Mencari T_c dan t_c:

Diambil: F_c = 0,5 (untuk zat organik dengan $\mu \leq 1$)

$T_c = T_2 + F_c.(T_1 - T_2) = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{158 + 86}{2} = 122$ °F Persamaan (5.28)

$t_c = t_1 + F_c.(t_2 - t_1) = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113 + 77}{2} = 95$ °F Persamaan (5.29)

Aliran Panas: Bagian Shell

Flow Area, a_s

C' = P_T – OD pipa = 1,25 – 1

= 0,25 in

a_s = (ID.C'.B)/(144.P_T)

= (15,25.0,25.5)/(144.1,25)

= 0,1059 ft^2

Mass velocity, G_s

G_s = W/a_s

= 1.475,2745/0,1059

= 13.930,4611 lb/jam.ft^2

Reynolds number, Re_s

Pada T_c = 122 °F, μ = 0,44 cp

μ = 0,44 x 2,42 lb/ft.jam

= 1,0648 lb/ft.jam

[Fig. 14]

D_e = 0,99/12 ft = 0,0825 ft

[Figure 28]

$Re_s = D_e.G_s/\mu$

$= \frac{0,0825 x 13.930,4611}{1,0648}$

= 1.079,3229

Aliran Dingin: Bagian Tube

Flow Area, a_t

a_t' = 0,515 in^2 [Tabel 10]

a_t = $N_t.a_t'$/144.n

= (68.0,515)/(144.4)

= 0,0608 ft^2

Mass velocity, G_t

G_t = w/a_t

= 951,3711/0,0608

= 15.647,9088 lb/jam.ft^2

Reynolds number, Re_t

Pada t_c = 95 °F, μ = 0,77 cp

μ = 0,77 x 2,42

= 1,8634 lb/ft.jam [Figure 14]

ID tube = 0,810 in = $\frac{0,810}{12}$ ft

= 0,0675 ft [Tabel 10]

$Re_t = ID.G_t/\mu$

$= \frac{0,0675 x 15.818,0265}{1,8634}$

= 572,9939

j_H = 17 [Figure 28]

Pada T_c = 122 °F,

Cp = 0,43 Btu/lb.°F [Fig. 4]

k = 0,0887 Btu/jam.ft^2.(°F/ft) [Tabel 4]

$(Cp.\mu/k)^{1/3} = 1{,}7285$

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} . \varphi_s$$

[Pers. (6.15b)]

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 17 . \frac{0{,}0887}{0{,}0825} . 1{,}7285$$

$= 31{,}5801$

Tube wall temperature:

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\varphi_s}{h_{io}/\varphi_t + h_o/\varphi_s}(T_c - t_c) =$$

$$95 + \frac{31{,}5801}{18{,}6878 + 31{,}5801} . (122 - 95)\, t_w$$

= 111,9624 °F

[Pers. 5.31]

Pada t_w = 111,9624 °F, μ = 0,47

cp = 0,47 x 2,42 = 1,1374 lb/ft.jam

L/D = 16/0,0675 = 237,0370

j_H = 2,5 [Figure 24]

Pada t_c = 95 °F,

cp = 1 Btu/lb.°F [Fig. 4]

k = 0,3602 Btu/jam.ft^2.(°F/ft) [Tabel 4]

$(Cp.\mu/k)^{1/3} = 1{,}7296$

$$h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3} . \varphi_t$$

[Pers. (6.15a)

$$\frac{h_i}{\varphi_t} = 2{,}5 . \frac{0{,}3602}{0{,}0675} . 1{,}7296$$

$= 23{,}0714$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = \frac{h_i}{\varphi_t} x \frac{ID}{OD} \quad \text{[Pers. 6.5]}$$

$$= 23{,}0714 x \frac{0{,}810}{1}$$

$= 18{,}6878$

Pada t_w = 111,9624 °F, μ = 0,65

cp = 0,65 x 2,42 = 1,573 lb/ft.jam

φ_s = $(\mu/\mu_w)^{0,14}$ [Figure 24 insert]
= $(1,0648 / 1,1374)^{0,14}$
= 0,9908

Corrected Coefficient,

$$h_o = \frac{h_o}{\varphi_s}.\varphi_s \quad \text{[Pers. 6.36]}$$

= 31,5801 x 0,9908
= 31,2899

φ_t = $(\mu/\mu_w)^{0,14}$ [Figure 24 insert]
= $(1,8634 / 1,573)^{0,14}$
= 1,0240

Corrected Coefficient,

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi_t}.\varphi_t \quad \text{[Pers. 6.37]}$$

= 18,6878 x 1,0240
= 19,1364

Clean overall coefficient, U_C:

$$U_C = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io}+h_o} = \frac{19,1364x31,2899}{19,1364+31,2899} = 11,8743\ \text{Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

[Persamaan 6.38]

Design overall coefficient, U_D:

a'' = 0,2618 ft²/lin ft [Tabel 10]

Total surface area, A = N_t.L.a'' = 68 x 16 ft x 0,2618 ft²/li ft = 284,8384 ft²

Q = 1.117.383,5995 kJ/hari
= 44.127,9643 Btu/jam (beban panas HE)

$$U_D = \frac{Q}{A.\ \Delta t} = \frac{44.127,9643\ \text{Btu/jam}}{284,8384\ \text{ft}^2 x\ 15,66\ ^\circ\text{F}} = 9,8944\ \text{Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Dirt factor, R_D:

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C.U_D} = \frac{11,8743 - 9,8944}{11,8743x9,8944} = 0,0169\ \text{jam.ft}^2.^\circ\text{F/Btu}$$

[Persamaan 6.13]

Pressure Drop

Untuk Re_s = 1.079,3229,

f = 0,0032 ft^2/in^2 [Fig. 29]

sg = 0,88 [Tabel 6]

D_s = ID_s/12 = 15,25/12 ft

= 1,2708

No. of crosses, N+1

N+1 = (12.L/B) x 2 passes

= (12.16/5) x 2 = 76,8 ≈ 77

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.Ds.(N+1)}{5{,}22x10^{10}.De.sg.\varphi_s} =$$

[Pers. 7.44]

$$\frac{0{,}0032\,x13.930{,}4611^2x1{,}2708x77}{5{,}22.10^{10}x0{,}0825x0{,}88x0{,}9908}$$

= 0,0162 psi

ΔP_s yang diijinkan = 10 psi

Untuk Re_t = 566,8315,

f = 0,0009 ft^2/in^2 [Fig. 26]

sg = 1 [Tabel 6]

$$\Delta P_t = \frac{f.G_t^2.L.n}{5{,}22x10^{10}.D.sg.\varphi_t} =$$

[Pers. 7.45]

$$\frac{0{,}0009x15.647{,}9088^2x16x4}{5{,}22.10^{10}x0{,}0675x1x1{,}0240}$$

= 0,0039 psi

w air = 431,5391 kg/jam

ρ_{air} pada 95 °F = 994,0165 kg/m^3

$$V = \text{Velocity} = \frac{w}{\rho.a_t}$$

$$= \frac{431{,}5391.(3{,}2808)^3}{994{,}0165.0{,}0608}$$

= 252,1577 ft/jam

= 0,0700 ft/s

$V^2/2.g'$ = $0{,}0700^2/2.32{,}174$

= 0,0001 ft

$$\Delta P_r = \frac{4.n}{sg}\frac{V^2}{2.g'}$$ [Pers. 7.46]

$$= \frac{4.4}{1}.0{,}0001\left(\frac{62{,}5}{144}\right)$$

= 0,0005 psi

ΔP_T = $\Delta P_t + \Delta P_r$ [Pers. 7.47]

= 0,004 psi + 0,0005 psi

= 0,0044 psi

ΔP_T yang diijinkan = 10 psi

20. COOLER DESTILAT KELUAR MENARA DESTILASI III (E-317)

Fungsi : Mendinginkan aliran keluar destilat

Tipe : Shell & Tube Heat Exchanger (STHE)

Dasar pemilihan :

1. Luas perpindahan panas besar
2. Perawatannya mudah

Aliran Panas:

Suhu masuk HE = 123,5°C = 396,5 K = 254,3°F

Suhu keluar HE = 30°C = 303 K = 86°F

Komponen	Kg/hari	Kgmol/hari	Lb/jam
Toluene	219,4796	2,3856	20,1610
Mixed Xylene	24.754,2973	233,5311	2.273,8885
Cumene	26,2230	0,2185	2,4088
Total	**25.000**	**236,1353**	**2.296,4583**

$$\text{Mr campuran} = \frac{25.000 \text{ kg/hari}}{236,1353 \text{ kgmol/hari}} = 105,9 \text{ kg/kgmol}$$

Karenan Mr campuran mendekati Mr para xylene maka untuk sifat-sifat fisiknya didekati dengan sifat fisik para xylene.

Aliran Dingin (air):

Suhu masuk HE = 25°C = 298K = 77 °F

Suhu keluar HE = 45°C = 318 K = 113 °F

w air = 47.284,4770 kg/hari = 4.343,4733 lb/jam

Diambil:

ID shell = 12 in

OD tube = 1 in

Tipe pitch: 1,25 in square pitch

Jumlah passes shell = 2

Jumlah passes tube = 4

Jumlah tube = 40 (Kern, 1950, tabel 9)

BWG = 13

Panjang tube= 16 ft

Jarak antar baffle = 5 in

Asumsi: aliran counter-current

Cara perhitungan spesifikasi alat heat exchanger diambil dari Kern, 1950.

Mencari Δt:

Aliran Panas			Aliran Dingin
254,3	**Temperatur tertinggi**	113	141,3
86	**Temperatur terendah**	77	9
168,3	**Selisih suhu**	36	132,3
$(T_1 - T_2)$		$(t_2 - t_1)$	

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} \qquad \text{Persamaan (5.14)}$$

$$= \frac{(254{,}3 - 113) - (86 - 77)}{\ln (254{,}3 - 113)/(86 - 77)}$$

$$= 48{,}05\ °F$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{168{,}3}{36} = 4{,}6750$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = \frac{36}{(254{,}3 - 77)} = 0{,}2030$$

F_T = 0,9250 [Fig.19]

Δt = LMTD x F_T = 48,05 x 0,9250 = 44,44 °F

Mencari T_c dan t_c:

Diambil: F_c = 0,5 (untuk zat organik dengan $\mu \leq 1$)

$$T_c = T_2 + F_c.(T_1 - T_2) = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{254,3 + 86}{2} = 170,15 \text{ °F} \quad \text{Persamaan (5.28)}$$

$$t_c = t_1 + F_c.(t_2 - t_1) = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{113 + 77}{2} = 95 \text{ °F} \quad \text{Persamaan (5.29)}$$

Aliran Panas: Bagian Shell

Flow Area, a_s

C' = P_T – OD pipa = 1,25 – 1

= 0,25 in

a_s = (ID.C'.B)/(144.P_T)

= (12.0,25.5)/(144.1,25)

= 0,0833 ft^2

Mass velocity, G_s

G_s = W/a_s

= 2.296,4583/0,0833

= 27.557,5000 lb/jam.ft^2

Reynolds number, Re_s

Pada T_c = 170,15°F, μ = 0,38 cp

μ = 0,38 x 2,42 lb/ft.jam

= 0,9196 lb/ft.jam

[Fig. 14]

D_e = 0,99/12 ft = 0,0825 ft

[Figure 28]

$Re_s = D_e.G_s/\mu$

$$= \frac{0,0825x27.557,5000}{0,9196}$$

= 2.472,2638

Aliran Dingin: Bagian Tube

Flow Area, a_t

a_t' = 0,515 in^2 [Tabel 10]

a_t = $N_t.a_t'/144.n$

= (40.0,515)/(144.4)

= 0,0358 ft^2

Mass velocity, G_t

G_t = w/a_t

= 4.343,4733/0,0358

= 121.448,5725 lb/jam.ft^2

Reynolds number, Re_t

Pada t_c = 95 °F, μ = 0,77 cp

μ = 0,77 x 2,42

= 1,8634 lb/ft.jam [Figure 14]

ID tube = 0,810 in = $\frac{0,810}{12}$ ft

= 0,0675 ft [Tabel 10]

$Re_t = ID.G_t/\mu$

$$= \frac{0,0675x121.448,5725}{1,8634}$$

= 4.399,3660

j_H = 26 [Figure 28]

Pada T_c = 170,15 °F,

Cp = 0,44 Btu/lb.°F [Fig. 4]

k = 0,0900 Btu/jam.ft^2.(°F/ft) [Tabel 4]

$(Cp.\mu/k)^{1/3} = 1,6505$

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} .\varphi_s$$

[Pers. (6.15b)]

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 26.\frac{0,0900}{0,0825}.1,6505$$

$= 46,8128$

Tube wall temperature:

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\varphi_s}{h_{io}/\varphi_t + h_o/\varphi_s}(T_c - t_c) =$$

$$95 + \frac{46,8128}{46,8128 + 119,6021}.(170,15 - 95) t_w$$

$= 116,1398$ °F

[Pers. 5.31]

Pada t_w = 116,1398°F, μ = 0,50

cp = 0,50 x 2,42 = 1,2100 lb/ft.jam

L/D = 16/0,0675 = 237,0370

j_H = 16 [Figure 24]

Pada t_c = 95 °F,

cp = 1 Btu/lb.°F [Fig. 4]

k = 0,3602 Btu/jam.ft^2.(°F/ft) [Tabel 4]

$(Cp.\mu/k)^{1/3} = 1,7296$

$$h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3} .\varphi_t$$

[Pers. (6.15a)

$$\frac{h_i}{\varphi_t} = 16.\frac{0,3602}{0,0675}.1,7296$$

$= 147,6570$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = \frac{h_i}{\varphi_t} x \frac{ID}{OD}$$ [Pers. 6.5]

$$= 147,6570 x \frac{0,810}{1}$$

$= 119,6021$

Pada t_w = 116,1398°F, μ = 0,65

cp = 0,65 x 2,42 = 1,573 lb/ft.jam

$\varphi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14}$ [Figure 24 insert]

$= (0,9196/1,2100)^{0,14}$

$= 0,9623$

Corrected Coefficient,

$h_o = \frac{h_o}{\varphi_s}.\varphi_s$ [Pers. 6.36]

$= 46,8128 \times 0,9623$

$= 45,0483$

$\varphi_t = (\mu/\mu_w)^{0,14}$ [Figure 24 insert]

$= (1,8634/1,573)^{0,14}$

$= 1,0240$

Corrected Coefficient,

$h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi_t}.\varphi_t$ [Pers. 6.37]

$= 119,6021 \times 1,0240$

$= 122,4728$

Clean overall coefficient, U_C:

$$U_C = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io}+h_o} = \frac{122,4728 \text{x} 45,0483}{122,4728+45,0483} = 32,9343 \text{ Btu/jam.ft}^2.°\text{F}$$

[Persamaan 6.38]

Design overall coefficient, U_D:

a'' = 0,2618 ft^2/lin ft [Tabel 10]

Total surface area, A = N_t.L.a'' = 40 x 16 ft x 0,2618 ft^2/li ft = 167,5520 ft^2

Q = 5.101.401,1857 kJ/hari

= 201.465,6823 Btu/jam (beban panas HE)

$$U_D = \frac{Q}{A.\,\Delta t} = \frac{201.465,6823 \text{ Btu/jam}}{167,5520 \text{ ft}^2 \text{x } 44,44\,°\text{F}} = 27,0558 \text{ Btu/jam.ft}^2.°\text{F}$$

Dirt factor, R_D:

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C.U_D} = \frac{32,9343 - 27,0558}{32,9343 \text{x} 27,0558} = 0,0066 \text{ jam.ft}^2.°\text{F/Btu}$$

[Persamaan 6.13]

Pressure Drop

Untuk Re_s = 2.472,2638,

f = 0,0028 ft^2/in^2 [Fig. 29]

sg = 0,86 [Tabel 6]

D_s = $ID_s/12$ = 12/12 ft

= 1 ft

No. of crosses, N+1

N+1 = (12.L/B) x 2 passes

= (12.16/5) x 2 = 76,8

≈ 77

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.Ds.(N+1)}{5{,}22x10^{10}.De.sg.\varphi_s} =$$

[Pers. 7.44]

$$\frac{0{,}0028\,x27.557{,}5000^2\,x1x77}{5{,}22.10^{10}\,x0{,}0825x0{,}86x0{,}9623} =$$

0,0459 psi

ΔP_s yang diijinkan = 10 psi

Untuk Re_t = 4.399,3660,

f = 0,00026 ft^2/in^2 [Fig. 26]

sg = 1 [Tabel 6]

$$\Delta P_t = \frac{f.G_t^2.L.n}{5{,}22x10^{10}.D.sg.\varphi_t} =$$

[Pers. 7.45]

$$\frac{0{,}00026x121.448{,}5725^2\,x16x4}{5{,}22.10^{10}\,x0{,}0675x1x1{,}0240}$$

= 0,068 psi

w air = 1.970,1865 kg/jam

ρ_{air} pada 95 °F = 994,0165 kg/m^3

$$V = \text{Velocity} = \frac{w}{\rho.a_t}$$

$$= \frac{1.970{,}1865.(3{,}2808)^3}{994{,}0165.0{,}0608}$$

= 1.957,0788 ft/jam

= 0,5436 ft/s

$V^2/2.g'$ = $0{,}5436^2/2.32{,}174$

= 0,0046 ft

$$\Delta P_r = \frac{4.n}{sg}\frac{V^2}{2.g'} \quad \text{[Pers. 7.46]}$$

$$= \frac{4.4}{1}.0{,}0046\left(\frac{62{,}5}{144}\right)$$

= 0,0319 psi

ΔP_T = $\Delta P_t + \Delta P_r$ [Pers. 7.47]

= 0,068 psi + 0,0319 psi

= 0,0999 psi

ΔP_T yang diijinkan = 10 psi

21. INTERMEDIATE TANK RECYCLE MENARA DESTILASI II (F-140)

Fungsi : Menampung sementara produk destilat pada menara destilasi II sebelum direcycle.

Tipe : Fixed conical roof

Dasar pemilihan :

1. Sesuai untuk penyimpanan liquid
2. Cocok untuk kondisi penyimpanan pada tekanan atmosferik

Perhitungan diameter, tinggi dan volume tangki:

Suhu penyimpanan : 107,6 °C

Tekanan penyimpanan : 1 bar = 0,9869 atm

Komponen : Benzene = 390,8064 kg/hari (5,66 % berat)

Toluene = 6.145,4299 kg/hari (89,06 % berat)

Mixed xylene = 363,8925 kg/hari (5,28 % berat)

Total rate massa = 6.900,1287 kg/hari

Total rate mol = 75,2414 kgmol/hari (dari Neraca Massa)

BM campuran = 6.900,1287/75,2414 = 91,7048 kg/kgmol

Karena BM campuran mendekati BM toluene (=92 kg/kgmol), maka untuk propertiesnya didekati dengan properties toluene.

s.g toluene = 0,866 (Himmelblau, 1996, Tabel D.1)

ρ air = 1 g/cm^3 = 1000 kg/m^3 (Geankoplis, 1997, App. A.2)

ρ toluene = s.g toluene x ρ air

= 0,866 x 1 g/cm^3 = 0,866 g/cm^3 = 866 kg/m^3

$\rho_{campuran}$ = ρ toluene = 866 kg/m^3

$$\text{Volume liquid} = \frac{\text{Rate massa liquid total}}{\rho_{campuran}} = \frac{6.900{,}1287 \text{ kg/hari}}{866 \text{ kg/m}^3}$$

= 7,9678 m^3/hari = 281,3705 ft^3/hari = 11,7238 ft^3/jam

Untuk waktu penampungan 2 jam:

Volume liquid total = 11,7238 ft^3/jam x 2 jam = 23,4476 ft^3

Diasumsi:

Volume liquid total = 80 % x Volume tangki

Volume tangki $= \dfrac{23{,}4476\ ft^3}{80\ \%} = 29{,}3095\ ft^3$

$H_{tangki}/D_i = 1{,}5$ (Ulrich, 1984)

Volume tangki = Volume silinder (shell) + Volume konis (head)

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.H_{shell} + 0{,}131.\frac{D_i^{\,3}}{tg\ \alpha} \qquad \text{(Brownell, 1959)}$$

Dimana:

$tg\ \alpha = (0{,}5.D_i)/H_{konis}$

$H_{konis} = (0{,}5.D_i)/tg\ \alpha$

$\alpha = 60°$

Volume tangki $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.H_{shell} + 0{,}131.\dfrac{D_i^{\,3}}{tg\ \alpha}$

Volume tangki $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.(H_{tangki} - H_{konis}) + 0{,}131.\dfrac{D_i^{\,3}}{tg\ \alpha}$

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.(1{,}5.D_i - \frac{0{,}5.D_i}{tg\ \alpha}) + 0{,}131.\frac{D_i^{\,3}}{tg\ \alpha}$$

$29{,}3095\ ft^3 = \dfrac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.(1{,}5.D_i - \dfrac{0{,}5.D_i}{tg\ 60°}) + 0{,}131.\dfrac{D_i^{\,3}}{tg\ 60°}$

$$= 1{,}1781.D_i^3 - 0{,}2267.D_i^3 + 0{,}0756.D_i^3 = 1{,}027.D_i^3$$

$D_i^3 = 28{,}5389\ ft^3$

$D_i = 3{,}0559\ ft \approx 3\ ft$ (distandarkan dari Brownell, 1959)

$H_{tangki} = 3{,}0559\ ft \times 1{,}5 = 4{,}5839\ ft$

$H_{konis} = (0{,}5.D_i)/tg\ \alpha = (0{,}5.3{,}0559\ ft)/tg\ 60° = 0{,}8822\ ft$

$H_{shell} = H_{tangki} - H_{konis} = 4{,}5839\ ft - 0{,}8822\ ft$

$= 3{,}7017\ ft \approx 4\ ft$

Jadi: D_i = 3 ft = 36 in

H_{shell} = 4 ft

Volume shell = $\frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} = \frac{\pi}{4}.3^2\ ft^2.4\ ft = 28,2743\ ft^3$

Volume liquid = 21,9210 ft^3

Karena volume shell > volume liquid, maka seluruh liquid berada di dalam shell.

Volume liquid = $\frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{liquid} = \frac{\pi}{4}.3^2\ ft^2.H_{liquid} = 23,4476\ ft^3$

$$H_{liquid} = \frac{23,4476\ ft^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right).3^2\ ft^2} = 3,3172\ ft$$

Perhitungan tebal dinding shell:

Jumlah course = 1

$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c$ (Brownell, 1959)

Diambil:

c = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

f = f allow = 10.200 psia untuk jenis Carbon steel SA-135 Grade A (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

$\rho_{campuran}$ = 866 kg/m^3 = 54,0640 lb/ft^3

Untuk course 1:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

p operasi = 14,696 psia + $\rho.\frac{H_{liquid}}{144}$ (Brownell, 1959)

p operasi = 14,696 psia + $\rho.\frac{H_{liquid}}{144}$

= 14,696 psia + $54,0640.\frac{3,3172}{144}$ = 15,9414 lb/in^2 = 1,0991 bar

p = 1,1 x 1,0991 bar = 1,2090 bar = 17,5356 lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{17,5356 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 36 \text{ in}}{2 \text{ x } 10.200 \text{ lb/in}^2 \text{x } 80 \%} + 0,1 \text{ in}$$

$= 0,1387$ in $\approx$ 3/16 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup Atas:

p = 1,1 x p operasi = 1,1 x 1 bar (Ulrich, 1984)

= 1,1 bar = 16,1656

Untuk daerah menjauhi knuckle:

$$t = \frac{p.D_k}{2.f.E - p} \cdot \frac{1}{\cos \alpha} + c$$ (Brownell, 1959)

$$t = \frac{16,1656 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 36 \text{ in}}{2 \text{ x } 10.200 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 0,8 - 16,1656 \text{ lb/in}^2} \cdot \frac{1}{\cos 60^\circ} + 0,1$$

$= 0,1357$ in $\approx$ 3/16 in

Untuk daerah di sekitar knuckle:

$$t = \frac{p.D_i.z}{2.f.E} + c = \frac{16,1656 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 36 \text{ in x } 3,2}{2 \text{ x } 10.200 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 0,8} + 0,1$$

$= 0,2141$ in $\approx$ 1/4 in

Maka tebal konis dipilih harga terbesar yaitu 1/4 in

22. INTERMEDIATE TANK RECYCLE MENARA DESTILASI III (F-150)

Fungsi : Menampung sementara produk bottom pada menara destilasi III sebelum direcycle

Tipe : Fixed conical roof

Dasar pemilihan :

1. Sesuai untuk penyimpanan liquid
2. Cocok untuk kondisi penyimpanan pada tekanan atmosferik

Perhitungan diameter, tinggi dan volume tangki:

Suhu penyimpanan : 145,4625 °C

Tekanan penyimpanan : 1 bar

Komponen : Mixed xylene = 27,8167 kg/hari (0,88 %)

cumene = 3.116,8208 kg/hari (99,12 %)

Rate massa liquid total = 3.144,6375 kg/hari = 26,2359 kgmol/hari

s.g para xylene = 0,861

s.g meta xylene = 0,864

s.g ortho xylene = 0,880

s.g ethylbenzene = 0,867

s.g cumene = 0,862 (Himmelblau, 1996, Tabel D.1)

ρ air = 1 g/cm^3 = 1.000 kg/m^3 (Geankoplis, 1997, App. A.2)

ρ para xylene = s.g para xylene x ρ air

= 0,861 x 1 g/cm^3 = 0,861 g/cm^3 = 861 kg/m^3

ρ meta xylene = s.g meta xylene x ρ air

= 0,864 x 1 g/cm^3 = 0,864 g/cm^3 = 864 kg/m^3

ρ ortho xylene = s.g ortho xylene x ρ air

= 0,880 x 1 g/cm^3 = 0,880 g/cm^3 = 880 kg/m^3

ρ ethylbenzene = s.g ethylbenzene x ρ air

= 0,867 x 1 g/cm^3 = 0,867 g/cm^3 = 867 kg/m^3

ρ cumene = s.g cumene x ρ air

= 0,862 x 1 g/cm^3 = 0,862 g/cm^3 = 862 kg/m^3

$$\frac{1}{\rho_{\text{mixed xylene}}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{0,7677}{861} + \frac{0,1336}{864} + \frac{0,0787}{880} + \frac{0,0200}{867} = 1,1588.10^{-3}$$

$\rho_{\text{mixed xylene}}$ = 862,99 kg/m^3

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{0,0088}{862,99} + \frac{0,9912}{862} = 1,1601.10^{-3}$$

ρ_{campuran} = 862,01 kg/m^3

$$\text{Volume liquid} = \frac{3.144,6375 \text{ kg/hari}}{862,01 \text{ kg/m}^3} = 3,6480 \text{ m}^3\text{/hari}$$

= 128,8232 ft^3/hari = 5,3676 ft^3/jam

Untuk waktu penyimpan 2 jam:

Volume liquid total = 5,3676 ft^3/jam x 2 jam = 10,7352 ft^3

Diasumsi:

Volume liquid total = 80 % x Volume tangki

Volume tangki $= \dfrac{10{,}7352\ ft^3}{80\ \%} = 13{,}4190\ ft^3$

$H_{tangki}/D_i = 1{,}5$ (Ulrich, 1984)

Volume tangki = Volume silinder (shell) + Volume konis (head)

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$ (Brownell, 1959)

Dimana:

$tg\ \alpha = (0{,}5.D_i)/H_{konis}$

$H_{konis} = (0{,}5.D_i)/tg\ \alpha$

$\alpha = 60°$

Volume tangki $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} + 0{,}131.\dfrac{D_i^3}{tg\ \alpha}$

Volume tangki $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^2.(H_{tangki} - H_{konis}) + 0{,}131.\dfrac{D_i^3}{tg\ \alpha}$

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^2.(1{,}5.D_i - \frac{0{,}5.D_i}{tg\ \alpha}) + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

13,4190 ft^3 $= \dfrac{\pi}{4}.D_i^2.(1{,}5.D_i - \dfrac{0{,}5.D_i}{tg\ 60°}) + 0{,}131.\dfrac{D_i^3}{tg\ 60°}$

$= 1{,}1781.D_i^3 - 0{,}2267.D_i^3 + 0{,}0756.D_i^3 = 1{,}027.D_i^3$

$D_i^3 = 13{,}0662\ ft^3$

$D_i = 2{,}3553\ ft \approx 2{,}5\ ft$

$H_{tangki} = 2{,}3553\ ft \times 1{,}5 = 3{,}5330\ ft$

$H_{konis} = (0{,}5.D_i)/tg\ \alpha = (0{,}5.\ 2{,}3553\ ft)/tg\ 60° = 0{,}6799\ ft$

$H_{shell} = H_{tangki} - H_{konis} = 3{,}5330\ ft - 0{,}6799\ ft$

$= 2{,}8531\ ft \approx 3\ ft$

Jadi: D_i = 2,5 ft = 30 in

H_{shell} = 3 ft

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} = \frac{\pi}{4}.2,5^2\ ft^2.3\ ft = 14,7262\ ft^3$$

Volume liquid = 10,7352 ft^3

Karena volume shell > volume liquid, maka seluruh liquid berada di dalam shell.

$$\text{Volume liquid} = \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{liquid} = \frac{\pi}{4}.2,5^2\ ft^2.H_{liquid} = 10,7352\ ft^3$$

$$H_{liquid} = \frac{10,7352\ ft^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right)2,5^2\ ft^2} = 2,1870\ ft$$

Perhitungan tebal dinding shell:

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c$$ (Brownell, 1959)

Diambil:

c = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

f = f allow = 10.200 psia untuk jenis Carbon steel SA-135 Grade A (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

$\rho_{campuran}$ = 862,01 kg/m^3 = 53,8149 lb/ft^3

p = 1,1 x p operasi (Ulrich, 1984)

$$\text{p operasi} = 14,696\ \text{psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$\text{p operasi} = 14,696\ \text{psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14,696\ \text{psia} + 53,8149.\frac{2,1870}{144} = 15,5133\ lb/in^2$$

p = 1,1 x 15,5133 psia = 17,0646 psia

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{15,5133\ lb/in^2\ x\ 30\ in}{2\ x\ 10.200\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0,1\ in$$

= 0,1285 in ≈ 3/16 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup Atas:

p = 1,1 x p operasi = 1,1 x 1 bar (Ulrich, 1984)

= 1,1 bar = 16,1656

Untuk daerah menjauhi knuckle:

$$t = \frac{p.D_k}{2.f.E - p} \cdot \frac{1}{\cos\alpha} + c$$ (Brownell, 1959)

$$t = \frac{16{,}1656 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 30 \text{ in}}{2 \text{ x } 10.200 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 0{,}8 - 16{,}1656 \text{ lb/in}^2} \cdot \frac{1}{\cos 60^\circ} + 0{,}1$$

= 0,1297 in ≈ 3/16 in

Untuk daerah di sekitar knuckle:

$$t = \frac{p.D_i.z}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1656 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 30 \text{ in x } 3{,}2}{2 \text{ x } 10.200 \text{ lb/in}^2 \text{ x } 0{,}8} + 0{,}1$$

= 0,1951 in ≈ 1/4 in

Maka tebal konis dipilih harga terbesar yaitu 1/4 in

23. TANGKI PENYIMPAN MIXED XYLENE (F-350)

Fungsi : Menyimpan mixed xylene

Tipe : Fixed conical roof

Dasar pemilihan :

1. Sesuai untuk penyimpanan liquid
2. Cocok untuk kondisi penyimpanan pada tekanan atmosferik

Perhitungan diameter, tinggi dan volume tangki:

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan : 1 bar = 0,9869 atm

Komponen : Toluene = 219,4796 kg/hari (0,88 % berat)

Mixed xylene = 24.754,2973 kg/hari (99,02 % berat)

Cumene = 26,2230 kg/hari (0,1 % berat)

Total rate massa = 25.000 kg/hari

Mixed xylene terdiri dari: 76,77 % berat para xylene, 13,36 % berat meta xylene, 7,87 % berat ortho xylene, dan 2 % berat ethylenzene

s.g toluene = 0,866

s.g para xylene = 0,861

s.g meta xylene = 0,864

s.g ortho xylene = 0,880

s.g ethylbenzene = 0,867

s.g cumene = 0,862 (Himmelblau, 1996, Tabel D.1)

ρ air suhu 30°C = 0,99568 g/cm³ = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 1997, App. A.2)

ρ toluene = s.g toluene x ρ air

$= 0,866 \times 0,99568\ g/cm^3 = 0,86226\ g/cm^3 = 862,26\ kg/m^3$

ρ para xylene = s.g para xylene x ρ air

$= 0,861 \times 0,99568\ g/cm^3 = 0,85728\ g/cm^3 = 857,28\ kg/m^3$

ρ meta xylene = s.g meta xylene x ρ air

$= 0,864 \times 0,99568\ g/cm^3 = 0,86027\ g/cm^3 = 860,27\ kg/m^3$

ρ ortho xylene = s.g ortho xylene x ρ air

$= 0,880 \times 0,99568\ g/cm^3 = 0,87620\ g/cm^3 = 876,20\ kg/m^3$

ρ ethylbenzene = s.g ethylbenzene x ρ air

$= 0,867 \times 0,99568\ g/cm^3 = 0,86325\ g/cm^3 = 863,25\ kg/m^3$

ρ cumene = s.g cumene x ρ air

$= 0,862 \times 0,99568\ g/cm^3 = 0,85828\ g/cm^3 = 858,28\ kg/m^3$

$$\frac{1}{\rho_{mixed\ xylene}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{0,7677}{857,28} + \frac{0,1336}{860,27} + \frac{0,0787}{876,20} + \frac{0,0200}{863,25} = 1,1638.10^{-3}$$

$\rho_{mixed\ xylene} = 859,26\ kg/m^3$

$$\frac{1}{\rho_{campuran}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{0,0088}{862,26} + \frac{0,9902}{869,26} + \frac{0,0010}{858,28} = 1,1505.10^{-3}$$

$\rho_{campuran} = 869,19\ kg/m^3$

$$\text{Volume liquid} = \frac{\text{Rate massa liquid total}}{\rho_{campuran}} = \frac{25.000 \text{ kg/hari}}{869{,}19 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 28{,}7624 \text{ m}^3\text{/hari} = 1.015{,}6975 \text{ ft}^3\text{/hari}$$

Untuk waktu penampungan 7 hari:

Volume liquid total = 1.015,6975 ft^3/hari x 7 hari = 7.109,8825 ft^3

Diasumsi:

Volume liquid total = 80 % x Volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{7.109{,}8825 \text{ ft}^3}{80\ \%} = 8.887{,}3531 \text{ ft}^3$$

H_{tangki}/D_i = 1,5 (Ulrich, 1984)

Volume tangki = Volume silinder (shell) + Volume konis (head)

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha} \qquad \text{(Brownell, 1959)}$$

Dimana:

$tg\ \alpha = (0{,}5.D_i)/H_{konis}$

$H_{konis} = (0{,}5.D_i)/tg\ \alpha$

$\alpha = 60°$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4}.D_i^2.(H_{tangki} - H_{konis}) + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^2.(1{,}5.D_i - \frac{0{,}5.D_i}{tg\ \alpha}) + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

$$8.887{,}3531 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4}.D_i^2.(1{,}5.D_i - \frac{0{,}5.D_i}{tg\ 60°}) + 0{,}131.\frac{D_i^3}{tg\ 60°}$$

$$= 1{,}1781.D_i^3 - 0{,}2267.D_i^3 + 0{,}0756.D_i^3 = 1{,}027.D_i^3$$

D_i^3 = 8.653,7031 ft^3

D_i = 20,5306 ft ≈ 20 ft (distandarkan dari Brownell, 1959)

H_{tangki} = 20,5306 ft x 1,5 = 30,7959 ft

H_{konis} = (0,5.D_i)/tg α = (0,5.20,5306 ft)/tg 60° = 5,9267 ft

H_{shell} = H_{tangki} – H_{konis} = 30,7959 ft – 5,9267 ft

= 24,8692 ft ≈ 30 ft (distandarkan dari Brownell, 1959)

Jadi: D_i = 20 ft = 240 in

H_{shell} = 30 ft

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.H_{shell} = \frac{\pi}{4}.20^2\ ft^2.30\ ft = 9.424{,}7780\ ft^3$$

Volume liquid = 7.109,8825 ft^3

Karena volume shell > volume liquid, maka seluruh liquid berada di dalam shell.

$$\text{Volume liquid} = \frac{\pi}{4}.D_i^{\,2}.H_{liquid} = \frac{\pi}{4}.20^2\ ft^2.H_{liquid} = 7.109{,}8825\ ft^3$$

$$H_{liquid} = \frac{7.109{,}8825\ ft^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right)20^2\ ft^2} = 22{,}6315\ ft$$

Perhitungan tebal dinding shell:

1 course = 6 ft

Jumlah course = H_{shell} / 6 ft = 30 ft / 6 ft = 5 courses

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c$$ (Brownell, 1959)

Diambil:

c = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

f = f allow = 13.300 psia untuk jenis Nickel tipe SB-162 (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

$\rho_{campuran}$ = 869,19 kg/m^3 = 54,2632 lb/ft^3

<u>Untuk course 1</u>:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p \text{ operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696 \text{ psia} + 54{,}2632.\frac{22{,}6315}{144} = 23{,}2412 \text{ lb/in}^2 = 1{,}6024 \text{ bar}$$

$p = 1{,}1 \times 1{,}6024$ bar $= 1{,}7626$ bar $= 25{,}5644$ lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{25{,}5644 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 80\ \%} + 0{,}1 \text{ in}$$

$= 0{,}3883$ in $\approx 7/16$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 2:

$p = 1{,}1 \times p$ operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$p \text{ operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p \text{ operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696 \text{ psia} + 54{,}2632.\frac{(22{,}6315 - 6)}{144} = 20{,}9632 \text{ lb/in}^2$$

P operasi = 1,4454 bar

$p = 1{,}1 \times 1{,}4454$ bar $= 1{,}5899$ bar $= 23{,}0596$ lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{23{,}0596 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 80\ \%} + 0{,}1 \text{ in}$$

$= 0{,}3601$ in $\approx 3/8$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 3:

$p = 1{,}1 \times p$ operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$p \text{ operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p \text{ operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696 \text{ psia} + 54{,}2632.\frac{(22{,}6315 - 12)}{144} = 18{,}7022 \text{ lb/in}^2$$

$= 1{,}2895$ bar

$p = 1{,}1 \times 1{,}2895$ bar $= 1{,}4184$ bar $= 20{,}5729$ lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{20{,}5729 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 80\ \%} + 0{,}1 \text{ in}$$

$= 0{,}3320$ in $\approx 3/8$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

<u>Untuk course 4</u>:

$p = 1{,}1 \times$ p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

$$\text{p operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$\text{p operasi} = 14{,}696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696 \text{ psia} + 54{,}2632.\frac{(22{,}6315 - 18)}{144} = 16{,}4413 \text{ lb/in}^2$$

$= 1{,}1336$ bar

$p = 1{,}1 \times 1{,}1336$ bar $= 1{,}2470$ bar $= 18{,}0863$ lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{18{,}0863 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 80\ \%} + 0{,}1 \text{ in}$$

$= 0{,}3040$ in $\approx 5/16$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

<u>Untuk course 5</u>:

$p = 1{,}1 \times$ p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

p operasi = 1 bar

$p = 1{,}1 \times 1$ bar $= 1{,}1$ bar $= 16{,}1656$ lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1656 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 80\ \%} + 0{,}1 \text{ in}$$

$= 0{,}2823$ in $\approx 5/16$ in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup Atas:

$p = 1{,}1 \times$ p operasi $= 1{,}1 \times 1$ bar (Ulrich, 1984)

$= 1{,}1$ bar $= 16{,}1656$

Untuk daerah menjauhi knuckle:

$$t = \frac{p.D_k}{2.f.E - p} \cdot \frac{1}{\cos \alpha} + c$$ (Brownell, 1959)

$$t = \frac{16,1656 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 0,8 - 16,1656 \text{ lb/in}^2} \cdot \frac{1}{\cos 60^\circ} + 0,1$$

$= 0,4649 \text{ in} \approx 1/2 \text{ in}$

Untuk daerah di sekitar knuckle:

$$t = \frac{p.D_i.z}{2.f.E} + c = \frac{16,1656 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in} \times 3,2}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 0,8} + 0,1$$

$= 0,6834 \text{ in} \approx 11/16 \text{ in}$

Maka tebal konis dipilih harga terbesar yaitu 11/16 in

24. TANGKI PENYIMPAN BENZENE (F-340)

Fungsi : Menyimpan benzene

Tipe : Fixed conical roof

Dasar pemilihan :

1. Sesuai untuk penyimpanan liquid
2. Cocok untuk kondisi penyimpanan pada tekanan atmosferik

Perhitungan diameter, tinggi dan volume tangki:

Suhu penyimpanan : 30°C

Tekanan penyimpanan : 1 bar

Komponen : Benzene = 14.764,3390 kg/hari (91,9305 %)

Air = 381,3182 kg/hari (2,3743 %)

Toluene = 477,6316 kg/hari (2,9740 %)

Mixed xylene = 436,5193 kg/hari (2,7180 %)

cumene = 0,5153 kg/hari (0,0032 %)

Rate massa liquid total = 16.060,3233 kg/hari

s.g benzene = 0,879

s.g toluene = 0,866

s.g para xylene = 0,861

s.g meta xylene = 0,864

s.g ortho xylene = 0,880

s.g ethylbenzene = 0,867

s.g cumene = 0,862 (Himmelblau, 1996, Tabel D.1)

ρ air suhu 30°C = 0,99568 g/cm³ = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 1997, App. A.2)

ρ benzene = s.g benzene x ρ air

= 0,879 x 0,99568 g/cm³ = 0,87520 g/cm³ = 875,20 kg/m³

ρ toluene = s.g toluene x ρ air

= 0,866 x 0,99568 g/cm³ = 0,86226 g/cm³ = 862,26 kg/m³

ρ para xylene = s.g para xylene x ρ air

= 0,861 x 0,99568 g/cm³ = 0,85728 g/cm³ = 857,28 kg/m³

ρ meta xylene = s.g meta xylene x ρ air

= 0,864 x 0,99568 g/cm³ = 0,86027 g/cm³ = 860,27 kg/m³

ρ ortho xylene = s.g ortho xylene x ρ air

= 0,880 x 0,99568 g/cm³ = 0,87620 g/cm³ = 876,20 kg/m³

ρ ethylbenzene = s.g ethylbenzene x ρ air

= 0,867 x 0,99568 g/cm³ = 0,86325 g/cm³ = 863,25 kg/m³

ρ cumene = s.g cumene x ρ air

= 0,862 x 0,99568 g/cm³ = 0,85828 g/cm³ = 858,28 kg/m³

$$\frac{1}{\rho_{\text{mixed xylene}}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{0,7677}{857,28} + \frac{0,1336}{860,27} + \frac{0,0787}{876,20} + \frac{0,0200}{863,25} = 1,1638.10^{-3}$$

$\rho_{\text{mixed xylene}}$ = 859,26 kg/m³

$$\frac{1}{\rho_{\text{campuran}}} = \sum_i \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{0,919305}{875,20} + \frac{0,023743}{995,68} + \frac{0,029740}{862,26} + \frac{0,027180}{869,26} + \frac{0,000032}{858,28}$$

$$= 1,1400.10^{-3}$$

ρ_{campuran} = 877,17 kg/m³

$$\text{Volume liquid} = \frac{16.060,3233\ \text{kg/hari}}{877,17\ \text{kg/m}^3} = 18,3092\ \text{m}^3/\text{hari}$$

= 646,5597 ft^3/hari

Untuk waktu penyimpan 7 hari:

Volume liquid total = 646,5597 ft^3/hari x 7 hari = 4.525,9179 ft^3

Diasumsi:

Volume liquid total = 80 % x Volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{4.525,9179 \ ft^3}{80\ \%} = 5.657,3974\ ft^3$$

H_{tangki}/D_i = 1,5 (Ulrich, 1984)

Volume tangki = Volume silinder (shell) + Volume konis (head)

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} + 0,131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha} \qquad \text{(Brownell, 1959)}$$

Dimana:

tg $\alpha = (0,5.D_i)/H_{konis}$

$H_{konis} = (0,5.D_i)/tg\ \alpha$

$\alpha = 60°$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} + 0,131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4}.D_i^2.(H_{tangki} - H_{konis}) + 0,131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

$$= \frac{\pi}{4}.D_i^2.(1,5.D_i - \frac{0,5.D_i}{tg\ \alpha}) + 0,131.\frac{D_i^3}{tg\ \alpha}$$

$$5.657,3974\ ft^3 = \frac{\pi}{4}.D_i^2.(1,5.D_i - \frac{0,5.D_i}{tg\ 60°}) + 0,131.\frac{D_i^3}{tg\ 60°}$$

$$= 1,1781.D_i^3 - 0,2267.D_i^3 + 0,0756.D_i^3 = 1,027.D_i^3$$

D_i^3 = 5.508,6635 ft^3

D_i = 17,6610 ft ≈ 20 ft

H_{tangki} = 17,6610 ft x 1,5 = 26,4915 ft

H_{konis} = $(0,5.D_i)/tg\ \alpha$ = (0,5.17,6610 ft)/tg 60° = 5,0983 ft

$H_{shell} = H_{tangki} - H_{konis} = 26,4915 \text{ ft} - 5,0983 \text{ ft}$

$= 21,3932 \text{ ft} \approx 24 \text{ ft}$

Jadi: $D_i = 20 \text{ ft} = 240 \text{ in}$

$H_{shell} = 24 \text{ ft}$

Volume shell $= \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{shell} = \frac{\pi}{4}.20^2 \text{ ft}^2.24 \text{ ft} = 7.539,8224 \text{ ft}^3$

Volume liquid $= 4.525,9179 \text{ ft}^3$

Karena volume shell > volume liquid, maka seluruh liquid berada di dalam shell.

Volume liquid $= \frac{\pi}{4}.D_i^2.H_{liquid} = \frac{\pi}{4}.20^2 \text{ ft}^2.H_{liquid} = 4.525,9179 \text{ ft}^3$

$$H_{liquid} = \frac{4.525,9179 \text{ ft}^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right).20^2 \text{ ft}^2} = 14,4064 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal dinding shell:

$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c$ (Brownell, 1959)

Diambil:

c = 3 mm = 0,1 in (Ulrich, 1984)

f = f allow = 13.300 psia untuk jenis Nickel tipe SB-162 (Brownell, 1959)

E double-welded butt joint = 80 % (Brownell, 1959)

$\rho_{campuran} = 877,17 \text{ kg/m}^3 = 54,7614 \text{ lb/ft}^3$

Untuk course 1:

p = 1,1 x p operasi (Ulrich, 1984)

p operasi $= 14,696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$ (Brownell, 1959)

p operasi $= 14,696 \text{ psia} + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$

$= 14,696 \text{ psia} + 54,7614.\frac{14,4064}{144} = 20,1746 \text{ lb/in}^2$

p = 1,1 x 20,1746 psia = 22,1921 psia

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{22{,}1921\ lb/in^2\ x\ 240\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0{,}1\ in$$

= 0,3503 in ≈ 3/8 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 2:

p = 1,1 x p operasi (Ulrich, 1984)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$ (Brownell, 1959)

$$p\ operasi = 14{,}696\ psia + \rho.\frac{H_{liquid}}{144}$$

$$= 14{,}696\ psia + 54{,}7614.\frac{14{,}4064 - 6}{144} = 17{,}8928\ lb/in^2$$

p = 1,1 x 17,8928 psia = 19,6821 psia

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{19{,}6821\ lb/in^2\ x\ 240\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0{,}1\ in$$

= 0,3220in ≈ 3/8 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Untuk course 3:

p = 1,1 x p operasi dalam bar (Ulrich, 1984)

p operasi = 1 bar

p = 1,1 x 1 bar = 1,1 bar = 16,1656 lb/in^2

$$t = \frac{p.D_i}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1656\ lb/in^2\ x\ 240\ in}{2\ x\ 13.300\ lb/in^2 x\ 80\ \%} + 0{,}1\ in$$

= 0,2823 in ≈ 5/16 in (distandarkan dari Brownell, 1959)

Perhitungan Tebal Tutup Atas:

p = 1,1 x p operasi = 1,1 x 1 bar (Ulrich, 1984)

= 1,1 bar = 16,1656

Untuk daerah menjauhi knuckle:

$$t = \frac{p.D_k}{2.f.E - p} \cdot \frac{1}{\cos \alpha} + c$$ (Brownell, 1959)

$$t = \frac{16{,}1656 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in}}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 0{,}8 - 16{,}1656 \text{ lb/in}^2} \cdot \frac{1}{\cos 60^\circ} + 0{,}1$$

$= 0{,}4649 \text{ in} \approx 1/2 \text{ in}$

Untuk daerah di sekitar knuckle:

$$t = \frac{p.D_i.z}{2.f.E} + c = \frac{16{,}1656 \text{ lb/in}^2 \times 240 \text{ in} \times 3{,}2}{2 \times 13.300 \text{ lb/in}^2 \times 0{,}8} + 0{,}1$$

$= 0{,}6834 \text{ in} \approx 11/16 \text{ in}$

Maka tebal konis dipilih harga terbesar yaitu 11/16 in

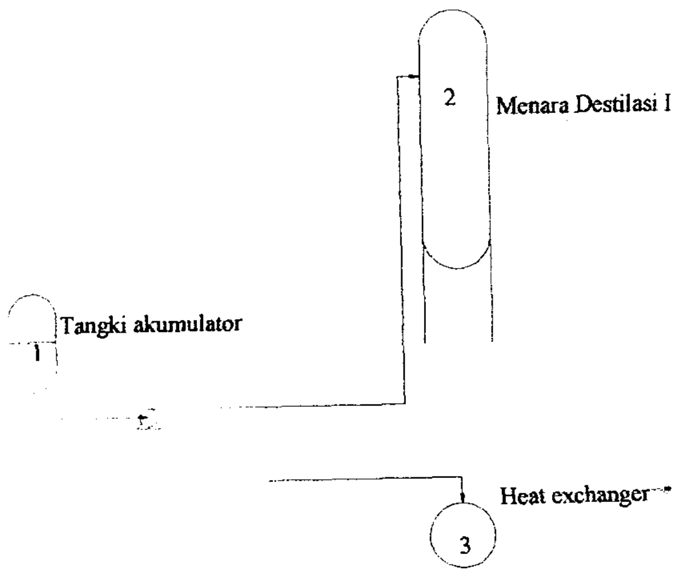
25. POMPA DESTILAT MENARA DESTILASI I (L-314)

Fungsi: Memompa hasil kondensasi menara destilasi I dari tangki akumulator menuju kembali ke menara destilasi I dan Cooler

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar



Diperkirakan:

1. Aliran 1 (aliran dari tangki akumulator menuju ke percabangan)

   Jumlah elbow = 1

   Jumlah gate valve = 1

   Jumlah globe valve = 1

   Tee = 1

   Z_1 = 9,2845 ft

   Panjang pipa lurus = 9,5 ft

2. Aliran 2 (aliran dari percabangan menuju ke menara destilasi I)

   Jumlah elbow = 3

   Jumlah globe valve = 1

   Z_2 = 32 ft

   Panjang pipa lurus = 43 ft

3. Aliran 3 (aliran dari percabangan menuju ke HE)

   Jumlah elbow = 3

   Jumlah globe valve = 1

   Z_3 = 4,5 ft

   Panjang pipa lurus = 10,5 ft

Rate massa aliran 1 = 29.947,6854 kg/hari = 2.750,9694 lb/jam

= 0,7642 lb/detik

Rate massa aliran 2 = 13.887,3621 kg/hari = 1.275,6815 lb/jam

= 0,3544 lb/detik

Rate massa aliran 3 = 16.060,3233 kg/hari = 1.475,2879 lb/jam

= 0,4098 lb/detik

Rate mol aliran 3 = 219,7848 kgmol/hari

Mr campuran = rate massa/rate mol = 16.060,3233/219,7848 = 73,1 kg/kgmol

Karena Mr campuran mendekati Mr dari benzene, maka sifat fisisnya didekati dengan sifat fisis dari benzene.

s.g benzene = 0,88 (Himmelblau, 1996)

ρ_{air} = 1000 kg/m^3

$\rho_{campuran} = 0,88 \times 1000 \text{ kg/m}^3 = 880 \text{ kg/m}^3 = \dfrac{880 \times 2,2046}{3,2808^3} = 53,7190 \text{ lb/ft}^3$

$\mu_{campuran}$ pada suhu 70°C = 0,35 cp (Kern, 1965)

= 0,847 lb/ft.jam

$Q_1 = \dfrac{\text{rate massa aliran 1}}{\rho_{campuran}} = \dfrac{2.750,9694 \text{ lb/jam}}{53,7190 \text{ lb/ft}^3} = 51,2104 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$= 0,0142 \text{ ft}^3/\text{detik} = 6,3851 \text{ gpm}$

$Q_2 = \dfrac{\text{rate massa aliran 2}}{\rho_{campuran}} = \dfrac{1.275,6815 \text{ lb/jam}}{53,7190 \text{ lb/ft}^3} = 23,7473 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$= 0,0066 \text{ ft}^3/\text{detik} = 2,9609 \text{ gpm}$

$Q_3 = \dfrac{\text{rate massa aliran 3}}{\rho_{campuran}} = \dfrac{1.475,2879 \text{ lb/jam}}{53,7190 \text{ lb/ft}^3} = 27,4631 \text{ ft}^3/\text{jam}$

$= 0,0076 \text{ ft}^3/\text{detik} = 3,4242 \text{ gpm}$

Diasumsi: aliran turbulent, sehingga

ID optimum pipa 1 $= 3,9.Q_1^{0,45}.\rho^{0,13} = 3,9 \times 0,0142^{0,45} \times 53,7190^{0,13}$

= 0,9657 in (Peters, 1991)

ID optimum pipa 2 $= 3,9.Q_2^{0,45}.\rho^{0,13} = 3,9 \times 0,0066^{0,45} \times 53,7190^{0,13}$

= 0,6834 in (Peters, 1991)

ID optimum pipa 3 $= 3,9.Q_3^{0,45}.\rho^{0,13} = 3,9 \times 0,0076^{0,45} \times 53,7190^{0,13}$

= 0,7296 in (Peters, 1991)

Dipilih:

Pipa 1:

Pipa 1 in sch. 40,

ID = 1,049 in

OD = 1,315 in (Brown, 1961)

Pipa 2:

Pipa 0,75 in sch. 80,

ID = 0,742 in

OD = 1,05 in (Brown, 1961)

Pipa 3:

Pipa 0,75 in sch. 80,

ID = 0,742 in

OD = 1,05 in (Brown, 1961)

Luas penampang pipa 1 = $\frac{\pi}{4}.ID_1^2 = \frac{\pi}{4}.1{,}049\ in^2 = 0{,}8643\ in^2 = 0{,}006\ ft^2$

Luas penampang pipa 2 = $\frac{\pi}{4}.ID_2^2 = \frac{\pi}{4}.0{,}742\ in^2 = 0{,}4324\ in^2 = 0{,}003\ ft^2$

Luas penampang pipa 3 = $\frac{\pi}{4}.ID_2^2 = \frac{\pi}{4}.0{,}742\ in^2 = 0{,}4324\ in^2 = 0{,}003\ ft^2$

v_1 = 0

v_2 = Q_2/Luas penampang pipa 2 = (0,0066 ft^3/det)/(0,003 ft^2)

= 2,1967 ft/detik

v_3 = Q_3/Luas penampang pipa 3 = (0,0076 ft^3/det)/(0,003 ft^2)

= 2,5405 ft/detik

Kecepatan aliran dalam pipa 1 = Q_1/Luas penampang pipa 1

= (0,0142 ft^3/det)/(0,006 ft^2)

= 2,3702 ft/detik

Kecepatan aliran dalam pipa 2 = 2,7751 ft/detik

Kecepatan aliran dalam pipa 3 = 2,7751 ft/detik

$$Nre_1 = \frac{\rho.ID_1.v_1}{\mu} = \frac{53{,}7190\ lb/ft^3 \times \left(1{,}049/12\right) ft \times 2{,}3702\ ft/detik}{\left(0{,}847/3600\right) lb/ft.detik}$$

= 47.306,2181

$$Nre_2 = \frac{\rho.ID_2.v_2}{\mu} = \frac{53{,}7190\ lb/ft^3 \times \left(0{,}742/12\right) ft \times 2{,}1967\ ft/detik}{\left(0{,}847/3600\right) lb/ft.detik}$$

= 31.013,1808

$$Nre_3 = \frac{\rho.ID_3.v_3}{\mu} = \frac{53{,}7190\ lb/ft^3 \times \left(0{,}742/12\right) ft \times 2{,}5405\ ft/detik}{\left(0{,}847/3600\right) lb/ft.detik}$$

= 35.865,8257

Karena Nre > 2.100 maka asumsi aliran turbulent tepat.

Menghitung friksi pipa 1

Friksi pipa lurus

Dipilih: jenis pipa commercial steel

Untuk ID = 1,049 in; ε/D = 0,0019 (Brown, 1961, Fig. 126)

Untuk ε/D = 0,0019 & Nre = 47.306,2181; f = 0,026 (Brown, 1961, Fig. 125)

Dari Brown, 1961, Fig. 127 untuk nominal pipe 1 in sch 40 diperoleh:

Le elbow = 5,8 ft

Le gate valve = 70 ft

Le globe valve = 28 ft

Le Tee = 5,8 ft

L pipa total = Le elbow + Le gate valve + Le globe valve + L Tee + L pipa lurus

= 5,8 + 70 + 28 + 5,8 + 9,5 = 119,1 ft

$$F_p = \frac{2.f.L.v^2}{D.gc} = \frac{2 \times 0{,}026 \times 119{,}1 \text{ ft} \times 2{,}3702^2 \text{ ft}^2/\text{detik}^2}{\left(1{,}049/12\right) \text{ft} \times 32{,}174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 12{,}37 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

Fc (Sudden contraction)

α = 1 (aliran turbulent)

Kc = 0,55 (Geankoplis, 1997)

$$Fc = \frac{Kc.v^2}{2.\alpha.\ gc} = \frac{0{,}55 \times 2{,}3702 \text{ ft/detik}}{2 \times 1 \times 32{,}174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 0{,}048 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

ΣF_1 = F_p + Fc = 12,37 + 0,048 = 12,418 lbf.ft/lb

Menghitung Friksi Pipa 2

Friksi pipa lurus

Dipilih: jenis pipa commercial steel

Untuk ID = 0,742 in; ε/D = 0,0019 (Brown, 1961, Fig. 126)

Untuk ε/D = 0,0019 & Nre = 31.013,1808; f = 0,028 (Brown, 1961, Fig. 125)

Dari Foust, 1980, Appendix C-2a. diperoleh:

Le elbow = 30.D = 30 x 0,742 in = 22,26 in

Le globe valve = 340.D = 340 x 0,742 in = 252,28 in

L pipa total = Le elbow + Le globe valve + L pipa lurus

= (22,26 x 3) + 252,28 + 43 = 362,06 ft

$$F_p = \frac{2.f.L.v^2}{D.gc} = \frac{2 \times 0{,}028 \times 362{,}06 \text{ ft} \times 2{,}1967^2 \text{ ft}^2/\text{detik}^2}{\left(0{,}742/12\right) \text{ft} \times 32{,}174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 49{,}1807 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

Fex (Exit)

α = 1 (aliran turbulent)

Kex = 1 (Foust, 1980)

$$Fex = \frac{Kex.v^2}{2.\alpha.\ gc} = \frac{1 \times 2{,}1967 \text{ ft/detik}}{2 \times 1 \times 32{,}174 \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 0{,}075 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

ΣF_2 = F_p + Fex = 49,1807 + 0,0750 = 49,2557 lbf.ft/lb

Menghitung Friksi Pipa 3

Friksi pipa lurus

Dipilih: jenis pipa commercial steel

Untuk ID = 0,742 in; ε/D = 0,0019 (Brown, 1961, Fig. 126)

Untuk ε/D = 0,0019 & Nre = 31.013,1808; f = 0,028 (Brown, 1961, Fig. 125)

Dari Foust, 1980, Appendix C-2a. diperoleh:

Le elbow = 30.D = 30 x 0,742 in = 22,26 in

Le globe valve = 340.D = 340 x 0,742 in = 252,28 in

L pipa total = Le elbow + Le globe valve + L pipa lurus

= (22,26 x 3) + 252,28 + 10,5 = 329,56 ft

$$F_p = \frac{2.f.L.v^2}{D.gc} = \frac{2 \text{ x } 0{,}028 \text{ x } 329{,}56 \text{ ft x } 2{,}5405^2 \text{ ft}^2/\text{detik}^2}{\left(0{,}742/12\right) \text{ft x } 32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 59{,}8712 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

Fex (Exit)

α = 1 (aliran turbulent)

Kex = 1 (Foust, 1980)

$$\text{Fex} = \frac{\text{Kex}.v^2}{2.\alpha.\text{ gc}} = \frac{1 \text{ x } 2{,}5405 \text{ ft/detik}}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 0{,}1003 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

ΣF_3 = F_p + Fex = 59,8712 + 0,1003 = 59,9714 lbf.ft/lb

P_1 = 1 bar = 0,9869 atm

P_2 = 1 bar = 0,9869 atm

P_3 = 1 bar = 0,9869 atm

$$m_1.(-Ws) = m_3.\left(\frac{P_3}{\rho} + \frac{v_3^2}{2.gc} + Z_3.g/gc\right) + m_2.\left(\frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2.gc} + Z_2.g/gc\right) - m_1.\left(\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2.gc} + Z_1.g/gc\right) + m_1.\Sigma F_1 + m_2.\Sigma F_2 + m_3.\Sigma F_3$$ (Nevers, 1991)

$$m_1.(-Ws) = [0{,}4098 \text{ lb/s x } \left(\frac{(0{,}9869 \text{ x } 14{,}696 \text{ x } 144) \text{ lbf/ft}^2}{53{,}7190 \text{ lb/ft}^3} + \frac{2{,}5405^2 \text{ ft}^2/\text{det}^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} + \frac{4{,}5 \text{ ft x } 32{,}174 \text{ ft/det}^2}{32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}}\right)] + [0{,}3544 \text{ lb/s x}$$

$$\left(\frac{(0{,}9869 \text{ x } 14{,}696 \text{ x } 144) \text{ lbf/ft}^2}{53{,}7190 \text{ lb/ft}^3} + \frac{2{,}1967^2 \text{ ft}^2/\text{det}^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} + \frac{32 \text{ ft x } 32{,}174 \text{ ft/det}^2}{32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}}\right.$$

$$\left.\right)] - [0{,}7642 \text{ lb/s x } \left(\frac{(0{,}9869 \text{ x } 14{,}696 \text{ x } 144) \text{ lbf/ft}^2}{53{,}7190 \text{ lb/ft}^3} + \frac{0^2 \text{ ft}^2/\text{det}^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} + \right.$$

$$\frac{9{,}2845 \text{ ft x } 32{,}174 \text{ ft/det}^2}{32{,}174 \dfrac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}})] + (0{,}7642 \text{ lb/s x } 12{,}4180 \text{ lbf.ft/lb}) + (0{,}3544 \text{ lb/s}$$

x 49,2557 lbf.ft/lb) + (0,4098 lb/s x 59,9714 lbf.ft/lb)

m_1.(-Ws) = 57,6762 lbf.ft/s

Ws = (-57,6762 lbf.ft/s)/(0,7642 lb/s) = -75,4767 lbf.ft/lb

Effisiensi pompa = η = 20 % (Peters, 1991, Fig. 14-37)

$$\text{Brake Hp} = \frac{-\text{Ws.m}}{\eta.550} = \frac{75{,}4767 \text{ lbf.ft/lb x } 0{,}7642 \text{ lb/detik}}{0{,}2 \text{ x } 550 \left(\text{lbf.ft/detik}\right)/\text{Hp}} = 0{,}5243 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 % (Peters, 1991, Fig. 14-38)

Hp pompa = Brake Hp/Effisiensi motor = 0,5243 Hp/0,8 = 0,6554 Hp ≈ 1 Hp

26. POMPA DESTILAT MENARA DESTILASI II (L-324)

Fungsi: Memompa hasil kondensasi menara destilasi II dari tangki akumulator menuju kembali ke menara destilasi II dan ke Intermediate tank

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 2 Hp

Kapasitas: 0,0168 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

27. POMPA DESTILAT MENARA DESTILASI III (L-334)

Fungsi: Memompa hasil kondensasi menara destilasi III dari tangki akumulator menuju kembali ke menara destilasi III dan ke Cooler

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 40 %

Power motor: 6 Hp

Kapasitas: 0,0450 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

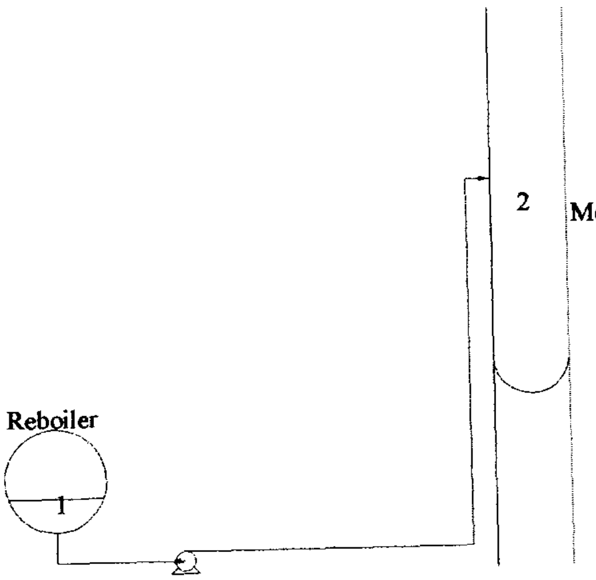
28. POMPA REBOILER MENARA DESTILASI I (L-315)

Fungsi: Memompa produk bottom menara destilasi I dari reboiler menuju ke menara destilasi II

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar



Diperkirakan:

Jumlah elbow = 4

Jumlah gate valve = 1

Jumlah globe valve = 1

Z_1 = 5 ft

Z_2 = 28 ft

Panjang pipa lurus = 58 ft

$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 28 \text{ ft} - 5 \text{ ft} = 23 \text{ ft}$

Rate massa = 35.044,7662 kg/hari = 3.219,1538 lb/jam = 0,8942 lb/detik

Rate mol = 337,6126 kgmol/hari

Mr campuran = rate massa/rate mol = 35.044,7662/337,6126 = 103,8 kg/kgmol

Karena Mr campuran mendekati Mr dari para xylene, maka sifat fisisnya didekati dengan sifat fisis dari para xylene.

s.g para xylene = 0,86 (Himmelblau, 1996)

$\rho_{air} = 1000 \text{ kg/m}^3$

$\rho_{campuran} = 0{,}86 \text{ x } 1000 \text{ kg/m}^3 = 860 \text{ kg/m}^3 = \dfrac{860 \ x \ 2{,}2046}{3{,}2808^3} = 53{,}6895 \text{ lb/ft}^3$

$\mu_{campuran}$ = 0,22 cp (Kern, 1965)

= 0,5324 lb/ft.jam

$$Q = \frac{\text{rate massa}}{\rho_{campuran}} = \frac{3.219{,}1538 \text{ lb/jam}}{53{,}6895 \text{ lb/ft}^3} = 59{,}9588 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$= 0{,}0167 \text{ ft}^3/\text{detik} = 7{,}4759 \text{ gpm}$

Diasumsi: aliran turbulent, sehingga

ID optimum pipa $= 3{,}9 . Q^{0,45} . \rho^{0,13} = 3{,}9 \text{ x } 0{,}0167^{0,45} \text{ x } 53{,}6895^{0,13}$

= 1,0367 in (Peters, 1991)

Dipilih:

Pipa 1 in sch. 40,

ID = 1,049 in

OD = 1,315 in (Brown, 1961)

Luas penampang pipa = $\frac{\pi}{4}.ID^2 = \frac{\pi}{4}.1{,}049\ in^2 = 0{,}8643\ in^2 = 0{,}006\ ft^2$

v_1 = 0

v_2 = Q/Luas penampang pipa = (0,0167 ft^3/det)/(0,006 ft^2)

= 2,7751 ft/detik

Δv = 2,7551 ft/detik

Kecepatan aliran dalam pipa = 2,7751 ft/detik

$$Nre = \frac{\rho.ID.v}{\mu} = \frac{53{,}6895\ lb/ft^3 \times \left(1{,}049/12\right) ft \times 2{,}7751\ ft/detik}{\left(0{,}5324/3600\right) lb/ft.detik}$$

= 88.068,2888

Karena Nre > 2.100 maka asumsi aliran turbulent tepat.

Menghitung friksi pipa lurus

Dipilih: jenis pipa commercial steel

Untuk ID = 1,049 in; ε/D = 0,0019 (Brown, 1961, Fig. 126)

Untuk ε/D = 0,0019 dan Nre = 88.068,2888; f = 0,025 (Brown, 1961, Fig. 125)

Dari Brown, 1961, Fig. 127 untuk nominal pipe 1 in diperoleh:

Le elbow = 5,5 ft

Le gate valve = 70 ft

Le globe valve = 29 ft

Panjang pipa total = Le elbow + Le gate valve + Le globe valve + L pipa lurus

= (5,5 x 4) + 70 + 29 + 58 = 179 ft

$$F_p = \frac{2.f.L.v^2}{D.gc} = \frac{2 \times 0{,}025 \times 179\ ft \times 2{,}7751^2\ ft^2/detik^2}{\left(1{,}049/12\right) ft \times 32{,}174\ \frac{lb.ft}{lbf.det^2}} = 24{,}5057\ \frac{lbf.ft}{lb}$$

Menghitung Fc (Sudden contraction)

α = 1 (aliran turbulent)

Kc = 0,55 (Geankoplis, 1997)

$$Fc = \frac{Kc.v^2}{2.\alpha.\ gc} = \frac{0{,}55 \text{ x } 2{,}7751 \text{ ft/detik}}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174 \ \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 0{,}0658 \ \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

Menghitung Fex (Exit)

α = 1 (aliran turbulent)

Kex = 1 (Foust, 1980)

$$Fex = \frac{Kex.v^2}{2.\alpha.\ gc} = \frac{1 \text{ x } 2{,}7751 \text{ ft/detik}}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174 \ \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} = 0{,}1197 \ \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lb}}$$

$\Sigma F = F_p + Fc + Fex = 24{,}5057 + 0{,}0658 + 0{,}1197 = 24{,}6912$ lbf.ft/lb

P_1 = 1,34 bar

P_2 = 1 bar

ΔP = -0,34 bar = - 0,3356 atm

$$\Delta Z.g/gc + \frac{\Delta v^2}{2.gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = -Ws \quad \text{(Geankoplis, 1997)}$$

$$\frac{23 \text{ ft x } 32{,}174 \text{ ft/det}^2}{32{,}174 \ \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} + \frac{(2{,}7751^2 - 0) \text{ ft}^2/\text{det}^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \ \frac{\text{lb.ft}}{\text{lbf.det}^2}} +$$

$$\frac{(-0{,}3356 \text{ x } 14{,}696 \text{ x } 144) \text{ lbf/ft}^2}{53{,}6895 \text{ lb/ft}^3} +$$

24,6912 lbf.ft/lb = -Ws

Ws = -34,5847 lbf.ft/lb

Effisiensi pompa = η = 20 % (Peters, 1991, Fig. 14-37)

$$\text{Brake Hp} = \frac{-\text{Ws.m}}{\eta.550} = \frac{34{,}5847 \text{ lbf.ft/lb x } 0{,}8942 \text{ lb/detik}}{0{,}2 \text{ x } 550 \left(\text{lbf.ft/detik}\right)/\text{Hp}} = 0{,}2811 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 % (Peters, 1991, Fig. 14-38)

Hp pompa = Brake Hp/Effisiensi motor = 0,2811 /0,8 = 0,3514 Hp = 0,5 Hp

29. POMPA REBOILER MENARA DESTILASI II (L-325)

Fungsi: Memompa produk bottom menara destilasi II dari reboiler menuju ke menara destilasi III

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 2 Hp

Kapasitas: 0,0134 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

30. POMPA REBOILER MENARA DESTILASI III (L-335)

Fungsi: Memompa produk bottom menara destilasi III dari reboiler menuju ke intermediate tank

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 0,5 Hp

Kapasitas: 0,0015 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

31. POMPA FURNACE (L-211)

Fungsi: Memompa komponen-komponen yang berasal dari HE menuju ke Furnace

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 16 Hp

Kapasitas: 0,0245 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

32. POMPA VAKUM MENARA DESTILASI II (L-326)

Fungsi: Mengvakumkan menara destilasi II

Tipe: Reciprocating Pump

Dasar pemilihan: Mampu memvakumkan menara destilasi tanpa mengubah laju alir fluida proses.

Diketahui:

Inlet pressure (P_1) = 0,840881668 bar = 84088,1668 Pa

sg = 0,87

Dianggap ρ air = 1000 kg/m^3

ρ liquida = 0,87 x 1000 kg/m^3 = 870 kg/m^3

Rate massa = 35744,0207 kg/hari

Volume flow rate = rate massa/ρ liquida

= (35744,0207 kg/hari)/(870 kg/m^3) = 41,0851 m^3/hari

= 0,0005 m^3/s

log P_1 = 4,9247

Dari Fig. 9, Ullman,1991 , Volume B 3 diperoleh:

power pompa/volume flow rate = 15 kPa = 15.000 kPa

Power pompa = (power pompa/volume flow rate) x volume flow rate

= 15.000 kPa x 0,0005 m^3/s = 7,1328 W = 0,0071 kW

= (0,0071/0,7457) HP = 0,0096 HP

Diambil: power pompa vakum = 0,5 HP

33. POMPA VAKUM MENARA DESTILASI III (L-336)

Fungsi: Mengvakumkan menara destilasi III

Tipe: Reciprocating Pump

Dasar pemilihan: Mampu memvakumkan menara destilasi tanpa mengubah laju alir fluida proses.

Diketahui:

Inlet pressure (P_1) = 0,506625 bar = 50662,5 Pa

sg = 0,86

Dianggap ρ air = 1000 kg/m^3

ρ liquida = 0,86 x 1000 kg/m^3 = 860 kg/m^3

Rate massa = 94602,4973 kg/hari

Volume flow rate = rate massa/ρ liquida

= (94602,4973 kg/hari)/(860 kg/m^3) = 110,0029 m^3/hari

= 0,0013 m^3/s

log P_1 = 4,7047

Dari Fig. 9, Ullman,1991, Volume B 3 diperoleh:

power pompa/volume flow rate = 33 kPa = 33.000 kPa

Power pompa = (power pompa/volume flow rate) x volume flow rate

= 33.000 kPa x 0,0013 m^3/s = 42,0150 W = 0,042015 kW

= (0,042015/0,7457) HP = 0,0563 HP

Diambil: power pompa vakum = 0,5 HP

34. POMPA TANGKI PENAMPUNG BENZENE (L-341)

Fungsi: Memompa benzene dari HE menuju ke tangki penampung benzene

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah

- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 0,5 Hp

Kapasitas: 0,0076 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

35. POMPA TANGKI PENAMPUNG MIXED XYLENE (L-351)

Fungsi: Memompa produk mixed xylene dari HE menuju ke tangki penampung mixed xylene

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 0,5 Hp

Kapasitas: 0,0119 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

36. POMPA FEED (L-131)

Fungsi: Memompa komponen-komponen yang berasal dari tangki penyimpan toluene, tangki penyimpan cumene dan intermediate tank menuju ke Heat Exchanger

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 2 Hp

Kapasitas: 0,0240 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

37. POMPA DRUM SEPARATOR (L-241)

Fungsi: Memompa komponen-komponen yang berasal dari drum separator dan kondensor menuju ke menara destilasi I

Tipe: Centrifugal pump

Dasar pemilihan:

- Cocok untuk liquida dengan viskositas rendah
- Cocok untuk rate massa besar

Effisiensi pompa: 20 %

Power motor: 2 Hp

Kapasitas: 0,0251 ft^3/detik

Bahan konstruksi: Nickel based alloy

Jumlah: 1 buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Metode perkiraan harga

Harga peralatan sering mengalami perubahan karena kondisi ekonomi. Oleh karena itu, untuk memperkirakan harga peralatan sekarang diperlukan suatu indeks yang dapat mengkonversikan harga peralatan sebelumnya menjadi harga ekivalen sekarang. Metode yang digunakan untuk menentukan harga peralatan adalah metode Cost Index yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{\text{Cost Index saat ini}}{\text{Cost Index pada tahun A}} \times \text{Harga alat pada tahun A}$$

Pada perencanaan pabrik Xylene ini, harga peralatan yang digunakan didasarkan pada harga alat yang terdapat pada pustaka Peters, 1991 dan Ulrich, 1984. Cost index yang digunakan adalah dari Marshall & Swift Cost Index dan Chemical Engineering Plant Cost Index.

D.1. Perhitungan Harga Peralatan

- Cost Index Marshall & Swift pada tahun 1990 = 904 (Peters, 1991)
- Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2002 = 1100 (Chemical Engineering, 2003)
- Cost Index Chemical Engineering Plant pada tahun 1982 = 315 (Ulrich, 1984)
- Cost Index Chemical Engineering Plant pada tahun 2002 = 392,7 (Chemical Engineering, 2002)

Contoh perhitungan :

Nama alat : Tangki Penyimpan Toluene

Kapasitas : 450.464 liter

Bahan konstruksi : Nickel

Harga Tahun 1990 : $ 48.600 (Peters, 1991)

$$\text{Harga Tahun 2002} = \frac{392{,}7}{315} \times \$\ 48.600 = \$\ 60.588{,}00 = \text{Rp.}1.090.584.000$$

Dengan cara yang sama, harga peralatan disajikan pada tabel D.1. untuk alat-alat proses dan D.2. untuk alat-alat utilitas.

Tabel D.1. Harga Peralatan Proses

No.	Nama Alat	Kode	*Harga/unit	Jumlah	Total
1	Tangki Penyimpan Toluene	F-110	545.292.000	2	1.090.584.000
2	Tangki Penyimpan Cumene	F-120	227.205.000	1	227.205.000
3	Heat Exchanger	E-130	35.343.000	1	35.343.000
4	Pompa Feed	L-131	4.095.300	1	4.095.300
5	Intermediate Tank Recycle Menara Destilasi II	F-140	21.318.000	1	21.318.000
6	Intermediate Tank Recycle Menara Destilasi III	F-150	17.054.400	1	17.054.400
7	Furnace	Q-210	2.332.638.000	1	2.332.638.000
8	Pompa Furnace	L-211	31.000.000	1	31.000.000
9	Reaktor	R-220	22.720.500.000	1	22.720.500.000
10	Expander	N-230	3.141.600.000	1	3.141.600.000
11	Drum Separator	H-240	63.954.000	1	63.954.000
12	Pompa Drum Separator	L-241	3.800.000	1	3.800.000
13	Kondenser	E-250	46.450.800	1	46.450.800
14	Menara Destilasi I	D-310	923.406.000	1	923.406.000
15	Kondenser Menara Destilasi I	E-311	56.548.800	1	56.548.800
16	Akumulator Menara Destilasi I	H-312	65.973.600	1	65.973.600
17	Reboiler Menara Destilasi I	E-313	100.980.000	1	100.980.000
18	Pompa Destilat Menara Destilasi I	L-314	2.000.000	1	2.000.000
19	Pompa Reboiler Menara Destilasi I	L-315	1.000.000	1	1.000.000
20	Cooler Destilat Keluar Menara Destilasi I	E-316	90.882.000	1	90.882.000
21	Menara Destilasi II	D-320	991.758.240	1	991.758.240
22	Kondenser Menara Destilasi II	E-321	35.343.000	1	35.343.000
23	Akumulator Menara Destilasi II	H-322	54.192.600	1	54.192.600
24	Reboiler Menara Destilasi II	E-323	58.568.400	1	58.568.400
25	Pompa Destilat Menara Destilasi II	L-324	3.800.000	1	3.800.000
26	Pompa Reboiler Menara Destilasi II	L-325	3.800.000	1	3.800.000
27	Pompa Vakum Menara Destilasi II	L-326	2.500.000	1	2.500.000
28	Menara Destilasi III	D-330	9.178.678.080	1	9.178.678.080
29	Kondenser Menara Destilasi III	E-331	56.548.800	1	56.548.800
30	Akumulator Menara Destilasi III	H-332	70.686.000	1	70.686.000
31	Reboiler Menara Destilasi III	E-333	123.195.600	1	123.195.600
32	Pompa Destilat Menara Destilasi III	L-334	12.250.000	1	12.250.000
33	Pompa Reboiler Menara Destilasi III	L-335	1.000.000	1	1.000.000
34	Pompa Vakum Menara Destilasi III	L-336	2.500.000	1	2.500.000
35	Cooler Destilat Keluar Menara Destilasi III	E-337	66.646.800	1	66.646.800
36	Tangki Penampung Benzene	F-340	605.880.000	1	605.880.000
37	Pompa dari Cooler ke Tangki Penampung Benzene	L-341	1.000.000	1	1.000.000
38	Tangki Penampung Mixed Xylene	F-350	656.370.000	1	656.370.000
39	Pompa dari Cooler ke Tangki Penampung Mixed Xylene	L-351	1.000.000	1	1.000.000
	Total			40	42.902.050.420

Tabel D.2. Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	*Harga/unit,Rp.	Jumlah	Total, Rp.
1.	Boiler	1.716.660.000	1	1.716.660.000
2.	Tangki Bahan Bakar	111.978.409	1	111.978.409
3.	Pompa Bahan Bakar	2.000.000	1	2.000.000
4.	Cooling Tower	3.478.200	1	3.478.200
5.	Settling Bin	3.500.000	1	3.500.000
6.	Pompa Air Sungai	1.963.500	1	1.963.500
7.	Bak Koagulasi dan Flokulasi	2.500.000	1	2.500.000
8.	Clarifier	350.064.000	1	350.064.000
9.	Bak Penampung Air	1.500.000	1	1.500.000
10.	Pompa Sand Filter	392.700	1	392.700
11.	Sand Filter	10.000.000	1	10.000.000
12.	Bak Penampung Air Bersih	4.095.300	1	4.095.300
13.	Pompa Bak Air Bersih	1.963.500	1	1.963.500
14.	Kation Exchanger	24.313.740	1	24.313.740
15.	Pompa Anion Exchanger	392.700	1	392.700
16.	Anion Exchanger	24.313.740	1	24.313.740
17.	Bak Kondensat	100.980.000	1	100.980.000
18.	Pompa Boiler	1.000.000	1	1.000.000
19.	Bak Penampung Air Pendingin	1.000.000	1	1.000.000
20.	Pompa Cooling Tower	392.700	1	392.700
	Total		20	2.362.488.489

(*: kurs rupiah = Rp.9.000/$1)

Harga total peralatan = Rp. 45.264.538.909

D.2. Perhitungan Harga Bahan Baku

1. Toluene

   Harga beli = Rp. 2.509,65 (http://ed.icheme.org/costchem.html. 2003)

   Kebutuhan per tahun = 37.750,4978 kg/hari. 300 hari/tahun

   = 12.457.664,27 kg/tahun

   Harga beli per tahun = Rp. 31.264.432.027,26

2. Cumene

   Harga beli = Rp. 25.813,59 (http://ed.icheme.org/costchem.html, 2003)

   Kebutuhan per tahun = 2.928,5073 kg/hari. 300 hari/tahun

   = 966.407,4080 kg/tahun

   Harga beli per tahun = Rp. 24.946.442.836,0343

D.3. Perhitungan Harga Katalis dan Ion Exchanger

1. Katalis HAT-96 (www.sript.com, 2002)

   Harga beli per kg = Rp.1.000.000

   Kebutuhan per 2 tahun = 1.064,6894 kg/hari. 330 hari/tahun

   = 1.064,6894 kg/2 tahun

   Harga beli per tahun = Rp. 532.344.700,00

2. Ion Exchanger (www.chempros.com, 2002)

a. Kation exchanger

   Harga beli = Rp. 25.830,00

   Konsentrasi yang digunakan = 1 g/L

   Rate air yang diolah = 7,2641 m^3/hari

   Kebutuhan per tahun = 7,2641 kg/hari. 330 hari/tahun

   = 7,2641 kg/tahun

   Harga beli per tahun = Rp. 187.631,70

b. Anion exchanger

   Harga beli = Rp. 62.010,00

   Konsentrasi yang digunakan = 0,5 g/L

   Rate air yang diolah = 7,2641 m^3/hari

   Kebutuhan per tahun = 3,6321 kg/hari. 330 hari/tahun

   = 3,6321 kg/tahun

   Harga beli per tahun = Rp. 225.223,42

   Harga beli total ion exchanger = Rp. 412.855,1235

D.4. Perhitungan Harga Jual Produk

1. Benzene

Harga jual pasaran = Rp. 2.829,7359

(http://ed.icheme.org/costchem.html, 2003)

Produksi = 16.060,3233 kg/hari

= 5.299.906,6863 kg/tahun

Harga jual per tahun = Rp. 14.997.336.089,80

2. Mixed xylene

Harga jual pasaran = Rp. 19.876,4629

(http://www.chem2000.nl/default_main.asp?ID=4, 2003)

Produksi = 25.000 kg/hari

= 8.250.000 kg/tahun

Harga jual per tahun = Rp. 163.980.818.865,17

D.5. Perhitungan Gaji Karyawan

Untuk karyawan bagian proses, pengemasan dan keamanan dilakukan system 3 shift/hari yang terdiri atas 4 regu secara bergantian.

Shift pergantian kerja dilakukan dengan cara seperti pada tabel D.3. dibawah ini :

Tabel D.3. Shift Pergantian Kerja

Regu	Hari								
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu	Senin	Selasa
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L

Keterangan : P = pagi, S = siang, M = malam, L = libur

Waktu Pergantian shift untuk karyawan bagian proses, pengemasan dan bagian keamanan berbeda. Untuk karyawan proses dan pengemasan, pergantian karyawan yang ditetapkan adalah :

Shift 1 : 07.00 – 15.00

Shift 2 : 15.00 – 23.00

Shift 3 : 23.00 – 07.00

Sedangkan untuk karyawan bagian keamanan, pergantian yang diterapkan adalah:

Shift 1 : 06.00 – 14.00

Shift 2 : 14.00 – 22.00

Shift 3 : 22.00 – 06.00

Untuk karyawan non-shift memiliki jam kerja :

Senin – Jumat : 08.00 – 16.00

Sabtu : 08.00 – 12.00

Perincian gaji karyawan disajikan pada tabel D.4.

Total gaji karyawan per bulan = Rp. 176.450.000

Total gaji karyawan per tahun = Rp. 2.117.400.000

D.6. Perhitungan Biaya utilitas

1. Air PDAM

   Kebutuhan per hari 26,5 m^3

   Harga beli air PDAM per 10 m^3 pertama = Rp.750

   Harga beli air PDAM per 10 m^3 kedua = Rp.1300

   Harga beli air PDAM per 10 m^3 ketiga = Rp.1880

   Biaya untuk air PDAM per tahun = 330.(10.750 + 10.1300 + 6,5.1880)

   = Rp. 12.193.500,00

2. Alum

   Kebutuhan per hari 0,0285 kg

   Harga beli alum per kg = Rp. 1.800,00

   Biaya untuk alum per tahun = Rp. 16.925,02

3. Solar

Kebutuhan per hari 219,5936 L

Harga beli diesel oil per liter = Rp. 2.100,00

Biaya untuk diesel oil per tahun = Rp. 152.178.341,36

4. Residu

Kebutuhan per hari 16.012,9193 L

Harga beli residu per liter = Rp. 300,00

Biaya untuk residu per tahun = Rp. 1.585.279.011,53

5. Listrik

Beban terpasang 85,00 kW

Biaya beban per bulan Rp.175.000,00

Biaya beban per tahun Rp. 2.100.000,00

Lsitrik yang terpakai 82,22 kW

Biaya listrik :

WBP Rp.388,00

LWBP Rp.314,00

Dalam 1 hari terdapat 4 jam WBP dan 20 jam LWBP

Listrik terpakai = 82,22 kW untuk 300 hari (full operation)

= 41,11 kW untuk 35 hari (offl operation)

Beban pemakaian $=(82,22 \times 388 \times 20 \times 330) + (82,22 \times 314 \times 4 \times 330)$

$+(41,11 \times 314 \times 4 \times 35) + (41,11 \times 388 \times 8 \times 35)$

= Rp.257.590.683,86

Total biaya listrik = Biaya pemakaian + Biaya beban =Rp. 259.690.683,86

Total biaya utilitas = Rp. 2.007.962.561,78

D.7. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

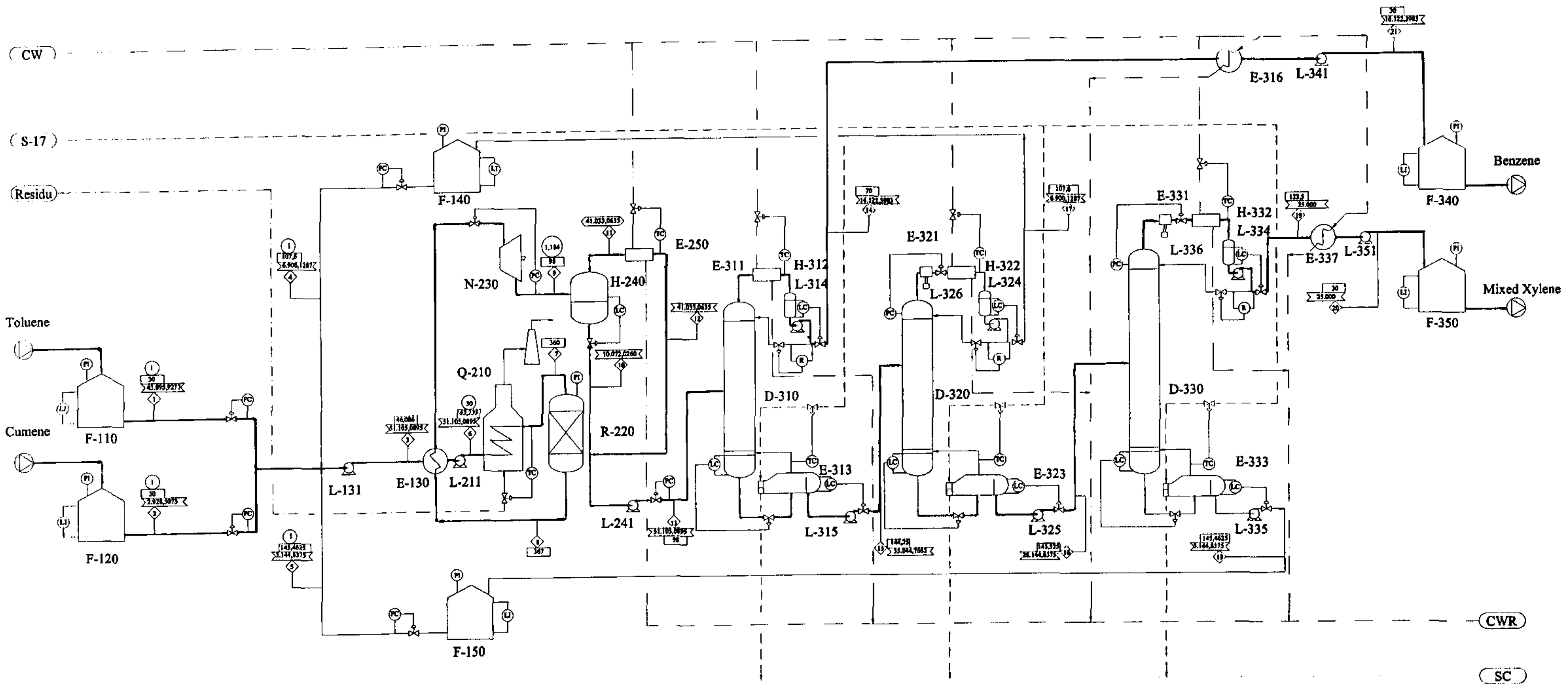
Luas tanah	: 5.300 m^2
Luas bangunan pabrik	: 2.740,0640 m^2
Luas bangunan gedung	: 1.560,0364 m^2
Harga tanah per m^2	: Rp.125.000,000
Harga bangunan pabrik per m^2	: Rp.750.000,000
Harga bangunan gedung per m^2	: Rp.1.250.000,000

Harga bangunan gedung : Rp. 1.950.045.537,718

Total harga tanah dan bangunan : Rp. 4.667.593.527,468

Tabel D.4. Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji tiap orang/bulan, Rupiah	Jumlah	Total
1.	Direktur Utama	10.000.000	1	10.000.000
2.	Direktur produksi dan litbang	7.000.000	1	7.000.000
3.	Direktur Keuangan	7.000.000	1	7.000.000
4.	Direktur Administrasi dan Personalia	7.000.000	1	7.000.000
5.	Sekretaris	1.750.000	2	3.500.000
6.	Kasie utilitas	3.000.000	1	3.000.000
7.	Kasie laboratorium	3.000.000	1	3.000.000
8.	Kasie maintenance	3.000.000	1	3.000.000
9.	Kasie proses	4.000.000	1	4.000.000
10.	Kasie pengemasan	3.000.000	1	3.000.000
11.	Kasie pembelian dan penjualan	3.000.000	1	3.000.000
12.	Kasie keuangan	3.000.000	1	3.000.000
13.	Kasie Administrasi/ Personalia dan Humas	3.000.000	1	3.000.000
14.	Kasie keamanan	1.750.000	1	1.750.000
15.	Karyawan utilitas	850.000	20	17.000.000
16.	Karyawan laboratorium	1.000.000	6	6.000.000
17.	Karyawan bengkel	850.000	5	4.250.000
18.	Karyawan proses	1.000.000	52	52.000.000
19.	Karyawan pengemasan	850.000	8	6.800.000
20.	Karyawan penjualan	850.000	3	2.550.000
21.	Karyawan pembelian	850.000	3	2.550.000
22.	Karyawan keuangan	850.000	2	1.700.000
23.	Karyawan Adm/Personalia	850.000	2	1.700.000
24.	Karyawan Humas	850.000	6	5.100.000
25.	Karyawan keamanan/satpam	650.000	16	10.400.000
26.	Perawat	850.000	2	1.700.000
27.	Sopir	750.000	3	2.250.000
28.	Tukang kebun	600.000	2	1.200.000
Total			145	176.450.000



No.	Kode	Nama Peralatan
40	L-351	Pompa dari Cooler ke Tangki Penampung Xylene
39	F-350	Tangki Penampung Mixed Xylene
38	L-341	Pompa dari Cooler ke Tangki Penampung Benzene
37	F-340	Tangki Penampung Benzene
36	E-337	Cooler Destilat Keluar Menara Destilasi III
35	L-336	Pompa Vakum Menara Destilasi III
34	L-335	Pompa Destilat Menara Destilasi III
33	L-334	Pompa Destilat Menara Destilasi III
31	E-333	Reboiler Menara Destilasi III
30	H-332	Akumulator Menara Destilasi III
29	E-331	Kondensor Menara Destilasi III
28	D-330	Menara Destilasi III
27	L-326	Pompa Vakum Menara Destilasi II
26	L-325	Pompa Reboiler Menara Destilasi II
25	L-324	Pompa Destilat Menara Destilasi II
24	E-323	Reboiler Menara Destilasi II
23	H-322	Akumulator Menara Destilasi II
22	E-321	Kondensor Menara Destilasi II
21	D-320	Menara Destilasi I
20	E-316	Cooler Destilat Keluar Menara Destilasi I
19	L-315	Pompa Reboiler Menara Destilasi I
18	L-314	Pompa Destilat Menara Destilasi I
17	E-313	Reboiler Menara Destilasi I
16	H-312	Akumulator Menara Destilasi I
15	E-311	Kondensor Menara Destilasi I
14	D-310	Menara Destilasi I
13	E-250	Kondensor
12	L-241	Pompa Drum Separator
11	H-240	Drum Separator
10	N-230	Expander
9	R-220	Reaktor
8	L-211	Pompa Furnace
7	Q-210	Furnace
6	F-150	Intermediate Tank Recycle Menara Destilasi III
5	F-140	Intermediate Tank Recycle Menara Destilasi II
4	L-131	Pompa Feed
3	E-130	Heat Exchanger
2	F-120	Tangki Penyimpan Cumene
1	F-110	Tangki Penyimpan Toluene

Nama Mahasiswa :
1. Lucky Lukito Kurniawan / 5203099034
2. Andre Putra Sugianto / 5203099039

Disetujui oleh:	Tanda tangan
Ir. Yohanes Sudaryanto, MT	

FLOWSHEET
PABRIK MIXED XYLENE DARI TOLUENE
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS KATOLIK WIDYA MANDALA
SURABAYA
2002

Aliran Proses

Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
C_6H_6	37.750,4978		390,8064	390,8064		390,8064	390,8064	15.305,5700	15.305,5700	2.986,8457
H_2O	381,3182		381,3182			381,3182	381,3182	381,3182	381,3182	75,1519
C_7H_8			43.895,9277	6.145,4299		43.895,9277	43.895,9277	6.842,5411	6.842,5411	1.348,5595
C_8H_{10}			391,7091	363,8925	27,8167	391,7091	391,7091	25.582,5257	25.582,5257	5.041,9218
C_9H_{12}		2.928,5073	6.045,3281		3.116,8208	6.045,3281	6.045,3281	3.143,5591	3.143,5591	619,5471
	43.895,9277	2.928,5073	51.105,0895	6.900,1287	3.144,6375	51.105,0895	51.105,0895	51.105,0895	51.105,0895	10.072,0260

Komponen	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
C_6H_6	12.168,2997	12.168,2997	15.155,1454	14.764,3390	390,8064		390,8064				14.764,3390
H_2O	306,1662	306,1662	381,3182	381,3182							381,3182
C_7H_8	5.493,9816	5.493,9816	6.842,5411	477,6316	6.364,9095	219,4796	6.145,4299		219,4796	219,4796	477,6316
C_8H_{10}	20.540,6039	20.540,6039	25.582,5257	436,5193	25.146,0064	24.782,1140	363,8925	27,8167	24.754,2973	24.754,2973	436,5193
C_9H_{12}	2.524,0121	2.524,0121	3.143,5591	0,5153	3.143,0439	3.143,0439		3.116,8208	26,2230	26,2230	0,5153
	41.033,0635	41.033,0635	51.105,0895	16.122,3983	35.044,7662	28.144,6375	6.900,1287	3.144,6375	25.000	25.000	16.122,3983

Simbol		Simbol	
◇	Nomor Neraca Bahan	FC	Flow Control
▭	Suhu	PC	Pressure Control
○	Tekanan	TC	Temperature Control
⅀	Aliran Liquid (kg/hari)	LI	Level Indicator
⬭	Aliran Gas (kg/hari)	PI	Pressure Indicator
LC	Level Control	R	Ratio