

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 10.000 ton/tahun
 Operasi Pabrik : 330 hari/tahun
 Satu Hari Operasi : 24 jam
 Status Massa : kg/jam dan kmol/jam
 Bahan Baku : Toluena, Kobalt Asetat dan Oksigen
 Produk : Asam Benzoat
 Konversi Bahan Bak : 50% (US patent 3210416)
 Berat Molekul Produ : 122,12 kg/kmol
 Kapasitas produksi dalam 1 jam operasi :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{10.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 1.262,63 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{1.262,63 \text{ kg/jam}}{122,12 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 10,34 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

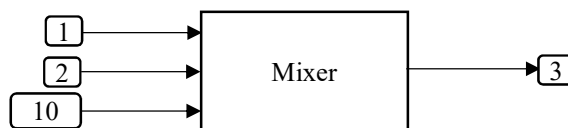
Berat molekul bahan baku dan produk yang akan digunakan:

Tabel LA.1 Berat Molekul

Senyawa	BM
C ₇ H ₈	92
O ₂	32
N ₂	28
Katalis	249
C ₇ H ₆ O	106
C ₇ H ₆ O ₂	122
H ₂ O	18

1. Mixing Tank (M-101)

Fungsi: Mencampurkan bahan baku dan recycle sebelum masuk reaktor



Gambar A.1 Neraca Massa *Mixing Tank* (M-101)

Kebutuhan Fresh Toluena

Diinginkan toluena yang masuk kedalam reaktor seb = 1.905,31 kg/jam

Toluena Recycle = 856,65 kg/jam

F1 = 1.048,66 kg/jam toluena

$$= 5,27 \text{ kg/jam air}$$

$$F2 = 3,81 \text{ kg/jam katalis}$$

Tabel LA.2 Neraca Massa M-101

Komponen	Input			Output
	1	2	10	3
C ₇ H ₈	1.048,66		856,65	1.905,31
Katalis		3,81063		3,81
C ₇ H ₆ O ₂			5,01	5,01
C ₇ H ₆ O			47,58	47,58
H ₂ O	5,27		77,37	82,64
Total	1.053,93	3,81	986,60	2.044,35
	2.044,35			2.044,35

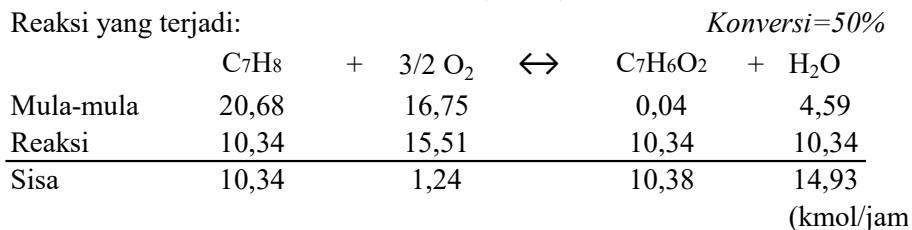
2. Reaktor (R-101)

Fungsi: Mereaksikan toluena, oksigen dan katalis untuk menjadi asam benzoat

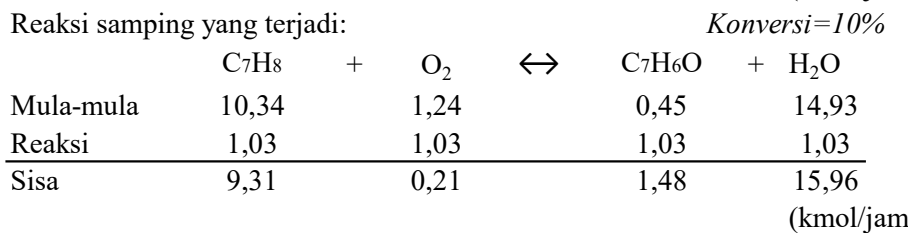


Gambar A.2 Neraca Massa Reaktor (R-101)

Reaksi yang terjadi:



Reaksi samping yang terjadi:



Input Reaktor

$$\begin{aligned} \text{C}_7\text{H}_8 &= 20,68 \text{ kmol/jam} \times 92 \text{ kg/kmol} = 1.905,31 \text{ kg/jam} \\ \text{O}_2 &= 16,75 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/kmol} = 535,93 \text{ kg/jam} \\ \text{N}_2 &= 63 \text{ kmol/jam} = 1764,33 \text{ kg/jam} \\ \text{Katalis} &= 1\% \text{ wt dari feed toluena} \quad (\text{US patent 3210416}) \\ &= 0,02 = 3,81 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2 &= 0,04 \text{ kmol/jam} = 5,01 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_7\text{H}_6\text{O} &= 0,45 \text{ kmol/jam} = 47,58 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Output Reaktor

$$\begin{aligned} \text{C}_7\text{H}_6\text{O}_2 &= 10,34 \text{ kmol/jam} \times 122 \text{ kg/kmol} = 1.267,63 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{O} &= 11,37 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} = 287,53 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_7\text{H}_6\text{O} &= 1,03 \text{ kmol/jam} \times 106 \text{ kg/kmol} = 157,30 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_7\text{H}_8 &= 20,68 - 11,37 \\ &= 9,31 \text{ kmol/jam} = 857,39 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi hasil reaksi di reaktor:

$$T = 177 \text{ }^\circ\text{C} = 450 \text{ K}$$

$$\text{Log } T = 2,65$$

Tabel LA.3 Hasil Reaksi di Reaktor

Komponen	Hasil Reaks	Cairan hasil	Fraksi Mol
O ₂	0,21	0,00	0,00
N ₂	63,01	0,00	0,00
C ₇ H ₈	9,31	9,31	0,25
C ₇ H ₆ O ₂	10,38	10,38	0,28
C ₇ H ₆ O	1,48	1,48	0,04
H ₂ O	15,96	15,96	0,43
Katalis	0,02	0,02	0,00
Total		37,14	1,00

Uap Cairan yang terbawa Udara Sisa

Asumsi udara sisa mengandung 10% mol uap cairan

$$N_i = \text{mol uap dari cairan} = N_{\text{uap}} \times Y_i$$

$$N_{\text{uap}} = \frac{0,1}{1 - 0,1} \times N_{\text{udara sisa}} = 7,02$$

$$N_{\text{udara sisa}} = 63,219$$

$$Y_i = \text{fraksi mol uap} = \frac{P_i}{P}$$

P = tekanan reaktor

P_i = tekanan parsial komponen

X_i = fraksi mol cair

P_i' = tekanan uap komponen

T = suhu reaktor

Tabel LA.4 Antoine Coefficient

(Yaws)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-140,03	80,48	62,60	-0,07	0,00
C ₇ H ₆ O	28,47	-3448,90	-6,84	0,00	0,00

H ₂ O	29,86	-3152,20	-7,30	0,00	0,00
------------------	-------	----------	-------	------	------

Trial data P sampai $Y_i=1$ $P = 5,2$ atm

Tabel LA.5 Vapor Pressure dalam Reaktor (R-101)

Komponen	X_i	$\log P_i'$	P_i'	P (atm)	$P \cdot X_i$	Y_i	N_i
C ₇ H ₈	0,25	3,56	3.652,96	4,81	1,20	0,23	1,63
C ₇ H ₆ O ₂	0,28	1,82	66,82	0,09	0,02	0,00	0,03
C ₇ H ₆ O	0,04	2,86	729,91	0,96	0,04	0,01	0,05
H ₂ O	0,43	3,85	7.001,45	9,21	3,96	0,76	5,35
Total	1,00		11.451,14	15,07	5,23	1,00	7,06

maka didapat P trial = 5,2 atm

Kemudian mencari uap cairan yang terkondensasi keluar dari reaktor

Tabel LA.6 Uap Cairan yang Terbawa Udara Sisa

Komponen	Fase Gas (kmol)	Fase Cair (kmol)
C ₇ H ₈	1,63	7,68
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	10,35
C ₇ H ₆ O	0,05	1,43
H ₂ O	5,35	10,61

didapatkan: $P = 5,2$ atm

$T = 177$ °C

Tabel LA.7 Neraca Massa R-101

Komponen	Input		Output	
	4	6	7	11
C ₇ H ₈	1905,31		149,87	707,52
O ₂		535,93	6,61	
N ₂		1764,33	1764,33	
Katalis	3,81			3,81
C ₇ H ₆ O ₂	5,01		4,05	1263,58
H ₂ O	82,64		96,33	191,20
C ₇ H ₆ O	47,58		5,49	151,80
Total	2044,35	2300,26	2026,70	2317,91
	4344,61		4344,61	

3. Kondensator Parsial (CD-101)

Fungsi : Memisahkan gas terkondensasi dan tidak terkondensasi produk top reaktor



Gambar A.3 Neraca Massa Kondensator (CD-101)

Untuk memisahkan gas kondensabel dari gas nonkondensabel, maka gas

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

harus didinginkan hingga sama dengan atau di bawah TBP (*Temperature of Bubble Point*) gas kondensabel.

Dilakukan trial and error hingga $\sum y_i = 1$

$$P = 5,2 \text{ atm} = 3971 \text{ mmHg}$$

$$T = 159 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Log } T = 2,64$$

Penentuan T Bubble

Komponen	T Bub	kmol	Log Pi'	Pi'	Ki	Xi	Yi=Xi.Ki
C ₇ H ₈	432	1,63	3,40	2517,77	0,63	0,23	0,15
C ₇ H ₆ O ₂		0,03	1,51	32,22	0,01	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O		0,05	2,65	446,86	0,11	0,01	0,00
H ₂ O		5,35	3,65	4510,53	1,14	0,76	0,86
Total			7,06				1,00

Syarat T Bub $\sum Y_i = 1$

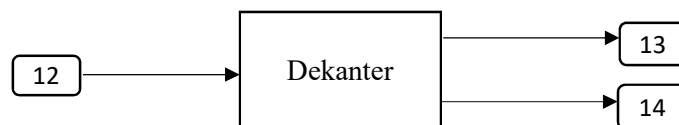
Arus keluar dari kondensor parsial pada suhu = 137 °C < TBP
maka semua gas kondensabel sudah terkondensasi.

Tabel LA.8 Neraca Massa CD-101

Komponen	Input	Output	
	7	8	9
N ₂	1764,33	1764,33	
O ₂	6,61	6,61	
C ₇ H ₈	149,87		149,87
C ₇ H ₆ O ₂	4,05		4,05
H ₂ O	96,33		96,33
C ₇ H ₆ O	5,49		5,49
Total	2026,70	1770,94	255,75
	2026,70	2026,70	

4. Dekanter (D-201)

Fungsi: Memisahkan air dan katalis sebelum menuju destilasi (MD-201)



Gambar A.4 Neraca Massa Dekanter (D-201)

$$P = 1,0 \text{ atm}$$

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

Data kelarutan pada suhu 90 °C

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

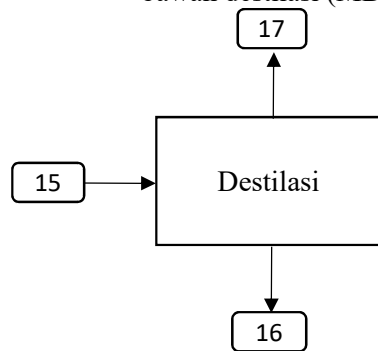
Kelarutan Toluena dalam air	=	0,001	kg/kg air	
Toluena terlarut	=	0,001	kg/kg air x	191,20 kg air
	=	0,096	kg	
Kelarutan Benzal dalam air	=	0,003	kg/kg air	
Benzaldehida terlarut	=	0,003	kg/kg air x	191,20 kg air
	=	0,574	kg	
Kelarutan As.Benzoat dalam ai	=	0,002	kg/kg air	
Asam Benzoat terlarut	=	0,002	kg/kg air x	191,20 kg air
	=	0,402	kg	

Tabel LA.9 Neraca Massa D-201

Komponen	Input			Output		
	12	13	14	12	13	14
C ₇ H ₈	707,52	0,10	707,42			
C ₇ H ₆ O ₂	1263,58	0,40	1263,18			
H ₂ O	191,20	191,20	0			
C ₇ H ₆ O	151,80	0,57	151,23			
Katalis	3,81	3,81	0,00			
Total	2317,91	196,08	2121,83			
	2317,91		2317,91			

5. Menara Destilasi (MD-201)

Fungsi: Memisahkan Asam Benzoat dan Benzaldehida sebagai produk bawah destilasi (MD-201)



Gambar A.5 Neraca Massa Destilasi (MD-201)

T in Destilasi	=	146	°C	=	419	K
T top Destilasi	=	137	°C	=	411	K
T bottom Destilasi	=	251	°C	=	524	K

Diinginkan hasil atas kolom :

Toluena	100,00%
Benzaldehida	99,90%

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Asam Benzoat 0,10%
Hasil bawah kolom :
Asam Benzoat 99,90%
Benzaldehida 0,10%

Menentukan Kondisi Umpan

$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$
 $T = 146 \text{ C} = 419 \text{ K}$
 $\text{Log } T = 2,62 \quad V = 0 \quad L = 1 \quad \sum K_i \cdot X_i = 1$

Komponen	kmol/jam	xf	Log Pi'	Pi' (mmHg)	Ki	Yi	Xi	aiF
C ₇ H ₈	7,68	0,39	3,27	1.882,02	2,48	0,98	0,39	103
C ₇ H ₆ O ₂	10,34	0,53	1,26	18,21	0,02	0,01	0,53	1
C ₇ H ₆ O	1,43	0,07	2,48	303,94	0,40	0,03	0,07	16,7
Total	19,45	1				1,02	1,00	

Maka suhu umpan = 146 C

Menentukan kondisi atas menara

Untuk mengetahui suhu didestilat , trial dew point sampai $\sum Y_i/K_i=1$

$P = 1 \text{ atm} \quad T = 137$
 760 mmHg

$\text{Log } T = 2,61337$

Penentuan T Dew

Komponen	T Dew	kmol	Log Pi'	Pi' (mmHg)	Ki	Yi	Xi=Yi/Ki	aiD
C ₇ H ₈	411	7,68	3,19	1534,66	2,02	0,84	0,42	#####
C ₇ H ₆ O ₂		0,01	1,09	12,22	0,02	0,00	0,07	1,00
C ₇ H ₆ O		1,42	2,37	231,84	0,31	0,16	0,51	18,97
Total		9,11				1,00	1,00	

Syarat T Dew $\sum X_i=1$

Maka suhu destilat = 137,4 C

Menentukan kondisi operasi bottom

Diperlukan trial bubble point sampai $\sum K_i \cdot X_i=1$

$P = 1 \text{ atm} \quad T = 251,3 \text{ C}$
 760 mmHg

$\text{Log } T = 2,72$

Penentuan T Bubble

Komponen	T Bub	kmol	Log Pi'	Pi' (mmHg)	Ki	Xi	Yi=Xi.Ki	aiB
C ₇ H ₈	524	0,00	4,11	12780,23	16,82	0,00	0,00	
C ₇ H ₆ O ₂		10,33	2,88	759,64	1,00	1,00	1,00	1,00

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

C ₇ H ₆ O	0,00	3,56	3665,29	4,82	0,00	0,00	4,83
Total	10,33				1,00	1,00	

Syarat T Bub $\sum Y_i = 1$

Maka suhu bottom = 251,3 C

Kondisi Refluks

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \times X_f}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \times X_f}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis, 2003)

α heavy key $< \theta < \alpha$ light key

Nilai θ ditrial hingga nilai :

$$\sum 1 - q = 0$$

Trial = 2,09

Komponen	Feed	x _{if}	K _i	α_i	1-q
	(Kmol/jam)				
C ₇ H ₈	7,68	0,39	2,48	103,32	0,40297
C ₇ H ₆ O ₂	10,34	0,53	0,02	1,00	-0,48674
C ₇ H ₆ O	1,43	0,07	0,40	16,69	0,08379
Total	19,45	1,00			0,00002

$$X = \sum \frac{\alpha_i \times X_f}{\alpha_i - \theta}$$

Komponen	Destilat	x _{id}	a _{id}	X
	(Kmol/jam)			
C ₇ H ₈	7,68	0,84	125,58	0,86
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	0,00	1,00	0,00
C ₇ H ₆ O	1,42	0,16	18,97	0,18
Total	9,11	1,00		1,03

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i \times X_f}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis, 2003)

$$R_{\min} + 1 = 1,03$$

$$R_{\min} = 1,03 - 1$$

$$= 0,03$$

$$R = 1,5 R_{\min}$$

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

$$= 1,5 \times 0,03$$

$$= 0,05$$

Komposisi Refluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$L_o = R \times D$$

$$L_o = 0,05 \times 9,11 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,43 \text{ kmol/jam}$$

$$L_{oi} = x_i \times D$$

Komponen	X_{iD}	L_{oi} (Kmol/jam)
C ₇ H ₈	0,84	0,36
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O	0,16	0,07
	1,00	0,43

Komposisi Uap yang Masuk Kondensor

$$V = L_o + D$$

$$= 0,43 \text{ kmol/jam} + 9,11 \text{ kmol/jam}$$

$$= 9,54 \text{ kmol/jam}$$

Komponen	X_{iD}	V_i (Kmol/jam)
C ₇ H ₈	0,84	8,04
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	0,01
C ₇ H ₆ O	0,16	1,49
	1,00	9,54

Tabel LA.10 Neraca Massa CD-201

Komponen	BM	Input			Output	
		17	28	29		
C ₇ H ₈	92	740,82	33,40	707,42		
C ₇ H ₆ O ₂	122	1,32	0,06	1,26		
C ₇ H ₆ O	106	158,21	7,13	151,08		
Total		900,36	40,60	859,76		
		900,36		900,36		

Reboiler

$$V_d = V_b + (1-q) \times F$$

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

$$\begin{aligned}
 9,54 &= V_b + 0,00 \\
 V_b &= 9,54 \\
 L_b &= V_b + B \\
 L_b &= 9,54 + 10,33 \\
 L_b &= 19,88
 \end{aligned}$$

Tabel LA.11 Neraca Massa RB-201

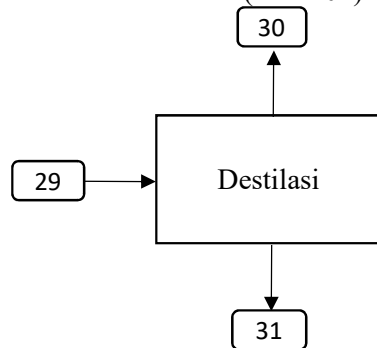
Komponen	BM	Input	Output	
		16	18	19
C ₇ H ₆ O ₂	122	2427,01	1165,10	1261,91
C ₇ H ₆ O	106	0,29	0,14	0,15
Total		2427,30	1165,24	1262,07
		2427,30	2427,30	

Tabel LA.12 Neraca Massa MD-201

Komponen	BM	Input	Output	
		15	29	19
C ₇ H ₈	92	707,42	707,42	0
C ₇ H ₆ O ₂	122	1263,18	1,26	1261,91
C ₇ H ₆ O	106	151,23	151,08	0,15
Total		2121,83	859,76	1262,07
		2121,83	2121,83	

6. Menara Destilasi (MD-202)

Fungsi: Memisahkan Benzaldehida dari Toluena sebagai produk bawah destilasi (MD-202)



Gambar A.6 Neraca Massa Destilasi (MD-202)

T in Destilasi	=	116	°C	=	389	K
T top Destilasi	=	111	°C	=	384	K
T bottom Destilasi	=	178	°C	=	451	K

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

Diinginkan hasil atas kolom :

Toluena 99,90%

Benzaldehida 0,10%

Hasil bawah kolom:

Asam Benzoat 100,00%

Benzaldehida 99,90%

Toluena 0,10%

Menentukan Kondisi Umpan

$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

$T = 116 \text{ C} = 389 \text{ K}$

$\log T = 2,59 \quad V = 0 \quad L = 1 \quad \sum K_i \cdot X_i = 1$

Komponen	kmol/jam	Xf	Log Pi'	Pi' (mmHg)	Ki	Yi	Xi	aiF
C ₇ H ₈	7,68	0,843	2,95	890,13	1,17	0,987	0,843	7,92
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	0,001	0,63	4,23	0,01	0,000	0,001	0,04
C ₇ H ₆ O	1,42	0,156	2,05	112,36	0,15	0,023	0,156	1,00
Total	9,11	1,00				1,010	1,000	

Maka suhu umpan = 116 C

Menentukan kondisi atas menara

Untuk mengetahui suhu didestilat , trial dew point sampai $\sum Y_i/K_i = 1$

$P = 1 \text{ atm} \quad T = 110,67$

$760 \text{ mmHg} \quad a_iL = K_i / K_c$

$\log T = 2,58 \quad HK = \text{Benzaldehida}$

Penentuan T Dew

Komponen	T Dew	kmol	Log Pi'	Pi' (mmHg)	Ki	Yi	Xi=Yi/Ki	aiD
C ₇ H ₈	384	7,67	2,88	760,70	1	1,00	1,00	8,34
C ₇ H ₆ O ₂		0	0,49	3,12	0	0,00	0,00	0,03
C ₇ H ₆ O		0,00	1,96	91,16	0,12	0,00	0,00	1
		7,67				1,00	1,00	

Syarat T Dew $\sum X_i = 1$

Maka suhu destilat = 110,7 C

Menentukan kondisi operasi bottom

Diperlukan trial bubble point sampai $\sum K_i \cdot X_i = 1$

$P = 1 \text{ atm} \quad T = 178 \text{ C}$

760 mmHg

$\log T = 2,65$

Penentuan T Bubble

Komponen	T Bub	kmol	Log Pi'	Pi' (mmHg)	Ki	Xi	Yi=Xi .Ki	aiB
C ₇ H ₈	451	0,01	3,57	3725,72	4,9	0,01	0,03	4,97
C ₇ H ₆ O ₂		0,01	1,84	69,45	0,09	0,01	0,00	0,09
C ₇ H ₆ O		1,42	2,87	749,07	0,99	0,99	0,97	1
Total		1,44				1,00	1,00	

Kondisi Refluks

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x X_f}{\alpha_i - \theta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i x X_f}{\alpha_i - \theta}$$

α heavy key $< \theta < \alpha$ light key

Nilai θ ditrial hingga nilai :

$$\sum 1 - q = 0$$

Trial = 1,16

Komponen	Feed	xif	Ki	α	1-q
	(Kmol/jam)				
C ₇ H ₈	7,68	0,84	1,17	7,92	0,99
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	0,00	0,01	0,04	0,00
C ₇ H ₆ O	1,42	0,16	0,15	1,00	-0,99
	9,11	1,00			0,00

Komponen	Destilat	xid	aid	X
	(Kmol/jam)			
C ₇ H ₈	7,67	1,00	8,34	1,16
C ₇ H ₆ O	0,00	0,00	1,00	0,00
	7,67	1,00		1,16

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_i x X_f}{\alpha_i - \theta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\begin{aligned} R_{\min} + 1 &= 1,16 \\ R_{\min} &= 1,16 - 1 \\ &= 0,16 \end{aligned}$$

$$R = 1,5 R_{\min}$$

$$= 1,5 \times 0,160$$

$$= 0,240$$

Komposisi Refluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$L_o = R \times D$$

$$L_o = 0,24 \times 7,67 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1,84 \text{ kmol/jam}$$

$$L_{oi} = x_{iD} \times D$$

Komponen	X _{iD}	L _{oi} (Kmol/jam)
C ₇ H ₈	1,00	1,84
C ₇ H ₆ O	0,00	0,00
	1,00	1,84

Komposisi Uap yang Masuk Kondensor

$$V = L_o + D$$

$$= 1,84 \text{ kmol/jam} + 7,67 \text{ kmol/jam}$$

$$= 9,51 \text{ kmol/jam}$$

Komponen	X _{iD}	V _i (Kmol/jam)
C ₇ H ₈	1,00	9,51
C ₇ H ₆ O	0,00	0,00
	1,00	9,51

Tabel LA.13 Neraca Massa CD-202

Komponen	BM	Input	Output	
		31	36	37
C ₇ H ₈	92	876,12	169,41	706,71
C ₇ H ₆ O	106	0,19	0,04	0,15
Total		876,12	169,41	706,71
		876,12	876,12	

Reboiler

$$V_d = V_b + (1-q) \times F$$

$$9,51 = V_b + 0,00$$

$$V_b = 9,51$$

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

$$\begin{aligned} L_b &= V_b + B \\ L_b &= 9,51 + 1,44 \\ L_b &= 10,95 \end{aligned}$$

Tabel LA.14 Neraca Massa RB-202

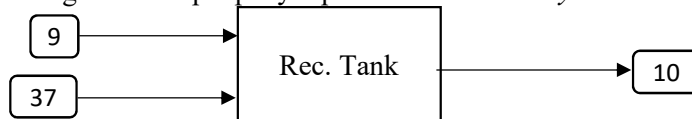
Komponen	BM	Input			Output	
		32	33	34		
C ₇ H ₈	92	5,38	4,67	0,71		
C ₇ H ₆ O ₂	122	9,60	8,34	1,26		
C ₇ H ₆ O	106	1147,54	996,61	150,93		
Total		1162,52	1009,63	152,90		
		1162,52	1162,52			

Tabel LA.15 Neraca Massa MD-202

Komponen	BM	Input			Output	
		29	37	34		
C ₇ H ₈	92	707,42	706,71	0,71		
C ₇ H ₆ O ₂	122	1,26	0,00	1,26		
C ₇ H ₆ O	106	151,08	0,15	150,93		
Total		859,76	706,86	152,90		
		859,76	859,76			

7. Toluena *Recycle Tank* (V-201)

Fungsi: Tempat penyimpanan sementara *recycle toluena*



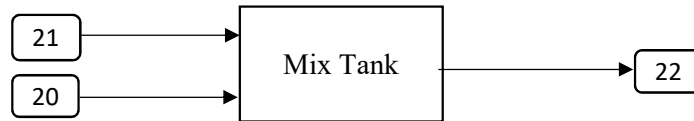
Gambar A.7 Neraca Massa *Recycle Tank* (MD-202)

Tabel LA.16 Neraca Massa V-201

Komponen	Input		Output
	9	37	10
C ₇ H ₈	149,87	706,71	856,59
C ₇ H ₆ O ₂	4,05	0	4,05
H ₂ O	96,33	0,00	96,33
C ₇ H ₆ O	5,49	0,15108	5,65
Total	255,75	706,86	962,62
	962,62	962,62	

8. Mixing Tank (M-201)

Fungsi : Mencampurkan bottom produk destilasi dan air sebelum masuk kristalizer



Gambar A.7 Neraca Massa *Mixing Tank* (MX-201)

Feed Asam Benzoat dari Kolom Destilasi

$$= 1261,91 \text{ kg/jam}$$

Dibutuhkan air 60% dari feed kristalisasi supaya Asam Benzoat mulai mengkristal pada suhu 66 °C, sekaligus menurunkan suhu serta menghomogenisasi umpan kristalizer dari bottom destilasi.

(US patent 3210416)

$$= 1261,91 \times 0,6$$

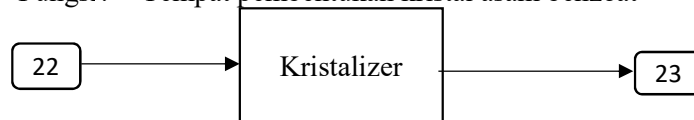
$$= 757,148 \text{ kg/jam air yang dibutuhkan untuk melarutkan Asam Benzoa}$$

Tabel LA.17 Neraca Massa M-201

Komponen	Input		Output
	21	20	22
C ₇ H ₆ O ₂	1261,91	0,00	1261,91
H ₂ O	0,00	757,15	757,15
C ₇ H ₆ O	0,15	0,00	0,15
Total	1262,07	757,15	2019,21
	2019,21		2019,21

9. Kristalizer (CR-201)

Fungsi: Tempat pembentukan kristal asam benzoat



Gambar A.9 Neraca Massa *Kristalizer* (CR-201)

Asumsi *liquid* terikut *solid* = 1%

$$P = R \times \frac{100 \times W_o - S(H_o - E)}{100 - S(R - 1)} \quad (\text{Perry 8th edition, 18-41})$$

P = Berat kristal yang terbentuk

R = Rasio berat molekul kristal/larutan

S = Solubility kristal pada mother liquor

W_o = Berat bahan yang dikristalkan pada umpan

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

H_o = Total bahan yang bersifat liquid pada umpan
E = Evaporasi

Pengapan H_2O diasumsikan = 0 Kg/Jam

Rasio BM kristal dengan laruta R = 1

Solubility kristal pada *mother liquor* (S)

Kelarutan *mother liquor* (32°C) = 0,005 kg/kg *mother liquor*
(Opgrande, 2003)

Berat asam benzoat yang terkristalkan = 1261,91 Kg/Jam

Total bahan yang masih bersifat liquid (H_o)

= Berat total umpan masuk - berat asam benzoat yang di kristalkan
= 2019,21 Kg/Jam - 1261,91 Kg/Jam
= 757,30 Kg/Jam

$$P = 1 \times \left(\frac{100 \times 1261,91}{100 - 0,0045} - \frac{0}{1 - 1} \right)$$

$$= 1 \times \frac{126191,38 - 3,41}{100}$$

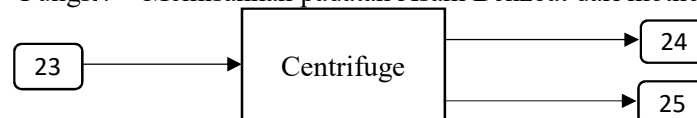
$$= 1261,88 \text{ Kg/Jam}$$

Tabel LA.18 Neraca Massa CR-201

Komponen	Input	Output
	22	23
$C_7H_6O_2$	1261,91	0,03
$C_7H_6O_2$ (k)	0,00	1261,88
H_2O	757,15	757,15
C_7H_6O	0,15	0,15
Total	2019,21	2019,21
	2019,21	2019,21

10. Centrifuge (CF-201)

Fungsi: Memisahkan padatan Asam Benzoat dari *mother liquor*



Gambar A.10 Neraca Massa *Centrifuge* (CF-201)

Asumsi efisiensi 95%

Asam Benzoat (p) yang tersaring = 100% x 1261,88
= 1261,88 kg/jam

Benzaldehida pada *mother liquor* = 100% x 0,15
= 0,15 kg/jam

LAMPIRAN A
NERACA MASSA

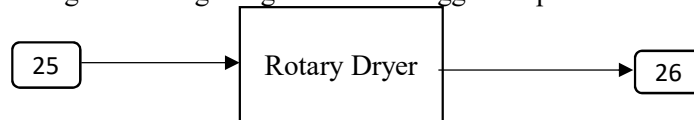
$$\begin{aligned}
 \text{Air pada mother liquor} &= 95\% \times 757,15 \\
 &= 719,29 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air yang ikut terbawa padatan} &= 757,15 - 719,29 \\
 &= 37,86 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.19 Neraca Massa CF-201

Komponen	Input	Output	
	23	24	25
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	0,03	0,00
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	1261,88	0,00	1261,88
H ₂ O	757,15	719,29	37,86
C ₇ H ₆ O	0,15	0,15	0,00
Total	2019,21	719,48	1299,74
	2019,21	2019,21	

11. *Rotary Dryer* (RD-201)

Fungsi: Mengurangi kadar air hingga didapatkan kristal asam benzoat 99,8



Gambar A.11 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-201)

Diinginkan produk yang dihasilkan dengan kemurnian 99,8% dan 0,2% air

Asumsi efisiensi alat 98% dan tidak ada asam benzoat yang menguap

Neraca massa air

$$\begin{aligned}
 \text{Air yang diuapkan} &= 98\% \times 37,86 \\
 &= 37,1003 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Air yang tersisa di produk} = 0,76 \text{ kg/jam}$$

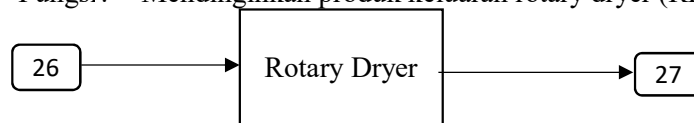
$$\begin{aligned}
 \text{Kemurnian asam benzoat} &= \frac{1261,88}{1262,64} \\
 &= 99,94\%
 \end{aligned}$$

Tabel LA.20 Neraca Massa RD-201

Komponen	Input	Output	
	25	38	26
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	1261,88	0,00	1261,88
H ₂ O	37,86	37,10	0,76
Total	1299,74	37,10	1262,64
	1299,74	1299,74	

12. Rotary Cooler (RC-201)

Fungsi: Mendinginkan produk keluaran rotary dryer (RD-201).



Gambar A.12 Neraca Massa *Rotary Cooler* (RC-201)

Tabel LA.20 Neraca Massa RD-201

Komponen	Input	Output
	26	27
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	1261,88	1261,88
H ₂ O	0,76	0,76
Total	1262,64	1262,64
	1262,64	1262,64

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi : 10.000 ton/tahun
 Operasi Pabrik : 330 hari/tahun
 Basis Perhitungan : 1 jam operasi
 Bahan Baku : Toluena (C₆H₅CH₃)
 Produk : Asam Benzoat (C₇H₆O₂)
 Konversi : 50% (US patent 3210416)
 Berat Molekul Produk : 122 kg/kmol
 Laju produksi perjam :

$$= \frac{10.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 1.262,626 \text{ kg/jam}$$

Data Properties untuk Menghitung Kapasitas Panas

Tabel LB.1 Data Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₇ H ₈	-2,4E+01	5,2E-01	-3,0E-04	6,1E-08	1,3E-12
C ₇ H ₆ O ₂	1,6E+01	2,8E-01	1,8E-04	-3,2E-07	1,1E-10
C ₇ H ₆ O	-8,9E-01	4,5E-01	-1,9E-04	-3,6E-08	3,1E-11
H ₂ O	3,4E+01	-8,4E-03	3,0E-05	-1,8E-08	3,7E-12
O ₂	3,0E+01	-8,9E-03	3,8E-05	-3,3E-08	8,9E-12
N ₂	2,9E+01	-3,5E-03	1,0E-05	-4,3E-09	2,6E-13

Tabel LB.2 Data Kapasitas Panas Liquid

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	8,4E+01	5,2E-01	-1,5E-03	2,0E-06
C ₇ H ₆ O ₂	-1,6E+02	2,4E+00	-4,8E-03	3,7E-06
C ₇ H ₆ O	7,3E+01	7,0E-01	-1,7E-03	1,8E-06
H ₂ O	9,2E+01	-4,0E-02	-2,1E-04	5,3E-07

Tabel LB.3 Data Kapasitas Panas Solid

Komponen	A	B	C
C ₇ H ₆ O ₂	5,733	5,59E-01	-2,2E-04

(Sumber : Yaws)

LAMPIRAN B
NERACA ENERGI

Tabel LB.4 Data Kapasitas Panas Kobalt Asetat

Elemen Atom	Mr	$\Delta\epsilon$	$n.\Delta\epsilon$
		(J/mol.K)	(J/mol.K)
Co	1	25,58	25,58
C	4	10,89	43,56
H	14	7,56	105,84
O	8	13,42	107,36
Total			282,34

Tabel LB.5 Data Kapasitas Panas Air Pendingin

T(°C)	T(°K)	Cp (J/mol.K)	Cpout -Cpin	BM	ΔH (kJ/kg)
30	303	377,49	1505,53	18	83,64
50	323	1883,02			

(Geankoplis, tabel A.2-9 hal 963)

Tabel LB.6 Data Kapasitas Panas Steam

Jenis	Tin (C)	Tin (K)	P kPa	Hl kJ/kg	Hvl kJ/kg	λ kJ/kg
Saturated Steam	275	548	5942	1210	2785	1575

(Geankoplis, tabel A.2-9 hal 963)

Tabel LB.7 Data Panas Pembentukan pada 298,15 K

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)
C ₇ H ₈	50,20
C ₇ H ₆ O ₂	-290,10
C ₇ H ₆ O	-36,80
H ₂ O	-241,40
O ₂	0,00

(Sumber : Yaws)

Tabel LB.7 Data Entalpi Penguapan

Komponen	A	Tc	n
C ₇ H ₈	50,1	591,8	0,4
C ₇ H ₆ O ₂	79,6	751,0	0,4
C ₇ H ₆ O	55,2	695,0	0,3
H ₂ O	52,1	647,1	0,3

(Sumber : Yaws)

1. Mixing Tank (MX-101)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 32 & C &= 305 & K \\ T_{out} &= 32 & C &= 305 & K \\ T_{ref} &= 25 & C &= 298 & K \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.8 Neraca Energi Masuk MX-101

Komponer	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	11,38	1106,18	305,15	298,15	12589,63
H ₂ O	0,29	528,33			154,54
Katalis	0,02	1976,38			30,24
Total	11,7				12774,41

Entalpi Keluar

Neraca Energi Total :

$$\begin{aligned} \text{Daya pengaduk} &= 5 \text{ Hp} \\ &= 3,73 \text{ kw} \\ &= 13422,60 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dilakukan trial temperatur keluaran hingga nilai in=out

$$T_{out} = 39 \quad C = 312 \text{ K}$$

Tabel LB.9 Neraca Energi Keluar MX-101

Komponer	n	Cp dT	T out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	11,38	2268,63	312,45	298,15	25819,7
H ₂ O	0,29	1078,60			315,50
Katalis	0,02	4038,57			61,78
Total	11,69				26197,01

Neraca Energi

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} &= (\Delta H_{in} + Q_{pengaduk}) \\ 26197,01 &= 26197,01 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.10 Neraca Energi Total MX-101

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	12774,41	ΔH out	26197,01
Q pengaduk	13422,60		
Total	26197,01		26197,01

2. Heater (E-102)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 32 \quad C = 305 \text{ K} \\ T_{out} &= 177 \quad C = 450 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \quad C = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.11 Neraca Energi Masuk E-102

Komponer	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	11,38	1106,18	305,15	298,15	12589,63
H ₂ O	0,29	528,33			154,54
Katalis	0,02	1976,38			30,24
Total	11,7				12774,41

Entalpi Keluar

Tabel LB.12 Neraca Energi keluar E-102

Komponer	n	Cp dT	T out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	11,38	26295,06	450,15	298,15	299269,0
H ₂ O	0,29	11600,23			3393,19
Katalis	0,02	42915,68			656,53
Total	11,69				303318,7

Neraca Energi Total :

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} \\ Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\ Q_{pemanas} &= 290544,3 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pemanas

Data kebutuhan steam (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} = \frac{290544,3 \text{ kJ/jam}}{1574,93 \text{ kJ/kg}} \\ &= 184,48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.13 Neraca Energi Total E-102

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	12774,41	ΔH out	303318,70
Q pemanas	290544,29		
Total	303318,70		303318,70

3. Heater (E-101)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 32 \quad C = 305 \text{ K} \\ T_{out} &= 177 \quad C = 450 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \quad C = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.14 Neraca Energi Masuk HE-101

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
O2	16,75	206,39	305,15	298,15	3456,96
N2	63,01	203,52			12824,47
Total	79,8				16281,42

Entalpi Keluar

Tabel LB.15 Neraca Energi Keluar E-101

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
O2	16,75	4561,39	450,15	298,15	76401,14
N2	63,01	4441,13			279843,7
Total	79,76				356244,8

Neraca Energi Total :

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} \\ Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\ Q_{pemanas} &= 339963,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pemanas

Data kebutuhan steam (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} = \frac{339963,4 \text{ kJ/jam}}{1574,93 \text{ kJ/kg}} \\ &= 215,86 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.16 Neraca Energi Total E-101

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	16281,42	ΔH out	356244,84
Q pemanas	339963,42		
Total	356244,84		356244,84

4. Reaktor (R-101)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 177 \text{ C} = 450 \text{ K} \\ T_{out} &= 177 \text{ C} = 450 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Out Heater E-10} &= 303318,70 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H \text{ Out Heater E-10} &= 356244,84 \text{ kJ/jam} \\ \text{Total} &= \mathbf{659563,54 \text{ kJ/jam}} \end{aligned}$$

Entalpi Keluar

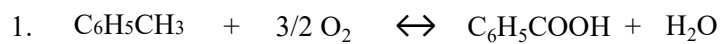
Tabel LB.17 Neraca Energi Output Bottom Reaktor

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	26295,06	450,15	298,15	201912,20
C ₇ H ₆ O ₂	10,35	37250,06			385427,24
C ₇ H ₆ O	1,43	28925,36			41376,80
H ₂ O	10,61	11600,23			123114,85
Katalis	0,02	656,53			10,04
Total	30,08				751841,13

Tabel LB.18 Neraca Energi Output Top Reaktor

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	1,63	20085,46	450,15	298,15	32670,83
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	20034,08			664,95
C ₇ H ₆ O	0,05	21114,36			1093,11
H ₂ O	5,35	5188,29			27743,39
O ₂	0,21	4561,39			943,22
N ₂	63,01	4441,13			279843,71
Total	70,28				342959,20

Reaksi:



$$r_1 = 10,34 \text{ kmol/jam}$$

Panas reaksi pada keadaan standar:

$$\begin{aligned} \Delta H_r' &= \Delta H_f' \text{ produk} - \Delta H_f' \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f' \text{ as. benzoat} + \Delta H_f' \text{ air}) - \Delta H_f' \text{ toluena} \\ &= -581,70 \text{ kJ/mol} \\ &= -581700 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

LAMPIRAN B
NERACA ENERGI

Panas reaksi pada 177 C

$$\Delta H_{r149} = \Delta H_{r'} + C_{pd}T_{as.benzoat} + C_{pd}T_{air} - C_{pd}T_{toluena}$$

$$= -576563,10 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H = \Delta H_{r177} \times r1 = -5961216,08 \text{ kJ/jam}$$



$$r1 = 1,03 \text{ kmol/jam}$$

Panas reaksi pada keadaan standar:

$$\Delta H_{r'} = \Delta H_f' \text{ produk} - \Delta H_f' \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f' \text{ benzaldehid} + \Delta H_f' \text{ air}) - \Delta H_f' \text{ toluena}$$

$$= -328,4 \text{ kJ/mol}$$

$$= -328400 \text{ kJ/kmol}$$

Panas reaksi pada 177 C

$$\Delta H_{r177} = \Delta H_{r'} + C_{pd}T_{benzaldehyd} + C_{pd}T_{air} - C_{pd}T_{toluena}$$

$$= -322182,81 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H = \Delta H_{r177} \times r1 = -333112,08 \text{ kJ/jam}$$

Total Panas Reaksi

$$\Delta H_{rtot} = \Delta H_{r1} + \Delta H_{r2}$$

$$= -6294328,16 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Air Pendingin

$$Q = \Delta H_{rtot} + \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$= -6.294.328,16 + 1.094.800,34 - 659.563,54$$

$$= -5.859.091,37 \text{ kJ/jam (eksotermis)}$$

Digunakan air pendingin pada suhu in 30 C dan out 50 C

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} = 70050,67 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.19 Neraca Energi Total R-101

Energi Masul	Jumlah	Energi Kelua	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	659563,54	ΔH out	1094800,34
Panas Reaksi	6294328,16	Q pendingin	5859091,37
Total	6953891,71		6953891,71

5. Cooler (E-103)

$$T_{in} = 177 \text{ C} = 450 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90 \text{ C} = 363 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.20 Neraca Energi Masuk E-103

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	26295,06	450,15	298,15	201912,2
C ₇ H ₆ O ₂	10,35	37250,06			385427,2
C ₇ H ₆ O	1,43	28925,36			41376,80
H ₂ O	10,61	11600,23			123114,85
Katalis	0,02	656,53			10,04
Total	30,08				751841,13

Entalpi Keluar

Tabel LB.21 Neraca Energi Keluar E-103

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	10594,73	363,15	298,15	81353,88
C ₇ H ₆ O ₂	10,35	15009,89			155307,6
C ₇ H ₆ O	1,43	11887,13			17004,16
H ₂ O	10,61	4888,79			51885,37
Katalis	0,02	280,75			4,30
Total	30,08				305555,33

Neraca Energi Total :

$$\Delta H_{out} + Q_{pending} = \Delta H_{in}$$

$$Q_{pending} = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_{pending} = 446286 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{446286 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} = 5335,75 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.22 Neraca Energi Total E-103

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
		ΔH out	305555,33
ΔH in	751841,13	Q pendingin	446285,80
Total	751841,13		751841,13

6. Dekanter (D-201)

T_{in} = 90 C = 363 K
 T_{out} = 90 C = 363 K
 T_{ref} = 25 C = 298 K

Entalpi Masuk

Tabel LB.23 Neraca Energi Masuk D-201

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,679	10594,73	363,15	298,15	81353,88
C ₇ H ₆ O ₂	10,347	15009,89			155307,64
C ₇ H ₆ O	1,430	11887,13			17004,16
H ₂ O	10,61	4888,79			51885,37
Katalis	0,02	280,75			4,30
Total	30,08				305555,33

Entalpi Keluar

Tabel LB.24 Neraca Energi Keluar Fase Ringan D-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	10594,73	363,15	298,15	81342,89
C ₇ H ₆ O ₂	10,34	15009,89			155258,3
C ₇ H ₆ O	1,43	11887,13			16939,91
H ₂ O	0,00	4888,79			0,00
Total	19,45				

Tabel LB.25 Neraca Energi Keluar Fase Berat D-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	0,00	10594,73	363,15	298,15	10,99
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	15009,89			49,35
C ₇ H ₆ O	0,01	11887,13			64,25
H ₂ O	10,61	4888,79			51885,37
Katalis	0,02	280,75			4,30
Total	10,64				52014,26

Tabel LB.26 Neraca Energi Total D-201

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	305555,33	ΔH out	253541,08
			52014,26
Total	305555,33		305555,33

7. Heater (E-104)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 90 \text{ C} = 363 \text{ K} \\ T_{out} &= 146,0 \text{ C} = 419 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.27 Neraca Energi Masuk E-104

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	10594,73	363,15	298,15	81342,89
C ₇ H ₆ O ₂	10,34	15009,89			155258,29
C ₇ H ₆ O	1,43	11887,13			16939,91
Total	19,45				253541,08

Entalpi Keluar

Tabel LB.28 Neraca Energi Keluar E-104

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	20447,04	419,15	298,15	156985,74
C ₇ H ₆ O ₂	10,34	29084,83			300845,74
C ₇ H ₆ O	1,43	22684,07			32326,21
Total	19,45				490157,69

Neraca Energi Total :

$$\Delta H_{in} + Q_{pemanas} = \Delta H_{out}$$

$$Q_{pemanas} = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$Q_{pemanas} = 236616,6 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pemanas

Data kebutuhan steam (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} = \frac{236616,6 \text{ kJ/jam}}{1574,93 \text{ kJ/kg}} \\ &= 150,24 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.29 Neraca Energi Total E-104

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	253541,08	ΔH out	490157,69
Q pemanas	236616,62		
Total	490157,69		490157,69

8. Menara Destilasi (MD-201)

8.1 Kondensor (CD-201)

$$T_{in} = 137 \text{ C} = 411 \text{ K}$$

$$T_{out} = 137 \text{ C} = 411 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Entalpi Masuk Menara Destilasi (MD-201)

$$= 490157,69 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.30 Panas Penguapan MD-201

Komponen	n	H _{vn}	T _{in}	n. ΔH _{vap}
	mol/ja	(kJ/kmol)	(K)	
C ₇ H ₈	8,04	31867,41	410,55	256220,68
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	58897,81		637,99
C ₇ H ₆ O	1,49	43860,25		65389,53
Total	9,54	134625,5		322248,20

Entalpi Keluar

Tabel LB.31 Entalpi Refluks MD-201

Komponen	n	C _p dT	T _{Out}	T _{reff}	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	
C ₇ H ₈	0,36	18879,50	410,55	298,15	6844,48
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	26865,30			13,12
C ₇ H ₆ O	0,07	20988,50			1410,92
Total	0,43				8268,52

Tabel LB.32 Entalpi Destilat MD-201

Komponen	n	C _p dT	T _{Out}	T _{reff}	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	
C ₇ H ₈	7,68	18879,50	410,55	298,15	144950,7
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	26865,30			277,89
C ₇ H ₆ O	1,42	20988,50			29880,02
Total	9,11				175108,6

Persamaan Neraca Energi Kolom Atas

$$\Delta H_{top} = \Delta H_{Refluks} + \Delta H_{Distilat} + Q_{kondensor}$$

$$\Delta H_{sensibel} + \Delta H_{vap} = \Delta H_{Refluks} + \Delta H_{Distilat} + Q_{kondensor}$$

$$Q_{kondens} = (\Delta H_{sensibel} + \Delta H_{vap}) - (\Delta H_{Refluks} + \Delta H_{Distilat})$$

$$= 629028,78 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{629029 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} = 7520,60 \text{ kg/jam}$$

8.2 Reboiler (RB-201)

$T_{in} = 146 \text{ C} = 419 \text{ K}$

$T_{out} = 251 \text{ C} = 524 \text{ K}$

$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$

Entalpi Bottom

Tabel LB.33 Entalpi Bottom MD-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	10,33	57888,42	524,35	298,15	598183,72
C ₇ H ₆ O	0,00	44887,63			63,97
Total	10,33				598247,69

Persamaan Neraca Energi Kolom Bawah

$\Delta H_{feed} + Q_{reboiler} = \Delta H_{distilat} + \Delta H_{bottom} + Q_{kondensor}$

$Q_{reboiler} = (\Delta H_{distilat} + \Delta H_{bottom} + Q_{kondensor}) - \Delta H_{feed}$

$Q_{reboiler} = 912227,37 \text{ kJ/jam}$

Kebutuhan Pemanas

Data kebutuhan steam (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa steam yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{912227 \text{ kJ/jam}}{1574,93 \text{ kJ/kg}} = 579,22 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.34 Neraca Energi Total MD-201

Energi Masul	Jumlah	Energi Kelua	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH feed	490157,69	ΔH distilat	175108,59
		ΔH bottom	598247,69
Q reboiler	912227,37	Q kondensor	629028,78
Total	1402385,06		1402385,06

9. Cooler (E-201)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 137 \text{ C} = 411 \text{ K} \\ T_{out} &= 116 \text{ C} = 389 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.35 Neraca Energi Masuk E-201

Komponen	n	Cp dT	T In	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	18879,50	410,55	298,15	144950,69
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	26865,30			277,89
C ₇ H ₆ O	1,42	20988,50			29880,02
Total	9,11				175108,59

Entalpi Keluar

Tabel LB.36 Neraca Energi Keluar E-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,68	15122,03	389,45	298,15	116102,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	21506,42			222,46
C ₇ H ₆ O	1,42	16888,16			24042,62
Total	9,1				140367,07

Neraca Energi Total :

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} + Q_{pending} &= \Delta H_{in} \\ Q_{pending} &= \Delta H_{in} - \Delta H_{out} \\ Q_{pending} &= 34742 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{34742 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} \\ &= 415,37 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.37 Neraca Energi Total E-201

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	175108,59	ΔH out	140367,07
		Q pendingin	34741,52
Total	175108,59		175108,59

10. Destilasi (MD-202)

10.1 Kondensor (CD-202)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 116 \text{ C} = 389 \text{ K} \\ T_{out} &= 111 \text{ C} = 384 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk Menara Destilasi (MD-202)

$$= 140367,1 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.38 Panas Penguapan MD-202

Komponen	n mol/ja	H _{vn} (kJ/kmol)	T _{in} (K)	n. ΔH _{vap} (kJ/jam)
C ₇ H ₈	9,51	33240,29	389,45	316069,05
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	60259,13		0,00
C ₇ H ₆ O	0,00	44674,30		78,85
Total	9,5	138173,7		316147,89

Entalpi Keluar

Tabel LB.39 Entalpi Refluks MD-202

Komponen	n kmol/jam	C _p dT (kJ/kmol)	T _{Out} (K)	T _{reff} (K)	ΔH (kJ/jam)
C ₇ H ₈	1,8386	14139,12	383,82	298,15	25996,41
C ₇ H ₆ O	0,0003	15807,70			5,39
Total	1,8				26001,8

Tabel LB.40 Entalpi Destilat MD-202

Komponen	n kmol/jam	C _p dT (kJ/kmol)	T _{Out} (K)	T _{reff} (K)	ΔH (kJ/jam)
C ₇ H ₈	7,67	14139,12	383,82	298,15	108447,02
C ₇ H ₆ O	0,00	15807,70			22,50
Total	7,67				108469,5

Persamaan Neraca Energi Kolom Atas

$$\begin{aligned} \Delta H_{top} &= \Delta H_{Refluks} + \Delta H_{Distilat} + Q_{kondensor} \\ \Delta H_{sensibel} + \Delta H_{vap} &= \Delta H_{Refluks} + \Delta H_{Distilat} + Q_{kondensor} \\ Q_{kondesor} &= (\Delta H_{sensibel} + \Delta H_{vap}) - (\Delta H_{Refluks} + \Delta H_{Distilat}) \\ &= 322043,64 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{322044 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} = 3850,32 \text{ kg/jam}$$

10.2 Reboiler (RB-202)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 116 \text{ C} = 389 \text{ K} \\ T_{out} &= 179 \text{ C} = 452 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Keluar

Tabel LB.41 Entalpi Bottom MD-202

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	37705,25	451,85	298,15	390,01
C ₇ H ₆ O	1,42	29273,93			41633,79
Total	1,43				42023,80

Persamaan Neraca Energi Kolom Bawah

$$\begin{aligned} \Delta H_{feed} + Q_{reboiler} &= \Delta H_{distilat} + \Delta H_{bottom} + Q_{kondensor} \\ Q_{reboiler} &= (\Delta H_{distilat} + \Delta H_{bottom} + Q_{kondensor}) - \Delta H_{feed} \\ Q_{reboiler} &= 332169,89 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pemanas

Data kebutuhan steam (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa steam yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{332169,9 \text{ kJ/jam}}{1574,93 \text{ kJ/kg}} = 210,91 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.41 Neraca Energi Total MD-202

Energi Masul	Jumlah	Energi Kelua	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH feed	140367,07	ΔH distilat	108469,52
		ΔH bottom	42023,80
Q reboiler	332169,89	Q kondensor	322043,64
Total	472536,96		472536,96

11. Cooler (E-202)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 251,2 \text{ C} = 524 \text{ K} \\ T_{out} &= 120,0 \text{ C} = 393 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Dari bottom destilasi MD-201

$$= 598247,69 \text{ kJ/jam}$$

Entalpi Keluar

Tabel LB.42 Neraca Energi Keluar E-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	10,33	22437,01	393,15	298,15	231850,45
C ₇ H ₆ O	0,00	17601,28			25,08
Total	10,33				231875,53

Neraca Energi Total :

$$\Delta H_{out} + Q_{pending} = \Delta H_{in}$$

$$Q_{pending} = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_{pending} = 366372 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{366372 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} \\ &= 4380,31 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.43 Neraca Energi Total E-202

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
		ΔH out	231875,53
ΔH in	598247,69	Q pendingin	366372,16
Total	598247,69		598247,69

12. Mixing Tank (M-201)

Entalpi Masuk

Dari cooler setelah bottom destilasi MD-201

$$= 231875,53 \text{ kJ/jam}$$

Dari air proses

$$T_{in} = 32 \text{ C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Tabel LB.44 Entalpi Air Proses

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
H ₂ O	42,028	377,49	303,15	298,15	15865,0
Total	42,0				15865,0

Entalpi Keluar

$$\text{Daya pengaduk} = 3 \text{ Hp}$$

$$= 2,24 \text{ kw}$$

$$= 8053,56 \text{ kJ/jam}$$

Dilakukan trial temperatur keluaran hingga nilai in=out

$$T_{out} = 71 \text{ C} = 345 \text{ K}$$

Tabel LB.45 Neraca Energi Keluar M-201

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	10,33	10553,35	344,56	298,15	109051,91
C ₇ H ₆ O	0,00	8421,16			12,00
H ₂ O	42,03	3491,24			146730,19
Total	52,36				255794,11

$$\Delta H_{out} = (\Delta H_{in} + Q_{pengaduk})$$

$$255794,1 = 255794,1$$

Tabel LB.46 Neraca Energi Total M-201

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	231875,53	ΔH out	255794,11
	15865,02		
Q pengaduk	8053,56		
Total	255794,11		255794,11

13. Kristallizer (CR-201)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 71 \quad C = 345 \text{ K} \\ T_{out} &= 32 \quad C = 305 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \quad C = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.47 Neraca Energi Masuk CR-201

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	10,33	10553,35	344,56	298,15	109051,91
C ₇ H ₆ O	0,00	8421,16			12,00
H ₂ O	42,03	3491,24			146730,19
Total	52,36				255794,11

Entalpi Keluar

Tabel LB.48 Neraca Energi Keluar CR-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	10,33	1079,62	305,15	298,15	11155,88
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	1532,57			0,43
C ₇ H ₆ O	0,00	1248,78			1,78
H ₂ O	42,03	528,33			22204,85
Total	52,36				33362,94

Neraca Energi Total :

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} + Q_{pending} &= \Delta H_{in} \\ Q_{pending} &= \Delta H_{in} - \Delta H_{out} \\ Q_{pending} &= 222431 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{222431 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} \\ &= 2659,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.49 Neraca Energi Total CR-201

Energi Masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi Keluar	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	255794,11	ΔH out	33362,94
		Q pendingin	222431,17
Total	255794,11		255794,11

14. Cooler (E-203)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 179 \text{ C} = 452 \text{ K} \\ T_{out} &= 37 \text{ C} = 310 \text{ K} \\ T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.50 Neraca Energi Masuk E-203

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	37705,25	451,85	298,15	390,01
C ₇ H ₆ O	1,42	29273,93			41633,79
Total	1,43				42023,80

Entalpi Keluar

Tabel LB.51 Neraca Energi Keluar E-203

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	2641,04	310,15	298,15	27,32
C ₇ H ₆ O	1,42	2145,42			3051,25
Total	1,43				3078,57

Neraca Energi Total :

$$\Delta H_{out} + Q_{pending} = \Delta H_{in}$$

$$Q_{pending} = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_{pending} = 38945 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{38945 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} \\ &= 465,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.52 Neraca Energi Total E-203

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	42023,80	ΔH out	3078,57
		Q pendingin	38945,23
TOTAL	42023,80	TOTAL	42023,80

15. Heater (E-204)

$$\begin{aligned} T_{in} &= 32 \quad C = 305 \quad K \\ T_{out} &= 130 \quad C = 403 \quad K \\ T_{ref} &= 25 \quad C = 298 \quad K \end{aligned}$$

Entalpi Masuk

Tabel LB.53 Neraca Energi Masuk E-204

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
O ₂	19,54	205,88	305,15	298,15	4022,40
N ₂	84,00	203,51			17094,72
Total	103,5				21117,12

Entalpi Keluar

Tabel LB.54 Neraca Energi Keluar E-204

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
O ₂	19,54	3116,87	403,15	298,15	60896,86
N ₂	84,00	3061,69			257180,47
Total	103,54				318077,33

Neraca Energi Total :

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} \\ Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\ Q_{pemanas} &= 296960,2 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Pemanas

Data kebutuhan steam (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa steam yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{\lambda} = \frac{296960,2 \text{ kJ/jam}}{2785,00 \text{ kJ/kg}} \\ &= 106,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LB.55 Neraca Energi Total E-204

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	21117,12	ΔH out	318077,33
Q pemanas	296960,21		
Total	318077,33		318077,33

16. Heater (E-205)

$$T_{in} = 110,7 \text{ C} = 384 \text{ K}$$

$$T_{out} = 32,0 \text{ C} = 305 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Entalpi Masuk

$$= 167447,43 \text{ kJ/jam}$$

Entalpi Keluar

Tabel LB.56 Neraca Energi Keluar E-205

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	T Out (K)	T reff (K)	ΔH (kJ/jam)
C ₇ H ₈	9,30	1106,18	305,15	298,15	10283,69
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	1532,57			50,87
C ₇ H ₆ O	0,05	1248,78			66,43
H ₂ O	5,35	528,33			2825,16
Total	14,73				13226,15

Neraca Energi Total :

$$\Delta H_{out} + Q_{pending} = \Delta H_{in}$$

$$Q_{pending} = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$Q_{pending} = 154221 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{154221 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} = 1843,85 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.57 Neraca Energi Total E-205

Energi Masul	Jumlah (kJ/jam)	Energi Kelua	Jumlah (kJ/jam)
		ΔH out	13226,15
ΔH in	167447,43	Q pendingin	154221,27
TOTAL	167447,43	TOTAL	167447,43

17. Toluena Recycle Tank (V-201)

Entalpi Masuk

Output Kondensor CD-101 = **77814,49 kJ/jam**
Output Top Destilasi MD-202 = **108469,5 kJ/jam**

Entalpi Keluar

T_{in} = 111 C = 384 K
T_{out} = 111 C = 384 K
T_{ref} = 25 C = 298 K

Tabel LB.58 Neraca Energi Keluar V-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	9,30	14139,12	383,82	298,15	131445,57
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	20098,06			667,07
C ₇ H ₆ O	0,05	15807,70			840,89
H ₂ O	5,35	6450,70			34493,89
Total	14,73				167447,43

Tabel LB.59 Neraca Energi Total V-201

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	77814,49	ΔH out	167447,43
	108469,52		
TOTAL	186284,01	TOTAL	167447,43

18. Condensor (CD-101)

T_{in} = 177 C = 450,2 K
T_{out} = 137 C = 410,2 K
T_{ref} = 25 C = 298 K

Entalpi Masuk

= 342959,2 kJ/jam

Entalpi Keluar

Tabel LB.60 Neraca Energi Keluar CD-101

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₈	1,63	18807,12	410,15	298,15	30591,49
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	26762,55			888,27
C ₇ H ₆ O	0,05	20909,99			1082,53
H ₂ O	5,35	8462,61			45252,19
Total	7,06				77814,49

Neraca Energi Total :

$$\Delta H \text{ out} + Q \text{ pending} = \Delta H \text{ in}$$

$$Q \text{ pending} = \Delta H \text{ in} - \Delta H \text{ out}$$

$$Q \text{ pending} = 265145 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan Pendingin

Data kebutuhan air pendingin (Sumber : Geankoplis , Appendix A.2-9))

Massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot dT} = \frac{265145 \text{ kJ/jam}}{83,64 \text{ kJ/kg}} = 3170,04 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.60 Neraca Energi Total CD-101

Energi Masul	Jumlah (kJ/jam)	Energi Kelua	Jumlah
			(kJ/jam)
		$\Delta H \text{ out}$	77814,49
$\Delta H \text{ in}$	342959,20	Q pendingin	265144,71
Total	342959,20		342959,20

19. Rotary Dryer (RD-201)

U1 = Udara pengering masuk

U2 = Udara pengering keluar

Kondisi Operasi

$$T_{s1} = \text{temperatur umpan} = 32 \text{ C}$$

$$T_{db} = \text{temperatur udara sebelum dipanaskan} = 32 \text{ C}$$

$$X_{\text{air in}} = \text{xH}_2\text{O input} = 0,03$$

$$X_{\text{air out}} = \text{xH}_2\text{O output} = 0,001$$

$$X_1 = \text{xH}_2\text{O input terhadap padatan kering} = 0,03 \text{ kg air/kg padatan}$$

$$X_2 = \text{xH}_2\text{O output terhadap padatan kering} = 0,001 \text{ kg air/kg padatan}$$

$$LS = \text{laju alir massa input dryer} = 1299,74 \text{ kg/jam}$$

$$T_{g2} = \text{temperatur udara pengering masuk} = 130 \text{ C}$$

Menentukan Relative Humidity Udara

$$T = 32 \text{ C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$P_a = 2,97 \text{ kPa}$$

$$P_{as} = 4,25 \text{ kPa}$$

(Geankoplis, tabel A.29 hal 962)

$$H_R = 100 \times \frac{P_A}{P_{AS}} \quad (\text{Geankoplis, eq 9.3-4 hal 566})$$

dimana:

Hr = relative humidity, %
Pa = tekanan parsial uap air, kPa
Pas = tekanan uap air jenuh, kPa

Hr = 69,9 %

Berdasarkan relative humidity chart didapatkan,

H = 0,02 kg uap air/kg udara kering (Geankoplis 4th ed, hal 568 dengan asumsi humidity tidak berubah saat dipanaskan

H₂ = 0,02 kg uap air/kg udara kering

Menentukan Temperatur Wet Bulb (Twb)

$$H_w - H_G = \left(\frac{h_G}{M_G \cdot k_G} \right) \left(\frac{1}{\lambda_w} \right) (t_G - t_w) \quad (\text{Geankoplis, eq 9.3-18 hal 566})$$

$$\left(\frac{h_G}{M_G \cdot k_G} \right) = 1.005$$

dimana,

H_w = humidity pada temperatur wet bulb, kg air/kg udara kering
H_g = humidity pada temperatur dry bulb, kg air/kg udara kering
h_g = koefisien perpindahan panas dari gas ke permukaan yang terbasahi
k_g = koefisien perpindahan massa dari gas ke permukaan yang terbasahi
λ_w = entalpi pada temperatur wet bulb, kJ/kg
T_g = temperatur dry bulb, K
T_w = temperatur wet bulb, K

Menghitung temperatur wet bulb dengan trial and error

T_w = 40 °C

λ_w = 2574,3 kJ/kg

H_w = 0,054 kg uap air/kg udara kering

$$0,054 - 0,019 = 1,01 \times \frac{1}{2574,3} \times (130 - 40)$$

$$0,035 = 0,035$$

Menentukan Suhu Udara Keluar

$$NTU = \ln \frac{T_{g2} - T_w}{T_{g1} - T_w} \quad (\text{McCabe})$$

$$1,5 = \ln \frac{T_{g2} - T_w}{T_{g1} - T_w}$$

$$1,5 = \ln \frac{130 - 40}{T_{g2} - T_w}$$

$$T_{g1} = 40$$

$$90 = 4,48 T_{g1} - 179$$

$$T_{g1} = 60,1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Mencari Kebutuhan Udara

1. Neraca Massa

$$G.H_2 + L_s.X_1 = G.H_1 + L_s.X$$

$$G. 0,02 + 1299,74 \times 0,03 = G.(H_1) + 1299,74 \times 0,001$$

$$G. 0,02 + 38,99 = G.(H_1) + 0,77986$$

$$G. 0,02 - G.(H_1) = -38,21 \quad \dots\dots(1)$$

2. Menghitung Dry Air

$$HG_2 = C_{s2}. (T_{g2} - T_o) + H_2. \lambda_o$$

$$C_{s2} = 1.005 + 1.88.H_2$$

$$HG_2 = C_{s2}x(130 - 0) + 0,02 \times 2501$$

$$C_{s2} = 1,005 + 1,88 \times 0,02$$

$$C_{s2} = 1,04072$$

$$HG_2 = 182,813 \text{ kJ/kg dry air}$$

dimana,

$$C_s = \text{humid heat}$$

$$H_2 = \text{humidity udara masuk} = 0,02 \text{ kg uap air/kg udara kering}$$

$$\lambda_o = \text{panas laten air pada } T=0^\circ\text{C} = 2501 \text{ kJ/kg}$$

$$HG_1 = C_{s1}. (T_{g1} - T_o) + H_1. \lambda_o$$

$$C_{s1} = 1.005 + 1.88.H_1$$

$$HG_1 = C_{s1}x(60,1 - 0) + H_1 \times 2501$$

$$C_{s1} = 1,005 + 1,88 \times H_1$$

$$HG_1 = ((1,01 + 1,88 \times H_1)x 60,1 - 0)) + H_1 \times 2501$$

$$HG_1 = 60,38 + 112,95 H_1 + 2501 H_1$$

$$HG_1 = 60,38 + 2613,95 H_1 \quad \dots\dots(2)$$

3. Menghitung Entalpi Bahan Masuk

$$\text{Entalpi input dry} = \text{Entalpi outpur kristalizer}$$

$$= 33362,94 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{s1} = 25,67 \text{ kJ/kg padatan kering}$$

4. Menghitung Entalpi Bahan Keluar

$$T_{out} = 100,0 \text{ C} = 373,2 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	T Out (K)	T reff (K)	ΔH (kJ/jam)

LAMPIRAN B
NERACA ENERGI

C ₇ H ₆ O ₂	10,33	14504,3	373,15	298,15	149874,7
H ₂ O (l)	0,04	5643,04			237,2
Total	10,38				150111,9

5. Neraca Energi

$$G.Hg_2 + Ls.Hs_1 = G.Hg_1 + Ls.Hs_2 \quad \dots\dots(3)$$

substitusi persamaan ..(2) ke ..(3)

$$G. 182,813 + 33362,94 = G.(60,382 + 2613,95 H_1) + 150111,863$$

$$G 182,813 + 33362,94 = G 60,382 + 2613,95 GH_1 + 150111,863$$

$$G 122,43 - 2614,0 GH_1 = 116748,925 \quad \dots\dots(4)$$

substitusi persamaan ..(4) ke ..(1)

$$G 122,43 - 2613,95 GH_1 = 116748,93 \quad \dots\dots(4)$$

$$G 0,02 - 1 GH_1 = -38,21 \quad \dots\dots(1)$$

$$G 122,43 - 2613,95 GH_1 = 116748,93$$

$$G 49,6651 - 2613,95 GH_1 = -99887,81 \quad -$$

$$G 72,7654 - 0 = 216636,73$$

$$G = 2977,20 \quad \text{kg udara kering/jam}$$

$$H_1 = 0,03 \quad \text{kg uap air/kg udara kering}$$

$$HG_1 = 143,60 \quad \text{kJ/kg udara kering}$$

Didapatkan nilai laju alir *dry air*

$$G = 2977,196 \quad \text{kg dry air /jam} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{maka } Q \text{ udara keluar} = 427520 \quad \text{kJ/jam}$$

$$Q \text{ udara masuk} = 544269 \quad \text{kJ/jam}$$

Tabel LB.61 Neraca Energi Total RD-201

Energi Masul	Jumlah (kJ/jam)	Energi Kelua	Jumlah (kJ/jam)
ΔH in	33362,94	ΔH out	150111,86
Q udara in	544268,94	Q udara out	427520,01
TOTAL	577631,87	TOTAL	577631,87

20. Rotary Cooler (RC-201)

Kondisi Operasi

Ts1	=	temperatur umpan masuk	=	100 C = 373 K
Ts2	=	temperatur umpan keluar	=	37 C = 310 K
Td1	=	temperatur udara pendingin masuk	=	32 C = 305 K
Td2	=	temperatur udara pendingin keluar	=	50 C = 323 K

Asumsi

Tidak ada air yang menguap dan kelembaban udara masuk=keluar

$$X_{\text{air in}} = x\text{H}_2\text{O input} = 0,001$$

$$X_{\text{air out}} = x\text{H}_2\text{O output} = 0,001$$

$$X1 = x\text{H}_2\text{O input terhadap padatan kering} = 0,001 \text{ kg air/kg padatan}$$

$$X2 = x\text{H}_2\text{O output terhadap padatan kering} = 0,001 \text{ kg air/kg padatan}$$

$$H_1=H_2 = 0,01 \text{ kg air/kg dry air}$$

Entalpi Masuk

$$= \text{Entalpi output dryer}$$

$$= 150111,9 \text{ kJ/jam}$$

Entalpi Keluar

$$T_{\text{out}} = 32,0 \text{ C} = 305,2 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C7H6O2	10,333	1220,67	305,15	298,15	12613,35
H2O (l)	0,042	528,33			22,20
Total	10,4				12635,56

Neraca Energi Total:

H bahan masuk + H udara masuk = H bahan keluar + H udara keluar

Menghitung Entalpi Dry Air Masuk

$$HG_2 = C_{S_2} \cdot (T_{g_2} - T_o) + H_2 \cdot \lambda_o \quad (\text{Geankoplis, hal 603})$$

$$C_{S_2} = 1,005 + 1,88 \cdot H_2$$

$$HG_2 = C_{S_2} \cdot (32 - 0) + 0,01 \cdot 2501$$

$$C_{S_2} = 1,005 + 1,88 \cdot 0,01$$

$$C_{S_2} = 1,0238$$

$$HG_2 = 57,7716 \text{ kJ/kg dry air}$$

dimana,

$$C_s = \text{humid heat}$$

$$H_2 = \text{humidity udara masuk} = 0,01 \text{ kg uap air/kg udara kering}$$

$$\lambda_o = \text{panas laten air pada } T=0^\circ\text{C} = 2501 \text{ kJ/kg}$$

Menghitung Entalpi Dry Air Keluar

$$HG_2 = C_{s2} \cdot (T_{g2} - T_o) + H_2 \cdot \lambda_o$$

$$C_{s2} = 1.005 + 1.88 \cdot H_2$$

$$HG_2 = C_{s2} \cdot (50 - 0) + 0,01 \cdot 2501$$

$$C_{s2} = 1,005 + 1,88 \cdot 0,01$$

$$C_{s2} = 1,0238$$

$$HG_2 = 76,2 \text{ kJ/kg dry air}$$

$$H \text{ bahan masuk} + H \text{ udara masuk} = H \text{ bahan keluar} + H \text{ udara keluar}$$

$$150111,9 \text{ kJ/jam} + 57,77 \text{ m} = 12635,6 \text{ kJ/jam} + 76,20 \text{ m}$$

$$-18,43 \text{ m} = -137476,3$$

$$\text{m} = 7460,02 \text{ kg/jam}$$

$$H \text{ udara masuk} = 430978 \text{ kJ/jam}$$

$$H \text{ udara keluar} = 568454 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.62 Neraca Energi Total RC-201

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	150111,86	ΔH out	12635,56
Q udara in	430977,52	Q udara out	568453,83
Total	581089,39		581089,39

21. Centrifuge (CF-201)

Entalpi Masuk
= 33362,9 kJ/jam

Entalpi Keluar
 $T_{in} = 32,0 \text{ C} = 305 \text{ K}$
 $T_{out} = 32,0 \text{ C} = 305 \text{ K}$
 $T_{ref} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$

Tabel LB.63 Neraca Energi Mother Liquor CF-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	
C ₇ H ₆ O ₂ (c)	0,00	1532,57	305,15	298,15	0,43
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	0,00	1079,62			0,00
C ₇ H ₆ O	0,00	1248,78			1,78
H ₂ O	39,93	528,33			21094,60
Total	39,93				21096,81

LAMPIRAN B
NERACA ENERGI

Tabel LB.63 Neraca Energi Padatan CF-201

Komponen	n	Cp dT	T Out	T reff	ΔH
	kmol/jam	(kJ/kmol)	(K)	(K)	(kJ/jam)
C ₇ H ₆ O ₂ (c)	0,00	1532,57	305,15	298,15	0,00
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	10,33	1079,62			11155,9
C ₇ H ₆ O	0,00	1248,78			0,00
H ₂ O	2,10	528,33			1110,24
Total	12,4				12266,1

Tabel LB.64 Neraca Energi Total CF-201

Energi Masuk	Jumlah	Energi Keluar	Jumlah
	(kJ/jam)		(kJ/jam)
ΔH in	33362,94	ΔH out	21096,81
			12266,13
Total	33362,94		33362,94

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

1. Mixing Tank (M-101)

- Fungsi : Mencampurkan bahan baku dan recycle sebelum masuk reaktor
 Bahan Kontruksi: Carbon Steel SA-285 Grade C
 Jenis : Tangki berpengaduk flat six blade open turbin dengan tutup dan alas torispherical
 Temperatur : 32 C = 305 K
 Tekanan : 1 atm = 101,33 kPa

Data Properties

Komponen	Input	Fraksi	BM	Input	Fraksi	BM
	kg/jam	Massa		mol/jam	Mol	Campuran
C7H8	1905	0,93	92,14	20,68	0,80	73,93
Katalis	3,81	0,00	249,09	0,02	0,00	0,46
C7H6O2	5,01	0,00	122,12	0,04	0,00	0,30
H2O	82,64	0,04	18,02	4,59	0,18	0,73
C7H6O	47,58	0,02	106,12	0,45	0,02	2,47
Total	2044,3	1,00		25,77	1,00	77,90

Densitas

$$\rho = A \cdot B^{-1/T^n} \quad (T \text{ dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter})$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	X.M x ρ
H2O	0,35	0,25	0,29	647,13	-0,83	1,11	0,20
C7H8	0,30	0,27	0,30	591,79	-0,81	0,86	0,69
C7H6O	0,33	0,26	0,29	695,00	-0,85	1,03	0,02
C7H6O2	0,35	0,25	0,29	751,00	-0,86	1,17	0,00
Katalis						1,71	0,00
Total							0,91

(Yaws, hal 197)

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) && \text{(Felder, hal 189 eq 5.1-2)} \\ &= 0,91 \text{ kg/l} \\ &= 907,64 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Viskositas (μ)

$$\log_{10} n_{\text{liq}} = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D	log10 μ	μ	Xm . μ
H2O	-10,22	1792,50	0,02	0,00	-0,11	0,78	0,03
C7H8	-5,16	810,68	0,01	0,00	-0,29	0,51	0,47

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

C ₇ H ₆ O	1,02	22,41	0,00	0,00	-0,05	0,89	0,02
C ₇ H ₆ O ₂	-67,61	13482,00	0,11	0,00	4,40	25335	62,03
Total							62,56

(Yaws, hal 482)

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \mu) \\ &= 62,56 \text{ cp} = 0,06 \text{ kg/ms}\end{aligned}$$

Mencari Volume Reaktor

$$\rho \text{ campuran} = 907,64 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu Tingg} \tau = 1 \text{ jam} \quad (\text{US patent 3210416})$$

$$\begin{aligned}V \text{ reaktor} &= \frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{2.044,35}{907,64} \\ &= 2,25 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

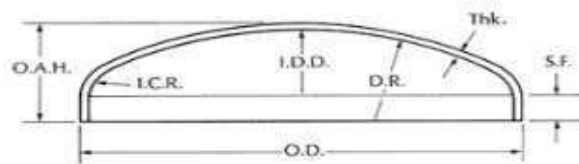
$$\begin{aligned}\text{Volume cairan} &= \tau \times V_0 \\ &= 1 \text{ jam} \times 2,25 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2,25 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Faktor kelonggaran (20%)

$$\begin{aligned}\text{Volume tangk} &= (1+0.2) \times V \text{ Cairan} \\ &= 2,70 \text{ m}^3 \\ &= 95,51 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Menentukan diameter (D) dan tinggi tangki (H)

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan head torispherical



$$V \text{ head} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Brownell, eq.5.11 hal 100})$$

Ket :

$$V_h = \text{volume head, m}^3$$

$$D = \text{diameter tangki, m}$$

$$H = \text{tinggi tangki, m}$$

$$V_t = \text{volume tangki, m}^3$$

$$H_t = 1.5 D \quad (\text{Wallas, hal 625})$$

Diameter reaktor

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * H + (2 * V_h)$$

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * H + (2 * (0,000049 D^3))$$

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * 1 + (2 * (0,000049 D^3))$$

$$2,70 = 1,18 D^2 + 0,0001 D^3$$

$$2,70 = 1,18 D^3$$

$$D^3 = 2,30$$

$$D = 0,77 \text{ m} = 2,51 \text{ ft} = 30,12 \text{ in}$$

Tinggi Reaktor

$$H_s = 1.5 D$$

$$= 1,15 \text{ m} = 3,76 \text{ ft} = 45,18 \text{ in}$$

Tinggi Cairan

$$H_{liq} = \frac{2,25 \text{ m}^3}{2,70 \text{ m}^3} \times 1,15 \text{ m}$$

$$= 0,96 \text{ m} = 3,28 \text{ ft} = 37,65 \text{ in}$$

Menghitung Tekanan dalam Mixing Tank

Tekanan hidrostatik = ρ campuran x g x H cairan dalam tangki

$$= 907,64 \text{ kg/m}^3 \times 9,80 \text{ m/s}^2 \times 0,96 \text{ m}$$

$$= 8506,5 \text{ Pa}$$

$$= 8,51 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi = $P_c + P$ hidrostatik

$$= 101,33 \text{ kPa} + 8,51 \text{ kPa}$$

$$= 109,83 \text{ kPa}$$

$$= 1,08 \text{ atm}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 1.2

$P_{design} = 1,20 \times P_{operasi}$

$$= 131,80 \text{ kPa}$$

$$= 1,30 \text{ atm}$$

$$= 19,12 \text{ Psi}$$

1 atm = 14,696 Psi

Menentukan tebal shell

$$t_s = \frac{P \times D}{f E - 0.6 P} + c$$

(Brownell & Young, hal 254)

ket :

t_s = ketebalan dinding shell, in

P = tekanan desain, psi = 19,12 psi

D = diameter tangki, in = 30,12 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 f &= \text{nilai tegangan material} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, hal 251}) \\
 E &= \text{efisiensi sambungan} = 0,80 \\
 c &= \text{korosi yang diizinkan} = 0,13 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, hal 542})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{(19.11 \text{ psi})(30 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 19.11)} + 0,13 \text{ in} \\
 &= \frac{575,79}{10109} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,18 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (\text{OD})_s &= (\text{ID})_s + 2 t_s \\
 &= 30,12 \text{ in} + 0,5 \text{ in} \\
 &= 30,62 \text{ in} \quad \text{dilihat dari tabel 5.7} \quad (\text{Brownell, hal 90}) \\
 &= 32,00 \text{ in} \quad \text{diambil standar OD dari tabel 5.7} \\
 (\text{ID})_s &= (\text{OD})_s - 2 t_s \\
 &= 32,00 \text{ in} - 0,5 \text{ in} \\
 &= 31,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad \text{th} = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} \quad (\text{Brownell, eq 7.76 hal 258})$$

$$\begin{aligned}
 \text{dari tabel 5.7 untuk OD} &= 32 \text{ in} \\
 t &= 0,3 \text{ in} \\
 ri/icr &= 2 \text{ in} \\
 rc/r &= 30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{30/2} \right) = 1,72 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{th} &= \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} \\
 &= \frac{(19.11 \text{ psi})(2 \text{ in})(1.72 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.2 \times 19.1)} + 0,13 \text{ in} \\
 &= \frac{65,69}{20236} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,13 \text{ in} \\
 &\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in}) \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

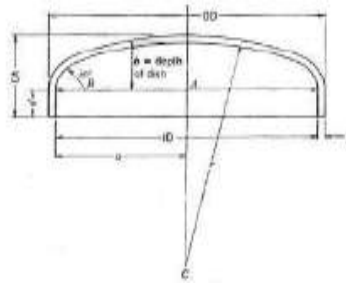
Menentukan tinggi tangki

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

untuk tebal head 1/4 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 2.5 in
dipilih sf = 2 in (Brownell, tabel 5.4 hal 87)
icr = 0,8 in

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$\begin{aligned} a &= (ID/2) &&= 15,75 \\ BC &= r - icr &&= 29,25 \\ AB &= (ID/2 - icr) &&= 15,00 \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} &&= 25,11 \\ b &= r - AC &&= 4,89 \\ \text{tinggi head} &= t_{\text{head}} + b + sf \\ &= 0,3 + 4,89 + 2 \\ &= 7,14 \text{ in} \\ &= 0,18 \text{ m} \end{aligned}$$

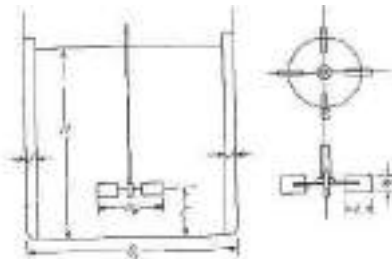


$$\begin{aligned} \text{tinggi reaktor (Htotal)} &= H_s + 2 H_h \\ &= 45,18 + 14,28 \\ &= 59,46 \text{ in} \\ &= 1,51 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung dimensi pengaduk

Jenis : six blade open turbin
Baffl : 4 buah

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} &= 1 & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_a} &= 1 & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4} \end{aligned}$$



(McCabe, hal 243)

dimana:

Dt = diameter tangki = 31,50 in
Da = diameter impeller
E = tinggi turbin dari dasar tangki
L = panjang blade turbin
W = lebar blade turbin
J = lebar baffel
H = tinggi cairan

sehingga :

$$\begin{aligned} D_a &= \frac{1}{3} \times 31,5 = 10,40 \text{ in} & W &= \frac{1}{5} \times 10,4 = 2,08 \text{ in} \\ &= 0,26 \text{ m} & &= 0,05 \text{ m} \\ E &= 1 \times 10 = 10,40 \text{ in} & J &= \frac{1}{12} \times 31,5 = 2,61 \text{ in} \\ &= 0,26 \text{ m} & &= 0,07 \text{ m} \\ H &= 1 \times 31,5 = 31,50 \text{ in} & L &= \frac{1}{4} \times 10,4 = 2,60 \text{ in} \\ &= 0,80 \text{ m} & &= 0,07 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan pengadukan

Persamaan kecepatan pengadukan :

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= 907,64 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Densitas air standar} &= 1113,24 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{spesifik gravity} &= 0,82 \end{aligned}$$

$$\text{WELH}/2 * \text{Di} = (3.14 * \text{Di} \text{N}/600)^2 \quad (\text{Rase, eq 8.8})$$

keterangan:

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{water equivalent liquid heigh, ft} \\ \text{ID} &= \text{Diameter pengaduk, ft} \\ \text{N} &= \text{kecepatan pengadukan, rpm} \end{aligned}$$

(Rase,eq 8.8)

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \text{H liq x Spesifik gravity} \\ &= 2,67 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{WELH}}{2 \text{ Di}} = \left| \frac{3,1 \text{ Di} \text{N}}{600} \right|^2$$

$$\frac{2,67}{2 \cdot 0,87} = \left| \frac{3 \cdot 0,9 \text{ N}}{600} \right|^2$$

$$\begin{aligned} 1,5436 &= 2,06\text{E-}05 | \text{N} |^2 \\ 8\text{E}+04 &= | \text{N} |^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N} &= 274,06 \text{ rpm} \\ &= 4,57 \text{ rps} \\ &= 16444 \text{ rpj} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{WELH}}{\text{D}} = 1,07 \quad (\text{1 buah pengaduk})$$

Menghitung power pengaduk

Kecepatan pengaduk, N = 5 rps

$$\rho \text{ campuran} = 907,64 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 62,56 \text{ cp} \\ &= 0,06 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

1 cp = 0,001 kg/ms

$$\begin{aligned} \text{N Re} &= \frac{\rho \cdot \text{N} \cdot \text{Da}^2}{\mu} \\ &= \frac{907,64 \text{ kg/m} \times 5 \text{ rp} \times 0,1 \text{ m}^2}{0,0626 \text{ kg/ms}} \\ &= 5057,41 \end{aligned}$$

N Re < 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{\text{KL} \cdot \text{N}^2 \cdot \text{Da}^3 \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Mc cabe, eq 9.2 hal 253})$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

g_c

dimana nilai K_T diperoleh dari tabel 9.3 hal 254 (Mc cabe, hal 254)

$$W/Da = 0,2$$

$$KL = 70$$

$$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,019 \text{ kg/m}^3$$

$$N = \text{kecepatan pengaduk} = 5 \text{ rps}$$

$$Da = \text{diameter impeller} = 0,3 \text{ m} = 0,9 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas campuran} = 908 \text{ kg/m}^3 = 57 \text{ lbm/ft}^3$$

$$g_c = \text{percepatan gravi bur} = 9,8 \text{ m/s}^2 = 32 \text{ ft/s}^2$$

$$P = \text{daya pengaduk}$$

$$P = \frac{70 \times 25 \text{ rps}^2 \times 0,6495 \text{ ft}^3 \times 57 \text{ lbm/ft}^3}{32,174 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 2001,8 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 3,64 \text{ hp}$$

$$= 2,71 \text{ kW}$$

$$1 \text{ hp} = 550 \text{ ft.lbf/s}$$

$$1 \text{ hp} = 0,7457 \text{ kW}$$

Asumsi efisiensi motor 80% maka:

$$P = \frac{3,64}{0,8}$$

$$= 4,5 \text{ hp}$$

$$= 5 \text{ hp}$$

$$= 5 \text{ hp}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME M-101	
Fungsi	Mencampurkan bahan baku dan recycle sebelum masuk reaktor
Tipe	Tangki berpengaduk flat six blade open turbin dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan Operasi	1,08 atm
Tekanan Desain	1,30 atm
Kapasitas Tangki	2,70 m ³
Temperatur	32 °C
Jumlah	1
Diameter <i>Shell</i>	0,77 m
Tinggi <i>Shell</i>	1,15 m
Tinggi <i>Head</i>	0,18 m
Tinggi Total	1,51 m
Tebal Silinder	0,01 m
Tebal <i>Head</i>	0,01 m
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbin dengan baffle</i>
Diameter Pengaduk	0,26 m
Daya Motor	5,00 Hp

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

2. Reaktor (R-101)

Fungsi : Mereaksikan toluena, oksigen dan katalis untuk menjadi asam benzoat
 Bahan Kontruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*
 Jenis : Reaktor gelembung berpengaduk *flat six blade open turbin* dengan tutup dan alas torispherical
 Temperatur : 177 C = 450 K
 Tekanan : 5,23 atm = 529,48 kPa

(US patent 3210416)

Data Properties

Komponen	Input	Fraksi	BM	Input	Fraksi	BM
	kg/jam	Massa		mol/jam	Mol	
C ₇ H ₈	1905,3	0,93	92,14	20,68	0,80	73,93
Katalis	3,81	0,00	249,09	0,02	0,00	0,46
C ₇ H ₆ O ₂	5,01	0,00	122,12	0,04	0,00	0,30
H ₂ O	82,64	0,04	18,02	4,59	0,18	0,73
C ₇ H ₆ O	47,58	0,02	106,12	0,45	0,02	2,47
Total	2044,3	1,00		25,77	1,00	77,90

Densitas

$$\rho = A \cdot B^{-(T-T_c)^n} \quad (T \text{ dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter})$$

(Yaws, hal 197)

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	X.M x ρ
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	647,13	-0,71	939,26	167,19
C ₇ H ₈	0,30	0,27	0,30	591,79	-0,65	702,83	563,96
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00	-0,74	896,66	15,60
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00	-0,77	1030,60	1,64
Katalis						1705,00	1,01
Total							749,41

Viskositas (μ)

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + CT + DT^2$$

(Yaws, hal 482)

Komponen	A	B	C	D	log ₁₀ μ	μ	X _m · μ
H ₂ O	-10,22	1792,50	0,02	0,00	-0,81	0,15	0,01
C ₇ H ₈	-5,16	810,68	0,01	0,00	-0,78	0,16	0,15
C ₇ H ₆ O	1,02	22,41	0,00	0,00	-0,58	0,26	0,01

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

C ₇ H ₆ O ₂	-67,61	13482,00	0,11	0,00	-0,66	0,22	0,00
Total							0,17

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \mu) \\ &= 0,166 \text{ cp} = 0,0002 \text{ kg/ms}\end{aligned}$$

Mencari Volume Reaktor

$$\rho \text{ campuran} = 749,41 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu Tinggal} = 1 \text{ jam}$$

(US patent 3210416)

$$\begin{aligned}V \text{ reaktor} &= \frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{2.044,35}{749,41} \\ &= 2,73 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan} = \tau \times V_o$$

$$= 1,0 \text{ jam} \times 2,73 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2,728 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran (20%)

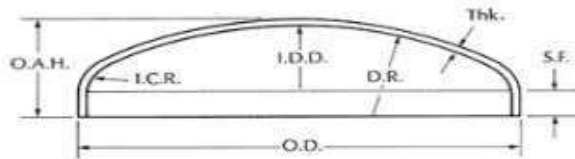
$$\text{Volume tangki} = (1+0.2) \times V \text{ Cairan}$$

$$= 3,27 \text{ m}^3$$

$$= 115,67 \text{ ft}^3$$

Menentukan diameter (D) dan tinggi reaktor (H)

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan head torispherical



$$V \text{ head} = 0,000049 D^3$$

(Brownell, eq.5.11 hal 100)

Ket :

$$V_h = \text{volume head, m}^3$$

$$D = \text{diameter tangki, m}$$

$$H = \text{tinggi tangki, m}$$

$$V_t = \text{volume tangki, m}^3$$

$$H_s = 1.5 D$$

(Wallas, hal 625)

Diameter reaktor

$$\begin{aligned} V_t &= (1/4 * 3,14 * D^2) * (2 * V_h) \\ V_t &= (1/4 * 3,14 * D^2) * (2 * (0,000049 D^3)) \\ V_t &= (1/4 * 3,14 * D^2) * 1,92 * (0,000049 D^3) \\ 3,27 &= 1,18 D^3 + 0,00 D^3 \\ 3,27 &= 1,18 D^3 \\ D^3 &= 2,78 \\ D &= 0,93 \text{ m} = 3,04 \text{ ft} = 36,48 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 D \\ &= 1,39 \text{ m} = 4,56 \text{ ft} = 54,72 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Cairan

$$\begin{aligned} H_{liq} &= \frac{2,73 \text{ m}^3}{3,27 \text{ m}^3} \times 1,39 \text{ m} \\ &= 1,16 \text{ m} = 3,80 \text{ ft} = 45,60 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan dalam Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho_{\text{campuran}} \times g \times H_{\text{cairan dalam tangki}} \\ &= 749,41 \text{ kg/m}^3 \times 9,80 \text{ m/s}^2 \times 1,16 \text{ m} \\ &= 8506,55 \text{ Pa} \\ &= 8,51 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= P_o + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 529,48 \text{ kPa} + 8,51 \text{ kPa} \\ &= 537,99 \text{ kPa} \\ &= 5,31 \text{ atm} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 1.2

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,2 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 645,59 \text{ kPa} \\ &= 6,37 \text{ atm} \\ &= 93,63 \text{ Psi} \end{aligned}$$

1 atm = 14,696 Psi

Menentukan tebal shell

$$t_s = \frac{P \times D}{f E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 254})$$

ket :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{ketebalan dinding shell, in} \\ P &= \text{tekanan desain, psi} = 93,63 \text{ psi} \\ D &= \text{diameter tangki, in} = 36,481 \text{ in} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 f &= \text{nilai tegangan material,} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, hal 251}) \\
 E &= \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \\
 c &= \text{korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, hal 542})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{(89.75 \text{ psi})(156 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 89.96)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{3415,9}{10064} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,46 \text{ in} \\
 &= 1,63 \text{ in} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (OD)_s &= (ID)_s + 2 ts \\
 &= 36,48 \text{ in} + 3,25 \text{ in} \\
 &= 39,73 \text{ in} \quad \text{dilihat dari tabel 5.7} \quad (\text{Brownell, hal 90}) \\
 &= 168,00 \text{ in} \quad \text{diambil standar OD dari tabel 5.7} \\
 (ID)_s &= (OD)_s - 2 ts \\
 &= 168,00 \text{ in} - 3,25 \text{ in} \\
 &= 164,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P}$$

(Brownell, eq 7.76 hal 258)

dari tabel 5.7 untuk OD = 168 in

$$\begin{aligned}
 t &= 0,5 \text{ in} \\
 ri/icr &= 10,1 \text{ in} \\
 rc/r &= 144 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{36/2.38} \right) \\
 &= 1,69 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} \\
 &= \frac{(89.75 \text{ psi})(10.13 \text{ in})(1.7 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.2 \times 89.75)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{1604,9}{20221} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,20 \text{ in} \\
 &\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in}) \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi reaktor

untuk tebal head 1/4 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 2.5 in

dipilih sf = 2 in

(Brownell, tabel 5.4 hal 87)

icr = 0,75 in

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$a = (ID/2) = 82,38$$

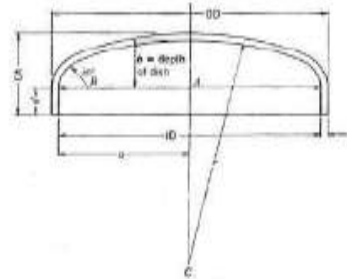
$$BC = r - icr = 143,25$$

$$AB = (ID/2 - icr) = 81,63$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 117,72$$

$$b = r - AC = 26,28$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi head} &= t \text{ head} + b + sf \\ &= 0,25 + 26,3 + 2 \\ &= 28,53 \text{ in} \\ &= 0,72 \text{ m} \end{aligned}$$



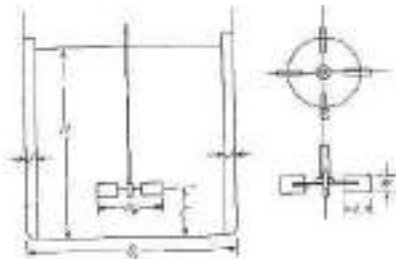
$$\begin{aligned} \text{tinggi reaktor (Htotal)} &= H_s + 2 H_h \\ &= 54,72 + 57,06 \\ &= 111,78 \text{ in} \\ &= 2,84 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung dimensi pengaduk

Jenis : six blade open turbin

Baffle: 4 buah

$$\begin{aligned} \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} &= 1 & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_a} &= 1 & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4} \end{aligned}$$



(McCabe, hal 243)

dimana:

Dt = diameter tangk = 164,75 in

Da = diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade turbin

W = lebar blade turbin

J = lebar baffle

H = tinggi cairan

sehingga :

$$\begin{aligned} D_a &= \frac{1}{3} \times 165 = 54,37 \text{ in} & W &= \frac{1}{5} \times 54,4 = 10,87 \text{ in} \\ &= 1,38 \text{ m} & &= 0,28 \text{ m} \\ E &= 1 \times 54,4 = 54,37 \text{ in} & J &= \frac{1}{12} \times 165 = 13,67 \text{ in} \\ &= 1,38 \text{ m} & &= 0,35 \text{ m} \\ H &= 1 \times 165 = 164,75 \text{ in} & L &= \frac{1}{4} \times 54,4 = 13,59 \text{ in} \\ &= 4,18 \text{ m} & &= 0,35 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan pengadukan

Persamaan kecepatan pengadukan :

Densitas campuran = 749,41 Kg/m³
 Densitas air standar = 1113,24 Kg/m³
 Spesifik gravity = 0,67

$$WELH/2 \cdot Di = (3.14 \cdot Di N / 600)^2 \quad (\text{Rase, eq 8.8})$$

keterangan:

WELH = *water equivalent liquid heigh*, ft

ID = Diameter pengaduk, ft

N = kecepatan pengadukan, rpm (Rase,eq 8.8)

$$WELH = H_{liq} \times \text{Spesifik gravity}$$

$$= 2,56 \text{ ft}$$

$$\frac{WELH}{2 \cdot Di} = \left| \frac{3,14 \cdot Di \cdot N}{600} \right|^2$$

$$\frac{2,56}{2 \cdot 4,53} = \left| \frac{3 \cdot 4,53 \cdot N}{600} \right|^2$$

$$0,28 = 0,00 \cdot |N|^2$$

$$502,07 = |N|^2$$

$$N = 22,41 \text{ rps}$$

$$= 0,37 \text{ rps}$$

$$= 1344,4 \text{ rpj}$$

$$\frac{WELH}{D} = 0,56 \quad (\text{1 buah pengaduk})$$

Menghitung power pengaduk

Kecepatan pengaduk, N = 1 rps

ρ campuran = 749,41 kg/m³

μ campuran = 0,17 cp

= 0,0002 kg/ms

1 cp = 0,001 kg/ms

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{749,41 \text{ kg/m}^3 \times 1,12 \text{ rps} \times 1,91 \text{ m}^2}{0,0002 \text{ kg/ms}}$$

$$= 9622507$$

N Re > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \quad (\text{Mc cabe, eq 9.2 hal 253})$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

dimana nilai K_T diperoleh dari tabel 9.3 hal 254 (Mc cabe, hal 254)

$$W/Da = 0,2$$

$$K_T = 5,75$$

$$1 \text{ lbm/f} = 16,019 \text{ kg/m}^3$$

$$N = \text{kecepatan pengaduka} = 1,12 \text{ rps}$$

$$Da = \text{diameter impeller} = 1,38 \text{ m} = 4,53 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas campuran} = 749 \text{ kg/m}^3 = 46,8 \text{ lbm/ft}^3$$

$$g_c = \text{percepatan gravi bum} = 9,8 \text{ m/s}^2 = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$P = \text{daya pengaduk}$$

$$P = \frac{5,75 \times 1,4 \text{ rps}^3 \times 1906,5 \text{ ft}^5 \times 46,8 \text{ lbm/ft}^3}{32,174 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 22395 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 40,72 \text{ hp}$$

$$= 30,36 \text{ kW}$$

$$1 \text{ hp} = 550 \text{ ft.lbf/s}$$

$$1 \text{ hp} = 0,7457 \text{ kW}$$

Asumsi efisiensi motor 80% maka:

$$P = \frac{40,72}{0,8}$$

$$= 50,90 \text{ hp}$$

$$= 13 \text{ hp}$$

Menghitung dimensi pendingin

$$\text{Dibutuhkan air pendingin} = 70050,67 \text{ kg/jam}$$

$$V \text{ pendingin} = V \text{ jaket}$$

$$= \frac{\text{massa pendingin (air)}}{\text{densitas apendingin}}$$

$$= 70050,67 \text{ kg/jam}$$

$$1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 70,05 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter luar reaktor} = \text{diameter dalam} + 2 \times \text{tebal dinding}$$

$$= 39,73 \text{ in} + 2 \times 1,63 \text{ in}$$

$$= 42,98 \text{ in} = 1,09 \text{ m}$$

Asumsi jarak jaket 5 in

$$\text{Diameter dalam jaket} = 42,98 \text{ in} + 2 \times 5 \text{ in}$$

$$= 52,98 \text{ in} = 1,35 \text{ m} = 4,42 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi jaket pendingin} = H_s$$

$$= 54,7213 \text{ in} = 1,39 \text{ m}$$

Menghitung tekanan jaket pendingin

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan hidrostatis} = \rho \text{ air} \times g \times H \text{ cairan dalam tangki}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 &= 998 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,39 \text{ m} \\
 &= 13594 \text{ Pa} \\
 &= 13,59 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi} &= P_o + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 101,33 \text{ kPa} + 13,59 \text{ kPa} \\
 &= 114,92 \text{ kPa} \\
 &= 1,13 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 1.2

$$\begin{aligned}
 P \text{ design} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\
 &= 137,9 \text{ kPa} \\
 &= 1,36 \text{ atm} \\
 &= 20,00 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

1 atm = 101,33 kPa
1 atm = 14,696 Psi

Menentukan tebal jaket pendingin

$$t_s = \frac{P \times D}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell, hal 254})$$

ke :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \text{ketebalan dinding shell, in} \\
 P &= \text{tekanan desain, psi} = 20,00 \text{ psi} \\
 D &= \text{diameter jaket, in} = 52,98 \text{ in} \\
 f &= \text{nilai tegangan material,} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, hal 251}) \\
 E &= \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \\
 c &= \text{korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, hal 542})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{(20.03 \text{ psi})(49 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 20.03)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{1059,7}{10108} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,23 \text{ in} \\
 &= 0,63 \text{ in} \quad (5/8 \text{ in}) \\
 &= 0,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{diameter luar jaket} &= \text{diameter dalam} + 2 \text{ tebal jaket} \\
 &= 53 \text{ in} + 1,25 \text{ in} \\
 &= 54 \text{ in} \\
 &= 1,38 \text{ m} \\
 &= 4,52 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔT LMTD (Counter Current)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$T_{in} = 177 \text{ C} = 450 \text{ K}$$

$$T_{out} = 177 \text{ C} = 450 \text{ K}$$

Untuk air pendingin

$$T_{in} = 30 \text{ C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50 \text{ C} = 323 \text{ K}$$

$$T \text{ rata-rata} = 40 \text{ C} = 313 \text{ K}$$

Sifat fisis air pendingin pada T rata-rata 40 C

$$C_p = 1,13 \text{ kJ/kmol.K} = 0,06 \text{ kJ/kg.K} = 0,27 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\rho = 1014 \text{ Kg/m}^3 = 63,3 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 0,67 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s} = 1,61 \text{ lbm/ft.j}$$

$$k = 0,63 \text{ W/mK} = 0,36 \text{ Btu/j.ft.F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \Delta T_2 / \Delta T_1} && \text{(Chengel, 2015 p.681)} \\ &= \frac{147 - 127}{0,15} \\ &= 136,76 \text{ } ^\circ\text{C} = 409,91 \text{ K} = 278,16 \text{ F} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold number jaket

$$Re_j = \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} = 202082,51$$

Mencari Nilai Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh Bersih (Uc)

$$\text{Mencari Nilai } j = 1300 \quad \text{(fig.20.2, p. 718, Kern)}$$

$$\frac{(\mu)^{0.14}}{(\mu_w)} = 1,17$$

$$\frac{C_p \cdot \mu^{0.33}}{k} = 1,06$$

$$\begin{aligned} h_j &= j \times (k/D_j) \times ((C_p \cdot \mu/k)^{0.333}) \times ((\mu/\mu_w)^{0.14}) \\ &= 753 \text{ Btu/ hr.ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

Mencari nilai hoi

$$\begin{aligned} h_{oi} &= h_j \times ID \text{ reaktor} / OD \text{ reaktor} \\ &= 771,05 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

Mencari nilai Uc

$$\begin{aligned} U_c &= (h_j \times h_{oi}) / (h_j + h_{oi}) \\ &= 381 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} R_d &= 0,0010 \text{ untuk } \textit{cooling water} \text{ (Kern, hal 845)} \\ h_d &= 1/R_d \\ &= 1000 \end{aligned}$$

Mencari nilai Ud

$$\begin{aligned} U_d &= (U_c \times h_d) / (U_c + h_d) \\ &= 276 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

Nilai Ud sesuai dalam *range* 75-150 Btu/h.ft².°F

Merancang sparger

Komponen	Input	BM	Xi	Bm . Xi
	kg/jam			
O ₂	535,93	32,00	0,23	7,46
N ₂	1764,3	28	0,77	21,48
Total	2300,3			28,93

Densitas gas masuk

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas}} &= \frac{m_g}{V_g} = m_g \times \frac{P}{n_g \cdot R \cdot T} = \frac{Bm_g \cdot P}{R \cdot T} \\ \rho_{\text{gas}} &= \frac{28,9 \text{ kg/kmol} \cdot 5,23 \text{ atm}}{0,0821 \text{ m}^3\text{atm/kmo} \times 450 \text{ K}} \\ &= \frac{151,19}{36,938} \\ &= 4,093 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$Q_t = 562 = \text{m}^3/\text{jam}$$

Menentukan koefisien difusivitas (D_{AL})

$$D_{AL} = \frac{117.3 \times 10^{-18} (\phi \times M)^{0.5} \times T}{\mu \times V_m^{0.6}} \quad (\text{Coulson vol 6, eq 8.22 hal 333})$$

dimar :

$$\phi = \text{association parameter} = 1$$

$$M = \text{berat molekul campuran, k} = 77,895$$

$$T = \text{temperatur, K} = 450,15$$

$$\mu = \text{viskositas larutan, kg/m.s} = 0,0002$$

$$V_n = \text{volume molal zat terlarut, } l = 0,0256 \quad (\text{Coulson vol 6, hal 334})$$

$$D_A = \text{difusivitas oksigen terlarut ke dalam cairan, m}^2/\text{s}$$

$$\begin{aligned} D_{AL} &= \frac{117.3 \times 10^{-18} (1 \times 77,895 \text{ kg/kmol})^{0.5} \times 450,15 \text{ K}}{0,0001 \text{ kg/ms} (0,0256)^{0.6}} \\ &= 2,5\text{E-}08 \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

$$= 9,1E-05 \text{ m}^2/\text{jam}$$

Menghitung surface tension

$$\sigma_L = \left[\frac{P_{cl} \times (\rho_L - \rho_V)}{M} \right]^4 \times 10^{-12} \quad (\text{Coulson vol 6, eq 8.23 hal 335})$$

dimar :

σ_L = surface tension, dyne/cm

P_{cl} = sudgen parachor = 60 (Coulson vol 6, tabel 8.7 hal 335)

ρ_L = densitas cairan kg/m³ = 749,407

ρ_V = densitas gas, kg/m³ = 4,09

M = berat molekul = 77,90

$$\sigma_L = \left[\frac{60 \times (185.96 - 3.92) \text{ kg/m}^3}{35.23 \text{ kg/kmol}} \right]^4 \times 10^{-12}$$

$$= 1,09 \text{ mJ/m}^2$$

$$= 1,09 \text{ dyne/cm}$$

$$= 1,09 \text{ g/s}^2$$

$$= 0,0011 \text{ kg/s}^2$$

1 dyne = 1 g.cm/s ²

Menghitung diameter gelembung

$$d_b = \left(\frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta \rho} \right)^{1/3} \quad (\text{Treyball, eq 6.1 hal 141})$$

dimar :

d_b = diameter gelembung, m

d_o = diameter orifice = 10 mm = 0,01 m

σ_L = tegangan muka caira = 0,00109 kg/s²

g = percepatan gravitasi = 9,8 m/s²

$\Delta \rho$ = densitas (cair-gas) = 745,314 kg/m³

$$d_b = \left(\frac{6 \times 0.01 \text{ m} \times 0.0001 \text{ kg/s}^2}{9.8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 182 \text{ kg/m}^3} \right)^{1/3}$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

$$= 2,07 \text{ mm} \quad (\text{diameter gelembung pada umumnya 1.4 - 6 mm})$$

Menghitung diameter hole sparger

(Perry, 1999, hal 6-53)

$$D_h = \frac{d_b^3 (\rho_L - \rho_V) g}{\dots}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$6.028x\sigma_L$$

dimana

Dh = diameter hole, cm

d_b = diameter bubble = 0,21 cm

ρ_L = densitas cairan = 0,75 g/cm³

ρ_V = densitas gas = 0,00 g/cm³

σ_L = tegangan muka caira = 1,09 g/s²

g = percepatan gravitasi = 980 cm/s²

Dh = 1,00 cm

= 0,01 m

= 0,39 in \approx 0,50 in = 0,01 m

1 in = 0,0254 m

Menghitung luas tiap hole

$$A_h = \frac{\pi \times Dh^2}{4} = 0,0001 \text{ m}^2$$

Menentukan diameter sparger

Asumsi diameter sparger 40% diameter reaktor

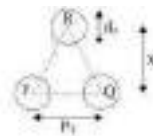
Dsparger = 0,4 x 36,481 in

= 14,59 in

= 0,37 m

Luas plate sparger

$$L_s = \frac{\pi \times D_s^2}{4} = 0,108 \text{ m}^2$$



d_s : diameter sparger
 P_t : pitch, jarak antar pusat lubang

Direncanakan triangular pitch dengan jarak ke pusat 1.5 Do

Pt = 1,5 x 0,013 m

= 0,02 m

= 0,75 in

h = Pt x sin 60

= 0,02 m

Luas segitiga = 1/2 x Pt x h

= 0,0002 m²

Menentukan banyaknya hole

Jumlah hole = $\frac{\text{luas plate sparger}}{\text{luas segitiga}}$

= 686,29 \approx 12585 hole

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME R-101	
Fungsi	Mereaksikan toluena, oksigen dan katalis untuk menjadi asam benzoat
Tipe	Reaktor gelembung berpengaduk flat six blade open turbin dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan Operasi	5,31 atm
Tekanan Desain	6,37 atm
Kapasitas Tangki	3,27 m ³
Temperatur	177 °C
Jumlah	1
Diameter <i>Shell</i>	0,93 m
Tinggi <i>Shell</i>	1,39 m
Tinggi <i>Head</i>	0,72 m
Tinggi Total	2,84 m
Tebal Silinder	0,04 m
Tebal <i>Head</i>	0,01 m
Diameter Jaket	1,38 m
Tebal Jaket	0,02 m
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbin dengan baffle</i>
Diameter Pengaduk	1,38 m
Daya Motor	13,00 Hp
Diameter <i>Hole Sparger</i>	0,01 m
Diameter <i>Sparger</i>	0,37 m
Jumlah <i>Hole</i>	12585

3. Dekanter (D-201)

Fungsi : Memisahkan air dan katalis sebelum menuju destilasi (MD-201)

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C

Jenis : Vertikal dekanter dengan tutup *Torispherical*

Temperatur : 90 C = 363 K

Tekanan : 1 atm

Input

Komponen	Input		Fraksi Mol
	kg/jam	kmol/jam	
C ₇ H ₈	707,52	7,68	0,26
C ₇ H ₆ O ₂	1263,58	10,35	0,34
C ₇ H ₆ O	151,80	1,43	0,05
H ₂ O	191,20	10,61	0,35
Katalis	3,81	0,02	0,00
Total	2317,91	30,08	1,00

Output

Komponen	Output Bottom		Fraksi Mol	Output Top		Fraksi Mol
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam	
C ₇ H ₈	0,10	0,00	0,00	707,42	7,68	0,39
C ₇ H ₆ O ₂	0,40	0,00	0,00	1263,18	10,34	0,53
C ₇ H ₆ O	0,57	0,01	0,00	151,23	1,43	0,07
H ₂ O	191,20	10,61	1,00	0,00	0,00	0,00
Katalis	3,81	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	196,08	10,64	1,00	2121,83	19,45	1,00

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \quad \rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (T \text{ dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter})$$

Menentukan Densitas

Faktor konversi = 1000 sehingga menjadi kg/m³ (Yaws)

Komponen	A	B	n	T _c	(1-T/T _c) ⁿ
C ₇ H ₈	0,30	0,27	0,30	591,79	-0,75
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00	-0,83
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00	-0,81
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	647,13	-0,79

Komponen	Input		Output Bottom		Output Top	
	ρ	ρ camp	ρ	ρ camp	ρ	ρ camp
C ₇ H ₈	801,21	204,50	801,21	0,08	801,21	316,33
C ₇ H ₆ O ₂	1117,31	384,28	1117,31	0,35	1117,31	594,30
C ₇ H ₆ O	982,22	46,70	982,22	0,50	982,22	71,98

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

H ₂ O	1048,13	369,76	1048,13	1045,67	1048,13	0,00
Katalis	1705,00	0,87	1705,00	2,45	1705,00	0,00
Total		1006,10		1049,04		982,61

Menghitung Viskositas (μ)

$$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + CT + DT^2$$

(Yaws)

Komponen	A	B	C	D
C ₇ H ₈	-5,16	810,68	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-67,61	13482,00	0,11	0,00
C ₇ H ₆ O	1,02	22,41	0,00	0,00
H ₂ O	-10,22	1792,50	0,02	0,00

Komponen	Input		Output Bottom		Output Top	
	μ	μ camp	μ	μ camp	μ	μ camp
C ₇ H ₈	0,30	0,08	0,30	0,00	0,30	0,12
C ₇ H ₆ O ₂	21,27	7,31	21,27	0,01	21,27	11,31
C ₇ H ₆ O	0,54	0,03	0,54	0,00	0,54	0,04
H ₂ O	0,31	0,11	0,31	0,31	0,31	0,00
Total		7,53		0,32		11,47

Fasa ringan

$$\begin{aligned} Q_L &= 2,2 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \rho_L &= 982,6 \text{ kg/m}^3 \\ \mu_L &= 11,47 \text{ cp} \end{aligned}$$

Fasa berat

$$\begin{aligned} Q_H &= 0,19 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \rho_H &= 1049,0 \text{ kg/m}^3 \\ \mu_H &= 0,32 \text{ cp} \end{aligned}$$

Cek Fasa Terdispersi

$$\varphi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0,3}$$

(Wallas, eq 18.5 hal 613)

$$\begin{aligned} \varphi &= \frac{2,2}{0,19} \left(\frac{982,6}{1049,0} \times \frac{0,32}{11,47} \right)^{0,3} \\ &= 3,8615 \end{aligned}$$

dimana

- <0.3 = fase ringan selalu terdispersi
- 0.3-0.5 = fase ringan mungkin terdispersi
- 0.5-2.0 = keduanya mungkin terdispersi (fase inversi)
- 2.0-3.3 = fase berat mungkin terdispersi
- >3.3 = fase berat selalu terdispersi

(Selker dan schleicher, 1965)

maka fase berat selalu terdispersi, sedangkan fase ringan adalah fase kontinyu.

Menghitung Settling Time

$$U_d = \frac{d_d^2 \cdot g (\rho_H - \rho_L)}{18 \mu_L}$$

keterangan:

U_d = terminal velocity fase terdispersi (fase berat), m/s

dd = diameter butir terdispersi, m

ρ_L = densitas fase kontinyu/fase ringan, kg/m³

ρ_H = densitas fase terdispersi/fase berat, kg/m³

g = percepatan gravitasi, 9.8 m/s²

μ_L = viskositas fase kontinyu/fase ringan

Menurut Schweitzer, diameter droplet antara 50-300 μm

asumsi dd= 150 μm

$$dd = 150 \mu\text{m}$$

$$= 0,0002 \text{ m}$$

$$U_d = \frac{2E-08 \text{ m}^2 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 66,4 \text{ kg/m}^3}{18 \times 0,000 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 0,002564 \text{ m/s}$$

$$1 \text{ cp} = 0,001 \text{ Pa.s}$$

Menentukan Waktu Tinggal

$$t = \frac{6,24 \times \mu_c}{(\rho_H - \rho_L)} \quad (\text{McCabe, eq 2.15 hal 34})$$

dimana

$$t = \frac{6,24 \times 11,47}{1049,0 - 982,6}$$

$$= 1,08 \text{ jam}$$

$$= 64,65 \text{ menit}$$

$$= 3879 \text{ sekon}$$

$$QF = 2,30 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{liq} = 2,30 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,08 \text{ jam}$$

$$= 2,48 \text{ m}^3$$

Perancangan 20% full

$$= 2,73 \text{ m}^3$$

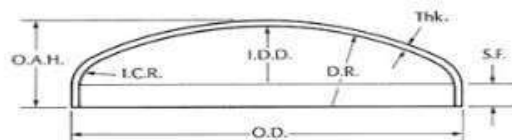
$$= 96,49 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ lbm} = 16,02 \text{ kg/m}^3$$

(Timmerhause, hal 37)

Menentukan Dimensi Dekanter

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan head torispherical. Dipilih berdasarkan tekanan operasi head jenis torispherical <15 atm.



LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$V_{\text{head}} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Brownell, eq.5.11 hal 100})$$

Ket :

- V_h = volume head, m^3
- D = diameter tangki, m
- H = tinggi tangki, m
- V_t = volume tangki, m^3

$$H_s = 2 D \quad (\text{Coulson, hal 444})$$

Diameter dekanter

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * H + (2 * V_h)$$

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * 1 + (2 * (0,000049 D^3))$$

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * 1 + (2 * (0,000049 D^3))$$

$$2,731 = 1,1775 D^3 + 1E-04 D^3$$

$$2,731 = 1,1776 D^3$$

$$D^3 = 2,3188$$

$$D = 0,7729 \text{ m} = 2,5352 \text{ ft} = 30,43 \text{ in}$$

Tinggi Dekanter

$$H_s = 2 D$$

$$= 1,5459 \text{ m}$$

$$= 5,0705 \text{ ft}$$

$$= 60,861 \text{ in}$$

$$1 \text{ ft}^3 = 0,0283 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ m} = 3,280 \text{ ft}$$

$$1 \text{ m} = 39,370 \text{ in}$$

Menghitung Tekanan dalam Dekanter

Faktor keamanan untuk tekanan = 1.1 (Coulson, hal 673)

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 1,1 \text{ atm}$$

$$= 16,166 \text{ Psi}$$

$$1 \text{ atm} = 14,696 \text{ Psi}$$

Menentukan Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 254})$$

ket :

- t_s = ketebalan dinding shell, in
- P = tekanan desain, psi = 16,166 psi
- D = diameter tangki, in = 30,43 in
- f = nilai tegangan material, = 12650 psi (Brownell, hal 251)
- E = efisiensi sambungan = 0,8 (Brownell, hal 254)
- c = korosi yang diizinkan = 0,125 in (Timmerhouse, hal 542)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{(16.16 \text{ psi})(31.48 \text{ in})}{12650 \text{ psi}(0.8)-(0.6 \times 16.16)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{491,93}{10110} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1737 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 &= 0,0064 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Brownell, hal 87)

Menentukan diameter luar tangki dekanter

$$\begin{aligned}
 (OD)_s &= (ID)_s + 2 ts \\
 &= 30,43 \text{ in} + 0,5 \text{ in} \\
 &= 30,93 \text{ in} \quad \text{dilihat dari tabel 5.7} \quad \text{(Brownell, hal 90)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (ID)_s &= (OD)_s - 2 ts \\
 &= 30,93 \text{ in} - 0,5 \text{ in} \\
 &= 30,43 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P}$$

(Brownell, eq 7.76 hal 258)

dari tabel 5.7 untuk OD = 32 in

$$\begin{aligned}
 t &= 0,25 \text{ in} \\
 ri/icr &= 2 \text{ in} \\
 rc/r &= 30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{30/2} \right) \\
 &= 1,72 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} \\
 &= \frac{(16.16 \text{ psi})(2 \text{ in})(1.7 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.2 \times 16.16)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{833,29}{20237} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,17 \text{ in} \\
 &\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in}) \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

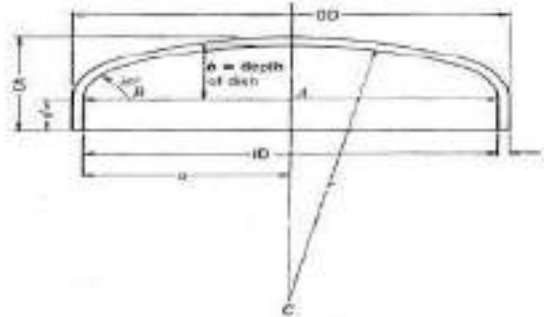
(Brownell, hal 87)

Menentukan Tinggi Dekanter

untuk tebal head 1/4 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 2.5 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

dipilih $sf = 2 \text{ in}$ (Brownell, tabel 5.4 hal 87)
 $icr = 0,75 \text{ in}$



dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$a = (ID/2) = 15,22$$

$$BC = r - icr = 29,25$$

$$AB = (ID/2 - icr) = 14,47$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 25,42$$

$$b = r - AC = 4,58$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi head (Hh)} &= t_{\text{head}} + b + sf \\ &= 0,25 + 4,58 + 2 \\ &= 6,83 \text{ in} \\ &= 0,1734 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi dekanter (Htotal)} &= H_s + 2 H_h \\ &= 60,86 + 13,65 \\ &= 74,52 \text{ in} \\ &= 1,89 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan U_c (Velocity Continous)

$$U_c = \frac{L_c}{A_i} < U_d \quad (\text{Coulson, hal 441})$$

dimana

U_d = kecepatan settling fase dispersi droplet, m/s

U_c = kecepatan fase kontinyu, m/s

L_c = laju volumetrik fase kontinyu, m^3/s

A_i = luas area interface, m^2

$$U_d = 0,00256 \text{ m/s}$$

$$L_c = 2,2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0006 \text{ m}^3/s$$

$$A_i = 0,47 \text{ m}^2$$

$$U_c = \frac{L_c}{A_i} = 0,00128 \text{ m/s} \quad \begin{array}{l} U_c \text{ lebih besar dari } U_d \\ \text{Tidak memenuhi} \end{array}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Dispersion Band diambil 10% dari Hs

$$\begin{aligned} \text{DB} &= 10\% \times H_s \\ &= 0,1546 \text{ m} \end{aligned}$$

Residen Time droplet dalam band dispersion

$$\begin{aligned} t &= \frac{\text{DB}}{U_d} = \frac{0,1546 \text{ m}}{0,0026 \text{ m/s}} \\ &= 60,289 \text{ s} \\ &= 1,0048 \text{ menit} \\ &= 0,0167 \text{ jam} \end{aligned}$$

Menghitung diameter droplet

$$d_d = \left[\frac{U_c \cdot 18 \cdot \mu_L}{g(\rho_H - \rho_L)} \right]^{1/2}$$

$$\begin{aligned} d_d &= \left(\frac{0,0013 \text{ m/s} \times 18 \times 0,0003 \text{ Pa.s}}{9,8 \text{ m/s}^2 \times 66,4 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,5} \\ &= 0,0001 \text{ m} \\ &= 106 \text{ } \mu\text{m} \quad \text{nilai diameter droplet memenuhi, dibawah} \\ & \quad \quad \quad 150 \mu\text{m} \end{aligned}$$

Perancangan Pipa

kecepatan dijaga 1m/s

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume} &= 2,3 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{Luas penampang} &= \frac{0,0007 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m/s}} \\ &= 0,0007 \text{ m}^2 \\ \text{Diameter} &= \frac{4 \times 0,0007 \text{ m}^2}{3,14} \\ &= 0,0288 \text{ m} \\ &= 28,814 \text{ mm} \\ &= 1,1344 \text{ in} \end{aligned}$$

diperoleh diameter standar dari app A.5 Geankoplis

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{SN} &= 40,00 \text{ mm} \\ \text{OD} &= 1,66 \text{ in} \\ & \quad 42,16 \text{ mm} \\ \text{ID} &= 1,38 \text{ in} \\ & \quad 35,05 \text{ mm} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

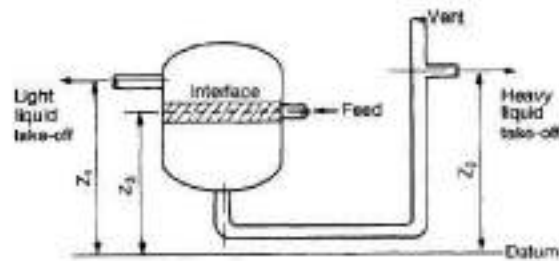


Figure 10.38 Vertical decanter

$$z_2 = \frac{(z_1 - z_3)\rho_L}{\rho_H} + z_3$$

(Coulson, hal 440)

dimana

z_1 = tinggi pipa keluaran fasa ringan dari dasar tangki (90% dari tinggi tangki)

z_3 = tinggi pipa permukaan interface dari dasar tangki (1/2 dari tinggi tangki)

$$\begin{aligned} z_1 &= 0,9 \times 1,8927 \text{ m} \\ &= 1,70 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} z_3 &= 0,5 \times 1,8927 \text{ m} \\ &= 0,95 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} z_2 &= \frac{1,7034 - 0,9463 \times 982,6 \text{ kg/m}^3}{1049,0 \text{ kg/m}^3} + 0,9463 \text{ m} \\ &= 1,66 \text{ m} \end{aligned}$$

Jenis penyangga yang digunakan : *Skirt Support* biasa digunakan untuk tangki vertikal, diperoleh dari towler hal 1031

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME D-201	
Fungsi	Memisahkan air dan katalis sebelum menuju destilasi (MD-201)
Tipe	Vertikal dekanter
Bahan konstruksi	Carbon steel
Jumlah	1 buah
Tekanan	1 atm
Temperatur	90 °C
Volume	2,73 m ³
Dimensi dekanter	
Diameter	0,77 m
Tinggi	1,89 m
Tebal <i>shell</i>	0,01 m
Tebal <i>head</i>	0,01 m
Waktu tinggal	1,08 jam
Waktu tinggal droplets	0,02 jam
Tinggi pipa fasa ringan	1,70 m
Tinggi pipa fasa berat	1,66 m
Tinggi pipa fasa interface	0,95 m
Jenis Penyangga	Skirt Support

4. Menara Destilasi (MD-201)

Fungsi : Memisahkan Asam Benzoat dan Benzaldehida sebagai produk bawah destilasi (MD-201)

Jenis : *Sieve Tray Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi operasi

T umpan = 146 C = 419 K

T destilat = 137 C = 411 K

T bottom = 251 C = 524 K

P operasi = 760 mmHg

= 1 atm

Komponen Kunci

Heavy key = Asam Benzoat

Light key = Benzaldehida

Neraca massa diperoleh dari lampiran A

Komponen	Umpan			Destilat		
	Kmol/jam	Kg/jam	Xf	Kmol/jam	Kg/jam	Xd
C ₇ H ₈	7,68	707,42	0,39	7,68	707,42	0,84
C ₇ H ₆ O ₂	10,34	1263,18	0,53	0,01	1,26	0,00
C ₇ H ₆ O	1,43	151,23	0,07	1,42	151,08	0,16
Total	19,45	2121,83	1,00	9,11	859,76	1,00

Komponen	Refluks			Bottom		
	Kmol/jam	Kg/jam	Xr	Kmol/jam	Kg/jam	Xb
C ₇ H ₈	0,36	33,40	0,84	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	0,06	0,00	10,33	1261,91	1,00
C ₇ H ₆ O	0,07	7,13	0,16	0,00	0,15	0,00
Total	0,43	40,60	1,00	10,33	1262,07	1,00

Mencari jumlah stage minimum

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B}{\log \alpha_{LK}}$$

(Geankoplis, p.745)

dimana $\log \alpha_{LK}$ adalah nilai rata-rata relatif volatilitas light key destilat dan bott

Destilat :

Bottom :

$$X_{LK} = 0,16 \quad X_{LK} = 0,0001 \quad \log (x_{LK}/x_{HK})_D = 138$$

$$X_{HK} = 0,001 \quad X_{HK} = 0,9999 \quad \log (x_{HK}/x_{LK})_B = 7251$$

$$\alpha_{LK} = \alpha_{LB} \cdot \alpha_{LK}^{0.5}$$

$$= 9,57$$

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{0,1562}{0,0011} \right) D \left(\frac{0,9999}{0,0001} \right) B}{\text{Log } 9,57}$$

$$= 6,01 \text{ stage}$$

$N_n = 5,01$ karena menggunakan reboiler, maka N_m dikurangi 1

Menghitung stage aktual

$$R_r = 0,03$$

$$R = 0,04 \quad (1.2-1.5 \cdot R_m \text{ "geankoplis hal. 717})$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\frac{1 + 54.4 \psi}{11 + 117.2 \psi} \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}} \right) \right]$$

dimana : $\psi = \frac{R - R_m}{R + 1}$

$$\psi = 0,006$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,77$$

$$N = 25 \text{ stage aktual}$$

Menghitung jumlah tray aktual

$$\text{Efisiensi (Ef)} = 79\% \quad (30\% - 80\%) \quad (\text{Towler, p.844})$$

$$\text{Aktual tray} = \frac{N - 1}{\text{Ef}}$$

$$= 29,99 \text{ tray}$$

dipilih aktual tray sebesar 30 tray

Menghitung tinggi destilasi

$$\text{Plate spacing yang digunakan } 0,15 \text{ m} - 1 \text{ m} \quad (\text{Towler, p.853})$$

$$\text{Plate spacing} = 0,25$$

$$\text{Tinggi destila} = \text{aktual tray} \times \text{plate spacing}$$

$$= 30 \times 0,25$$

$$= 7,50 \text{ m}$$

Menentukan lokasi feed tray

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log \left\{ \frac{x_{HF}}{x_{LF}} \frac{W}{D} \frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right\}^2$$

(Geankoplis, p.750)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Keterangan: N_e = jumlah stage di atas *feed tray*
 N_s = jumlah stage di bawah *feed tray*
 x_{HF} = fraksi mol komponen *heavy key* pada *feed*
 x_{LF} = fraksi mol komponen *light key* pada *feed*
 x_{HD} = fraksi mol komponen *heavy key* pada *distilate*
 x_{LD} = fraksi mol komponen *light key* pada *bottom*

Data yang diketahui :

$$\begin{aligned} x_{HF} &= 0,5319 \\ x_{LF} &= 0,0733 \\ x_{HD} &= 0,0011 \\ x_{LW} &= 0,0001 \\ \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,21 \log \left\{ \frac{\left(\frac{0,53}{0,07} \right) 10,33 \left(\frac{0,000}{0,001} \right)^2}{9,11} \right\} \\ \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,21 \log 0,12 \\ \frac{\log N_e}{N_s} &= -0,189 \\ N_e &= 0,65 N_s \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_e + N_s &= N \\ 0,65 N_s + N_s &= 30 \\ N_s &= 18,21 = 18 \text{ Jumlah tray dibawah feed} \\ N_e &= 11,79 = 12 \text{ Jumlah tray diatas feed} \\ \text{maka feed masuk pada tray } &12 \text{ dari atas kolom destilasi} \end{aligned}$$

Menghitung laju alir maksimum dan minimum vapor liquid

Menghitung berat molekul campuran feed, destilat dan bottom

Komponen	BM	Xf	BMf,c	Xd	BMd,d	Xb	BMb,c
C ₇ H ₈	92	0,39	36,38	0,84	77,64	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	122	0,53	64,96	0,00	0,14	1,00	122,1
C ₇ H ₆ O	106	0,07	7,78	0,16	16,58	0,00	0,01
Jumlah		1,00	109,1	1,00	94,36	1,00	122,1

$$\begin{aligned} L_n &= R \times D \\ &= 0,04 \times 9,112 \text{ Kmol/jam} \\ &= 0,34 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa <i>top</i>		Neraca massa <i>bottom</i>	
$V_{n+1} = L_n + D$		$V_{m+1} = L_m - W$ $L_m = L_n + qF$	
D =	9,11 kmol/jam	L _m =	19,79 kmol/jam
L _n =	0,34 kmol/jam	W =	10,33 kmol/jam
V _{n+1} =	9,46 kmol/jam	V _{m+1} =	9,46 kmol/jam

q=1
Liquid
Jenuh

Menghitung densitas campuran

Densitas campuran *liquid*

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n} \quad T \text{ dalam K dan } \rho \text{ dalam gr/ml}$$

Kondisi operasi :

T feed = 419 K
T destilat = 411 K
T bottom = 524 K
faktor konversi = 1000 sehingga menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc
C ₇ H ₈	0,30	0,27	0,30	591,79
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00

Komponen	Feed			Destilat		
	ρ	Xf	ρ, cam	ρ	Xd	ρ, cam
C ₇ H ₈	740,26	0,39	292,26	750,11	0,84	632,06
C ₇ H ₆ O ₂	1062,5	0,53	565,16	1071,1	0,00	1,22
C ₇ H ₆ O	928,41	0,07	68,04	936,95	0,16	146,39
Jumlah		1,00	925,46		1,00	779,67

Komponen	Bottom			Refluks		
	ρ	Xb	ρ, cam	ρ	Xref	ρ, cam
C ₇ H ₈	593,16	0,00	0,00	750,11	0,84	632,06
C ₇ H ₆ O ₂	947,99	1,00	947,86	1071,1	0,00	1,22
C ₇ H ₆ O	812,47	0,00	0,11	936,95	0,16	146,39
Jumlah		1,00	947,98		1,00	779,67

Densitas campuran *vapor*

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P \times \text{BM}}{R \times T} \times \text{fraksi mol}$$

Tekanan, P = 1 atm

Konstanta, R = 0,08 l.atm/mol.K

Komponen	Destilat			Bottom		
	ρ_{gas}	Xd	ρ, cam	ρ_{gas}	Xb	ρ, cam
C ₇ H ₈	2,30	0,84	1,94	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,00	2,84	1,00	2,84
C ₇ H ₆ O	0,49	0,16	0,08	0,00	0,00	0,00
Jumlah		1,00	2,02		1,00	2,84

Menghitung surface tension campuran

$$\sigma \text{ dalam dynes/cm}$$

$$\sigma_{\text{mix}} = \sigma_1 X_1 + \sigma_2 X_2 + \dots + \sigma_n X_n \quad (\text{Towler, hal.456})$$

Komponen	Koefisien			Destilat			
	A	Tc	n	σ	Xd	$\sigma(\text{dyn/cm})$	$\sigma (\text{N/m})$
C ₇ H ₈	66,85	591,79	1,25	15,31	0,84	12,90	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	73,40	751,00	1,11	30,60	0,00	0,03	0,00
C ₇ H ₆ O	74,68	695,00	1,19	25,72	0,16	4,02	0,00
Jumlah				71,63	1,00	16,95	0,02

Komponen	Bottom			
	σ	Xb	$\sigma(\text{dyn/cm})$	$\sigma (\text{N/m})$
C ₇ H ₈	4,46	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	19,50	1,00	19,50	0,02
C ₇ H ₆ O	13,97	0,00	0,00	0,00
Jumlah	37,94	1,00	19,50	0,02

1 dynes = 1,0E-05 N
1 cm = 0,01 m

Menghitung diameter kolom

Liquid-Vapor Flow Reactor (FLV)

$$FLV = \frac{LW}{VW} (\rho_v/\rho_L)^{0.5} \quad (\text{Towler, eq 17.50 hal.866})$$

Dimana: Lw = Kecepatan aliran cairan (Kg/s) atau (kmol/jam)

Vw = Kecepatan aliran uap (Kg/s) atau (kmol/jam)

Flv = Faktor aliran cairan uap

Distilat	Bottom
Ln = 0,34 Kmol/jam	Lm = 19,79 Kmol/jam
Vn = 8,46 Kmol/jam	Vm = 8,46 Kmol/jam
$\rho_v = 2,02 \text{ Kg/m}^3$	$\rho_v = 2,84 \text{ Kg/m}^3$
$\rho_L = 779,7 \text{ Kg/m}^3$	$\rho_L = 948,0 \text{ Kg/m}^3$
Flv Top = 0,0021	Flv Bot = 0,13

Menentukan K1 menggunakan grafik fig. 17.34, (Towler, hal 866)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

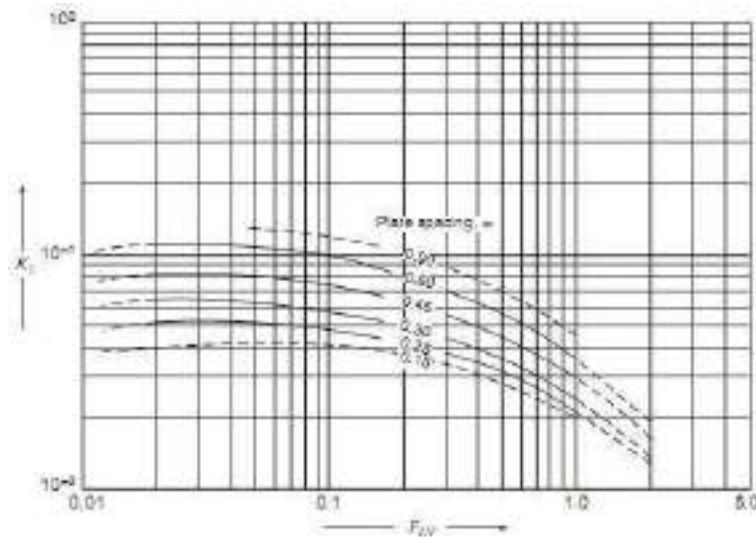


Plate spacing = 0,25 m

K1 (Top) = 0,01

K1 (Bottom) = 0,03

Faktor koreksi : $K1 * (\sigma / 0.02)^{0.2}$

maka diperoleh hasil koreksi

K1 (Top) = 0,01

K1 (Bottom) = 0,03

Menentukan *flooding velocity* (*Uf*)

$$u_f = K1 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5} \quad (\text{Towler, eq 17.49 p.865})$$

Diman: u_f = Kecepatan *flooding* uap (m/s)

K1 = Konstanta FLV

a. *flooding velocity destilat*

$$u_f = 0,01 \left(\frac{779,7 - 2,02}{2,02} \right)^{0,5}$$

$$u_f = 0,21 \text{ m/s}$$

b. *flooding velocity buttom*

$$u_f = 0,03 \left(\frac{948,0 - 2,84}{2,84} \right)^{0,5}$$

$$u_f = 0,51 \text{ m/s}$$

Untuk desain, umumnya digunakan *flooding velocity* 80-85%

$$\text{flooding} = 80\% \quad (\text{Towler, p.865})$$

Maka didapatkan *flooding* pada *maximum flowrate* :

$$u_{f \text{ destilat}} = 0,21 \times 80\% = 0,17 \text{ m/s}$$

$$u_{f \text{ buttom}} = 0,51 \times 80\% = 0,41 \text{ m/s}$$

Menghitung *maximum volumetric rate*

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \frac{V_n \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} \\ &= \frac{8,46 \times 94,36}{2,02 \times 3600} \\ &= 0,11 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom} &= \frac{V_m \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} \\ &= \frac{8,46 \times 122,1}{2,84 \times 3600} \\ &= 0,10 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menghitung *net area yang dibutuhkan*

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \frac{\text{max. volumetric rate}}{\text{flooding at max. rate}} \\ &= \frac{0,11 \text{ m}^3/\text{s}}{0,17 \text{ m/s}} \\ &= 0,657 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom} &= \frac{\text{max. volumetric rate}}{\text{flooding at max. rate}} \\ &= \frac{0,10 \text{ m}^3/\text{s}}{0,41 \text{ m/s}} \\ &= 0,25 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung *downcomer area (ad)*

Untuk daerah *downcomer* diambil trial pertama 12% dari luas keseluruhan

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \frac{\text{net area}}{(1 - 0,12)} \\ &= \frac{0,66 \text{ m}^2}{0,88} \\ &= 0,75 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom} &= \frac{\text{net area}}{(1 - 0,12)} \\ &= \frac{0,249 \text{ m}^2}{0,88} \\ &= 0,28 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung *diameter kolom (Dc)*

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \left(\frac{A_d \times 4}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= 0,98 \text{ m} = 38,39 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Bottom} = \left(\frac{A_d \times 4}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$\begin{aligned} & \left(\pi \right) \\ & = 0,600 \text{ m} = 23,6 \text{ in} \\ & = 1,02 \text{ m} = 40 \text{ in (dibulatkan ke ukuran standar)} \end{aligned}$$

Menghitung liquid flow pattern

$$\begin{aligned} \text{Max. volumetric liquid rate} &= \frac{Lm \times BM}{\rho L \times 3600} \\ &= \frac{19,79 \times 122,1}{948,0 \times 3600} \\ &= 0,001 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Berdasarkan Fig. 17.35, (Towler, hal.868), dengan membandingkan kolom diameter (Dc) dan *max. volumetric liquid rate* (QL) maka aliran yang digunakan adalah *Reverse flow*

Perancangan plate

$$\begin{aligned} \text{Diameter kolom (Dc)} &= 1,016 \text{ m} \\ \text{Luas kolom (Ac)} &= 0,81 \text{ m}^2 \\ \text{Luas downcomer (Ad)} &= 12\% \times \text{Ac} = 0,10 \text{ m}^2 \\ \text{Luas net area (An)} &= \text{Ac} - \text{Ad} = 0,71 \text{ m}^2 \\ \text{Luas active area (Aa)} &= \text{Ac} - 2\text{Ad} = 0,62 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole area (Ah)} &= 10\% \times \text{Aa} = 0,06 \text{ m}^2 \\ \text{Panjang wier (lw)} &= \text{dari fig. 17.39 (Towler, hal.872)} \\ & \quad (\text{Ad/Ac}) \times 100\% = 12\% \\ & \quad \text{lw/Dc} = 0,76 \\ & \quad \text{lw} = 0,76 \times 1,02 = 0,77 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi weir:

Berdasarkan Towler, hal. 871-872

$$\begin{aligned} \text{Tinggi weir} &= 40 \text{ mm (Range 40 -90 mm)} \\ \text{Diameter hole} &= 5 \text{ mm (Range 2.5 -12 mm)} \\ \text{Tebal plate} &= 5 \text{ mm (Untuk carbon steel)} \end{aligned}$$

Check weeping

$$\begin{aligned} \text{maximum liquid rate} &= \frac{Lm \times BM}{3600} \\ &= \frac{19,79 \times 122,1}{3600} \\ &= 0,67 \text{ Kg/s} \\ \text{minimum liquid rate} &= 80\% \times \text{max. liquid rate} \\ &= 0,47 \text{ Kg/s} \\ \text{maximum how} &= \frac{(\text{max. liquid rat})^{2/3} \times 750}{(\rho L \times lw) B} \quad (\text{eq.17.53, Towler}) \\ &= 7,08 \text{ mmLiquid} \\ \text{minimum how} &= \frac{(\text{min. liquid rat})^{2/3} \times 750}{(\rho L \times lw) B} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \left(\rho_L \times l_w \right) B \quad (\text{eq.17.53, Towler}) \\ & = 5,58 \text{ mmLiquid} \\ \text{at minimum rate } h_w + h & = 5,58 + 40 \\ & = 45,58 \text{ mmLiquid} \end{aligned}$$

Dari gambar 17.37 (Towler, Hal.870), Maka :

$$K_2 = 29,5$$

$$uh \text{ (min)} = \frac{[K_2 - 0.90 (25.4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

$$\begin{aligned} uh \text{ (min)} & = \left\{ \frac{29,5 - 0,9 [25,4 - 5]}{2,84^{0,5}} \right\} \\ & = 6,61 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{actual min. vapor velocity} & = \frac{\text{minimum vapor rate}}{Ah} \\ & = \frac{0,8 \times 0,11}{0,06} \\ & = 1,43 \text{ m/s} \end{aligned}$$

karena actual min. vapor velocity lebih kecil dibanding uh(min) maka *trial weeping 12% belum* memenuhi, trial lagi pada 2% *active area*

$$\begin{aligned} Ah \text{ new} & = Aa \times 2,0\% \\ & = 0,62 \times 2,0\% \\ & = 0,012 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Nilai aktual minimum vapor velocity baru

$$\begin{aligned} & = \frac{0,8 \times 0,11 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0123 \text{ m}^2} \\ & = 7,13 \text{ m/s} \end{aligned}$$

dimana nilai min vapor velocity baru lebih besar dibanding nilai uh min (weep point), maka *trial weeping* memenuhi

Plate pressure drop design

Dry plate drop

$$\begin{aligned} uh \text{ (max)} & = \frac{\text{max. volumetric bottom}}{\text{Active area}} \\ & = \frac{0,10 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01 \text{ m}^2} \\ & = 8,21 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari gambar 17.42 Towler, hal.875 diperoleh

$$\text{plate thickness/hole diameter} = 1$$

$$(Ah/Aa)*100 = 2\%$$

$$\text{maka diperoleh, } Co = 0,77 \quad (\text{Orifice Coefficient})$$

$$\begin{aligned}
 hd &= 51 \left(\frac{uh}{Co} \right)^2 \frac{\rho v}{\rho L} \\
 &= 51 \left(\frac{8,21}{0,77} \right)^2 \frac{2,84}{948,0} \\
 &= 17,35 \text{ mmLiquid} \\
 \text{residual head, hr} &= \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \\
 &= \frac{12500}{947,98} \\
 &= 13,2 \text{ mmLiquid} \\
 \text{total plate pressure drop} &= hd + (hw + how) + hr \\
 ht &= 17,35 + 40 + 5,58 + 13,19 \\
 &= 76,11 \text{ mmLiquid} \\
 \text{Plate pressure drop} &= 0,00981 \times ht \times \rho L \quad (\text{eq.17.55}) \\
 &= 0,00981 \times 76,11 \times 948,0 \\
 &= 708 \text{ Pa} \\
 &= 0,01 \text{ atm} \quad \boxed{1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}}
 \end{aligned}$$

Plate pressure drop bernilai kecil dan dapat diabaikan, sehingga perhitungan diterima dan dapat dilanjutkan menghitung *downcomer liquid back up*

Downcomer Liquid Backup

Untuk menghitung *downcomer liquid backup* digunakan persamaan dari Towler, hal. 877.

Tinggi *bottom edge* dari apron di atas *plate*

$$\begin{aligned}
 hap &= hw - (5 \text{ sampai } 10 \text{ mm}) \\
 &= 40 - 10 \\
 &= 30 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area di bawah apron, A} &= hap \times lw \\
 &= 0,03 \times 0,77 \\
 &= 0,02 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Harga $Aap < Ad = 0,10 \text{ m}^2$, sehingga digunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 hdc &= 166 \left(\frac{\text{max. Liquid rate}}{\rho L Aap} \right)^2 \quad (\text{Towler, p.877}) \\
 &= 166 \left(\frac{0,671}{948,0 \times 0,02} \right)^2 \\
 &= 0,16 \text{ mm} \\
 &= 0,2 \text{ mm (pembulatan)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Backup in downcomer, hb} &= (hw + how) + ht + hdc \\
 &= 40 + 5,58 + 76,11 + 0,20 \\
 &= 122 \text{ mm} \\
 &= 0,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$0.5 \cdot (\text{plate spacing} + h_w) = 0,15 \text{ m}$$

$$h_b < 0.5 \cdot (\text{plate spacing} + h_w) \quad (\text{Towler, hal.736})$$

$$0,12 < 0,15 \text{ maka } \textit{plate spacing} \text{ diterima}$$

$$\text{Check residence time, } t_r = \frac{A_d h_b \rho L}{\text{max. Liquid rat}}$$

$$= \frac{0,10 \times 0,12 \times 948,0}{0,67}$$

$$= 17 \text{ s}$$

$t_r > 3\text{s}$, maka syarat terpenuhi (Towler, p.877)

Check Entrainment

$$U_v = \frac{\text{max. volumetric bottom}}{A_n}$$

$$= \frac{0,10}{0,71}$$

$$= 0,14 \text{ m/s}$$

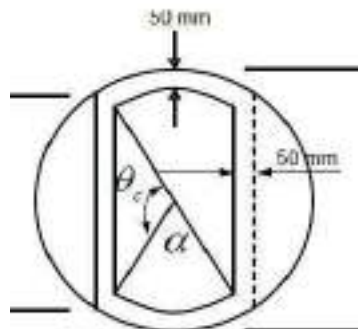
$$\text{persen } \textit{flooding} = \frac{U_v}{u_{f \text{ bot}}} = \frac{0,14}{0,51} = 28\%$$

$$F_{LV} = 0,13$$

dari gambar 17.36 Towler, hal.869 diperoleh nilai $\psi = 0,001$
 $\psi < 0.1$, syarat terpenuhi

Trial Layout

Digunakan konstruksi tipe *cartridge*, tebal *unperforated strip* di sekeliling *plate edge* adalah 50 mm, lebar *calming zone* 50 mm.



Perforated area

Dari gambar 17.40 Towler hal.873 dengan L_w/D_c 0.77 diperoleh nilai

$$\theta_c = 95^\circ$$

Sudut tepi plate pada *unperforated strip*

$$\theta = 180 - 95$$

$$= 85^\circ$$

Panjang *unperforated edge strip*

$$L = (Dc - \text{lebar unperforated edge strip}) \pi \left(\frac{\text{sudut tepi}}{180} \right)$$

$$= [1,02 - 0,05] \pi \left(\frac{85}{180} \right)$$

$$L = 1,43 \text{ m}$$

Area of unperforated edge strips

$$A = \text{Lebar unperforated} \times \text{panjang unperforated}$$

$$= 0,05 \times 1,43$$

$$= 0,07 \text{ m}^2$$

Length of calming zone rata-rata

$$Lc = lw + \text{lebar unperforated (hw)}$$

$$= 0,77 + 0,05$$

$$= 0,82 \text{ m}$$

Area of calming zone = 2 x length calming zone x lebar unperforated

$$= 2 \times 0,82 \times 0,05$$

$$= 0,08 \text{ m}^2$$

Total area perforated, $A_p = A_a - \text{area unperforated} + \text{area calming zone}$

$$= 0,62 - 0,07 - 0,08$$

$$= 0,46 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{0,06}{0,46}$$

$$= 0,13$$

Dari gambar 17.41 Towler, hal.873 $lp = 2,7$ memenuhi (rentang 2.5-4)

Jumlah lubang plate

$$\text{Luas satu lubang} = \frac{\pi dh^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times 5E-03}{4}$$

$$= 2E-05 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas satu lubang}}$$

$$= \frac{0,062 \text{ m}^2}{2E-05 \text{ m}^2}$$

$$= 3138,07 \text{ lubang}$$

$$\approx 3138 \text{ lubang}$$

Menentukan tebal shell kolom

Bahan konstruksi yang digunakan : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Alasan pemilihan 1. Harga relatif murah (Towler, p.406)

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress (S)} &= 12650 && \text{(Brownel, p.251)} \\
 \text{Efisiensi pengelasan (E)} &= 0,8 && \text{(Brownel, p.251)} \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,13 \text{ in} && \text{(Timmerhause, hal 542)} \\
 \text{P operasi} &= 1 \text{ atr} = 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Diameter menara (D)} &= 1,016 \text{ m} = 40 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari menara (R)} &= 0,51 \text{ m} = 20 \text{ in} \\
 \text{Densitas} &= 948,0 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\
 &= 948,0 \times 9,8 \times 7,50 \\
 &= 69676,2 \text{ Pa} \\
 &= 10,103 \text{ psi} \\
 \text{P desain} &= \text{P operasi} + \text{P hidrostatik} \\
 &= 14,7 + 10,1 \\
 &= 24,8 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan design diambil 10% dari tekanan design awal

$$\text{Tekanan design (P)} = 27,3 \text{ psi}$$

Tekanan perancangan jika lebih besar 30 psi dari tekanan operasi

$$\text{Tekanan design (P)} = 44,70 \text{ psi}$$

(tekanan yang digunakan karena lebih besar dibandingkan dengan over 10%)

persamaan menghitung tebal shell kolom

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{PD}{fE - 0,6P} + C \\
 &= \frac{44,70 \times 40}{[12650 \times 0,8] - 0,6 \times 44,70} + 0,13 \\
 &= 0,3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{dipilih } t_s \text{ standar} = 0,38 \text{ in}$$

$$= 0,010 \text{ m}$$

(Brownell, hal.87)

1 m = 39,370 in

Menentukan tebal head kolom

Menghitung tebal head dan alas destilasi dengan tipe torispherical

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right)$$

$$th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P}$$

(Brownell, eq 7.76 hal 258)

Menghitung Diameter Outside (OD)

$$\text{ID} = 40 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot r = 40,8 \text{ in}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

dari tabel 5.7 untuk OD = 42 in

$$t = 0,38 \text{ in}$$

$$ri/icr = 2,63 \text{ in}$$

$$rc/r = 40 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{34/2.13})$$

$$= 1,73 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} + C$$

$$= \frac{(44.7 \text{ psi})(2.63 \text{ in})(1.73 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8) - (0.2 \times 44.7)} + 0,125 \text{ in}$$

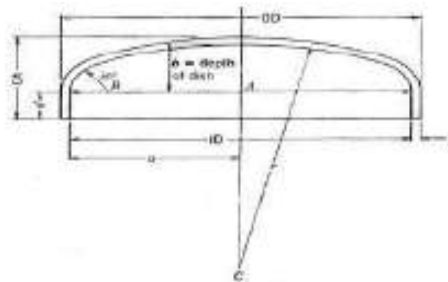
$$= \frac{202,51}{20231,1} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,14 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in})$$

$$= 0,006 \text{ m}$$

Menentukan tinggi Head



untuk tebal head 1/4 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 2.5 in

dipilih sf = 2 in (Brownell, tabel 5.4 hal 87)

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$a = (ID/2) = 20,00$$

$$BC = r - icr = 39,25$$

$$AB = (ID/2) - icr = 19,25$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 34,21$$

$$b = r - AC = 5,79$$

$$\text{tinggi head (Hh)} = t_{\text{head}} + b + sf$$

$$= 0,250 + 5,79 + 2$$

$$= 8,04 \text{ in}$$

$$= 0,20 \text{ m}$$

Menghitung tinggi total kolom destilasi

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara (H)} &= 7,5 \text{ m} \\ \text{Tinggi head kolom atas} &= 0,20 \text{ m} \\ \text{Tinggi head kolom bawah} &= 0,20 \text{ m} \\ \text{Tinggi total distilasi} &= H + \text{tinggi head atas} + \text{tinggi head bawah} \\ &= 7,91 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pipa

$$D_i \text{ optimum} = 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,4} \quad (\text{Coulson, p.220})$$

Persamaan D_i optimum untuk bahan *carbon steel*, dimana :

G : Laju alir massa (Kg/s)

ρ : Densitas cairan (Kg/m³)

D_i : Diameter optimum pipa (mm)

a. Pipa masukan *feed* menara destilasi

$$\begin{aligned} \text{Feed (G)} &= 2122 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,59 \text{ Kg/s} \\ \rho \text{ feed} &= 925,5 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times 0,59^{0,53} \times 925,5^{-0,37} \\ &= 17,7 \text{ mm} \\ &= 0,70 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih D_i standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis, p.996})$$

b. Pipa keluaran destilat kolom atas menara destilasi

$$\begin{aligned} \text{Destilat (D)} &= 859,8 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,24 \text{ Kg/s} \\ \rho \text{ destilat} &= 779,7 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times 0,24^{0,53} \times 780^{-0,37} \\ &= 11,7 \text{ mm} \\ &= 0,46 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih D_i standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis, p.996})$$

c. Pipa masukan refluks menara distilasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Refluks (Ln)} &= 40,60 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,01 \text{ Kg/s} \\
 \rho \text{ refluks} &= 779,7 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,01^{0,53} \times 780^{-0,37} \\
 &= 2,31 \text{ mm} \\
 &= 0,09 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996})
 \end{aligned}$$

d. Pipa keluaran uap menara destilasi

$$\begin{aligned}
 \text{Uap (Vn)} &= 900 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,25 \text{ Kg/s} \\
 \rho \text{ uap} &= 2,02 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,25^{0,53} \times 2,02^{-0,37} \\
 &= 108 \text{ mm} \\
 &= 4,27 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 5 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 5,56 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 5,05 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996})
 \end{aligned}$$

e. pipa keluaran destilasi menuju reboiler

$$\begin{aligned}
 \text{Liquid (Lm)} &= 52,5 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,01 \text{ Kg/s} \\
 \rho \text{ liquid} &= 948,0 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,01^{0,53} \times 948^{-0,37} \\
 &= 2,47 \text{ mm} \\
 &= 0,1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996})
 \end{aligned}$$

f. Pipa keluaran bawah menara destilasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Buttom (B) = 1262 Kg/jam
 = 0,35 Kg/s
 ρ buttom = 948,0 Kg/m³
 Di Optimum = $293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37}$
 = $293 \times 0,35^{0,53} \times 948^{-0,37}$
 = 13,3 mm
 = 0,52 in

maka dipilih Di standar

Nps = 2 in
 Sch.No = 40
 OD = 2,38 in
 ID = 2,07 in

g. Pipa keluaran reboiler menuju destilasi

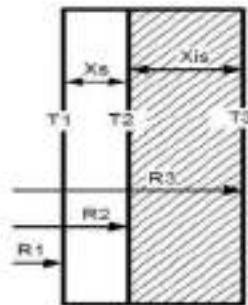
Vapor (Vm) = 2417 Kg/jam
 = 0,67 Kg/s
 ρ vapor = 2,84 Kg/m³
 Di Optimum = $293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37}$
 = $293 \times 0,67^{0,53} \times 2,84^{-0,37}$
 = 161 mm
 = 6,35 in

maka dipilih Di standar

Nps = 8 in
 Sch.No = 40
 OD = 8,63 in
 ID = 7,98 in

(Geankoplis, p.996)

Menghitung Tebal Isolasi



dengan keterangan :

R1 = Jari - jari dalam shell
 R2 = Jari - jari luar shell

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

- R3 = Jari - jari luar setelah di isol
 Xs = Tebal dinding
 Xis = Tebal isolasi
 T1 = Temperatur dinding di dalam shell
 T2 = Temperatur dinding di luar shell
 T3 = Temperatur dinding isolasi
 Q Loss = 5% dari energi reboiler

Bahan isolasi	=	Rock woll
Q loss	=	45611,4 Kj/jam
	=	12669,8 J/s
Tebal dinding distilasi	=	0,010 m
Jari - jari ID (R ₁)	=	1,02 m
Jari - jari OD (R ₂)	=	42 in
	=	1,07 m
Panjang area (L)	=	7,5 m
Luas area ID (A ₁)	=	47,9 m ²
Luas area OD (A ₂)	=	50,2 m ²
Luas area logaritmik	=	49 m ²
Temperatur bagian dalam (T ₁)	=	464 K
	=	191 °C
Temperatur bagian luar (T ₃)	=	305 K
	=	32 °C
Konduktivitas termal material destilasi (k _i)	=	58,7 W/m.K
Konduktivitas termal material isolasi (k _B)	=	0,04 W/m.K

a. Menghitung resistance A (R_A)

$$R_A = \frac{R_2 - R_1}{k_A \cdot A_{LM}}$$

$$= 2E-05 \text{ K/W}$$

b. Menghitung temperatur interface (T₂)

$$Q \text{ Loss} = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$12669,82 = \frac{464 - T_2}{2E-05}$$

$$T_2 = 463,8 \text{ K}$$

c. Menghitung tebal isolasi

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{(R_2 - R_1)/(K_A \cdot A_{LM})} = \frac{T_2 - T_3}{(R_3 - R_2)/(K_B \cdot A_{BLM})}$$

dimana :

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$R_A = \frac{R_2 - R_1}{K_A \cdot A_{ALM}} \quad \text{dan} \quad R_B = \frac{R_2 - R_1}{K_B \cdot A_{BLM}}$$

maka diperoleh :

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{R_A} = \frac{T_2 - T_1}{R_B}$$

Neraca panas total :

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{R_A + R_B}$$

$$R_B = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A \quad \text{sehingga didapatkan persamaan :}$$

$$\frac{R - R_2}{K_B \cdot A_{BLM}} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\text{Dimana : } A_{BLM} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(\frac{A_3}{A_2}\right)}$$

$$A_3 = 2 \pi R_3 L$$

$$A_2 = 2 \pi R_2 L$$

sehingga diperoleh persamaan baru :

$$\frac{R_3 - R_2}{K_B \left(\frac{2 \pi R_3 L - 2 \pi R_2 L}{\ln\left(\frac{2 \pi R_3 L}{2 \pi R_2 L}\right)} \right)} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{R_3 - R_2}{K_B \left(\frac{2 \pi L (R_3 - R_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \right)} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}{K_B 2 \pi L} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right) = \left(\frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A \right) \times (2 \pi L)$$

$$R_3 = e^{\left(\frac{(T_1 - T_3) - R_A}{Q} \times (2 \pi L) \right)} \times R_2$$

maka diperoleh nilai tebal isolasi sebesar

$$R_3 = 1,09 \text{ m}$$

$$R_3 - R_2 = 0,03 \text{ m}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME MD-201	
Fungsi	Memisahkan Asam Benzoat dan Benzaldehida sebagai produk bawah destilasi (MD-201)
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah plate	30 <i>stages</i>
Tekanan operasi	1,00 atm
Temperatur umpan	146 °C
Temperatur destilat	137 °C
Temperatur bottom	251 °C
Jumlah lubang	3138
Tinggi menara	7,91 m
Diameter menara	1,02 m
Diameter lubang	5,00 mm
Tebal plate	5,00 mm
Tebal shell	0,01 m
Tebal head	0,01 m
Tebal isolasi	0,03 m
Ukuran pipa (NPS)	
Pipa masukkan <i>feed</i>	2,00 in
Pipa keluaran destilat	2,00 in
Pipa masukan refluks	2,00 in
Pipa keluaran uap destilat	5,00 in
Pipa keluaran bawah (Lm)	2,00 in
Pipa keluaran bawah (B)	2,00 in
Pipa keluaran bawah (Vm)	8,00 in

5. Menara Destilasi (MD-202)

Fungsi : Memisahkan Benzaldehida dari Toluena sebagai produk bawah destilasi (MD-202)

Jenis : *Sieve Tray Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi operasi

T umpan = 115 C = 388 K

T destilat = 111 C = 384 K

T bottom = 179 C = 452 K

P operasi = 760 mmHg

= 1 atm

Komponen Kunci

Heavy key = Benzaldehida

Light key = Toluena

Neraca massa diperoleh dari lampiran A

Komponen	Umpan			Destilat		
	Kmol/jam	Kg/jam	Xf	Kmol/jam	Kg/jam	Xd
C ₇ H ₈	7,68	707,42	0,84	7,67	706,71	1,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,01	1,26	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O	1,42	151,08	0,16	0,00	0,15	0,00
Total	9,11	859,76	1,00	7,67	706,86	1,00

Komponen	Refluks			Bottom		
	Kmol/jam	Kg/jam	Xr	Kmol/jam	Kg/jam	Xb
C ₇ H ₈	1,84	169,41	1,00	0,01	0,71	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,00	0,01	1,26	0,01
C ₇ H ₆ O	0,00	0,04	0,00	1,42	150,93	0,99
Total	1,84	169,45	1,00	1,44	152,90	1,00

Mencari jumlah stage minimum

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B}{\log \alpha_{LK}}$$

(Geankoplis, p.745)

dimana $\log \alpha_{LK}$ adalah nilai rata-rata relatif volatilitas light key didestilat dan bo

Destilat :

Bottom :

$X_{LK} = 0,9998$ $X_{LK} = 0,0053$ $\log (x_{LK}/x_{HK}) E = 5388$

$X_{HK} = 0,0002$ $X_{HK} = 0,9875$ $\log (x_{HK}/x_{LK}) E = 185$

$$\alpha_{LK} = \alpha_{LB} \cdot \alpha_{LK}^{0.5}$$

$$= 6,442$$

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{0,9998}{0,0002} \right) D \left(\frac{0,9875}{0,0053} \right) B}{\log 6,44}$$

$$= 6,09$$

$$= 5,09 \quad \text{karena menggunakan reboiler, maka } N_m \text{ dikurangi } 1$$

Menghitung stage aktual

$$R_r = 0,16$$

$$R = 0,19 \quad (1.2-1.5 \cdot R_m \text{ "geankoplis hal. 717})$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\frac{1 + 54.4 \psi}{11 + 117.2 \psi} \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}} \right) \right]$$

dimana : $\psi = \frac{R - R_m}{R + 1}$

$$\psi = 0,027$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,64$$

$$N = 16 \quad \text{stage aktual}$$

Menghitung jumlah tray aktual

$$\text{Efisiensi (Ef)} = 78\% \quad (30\% - 80\%) \quad (\text{Towler, p.844})$$

$$\text{Aktual tray} = \frac{N - 1}{\text{Ef}}$$

$$= 19,37 \text{ tray}$$

dipilih aktual tray sebesar 20 tray

Menghitung tinggi destilasi

$$\text{Plate spacing yang digunakan } 0,15 \text{ m} - 1 \text{ m} \quad (\text{Towler, p.853})$$

$$\text{Plate spacing} = 0,25$$

$$\text{Tinggi destila} = \text{aktual tray} \times \text{plate spacing}$$

$$= 20 \times 0,25$$

$$= 5 \text{ m}$$

Menentukan lokasi feed tray

$$\frac{\log N_e}{N_s} = 0.206 \log \left\{ \frac{x_{HF}}{x_{LF}} \frac{W}{D} \frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right\}^2 \quad (\text{Geankoplis, p.750})$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Keterangan: N_e = jumlah stage di atas *feed tray*
 N_s = jumlah stage di bawah *feed tray*
 x_{HF} = fraksi mol komponen *heavy key* pada *feed*
 x_{LF} = fraksi mol komponen *light key* pada *feed*
 x_{HD} = fraksi mol komponen *heavy key* pada *distilate*
 X_{lw} = fraksi mol komponen *light key* pada *bottom*

Data yang diketahui :

$$\begin{aligned} x_{HF} &= 0,1562 \\ x_{LF} &= 0,8426 \\ x_{HD} &= 0,0002 \\ x_{LW} &= 0,0053 \\ \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,21 \log \left\{ \frac{\left(\frac{0,156}{0,84} \right)^{1,44} \left(\frac{0,005}{0,000} \right)^2}{\left(\frac{0,000}{0,000} \right)^2} \right\} \\ \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,21 \log 28,7 \\ \frac{\log N_e}{N_s} &= 0,30 \\ N_e &= 2,00 N_s \\ N_e + N_s &= N \\ 2,00 N_s + N_s &= 20 \\ N_s &= 6,67 = 7 \text{ Jumlah tray dibawah feed} \\ N_e &= 13,33 = 13 \text{ Jumlah tray diatas feed} \end{aligned}$$

maka feed masuk pada tray 13 dari atas kolom destilasi

Menghitung laju alir maksimum dan minimum vapor liquid

Menghitung berat molekul campuran feed, destilat dan bottom

Komponen	BM	Xf	BMf,c	Xd	BMd,d	Xb	BMb,d
C ₇ H ₈	92,14	0,84	77,64	1,00	92,12	0,01	0,49
C ₇ H ₆ O ₂	122,12	0,00	0,14	0,00	0,00	0,01	0,88
C ₇ H ₆ O	106,12	0,16	16,58	0,00	0,02	0,99	104,79
Jumlah		1,00	94,36	1,00	92,14	1,00	106,16

$$\begin{aligned} L_n &= R \times D \\ &= 0,19 \times 7,671 \text{ Kmol/jam} \\ &= 1,47 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa <i>top</i>		Neraca massa <i>bottom</i>	
$V_{n+1} = L_n + D$		$V_{m+1} = L_m - W$ $L_m = L_n + qF$	
D = 7,67	kmol/jam	L _m = 10,58	kmol/jam
L _n = 1,47	kmol/jam	W = 1,44	kmol/jam
V _{n+1} = 9,14	kmol/jam	V _{m+1} = 9,14	kmol/jam

q=1
Liquid
Jenuh

Menghitung densitas campuran

Densitas campuran *liquid*

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\rho = A * B^{-(1-T/Tc)^n} \quad T \text{ dalam K dan } \rho \text{ dalam gr/ml}$$

Kondisi operasi :

T feed = 388 K
T destilat = 384 K
T bottom = 452 K
faktor konversi = 1000 sehingga menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc
C ₇ H ₈	0,30	0,27	0,30	591,79
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00

Komponen	Feed			Destilat		
	ρ	Xf	ρ, cam	ρ	Xd	ρ, cam
C ₇ H ₈	774,88	0,84	652,93	779,18	1,00	779,03
C ₇ H ₆ O ₂	1093,3	0,00	1,24	1097,1	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O	958,70	0,16	149,79	962,52	0,00	0,18
Jumlah		1,00	803,96		1,00	779,21

Komponen	Bottom			Refluks		
	ρ	Xb	ρ, cam	ρ	Xref	ρ, cam
C ₇ H ₈	700,30	0,01	3,73	779,18	1,00	779,03
C ₇ H ₆ O ₂	1028,5	0,01	7,39	1097,1	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O	894,56	0,99	883,36	962,52	0,00	0,18
Jumlah		1,00	894,48		1,00	779,21

Densitas campuran *vapor*

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P \times \text{BM}}{R \times T} \times \text{fraksi mol}$$

Tekanan, P = 1 atm

Konstanta, R = 0,08 l.atm/mol.K

Komponen	Destilat			Bottom		
	ρ_{gas}	Xd	ρ, cam	ρ_{gas}	Xb	ρ, cam
C ₇ H ₈	2,92	1,00	2,92	2,86	0,01	0,02
C ₇ H ₆ O ₂	2,92	0,00	0,00	2,86	0,01	0,02
C ₇ H ₆ O	2,92	0,00	0,00	2,86	0,99	2,83
Jumlah		1,00	2,92		1,00	2,86

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Menghitung surface tension campuran

$$\sigma \text{ dalam dynes/cm}$$

$$\sigma \text{ mix} = \sigma \cdot X_1 + \sigma \cdot X_2 + \dots + \sigma \cdot X_n \quad (\text{Towler, hal.456})$$

Komponen	Koefisien			Destilat			
	A	Tc	n	σ	Xd	$\sigma(\text{dyn/cm})$	$\sigma (\text{N/m})$
C ₇ H ₈	66,85	591,79	1,25	18,14	1,00	18,13	0,02
C ₇ H ₆ O ₂	73,40	751,00	1,11	33,23	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O	74,68	695,00	1,19	28,60	0,00	0,01	0,00
Jumlah				79,97	1,00	18,14	0,02

1 dynes = 1,0E-05 N
1 cm = 0,01 m

Komponen	Bottom			
	σ	Xb	$\sigma(\text{dyn/cm})$	$\sigma (\text{N/m})$
C ₇ H ₈	11,06	0,01	0,06	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	26,49	0,01	0,19	0,00
C ₇ H ₆ O	21,30	0,99	21,04	0,02
Jumlah	58,86	1,00	21,28	0,02

Menghitung diameter kolom

Liquid-Vapor Flow Reactor (FLV)

$$FLV = \frac{LW}{VW} (\rho_v/\rho_L)^{0.5} \quad (\text{Towler, eq 17.50 hal.866})$$

Dimana: Lw = Kecepatan aliran cairan (Kg/s) atau (kmol/jam)

Vw = Kecepatan aliran uap (Kg/s) atau (kmol/jam)

Flv = Faktor aliran cairan uap

Distilat	Bottom
Ln = 1,47 Kmol/jam	Lm = 10,58 Kmol/jam
Vn = 8,14 Kmol/jam	Vm = 8,14 Kmol/jam
$\rho_v = 2,92 \text{ Kg/m}^3$	$\rho_v = 2,86 \text{ Kg/m}^3$
$\rho_L = 779,2 \text{ Kg/m}^3$	$\rho_L = 894,5 \text{ Kg/m}^3$
Flv Top = 0,011	Flv Bot = 0,074

Menentukan K1 menggunakan grafik fig. 17.34, (Towler, hal 866)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

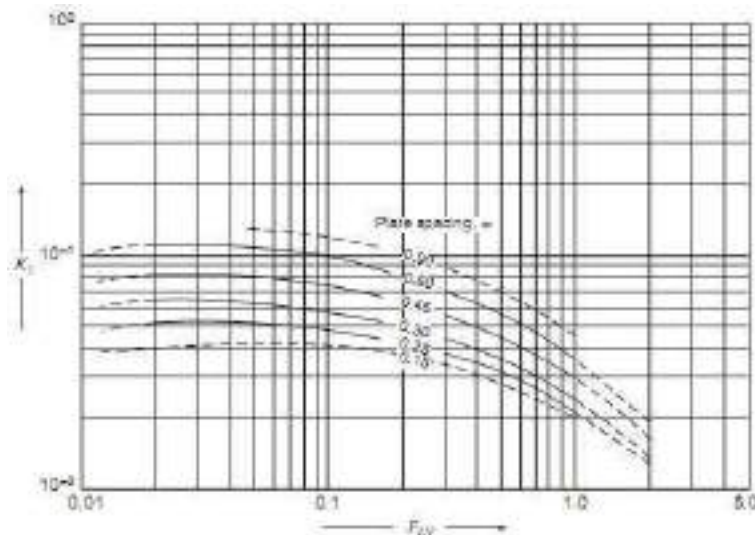


Plate spacing = 0,25 m

K1 (Top) = 0,01

K1 (Bottom) = 0,05

Faktor koreksi : $K1 * (\sigma / 0.02)^{0.2}$

maka diperoleh hasil koreksi

K1 (Top) = 0,01

K1 (Bottom) = 0,05

Menentukan *flooding velocity* (U_f)

$$u_f = K1 \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5} \quad (\text{Towler, eq 17.49 p.865})$$

Diman: u_f = Kecepatan *flooding* uap (m/s)

K1 = Konstanta FLV

a. *flooding velocity destilat*

$$u_f = 0,01 \left(\frac{779,2 - 2,92}{2,92} \right)^{0,5}$$

$$u_f = 0,16 \text{ m/s}$$

b. *flooding velocity buttom*

$$u_f = 0,05 \left(\frac{894,5 - 2,86}{2,86} \right)^{0,5}$$

$$u_f = 0,86 \text{ m/s}$$

Untuk desain, umumnya digunakan *flooding velocity* 80-85%

$\text{flooding} = 80\%$ (Towler, p.865)

Maka didapatkan *flooding* pada *maximum flowrate* :

$$u_f \text{ destilat} = 0,16 \times 80\% = 0,13 \text{ m/s}$$

$$u_{f \text{ buttom}} = 0,86 \times 80\% = 0,69 \text{ m/s}$$

Menghitung *maximum volumetric rate*

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \frac{V_n \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} \\ &= \frac{8,14 \times 92,14}{2,92 \times 3600} \\ &= 0,07 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom} &= \frac{V_m \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} \\ &= \frac{8,14 \times 106,2}{2,86 \times 3600} \\ &= 0,08 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menghitung *net area yang dibutuhkan*

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \frac{\text{max. volumetric rate}}{\text{flooding at max. rate}} \\ &= \frac{0,07 \text{ m}^3/\text{s}}{0,13 \text{ m/s}} \\ &= 0,56 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom} &= \frac{\text{max. volumetric rate}}{\text{flooding at max. rate}} \\ &= \frac{0,08 \text{ m}^3/\text{s}}{0,69 \text{ m/s}} \\ &= 0,12 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung *downcomer area (ad)*

Untuk daerah *downcomer* diambil trial pertama 18% dari luas keseluruhan

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \frac{\text{net area}}{(1 - 0.18)} \\ &= \frac{0,56 \text{ m}^2}{0,82} \\ &= 0,68 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom} &= \frac{\text{net area}}{(1 - 0.18)} \\ &= \frac{0,12 \text{ m}^2}{0,82} \\ &= 0,15 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung *diameter kolom (Dc)*

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= \left(\frac{A_d \times 4}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= 0,93 \text{ m} = 36,65 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Bottom} = \left(\frac{A_d \times 4}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$\begin{aligned} & \left(\pi \right) \\ & = 0,436 \text{ m} = 17,2 \text{ in} \\ & = 0,97 \text{ m} = 38 \text{ in (dibulatkan ke ukuran standar)} \end{aligned}$$

Menghitung liquid flow pattern

$$\begin{aligned} \text{Max. volumetric liquid rate} &= \frac{L_m \times BM}{\rho_L \times 3600} \\ &= \frac{10,58 \times 106,2}{894,5 \times 3600} \\ &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Berdasarkan Fig. 17.35, (Towler, hal.868), dengan membandingkan kolom diameter (Dc) dan max. volumetric liquid rate (QL) maka aliran yang digunakan adalah *Reverse flow*

Perancangan plate

$$\begin{aligned} \text{Diameter kolom (Dc)} &= 0,965 \text{ m} \\ \text{Luas kolom (Ac)} &= 0,73 \text{ m}^2 \\ \text{Luas downcomer (Ad)} &= 18\% \times \text{Ac} = 0,13 \text{ m}^2 \\ \text{Luas net area (An)} &= \text{Ac} - \text{Ad} = 0,60 \text{ m}^2 \\ \text{Luas active area (Aa)} &= \text{Ac} - 2\text{Ad} = 0,47 \text{ m}^2 \\ \text{Luas hole area (Ah)} &= 10\% \times \text{Aa} = 0,05 \text{ m}^2 \\ \text{Panjang wier (lw)} &= \text{dari fig. 17.39 (Towler, hal.872)} \\ & \quad (\text{Ad}/\text{Ac}) \times 100\% = 18\% \\ & \quad \text{lw}/\text{Dc} = 0,81 \\ & \quad \text{lw} = 0,81 \times 0,97 = 0,78 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi weir:

Berdasarkan Towler, hal. 871-872

$$\begin{aligned} \text{Tinggi weir} &= 40 \text{ mm (Range 40 -90 mm)} \\ \text{Diameter hole} &= 5 \text{ mm (Range 2.5 -12 mm)} \\ \text{Tebal plate} &= 5 \text{ mm (Untuk carbon steel)} \end{aligned}$$

Check weeping

$$\begin{aligned} \text{maximum liquid rate} &= \frac{L_m \times BM}{3600} \\ &= \frac{10,58 \times 106,2}{3600} \\ &= 0,31 \text{ Kg/s} \\ \text{minimum liquid rate} &= 80\% \times \text{max. liquid rate} \\ &= 0,22 \text{ Kg/s} \\ \text{maximum how} &= \frac{(\text{max. liquid rate})^{2/3} \times 750}{(\rho_L \times \text{lw})^{1/3}} \quad (\text{eq.17.53, Towler}) \\ &= 4,38 \text{ mmLiquid} \\ \text{minimum how} &= \frac{(\text{min. liquid rate})^{2/3} \times 750}{(\rho_L \times \text{lw})^{1/3}} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} & \left(\frac{\rho_L \times l_w}{B} \right) \quad (\text{eq.17.53, Towler}) \\ & = 3,45 \text{ mmLiquid} \\ \text{at minimum rate } h_{ow} + h_w & = 3,45 + 40 \\ & = 43,45 \text{ mmLiquid} \end{aligned}$$

Dari gambar 17.37 (Towler, Hal.870), Maka :

$$\begin{aligned} K_2 & = 29,4 \\ u_h (\text{min}) & = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}} \\ u_h (\text{min}) & = \left\{ \frac{29,4 - 0,9 [25,4 - 5]}{2,86 \cdot 0,5} \right\} \\ & = 6,53 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{actual min. vapor velocity} & = \frac{\text{minimum vapor rate}}{A_h} \\ & = \frac{0,8 \times 0,08}{0,05} \\ & = 1,43 \text{ m/s} \end{aligned}$$

karena actual min. vapor velocity lebih kecil dibanding $u_h(\text{min})$ maka *trial weeping 18% belum* memenuhi, trial lagi pada *2% active area*

$$\begin{aligned} A_{h \text{ new}} & = A_a \times 2,0\% \\ & = 0,47 \times 2,0\% \\ & = 0,009 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Nilai aktual minimum vapor velocity baru

$$\begin{aligned} & = \frac{0,8 \times 0,08 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0094 \text{ m}^2} \\ & = 7,17 \text{ m/s} \end{aligned}$$

dimana nilai min vapor velocity baru lebih besar dibanding nilai u_h min (weep point), maka *trial weeping* memenuhi

Plate pressure drop design

Dry plate drop

$$\begin{aligned} u_h (\text{max}) & = \frac{\text{max. volumetric bottom}}{\text{Active area}} \\ & = \frac{0,08 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01 \text{ m}^2} \\ & = 8,97 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari gambar 17.42 Towler, hal.875 diperoleh

$$\text{plate thickness/hole diameter} = 1$$

$$(A_h/A_a) \cdot 100 = 2\%$$

$$\text{maka diperoleh, } C_o = 0,77 \quad (\text{Orifice Coefficient})$$

$$\begin{aligned}
 hd &= 51 \left[\frac{uh}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L} \\
 &= 51 \left[\frac{8,97}{0,77} \right]^2 \frac{2,86}{894,5} \\
 &= 22,11 \text{ mmLiquid} \\
 \text{residual head, hr} &= \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \\
 &= \frac{12500}{894,48} \\
 &= 14 \text{ mmLiquid} \\
 \text{total plate pressure drop} &= hd + (hw + how) + hr \\
 ht &= 22,11 + 40 + 3,45 + 13,97 \\
 &= 79,54 \text{ mmLiquid} \\
 \text{Plate pressure drop} &= 0,00981 \times ht \times \rho L \quad (\text{eq.17.55}) \\
 &= 0,00981 \times 79,54 \times 894,5 \\
 &= 698 \text{ Pa} \quad \boxed{1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}} \\
 &= 0,01 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Plate pressure drop bernilai kecil dan dapat diabaikan, sehingga perhitungan diterima dan dapat dilanjutkan menghitung *downcomer liquid back up*

Downcomer Liquid Backup

Untuk menghitung *downcomer liquid backup* digunakan persamaan dari Towler, hal. 877.

Tinggi *bottom edge* dari apron di atas *plate*

$$\begin{aligned}
 hap &= hw - (5 \text{ sampai } 10 \text{ mm}) \\
 &= 40 - 10 \\
 &= 30 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area di bawah apron, A} &= hap \times lw \\
 &= 0,03 \times 0,78 \\
 &= 0,02 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Harga $Aap < Ad = 0,13 \text{ m}^2$, sehingga digunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 hdc &= 166 \left[\frac{\text{max. Liquid rate}}{\rho L Aap} \right]^2 \quad (\text{Towler, p.877}) \\
 &= 166 \left[\frac{0,312}{894,5 \times 0,02} \right]^2 \\
 &= 0,04 \text{ mm} \\
 &= 0,1 \text{ mm (pembulatan)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Backup in downcomer, hb} &= (hw + how) + ht + hdc \\
 &= 40 + 3,45 + 79,54 + 0,1 \\
 &= 123 \text{ mm} \\
 &= 0,12 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$0.5 * (\text{plate spacing} + h_w) = 0,15 \text{ m}$$

$$h_b < 0.5 * (\text{plate spacing} + h_w) \quad (\text{Towler, hal.736})$$

$$0,12 < 0,15 \text{ maka } \textit{plate spacing} \text{ diterima}$$

$$\text{Check residence time, } t_r = \frac{A d h_b \rho L}{\text{max. Liquid rate}}$$

$$= \frac{0,13 \times 0,12 \times 894,5}{0,31}$$

$$= 46 \text{ s}$$

$t_r > 3\text{s}$, maka syarat terpenuhi (Towler, p.877)

Check Entrainment

$$U_v = \frac{\text{max. volumetric bottom}}{A_n}$$

$$= \frac{0,08}{0,60}$$

$$= 0,14 \text{ m/s}$$

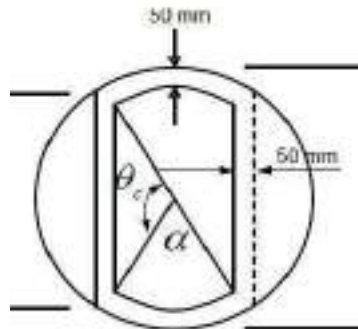
$$\text{persen } \textit{flooding} = \frac{U_v}{u_{fbot}} = \frac{0,14}{0,86} = 16\%$$

$$F_{LV} = 0,07$$

dari gambar 17.36 Towler, hal.869 diperoleh nilai $\psi = 0,001$
 $\psi < 0.1$, syarat terpenuhi

Trial Layout

Digunakan konstruksi tipe *cartridge*, tebal *unperforated strip* di sekeliling *plate edge* adalah 50 mm, lebar *calming zone* 50 mm.



Perforated area

Dari gambar 17.40 Towler hal.873 dengan L_w/D_c 0.81 diperoleh nilai

$$\theta_c = 110^\circ$$

Sudut tepi plate pada *unperforated strip*

$$\theta = 180 - 110$$

$$= 70^\circ$$

Panjang *unperforated edge strip*

$$L = (Dc - \text{lebar unperforated edge strip}) \pi \left(\frac{\text{sudut tepi}}{180} \right)$$

$$= [0,97 - 0,05] \pi \left(\frac{70}{180} \right)$$

$$L = 1,12 \text{ m}$$

Area of unperforated edge strips

$$A = \text{Lebar unperforated} \times \text{panjang unperforated}$$

$$= 0,05 \times 1,12$$

$$= 0,06 \text{ m}^2$$

Length of calming zone rata-rata

$$Lc = lw + \text{lebar unperforated (hw)}$$

$$= 0,78 + 0,05$$

$$= 0,83 \text{ m}$$

Area of calming zone = 2 x length calming zone x lebar unperforated

$$= 2 \times 0,83 \times 0,05$$

$$= 0,08 \text{ m}^2$$

Total area perforated, $A_p = Aa - \text{area unperforated} - \text{area calming zone}$

$$= 0,47 - 0,06 - 0,08$$

$$= 0,33 \text{ m}^2$$

$$\frac{Ah}{A_p} = \frac{0,05}{0,33}$$

$$= 0,14$$

Dari gambar 17.41 Towler, hal.873 $lp = 2,6$ memenuhi (rentang 2.5-4)

Jumlah lubang plate

$$\text{Luas satu lubang} = \frac{\pi dh^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times 5E-03}{4}$$

$$= 2E-05 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{Ah}{\text{Luas satu lubang}}$$

$$= \frac{0,047 \text{ m}^2}{2E-05 \text{ m}^2}$$

$$= 2384,93 \text{ lubang}$$

$$\approx 2385 \text{ lubang}$$

Menentukan tebal shell kolom

Bahan konstruksi yang digunakan : Carbon Steel SA-285 Grade C

Alasan pemilihan 1. Harga relatif murah (Towler, p.406)

$$\begin{aligned}
 \text{Allowable stress (S)} &= 12650 && \text{(Brownel, p.251)} \\
 \text{Efisiensi pengelasan (E)} &= 0,8 && \text{(Brownel, p.251)} \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0,13 \text{ in} && \text{(Timmerhause, hal 542)} \\
 \text{P operasi} &= 1 \text{ atr} = 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Diameter menara (D)} &= 0,965 \text{ m} = 38 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari menara (R)} &= 0,48 \text{ m} = 19 \text{ in} \\
 \text{Densitas} &= 894,5 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\
 &= 894,5 \times 9,8 \times 5,00 \\
 &= 43829,6 \text{ Pa} \\
 &= 6,3553 \text{ psi} \\
 \text{P desain} &= \text{P operasi} + \text{P hidrostatik} \\
 &= 14,7 + 6,36 \\
 &= 21,1 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan design diambil 10% dari tekanan design awal

$$\text{Tekanan design (P)} = 23,2 \text{ psi}$$

Tekanan perancangan jika lebih besar 30 psi dari tekanan operasi

$$\text{Tekanan design (P)} = 44,70 \text{ psi}$$

(tekanan yang digunakan karena lebih besar dibandingkan dengan over 10%)

persamaan menghitung tebal shell kolom

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{PD}{fE - 0,6P} + C \\
 &= \frac{44,70 \times 38}{[12650 \times 0,8] - 0,6 \times 44,70} + 0,13 \\
 &= 0,29 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{dipilih } t_s \text{ standar} = 0,38 \text{ in} \quad \text{(Brownell, hal.87)}$$

$$= 0,010 \text{ m} \quad \boxed{1 \text{ m} = 39,370 \text{ in}}$$

Menentukan tebal head kolom

Menghitung tebal head dan alas destilasi dengan tipe torispherical

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) && t_h = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0,2 P} \\
 &&& \text{(Brownell, eq 7.76 hal 258)}
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Outside (OD)

$$\text{ID} = 38 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 = 38,8 \text{ in}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

dari tabel 5.7 untuk OD = 40 in

$$t = 0,38 \text{ in}$$

$$ri/icr = 2,5 \text{ in}$$

$$rc/r = 40 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{40/2.5})$$

$$= 1,75 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} + C$$

$$= \frac{(44.7 \text{ psi})(2.5 \text{ in})(1.75 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8) - (0.2 \times 44.7)} + 0,125 \text{ in}$$

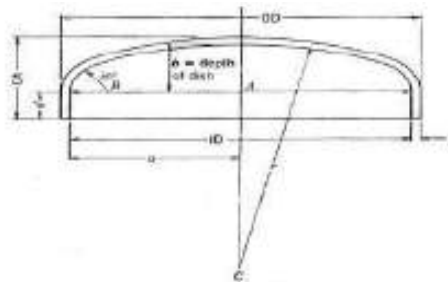
$$= \frac{195,563}{20231,1} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,13 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in})$$

$$= 0,006 \text{ m}$$

Menentukan tinggi Head



untuk tebal head 1/4 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 2.5 in

dipilih sf = 2 in (Brownell, tabel 5.4 hal 87)

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$a = (ID/2) = 19,00$$

$$BC = r - icr = 39,25$$

$$AB = (ID/2) - icr = 18,25$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 34,75$$

$$b = r - AC = 5,25$$

$$\text{tinggi head (Hh)} = t_{\text{head}} + b + sf$$

$$= 0,25 + 5,25 + 2$$

$$= 7,50 \text{ in}$$

$$= 0,19 \text{ m}$$

Menghitung tinggi total kolom destilasi

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara (H)} &= 5 \text{ m} \\ \text{Tinggi head kolom atas} &= 0,19 \text{ m} \\ \text{Tinggi head kolom bawah} &= 0,19 \text{ m} \\ \text{Tinggi total distilasi} &= H + \text{tinggi head atas} + \text{tinggi head bawah} \\ &= 5,38 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pipa

$$D_i \text{ optimum} = 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,4} \quad (\text{Coulson, p.220})$$

Persamaan D_i optimum untuk bahan *carbon steel*, dimana :

G : Laju alir massa (Kg/s)

ρ : Densitas cairan (Kg/m³)

D_i : Diameter optimum pipa (mm)

a. Pipa masukan *feed* menara destilasi

$$\begin{aligned} \text{Feed (G)} &= 860 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,24 \text{ Kg/s} \\ \rho \text{ feed} &= 804,0 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times 0,24^{0,53} \times 804^{-0,37} \\ &= 11,5 \text{ mm} \\ &= 0,45 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih D_i standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996}) \end{aligned}$$

b. Pipa keluaran destilat kolom atas menara destilasi

$$\begin{aligned} \text{Destilat (D)} &= 706,9 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,2 \text{ Kg/s} \\ \rho \text{ destilat} &= 779,2 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times 0,2^{0,53} \times 779^{-0,37} \\ &= 10,5 \text{ mm} \\ &= 0,41 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih D_i standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996}) \end{aligned}$$

c. Pipa masukan refluks menara distilasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Refluks (Ln)} &= 169,4 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,05 \text{ Kg/s} \\
 \rho \text{ refluks} &= 779,2 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,05^{0,53} \times 779^{-0,37} \\
 &= 4,94 \text{ mm} \\
 &= 0,19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996})
 \end{aligned}$$

d. Pipa keluaran uap menara destilasi

$$\begin{aligned}
 \text{Uap (Vn)} &= 879 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,24 \text{ Kg/s} \\
 \rho \text{ uap} &= 2,92 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,24^{0,53} \times 2,92^{-0,37} \\
 &= 93,3 \text{ mm} \\
 &= 3,67 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 4 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 4,5 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 4,03 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996})
 \end{aligned}$$

e. pipa keluaran destilasi menuju reboiler

$$\begin{aligned}
 \text{Liquid (Lm)} &= 45,7 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,01 \text{ Kg/s} \\
 \rho \text{ liquid} &= 894,5 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,01^{0,53} \times 894^{-0,37} \\
 &= 2,34 \text{ mm} \\
 &= 0,09 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 2,07 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis, p.996})
 \end{aligned}$$

f. Pipa keluaran bawah menara destilasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Buttom (B)} &= 153 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,04 \text{ Kg/s} \\
 \rho_{\text{buttom}} &= 894,5 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,04^{0,53} \times 894^{-0,37} \\
 &= 4,44 \text{ mm} \\
 &= 0,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 2,07 \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Pipa keluaran reboiler menuju destilasi

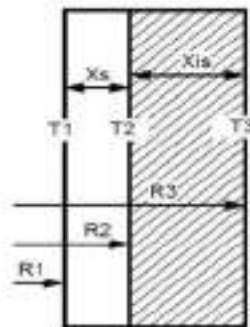
$$\begin{aligned}
 \text{Vapor (Vm)} &= 1123 \text{ Kg/jam} \\
 &= 0,31 \text{ Kg/s} \\
 \rho_{\text{vapor}} &= 2,86 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\
 &= 293 \times 0,31^{0,53} \times 2,86^{-0,37} \\
 &= 107 \text{ mm} \\
 &= 4,22 \text{ in}
 \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 5 \text{ in} \\
 \text{Sch.No} &= 40 \\
 \text{OD} &= 5,56 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 5,05 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, p.996)

Menghitung Tebal Isolasi



dengan keterangan :

$$\begin{aligned}
 R1 &= \text{Jari - jari dalam shell} \\
 R2 &= \text{Jari - jari luar shell}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

- R3 = Jari - jari luar setelah di isol
 Xs = Tebal dinding
 Xis = Tebal isolasi
 T1 = Temperatur dinding di dalam shell
 T2 = Temperatur dinding di luar shell
 T3 = Temperatur dinding isolasi
 Q Loss = 5% dari energi reboiler

- Bahan isolasi = *Rock woll*
 Q loss = 45611,4 Kj/jam
 = 12669,8 J/s
 Tebal dinding distilasi = 0,010 m
 Jari - jari ID (R₁) = 0,97 m
 Jari - jari OD (R₂) = 40 in
 = 1,02 m
 Panjang area (L) = 5 m
 Luas area ID (A₁) = 30,3 m²
 Luas area OD (A₂) = 31,9 m²
 Luas area logaritmik = 31,1 m²
 Temperatur bagian dalam (T₁) = 417 K
 = 144 °C
 Temperatur bagian luar (T₃) = 305 K
 = 32 °C
 Konduktivitas termal material destilasi (k_i) = 58,7 W/m.K
 Konduktivitas termal material isolasi (k_B) = 0,04 W/m.K

a. Menghitung resistance A (R_A)

$$R_A = \frac{R_2 - R_1}{k_A \cdot A_{LM}}$$

$$= 3E-05 \text{ K/W}$$

b. Menghitung temperatur interface (T₂)

$$Q \text{ Loss} = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$12669,82 = \frac{417 - T_2}{3E-05}$$

$$T_2 = 416,4 \text{ K}$$

c. Menghitung tebal isolasi

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{(R_2 - R_1)/(K_A \cdot A_{LM})} = \frac{T_2 - T_3}{(R_3 - R_2)/(K_B \cdot A_{BLM})}$$

dimana :

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$R_A = \frac{R_2 - R_1}{K_A \cdot A_{ALM}} \quad \text{dan} \quad R_B = \frac{R_2 - R_1}{K_B \cdot A_{BLM}}$$

maka diperoleh :

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{R_A} = \frac{T_2 - T_1}{R_B}$$

Neraca panas total :

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{R_A + R_B}$$

$$R_B = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A \quad \text{sehingga didapatkan persamaan :}$$

$$\frac{R - R_2}{K_B \cdot A_{BLM}} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\text{Dimana : } A_{BLM} = \frac{A_3 - A_2}{\ln\left(\frac{A_3}{A_2}\right)}$$

$$A_3 = 2 \pi R_3 L$$

$$A_2 = 2 \pi R_2 L$$

sehingga diperoleh persamaan baru :

$$\frac{R_3 - R_2}{K_B \left(\frac{2 \pi R_3 L - 2 \pi R_2 L}{\ln\left(\frac{2 \pi R_3 L}{2 \pi R_2 L}\right)} \right)} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{R_3 - R_2}{K_B \left(\frac{2 \pi L (R_3 - R_2)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \right)} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\frac{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}{K_B 2 \pi L} = \frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A$$

$$\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right) = \left(\frac{T_1 - T_3}{Q} - R_A \right) \times (2 \pi L)$$

$$R_3 = e^{\left(\frac{(T_1 - T_3) - R_A}{Q} \times (2 \pi L) \right)} \times R_2$$

maka diperoleh nilai tebal isolasi sebesar

$$R_3 = 1,03 \text{ m}$$

$$R_3 - R_2 = 0,01 \text{ m}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME MD-202	
Fungsi	Memisahkan Benzaldehida dari Toluena sebagai produk bawah destilasi (MD-202)
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah plate	20 <i>stages</i>
Tekanan operasi	1,00 atm
Temperatur umpan	115,0 °C
Temperatur destilat	111,0 °C
Temperatur bottom	179,0 °C
Jumlah lubang	2385
Tinggi menara	5,38 m
Diameter menara	0,97 m
Diameter lubang	5,00 mm
Tebal plate	5,00 mm
Tebal shell	0,010 m
Tebal head	0,006 m
Tebal isolasi	0,01 m
Ukuran pipa (NPS)	
Pipa masukan <i>feed</i>	2,00 in
Pipa keluaran destilat	2,00 in
Pipa masukan refluks	2,00 in
Pipa keluaran uap destilat	4,00 in
Pipa keluaran bawah (Lm)	2,00 in
Pipa keluaran bawah (B)	2,00 in
Pipa keluaran bawah (Vm)	5,00 in

7. Mixing Tank (M-201)

- Fungsi : Mencampurkan bottom produk destilasi dan air sebelum masuk kristalizer
- Bahan Kontruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*
- Jenis : Tangki berpengaduk flat six blade open turbin dengan tutup dan alas torispherical
- Temperatur : 71 C = 345 K
- Tekanan : 1 atm = 101,33 kPa

Data Properties

Komponen	Input	Fraksi	BM	Input	Fraksi	BM
	kg/jam	Massa		mol/jam	Mol	
C ₇ H ₆ O ₂	1261,9	0,62	122,12	10,33	0,20	76,32
H ₂ O	757,15	0,37	18,02	42,03	0,80	6,76
C ₇ H ₆ O	0,15	0,00	106,12	0,00	0,00	0,01
Total	2019,2	1,00		52,36	1,00	83,08

Densitas

$$\rho = A \cdot B^{-T/T_c^n} \quad (T \text{ dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter})$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	X.M x ρ
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	647,13	-0,80	1,07	0,86
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00	-0,82	1,00	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00	-0,84	1,13	0,22
Total							1,08

(Yaws, hal 197)

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) && \text{(Felder, hal 189 eq 5.1-2)} \\ &= 1,08 \text{ kg/l} \\ &= 1082,40 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Viskositas (μ)

$$\log_{10} \mu \text{ liq} = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D	log ₁₀ μ	μ	Xm . μ
H ₂ O	-10,22	1792,50	0,02	0,00	-0,40	0,39	0,15
C ₇ H ₆ O	1,02	22,41	0,00	0,00	-0,20	0,63	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-67,61	13482,00	0,11	0,00	2,10	125,98	78,73
Total							78,88

(Yaws, hal 482)

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \mu) \\ &= 78,88 \text{ cp} = 0,08 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

Mencari Volume Tangki

ρ campuran = 1082,4 kg/m³

Waktu Tinggε = 1 jam

(US patent 3210416)

$$V \text{ reaktor} = \frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{2.019,21}{1.082,40}$$

$$= 1,87 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan = $\tau \times V_o$

$$= 1 \text{ jam} \times 1,865 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1,87 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran (20%)

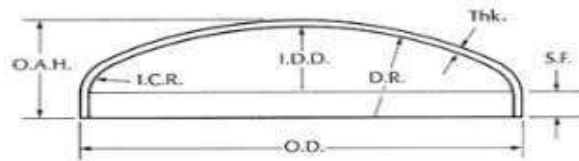
Volume tangk = $(1+0.2) \times V \text{ Cairan}$

$$= 2,24 \text{ m}^3$$

$$= 79,10 \text{ ft}^3$$

Menentukan diameter (D) dan tinggi tangki (H)

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan head torispherical



$V \text{ head} = 0,000049 D^3$ (Brownell, eq.5.11 hal 100)

Ket :

- V_h = volume head, m³
- D = diameter tangki, m
- H = tinggi tangki, m
- V_t = volume tangki, m³

$H_s = 1.5 D$ (Wallas, hal 625)

Diameter reaktor

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * H + (2 * V_h)$$

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * H + (2 * (0,000049 D^3))$$

$$V_t = (1/4 * 3,14 * D^2) * H + (2 * (0,000049 D^3))$$

$$2,24 = 1,18 D^3 + 0,00 D^3$$

$$2,24 = 1,18 D^3$$

$$D^3 = 1,90$$

$$D = 0,63 \text{ m} = 2,08 \text{ ft} = 24,95 \text{ in}$$

Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} H_s &= 1.5 D \\ &= 0,95 \text{ m} = 3,12 \text{ ft} = 37,42 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Cairan

$$\begin{aligned} H_{liq} &= \frac{1,87 \text{ m}^2}{2,24 \text{ m}^3} \times 0,95 \text{ m} \\ &= 0,79 \text{ m} = 3,28 \text{ ft} = 31,18 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung Tekanan dalam Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \text{ campuran} \times g \times H \text{ cairan dalam tangki} \\ &= 1082,4 \text{ kg/m}^3 \times 9,80 \text{ m/s}^2 \times 0,79 \text{ m} \\ &= 8402,0 \text{ Pa} \\ &= 8,40 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= P_c + P \text{ hidrostatik} \\ &= 101,33 \text{ kPa} + 8,40 \text{ kPa} \\ &= 109,73 \text{ kPa} \\ &= 1,08 \text{ atm} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 1.2

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\ &= 131,67 \text{ kPa} \\ &= 1,30 \text{ atm} \\ &= 19,10 \text{ Psi} \end{aligned}$$

1 atm = 14,696 Psi

Menentukan tebal shell

$$t_s = \frac{P \times D}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 254})$$

ket :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{ketebalan dinding shell, in} \\ P &= \text{tekanan desain, psi} = 19,10 \text{ psi} \\ D &= \text{diameter tangki, in} = 24,95 \text{ in} \\ f &= \text{nilai tegangan material} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, hal 251}) \\ E &= \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \\ c &= \text{korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, hal 542}) \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{(19.10 \text{ psi})(25 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 19.10)} + 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{476,43}{10109} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,17 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (OD) &= (ID)_s + 2 \text{ ts} \\
 &= 24,95 \text{ in} + 0,5 \text{ in} \\
 &= 25,45 \text{ in} \quad \text{dilihat dari tabel 5.7} \quad (\text{Brownell, hal 90}) \\
 &= 26,00 \text{ in} \quad \text{diambil standar OD dari tabel 5.7} \\
 (ID)_s &= (OD) - 2 \text{ ts} \\
 &= 26,00 \text{ in} - 0,5 \text{ in} \\
 &= 25,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P}$$

(Brownell, eq 7.76 hal 258)

dari tabel 5.7 untuk OD = 26 in

$$\begin{aligned}
 t &= 0,3 \text{ in} \\
 ri/icr &= 1,6 \text{ in} \\
 rc/r &= 24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{24/1.625} \right) \\
 &= 1,71 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} \\
 &= \frac{(19.10 \text{ psi})(1.6 \text{ in})(1.71 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8) - (0.2 \times 19.1)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{53,09}{20236} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,13 \text{ in} \\
 &\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in}) \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

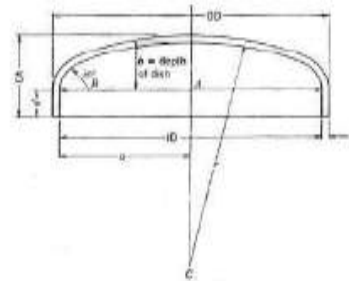
Menentukan tinggi reaktor

untuk tebal head 1/4 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 2.5 in
dipilih sf = 2 in (Brownell, tabel 5.4 hal 87)
icr = 0,8 in

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 a &= (ID/2) &&= 12,75 \\
 BC &= r-icr &&= 23,25 \\
 AB &= (ID/2 - icr) &&= 12,00 \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} &&= 19,91 \\
 b &= r - AC &&= 4,09 \\
 \text{tinggi head} &= t_{\text{head}} + b + sf \\
 &= 0,3 + 4,09 + 2 \\
 &= 6,34 \text{ in} \\
 &= 0,16 \text{ m}
 \end{aligned}$$



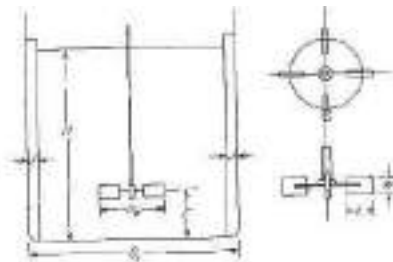
$$\begin{aligned}
 \text{tinggi reaktor (Htotal)} &= H_s + 2 H_h \\
 &= 37,42 + 12,67 \\
 &= 50,09 \text{ in} \\
 &= 1,27 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi pengaduk

Jenis : six blade open turbin

Baffl : 4 buah

$$\begin{aligned}
 \frac{D_a}{D_t} &= \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} &= 1 & \frac{J}{D_t} &= \frac{1}{12} \\
 \frac{E}{D_a} &= 1 & \frac{W}{D_a} &= \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} &= \frac{1}{4}
 \end{aligned}$$



(McCabe, hal 243)

dimana:

- Dt = diameter tangki = 25,50 in
- Da = diameter impeller
- E = tinggi turbin dari dasar tangki
- L = panjang blade turbin
- W = lebar blade turbin
- J = lebar baffle
- H = tinggi cairan

sehingga :

$$\begin{aligned}
 D_a &= \frac{1}{3} \times 25,5 = 8,42 \text{ in} & W &= \frac{1}{5} \times 8,4 = 1,68 \text{ in} \\
 &= 0,21 \text{ m} & &= 0,04 \text{ m} \\
 E &= 1 \times 8,4 = 8,42 \text{ in} & J &= \frac{1}{12} \times 25,5 = 2,12 \text{ in} \\
 &= 0,21 \text{ m} & &= 0,05 \text{ m} \\
 H &= 1 \times 25,5 = 25,50 \text{ in} & L &= \frac{1}{4} \times 8,4 = 2,10 \text{ in} \\
 &= 0,65 \text{ m} & &= 0,05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan pengadukan

Persamaan kecepatan pengadukan :

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas campuran} &= 1082,40 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{Densitas air standar} &= 1113,24 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{spesifik gravity} &= 0,97
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$WELH/2 \cdot Di = (3.14 \cdot Di N / 600)^2 \quad (\text{Rase, eq 8.8})$$

keterangan:

WELH = *water equivalent liquid heigh*, ft

ID = Diameter pengaduk, ft

N = kecepatan pengadukan, rpm

(Rase,eq 8.8)

$$WELH = H_{liq} \times \text{Spesifik gravity}$$

$$= 0,92 \text{ ft}$$

$$\frac{WELH}{2 Di} = \left| \frac{3,1 Di N}{600} \right|^2$$

$$\frac{0,92}{2 \cdot 0,70} = \left| \frac{3 \cdot 0,7 N}{600} \right|^2$$

$$0,6589 = 1,35E-05 |N|^2$$

$$5E+04 = |N|^2$$

$$N = 221,20 \text{ rpm}$$

$$= 3,69 \text{ rps}$$

$$= 13272 \text{ rpj}$$

$$\frac{WELH}{D} = 1,32 \quad (\text{1 buah pengaduk})$$

Menghitung power pengaduk

Kecepatan pengaduk, N = 5 rps

ρ campuran = 1082,4 kg/m³

μ campuran = 78,88 cp

$$= 0,08 \text{ kg/ms}$$

$$1 \text{ cp} = 0,001 \text{ kg/ms}$$

$$N Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu}$$

$$= \frac{1082,4 \text{ kg/m} \times 5 \text{ rps} \times 0,05 \text{ m}^2}{0,08 \text{ kg/ms}}$$

$$= 3134,60$$

N Re < 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{KL \cdot N^2 \cdot Da^3 \cdot \rho}{g_c} \quad (\text{Mc cabe, eq 9.2 hal 253})$$

dimana nilai K_T diperoleh dari tabel 9.3 hal 254 (Mc cabe, hal 254)

$$W/Da = 0,2$$

$$KL = 70$$

$$1 \text{ lbm/ft} = 16,019 \text{ kg/m}^3$$

$$N = \text{kecepatan pengadul} = 5 \text{ rps}$$

$$Da = \text{diameter impeller} = 0,2 \text{ m} = 0,7 \text{ ft}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\rho = \text{densitas campuran} = 1082 \text{ kg/m} = 68 \text{ lbm/ft}^3$$

$$g_c = \text{percepatan gravi bu} = 9,8 \text{ m/s}^2 = 32 \text{ ft/s}^2$$

$$P = \text{daya pengaduk}$$

$$P = \frac{70 \times 25 \text{ rps}^2 \times 0,3446 \text{ ft}^3 \times 68 \text{ lbm/ft}^3}{32,174 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 1266,4 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 2,30 \text{ hp}$$

$$= 1,72 \text{ kW}$$

$1 \text{ hp} = 550 \text{ ft.lbf/s}$

$1 \text{ hp} = 0,7457 \text{ kW}$

Asumsi efisiensi motor 80% maka:

$$P = \frac{2,30}{0,8}$$

$$= 2,88 \text{ hp}$$

$$= 3 \text{ hp}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME M-201	
Fungsi	Mencampurkan bottom produk destilasi dan air sebelum masuk kristalizer
Tipe	Tangki berpengaduk flat six blade open turbin dengan tutup dan alas torispherical
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan Operasi	1,08 atm
Tekanan Desain	1,30 atm
Kapasitas Tangki	2,24 m ³
Temperatur	71,41 °C
Jumlah	1
Diameter <i>Shell</i>	0,63 m
Tinggi <i>Shell</i>	0,95 m
Tinggi <i>Head</i>	0,16 m
Tinggi Total	1,27 m
Tebal Silinder	0,01 m
Tebal <i>Head</i>	0,01 m
Jenis Pengaduk	<i>Six blade open turbin dengan baffle</i>
Diameter Pengaduk	0,21 m
Daya Motor	3,00 Hp

8. Crystallizer (CR-201)

Fungsi : Mengkristalkan asam benzoat dari pelarut air

Jenis : *Continuos Stirred Tank Crstallizer*

Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 32 C = 305 K

Data Properties

Komponen	Input	Fraksi
	kg/jam	Massa
H ₂ O	757,1	0,375
C ₇ H ₆ O ₂	1261,91	0,625
C ₇ H ₆ O	0,15	0,000
Total	2019,2	1,00

Densitas

$$\rho = A \cdot B^{(1-T/T_c)^n} \quad (T \text{ dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter})$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc)n	ρ	X.M x ρ
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	591,79	-0,81	1,08	0,41
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00	-0,85	1,03	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00	-0,86	1,17	0,73
Total							1,14

(Yaws, hal 197)

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) && \text{(Felder, hal 189 eq 5.1-2)} \\ &= 1,137 \text{ kg/l} \\ &= 1137,282 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Viskositas (μ)

$$\log_{10} n \text{ liq} = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D	log ₁₀ μ	μ	Xm . μ
H ₂ O	-10,22	1792,50	0,02	0,00	-0,81	0,15	0,06
C ₇ H ₆ O	1,02	22,41	0,00	0,00	-0,58	0,26	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-67,61	13482,00	0,11	0,00	-0,66	0,22	0,14
Total							0,19

(Yaws, hal 482)

$$\begin{aligned} \ln \mu \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \mu) \\ &= 0,194 \\ \mu \text{ campuran} &= e^{\sum (X_{\text{massa}} \cdot \mu)} \end{aligned}$$

$$= 1,214 \text{ cp} = 0,001 \text{ kg/ms}$$

Menentukan Dimensi Tangki Kristalizer

$$\text{Laju volumetrik (V)} = \frac{m}{\rho} = 1,775 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu kristalisasi} = 1 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan (Vc)} &= q \times t \\ &= 1,775 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki kristalisasi (Vt)

$$Vt = Vc \times 1,2 \quad (\text{faktor keamanan} = 20\%)$$

$$Vt = 1,775 \times 1,2$$

$$Vt = 2,131 \text{ m}^3$$

$$= 75,237 \text{ ft}^3$$

Menentukan Diameter Kristalizer

Direncanakan

Tinggi shell : Diameter (Hs : D = 3 : 2)

Tinggi head : Diameter (Hh : D = 1 : 6)

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} D^2 h \\ &= \frac{3\pi}{8} D^3 \\ &= 1,178 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume head} = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Walas, 1988})$$

$$= 0,131 D^3$$

Volume Tangki

$$Vt = Vs + 2Vh$$

$$Vt = 1,178 D^3 + 0,26 D^3$$

$$Vt = 1,439 D^3$$

$$D^3 = \frac{2,131 \text{ m}^3}{1,439}$$

$$D = 1,14 \text{ m}$$

$$= 44,9 \text{ in}$$

$$1 \text{ m} = 39,37 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi Kristalizer

Tinggi Tangki = Tinggi Shell + 2.Tinggi Head

$$Ht = Hs + 2Hh$$

$$Ht = 1,71 \text{ m} + 0,38 \text{ m}$$

$$= 2,09 \text{ m}$$

$$= 82,26 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi Bahan

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume bahan}}{\text{Volume tangki}} \text{Tinggi shell}$$

$$\text{Volume bahan} = 1,78 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = 2,13 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{1,78 \text{ m}^3}{2,13 \text{ m}^3} \times 1,71 \text{ m}$$

$$= 1,42 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan dalam Kristalizer

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \text{ campuran} \times g \times H \text{ cairan dalam tangki}$$

$$= 1137,282 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,42 \text{ m}$$

$$= 15878,1 \text{ Pa}$$

$$= 15,8781 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = P_o + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 101,325 \text{ kPa} + 15,8781 \text{ kPa}$$

$$= 117,203 \text{ kPa}$$

$$= 1,1567 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 1.2$$

$$P \text{ design} = 1,2 \times P \text{ operasi}$$

$$= 140,644 \text{ kPa}$$

$$= 1,38805 \text{ atm}$$

$$= 20,3987 \text{ Psi}$$

1 atm = 14,696 Psi

Menentukan Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \times D}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 254})$$

ket :

$$t_s = \text{ketebalan dinding shell, in}$$

$$P = \text{tekanan desain, psi} = 20,399 \text{ psi}$$

$$D = \text{diameter tangki, in} = 44,870 \text{ in}$$

$$f = \text{nilai tegangan material, psi} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, hal 251})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 0,8$$

$$c = \text{korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, hal 542})$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{(20.40 \text{ psi})(45 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 20.40)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{915,299}{10107,8} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,216 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned}
 (OD)_s &= (ID)_s + 2 ts \\
 &= 44,87 \text{ in} + 0,5 \text{ in} \\
 &= 45,37 \text{ in} \quad \text{dilihat dari tabel 5.7} \quad (\text{Brownell, hal 90})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (ID)_s &= (OD)_s - 2 ts \\
 &= 45,37 \text{ in} - 0,5 \text{ in} \\
 &= 44,87 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Head

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right) \quad th = \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P}$$

(Brownell, eq 7.76 hal 258)

dari tabel 5.7 untuk OD = 48 in

$$\begin{aligned}
 t &= 0,25 \text{ in} \\
 ri/icr &= 3 \text{ in} \\
 rc/r &= 48 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{48/3} \right) \\
 &= 1,75 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \times rc \times W}{2f \cdot E - 0.2 P} \\
 &= \frac{(20.40 \text{ psi})(3 \text{ in})(1.75 \text{ in})}{(2)(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.2 \times 20.40)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{107,09}{20235,9} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,13 \text{ in} \\
 &\approx 0,25 \text{ in} \quad (1/4 \text{ in}) \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tutup terbuat dari bahan yang sama dengan dinding tangki dan ditetapkan tebal tutup 0.25 in

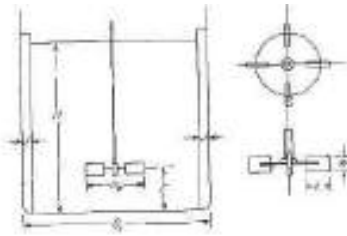
Menghitung dimensi pengaduk

Jenis : six blade open turbin

Baffle : 4 buah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1 \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$



(McCabe, hal 243)

dimana:

- Dt = diameter tangki = 44,87 in
- Da = diameter impeller
- E = tinggi turbin dari dasar tangki
- L = panjang blade turbin
- W = lebar blade turbin
- J = lebar baffle
- H = tinggi cairan

sehingga :

$D_a = \frac{1}{3} \times 44,9 = 14,81 \text{ in}$	$W = \frac{1}{5} \times 14,8 = 2,96 \text{ in}$
$= 0,38 \text{ m}$	$= 0,08 \text{ m}$
$E = 1 \times 14,8 = 14,81 \text{ in}$	$J = \frac{1}{12} \times 44,9 = 3,72 \text{ in}$
$= 0,38 \text{ m}$	$= 0,09 \text{ m}$
$H = 1 \times 44,9 = 44,9 \text{ in}$	$L = \frac{1}{4} \times 14,8 = 3,7 \text{ in}$
$= 1,14 \text{ m}$	$= 0,09 \text{ m}$

Menentukan Kecepatan Pengaduk

Dari hal 292 wallas untuk slurries, tip speed = 15-20 ft/detik

Asumsi = 15 ft/detik

$$\begin{aligned} \text{rps} &= 20/\pi D_a \\ &= 3,87 \text{ rps} \\ &= 232,29 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Menentukan Daya Pengaduk

$$P = \frac{N_p N^3 D^5 S}{1.523(10^{13})}$$

dimana : P = daya pengaduk, hp

$$\begin{aligned} N_p &= \text{power number} &= 5 & \text{(Wallas, hal 293)} \\ N &= \text{kecepatan pengaduk} &= 232,3 \text{ rpm} \\ D &= \text{diameter pengaduk} &= 14,81 \text{ in} \\ S &= \text{spesific gravity campuran} &= 1,14 \end{aligned}$$

$$P = \frac{5,1E+13}{1,5E+13} = 3,33 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi mot} &= 80\% \\ P &= \text{Pinput/efisiensi motor} \\ P &= 4,16 \text{ hp} \end{aligned}$$

Menghitung Q pada jaket pendingin

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pendingir} &= 2659,36 \text{ kg/jam} \\ Q \text{ pendingin} &= 222431 \text{ kJ/jam} \\ T \text{ jaket} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ T \text{ proses} &= 70 \text{ }^\circ\text{C} = 158 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{tabel 7.3 taylor 2003 luas jaket} &= 562,85 \text{ gal} \\ &= 75 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

liquid organic solution
sebesar 50-80 Btu/h F ft² (Tabel 7.6 Taylor,2003)

$$\begin{aligned} \text{diambil harga } U_b &= 80 \text{ Btu/h F ft}^2 \\ Q_j &= U_j \times A_j \times (T_j - T_r) \\ Q_j &= 432000 \text{ btu/h} \\ &= 4556962,03 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter dan Tinggi Jacket Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pendingin yang diperlukan} &= 2659,36 \text{ kg/jam} \\ \text{rho pada } T = 30 \text{ C} &= 998 \\ \text{Laju alir volumetrik (Qc)} &= \frac{\text{m pendingin}}{\rho} \\ &= \frac{2659,36}{998} \\ &= 2,66 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal di dalam kristaliser} &= 1 \text{ jam} \\ \text{Volume jaket pendingin} &= Q_c \times t \\ &= 2,66 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} = \text{Ods} &= 48 \text{ in} \\ &= 1,22 \text{ m} \\ h \text{ liquid} &= 56,09 \text{ in} \\ &= 1,42 \text{ m} \\ H \text{ head} &= 7,48 \text{ in} \\ &= 0,19 \text{ m} \end{aligned}$$

Asumsi : tinggi jaket 5% lebih tinggi dari tinggi larutan dalam tangki :

$$\begin{aligned} H_j &= (100+5\%) \times h \text{ liquid} \\ &= 105\% \times 56,09 \text{ in} \\ &= 58,89 \text{ in} \\ &= 1,50 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Asumsi jarak jaket = 1 in
 Diameter dalam jaket = 50 in
 4,17 ft
 1,27 m

RESUME CR-201	
Fungsi	Mengkristalkan asam benzoat dari pelarut air
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Continuos Stirred Tank Crstallizer</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan	1 atm
Jumlah	1 unit
Temperatur	32 °C
Volume tangki	2,13 m ³
Diameter tangki	1,14 m
Tinggi <i>shell</i>	1,71 m
Tebal <i>shell</i>	0,01 m
Tinggi <i>head</i>	0,19 m
Tebal <i>head</i>	0,01 m
Tinggi total	2,09 m
Jenis pengaduk	<i>six blade open turbin</i>
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Jumlah <i>blade</i>	6 buah
Diameter pengaduk	0,38 m
Lebar <i>blade</i>	0,08 m
Panjang <i>blade</i>	0,09 m
Daya pengaduk	4 Hp
Kecepatan pengaduk	232 rpm

9. Centrifuge (CF-201)

Fungsi : Memisahkan padatan Asam Benzoat dari *mother liquor*

Jenis : *Disk-Bowl Centriuge*

Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 32 C = 305 K

Laju alir massa total = 2019,21 kg/jam

Menentukan Densitas

$$\rho = A \times B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \quad \rho = A \cdot B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (T \text{ dalam Kelvin, } \rho \text{ dalam kg/liter})$$

Faktor konversi = 1000 sehingga menjadi kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695,00
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	647,13

(Yaws

Komponen	Input	Xi	(1-T/Tc)n	ρ	ρ camp
C ₇ H ₆ O ₂	0,03	0,00	-0,86	1170,93	0,02
C ₇ H ₆ O ₂ (k)	1261,88	0,62	-0,86	1170,93	731,76
H ₂ O	757,15	0,37	-0,83	1113,24	417,43
C ₇ H ₆ O	0,15	0,00	-0,85	1034,22	0,08
Total	2019,21	1,00			1149,29

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik umpan} &= \frac{2019,21 \text{ kg/jam}}{1149,29 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,76 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 464,13 \text{ gal/jam} \\ &= 7,74 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

$$1 \text{ m}^3 = 264 \text{ gal}$$

$$\begin{aligned} \text{Specific gravity campuran} &= \frac{\rho}{\rho_w} \\ &= 1,149 \end{aligned}$$

Dari tabel 18-12 Perry maka didapatkan spesifikasi centrifuge sebagai berikut:

$$Q \text{ (gal/min)} = 7,74$$

Bahan = Carbon Steel SA-285 Grade C

Kapasitas maksimum = 5-50 gal/min

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Bowl diameter = 13 in = 0,33 m
 Speed = 7500 r/min
 Centrifugal force = 10400
 Power motor = 6.0 hp

RESUME CF-201	
Fungsi	Memisahkan padatan Asam Benzoat dari mother liquor
Jumlah	1 unit
Tipe	<i>Disk-Bowl Centriuge</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan	1 atm
Jumlah	1 unit
<i>Centrifugal force</i>	10400
Power motor	6.00 hp
Kapasitas maksimum	8 gal/min
Bowl diameter	0,33 m
Speed	7500 r/min

10. Rotary Dryer (RD-201)

Fungsi : Mengurangi kadar air hingga didapatkan asam benzoat 99,8%
 Jenis : *Direct Contact Counter Current Rotary Dryer*
 Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm
 Suhu bahan masuk, t_1 = 32 C = 305 K
 Suhu bahan keluar, t_2 = 100 C = 373 K
 Suhu udara masuk, T_1 = 130 C = 403 K
 Suhu udara keluar, T_2 = 60,1 C = 333 K
 Laju alir produk = 1299,74 kg/jam
 Q_{supply} = 544268,9 kJ/jam
 Densitas campuran = 1169,25 kg/m³

mencari nilai ρ (Yaws, Chemical Properties Handbook)

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Kondisi operasi :

T feed = 305 K
 faktor konversi = 1000 sehingga menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	647,13
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00

Komponen	Feed		
	ρ	Xf	ρ, cam
H ₂ O	1113	0,03	32,43
C ₇ H ₆ O ₂	1171	0,97	1136,82
Jumlah		1,00	1169,25

Menghitung Panjang dan Diameter Dryer

$$\begin{aligned} \text{Volume umpan mix} &= \frac{1299,74 \text{ kg/jam}}{1169,25 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,11 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 8\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume umpan mix} &= 1,08 \times 1,11 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,201 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume umpan mix} = \frac{1}{4} \times \pi D^2$$

$$D = 1,24 \text{ m} = 4,06 \text{ ft}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 L/D \text{ rentang } 4-10 \text{ diambil } L/D &= 5 && \text{(Perry, hal 12-54)} \\
 L &= 6,18 \text{ m} \\
 &= 20,28 \text{ ft} \\
 \text{Volume total dryer} &= \frac{1}{4} \times D^2 \times L \\
 &= 2,36 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Luas Permukaan Rotary Dryer

$$\Delta t = LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad \text{(Pers.5.14, Kern)}$$

$$LMTD = 29 \text{ }^\circ\text{C} = 84,3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Ud = 60 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F.ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan dryer (A)} &= \frac{Q}{Ud \times LMTD} \\
 &= \frac{515967 \text{ Btu/jam}}{60 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F.ft}^2 \times 84,3 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 102,07 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Putaran per Detik

$$N = \frac{v}{\pi D} \quad \text{(pers 12-54, Perry)}$$

dimana: N = jumlah putaran per detik

D = diameter dryer

V = periperal speed rotary dryer yang diijinkan (0.25-0.5m/s)

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{0,5 \text{ m/s}}{1,24 \text{ m} \times 3,14} \\
 &= 0,13 \text{ rps} \\
 &= 7,73 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Menghitung Waktu Tinggal

$$\theta = \frac{0.23 L}{S \times N^{0.9} \times D} \quad \text{(Perry, hal 12-55)}$$

dimana: θ = waktu tinggal, min

L = panjang dryer, m

S = slope, m/m (0-0.08 m/m)

N = rotasi, rpm

D = diameter dryer, m

$$= \frac{1,42}{0,08 \times 7,73^{0.9} \times 1,24}$$

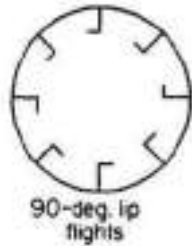
(Perry, hal 12-56)

$$= 2,28 \text{ menit}$$

$$= 0,04 \text{ jam}$$

Menentukan Jumlah dan Tinggi Flight

Jenis flight yang dipilih adalah jenis 90° lip flight



Jumlah flight pada umumnya untuk rotary dryer = 2.4-3D (Perry, hal 12-56)

$$n \text{ Flight} = 12,2 \approx 12 \text{ buah}$$

Tinggi flight pada umumnya = 1/20-1/8 D (Perry, hal 12-56)

$$H \text{ flight} = 0,12 \text{ m}$$

Jarak antar flight (LF)

$$LF = \frac{\pi \times D}{n}$$

$$= 0,32 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Shell

Allowable stress (S) = 12650 (Brownel, p.251)

Efisiensi pengelasan (E) = 0,8 (Brownel, p.251)

Faktor korosi (C) = 0,13 in (Timmerhause, hal 542)

P operasi = 1 atm = 14,70 psi

Diameter Dryer (D) = 1,24 m = 48,69 in

P desain = 1,20 atm = 17,64 psi

$$ts = \frac{PD}{fE - 0,6P} + C$$

$$= \frac{17,64 \times 48,7}{[12650 \times 0,8] - 0,6 \times 17,64} + 0,13$$

$$= 0,21 \text{ in}$$

dipilih ts standar = 0,38 in (Brownell, hal.87)

$$= 0,01 \text{ m}$$

$$= 0,03 \text{ ft}$$

1 m =	39,370 in
1 m =	3,28 ft

Menghitung Daya Motor Rotary Dryer

$$\text{BHP} = \frac{r \times (4,75 \times d \times w + 0,1925 \times D \times W + 0,33 \times W)}{100000}$$

dimana: r = rpm of dryer (rpm)
d = shell diameter (ft)
W = berat total dryer (lb)
w = berat material (lb)
D = diameter cincin dryer (D+2, ft)

Diameter cincin = 4,12 ft

w = 2865,40 lbm/jam
= 2865,40 lbm

W = w + w shell

w shell = shell volume x material density
= $\frac{(\pi D \text{ luar}^2 - \pi D \text{ dalam}^2)}{4} \times L$
= 8,13 ft³ x 480 lb/ft³
= 3904 lb

W = 2865 + 3904
= 6769 lb

BHP = 4,34 Hp
= 3,24 kW

asumsi efisiensi motor = 90%

P = $\frac{4,34}{0,9}$
= 4,82 Hp

Menentukan Sudut Rotary

Slope drum = 0,08 m/m

Panjang = 6,18 m

Slope aktual = 0,08 m/m x 6,18 m
= 0,49 m

tg α = 0,49 m

sudut rotary, α = 26 °

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME RD-201	
Fungsi	Mengurangi kadar air hingga didapatkan asam benzoat 99,8%
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Direct Contact Counter Current Rotary Dryer</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan	1 atm
Volume	2,36 m ³
Diameter	1,24 m
Panjang	6,18 m
Tebal <i>shell</i>	0,01 m
Putaran	7,73 rpm
Slope	0,08 m/m
Jumlah <i>flight</i>	12 buah
Tinggi <i>flight</i>	0,12 m
Jenis <i>flight</i>	90 °lips
Sudut <i>rotary</i>	26 °
Daya	4,82 Hp

11. Rotary Cooler (RC-201)

Fungsi : Mendinginkan produk keluaran rotary dryer (RD-201).

Jenis : *Direct Contact Counter Current Rotary Cooler*

Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu bahan masuk, t_1 = 100 C = 373 K

Suhu bahan keluar, t_2 = 37 C = 310 K

Suhu udara masuk, T_1 = 32 C = 305 K

Suhu udara keluar, T_2 = 50 C = 323 K

Laju alir produk = 1262,64 kg/jam

Qsupply = 430977,5 kJ/jam

Densitas campuran = 1105,68 kg/m³

mencari nilai ρ (Yaws, Chemical Properties Handbook)

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Kondisi operasi :

T feed = 373 K

faktor konversi = 1000 sehingga menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc
H ₂ O	0,35	0,25	0,29	647,13
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751,00

Komponen	Feed		
	ρ	Xf	ρ, cam
H ₂ O	1036	0,03	30,19
C ₇ H ₆ O ₂	1108	0,97	1075,49
Jumlah		1,00	1105,68

Menghitung Panjang dan Diameter Dryer

$$\text{Volume umpan mix} = \frac{1262,64 \text{ kg/jam}}{1105,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,14 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor kelonggaran = 8%

$$\text{Volume umpan mix} = 1,08 \times 1,14 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1,23 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume umpan mix} = \frac{1}{4} \times \pi D^2$$

$$D = 1,25 \text{ m} = 4,11 \text{ ft}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 L/D \text{ rentang } 4-10 \text{ diambil } L/D &= 5 && \text{(Perry, hal 12-54)} \\
 L &= 6,27 \text{ m} \\
 &= 20,56 \text{ ft} \\
 \text{Volume total dryer} &= \frac{1}{4} \times D^2 \times L \\
 &= 2,46 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Luas Permukaan Rotary Dryer

$$\Delta t = LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad \text{(Pers.5.14, Kern)}$$

$$LMTD = -19,5 \text{ } ^\circ\text{C} = -3,18 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Ud = 60 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F.ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas permukaan dryer (A)} &= \frac{Q}{Ud \times LMTD} \\
 &= \frac{408567 \text{ Btu/jam}}{60 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F.ft}^2 \times 67,2 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 101,364 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah Putaran per Detik

$$N = \frac{v}{\pi D} \quad \text{(pers 12-54, Perry)}$$

dimana: N = jumlah putaran per detik

D = diameter dryer

V = periperal speed rotary dryer yang diijinkan (0.25-0.5m/s)

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{0,5 \text{ m/s}}{1,25 \text{ m} \times 3,14} \\
 &= 0,13 \text{ rps} \\
 &= 7,62 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Menghitung Waktu Tinggal

$$\theta = \frac{0.23 L}{S \times N^{0.9} \times D} \quad \text{(Perry, hal 12-55)}$$

dimana: θ = waktu tinggal, min

L = panjang dryer, m

S = slope, m/m (0-0.08 m/m)

N = rotasi, rpm

D = diameter dryer, m

$$= \frac{1,44}{0,08 \times 7,62^{0,9} \times 1,25}$$

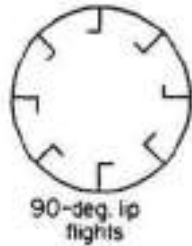
(Perry, hal 12-56)

$$= 2,31 \text{ menit}$$

$$= 0,04 \text{ jam}$$

Menentukan Jumlah dan Tinggi Flight

Jenis flight yang dipilih adalah jenis 90° lip flight



Jumlah flight pada umumnya untuk rotary dryer = 2.4-3D (Perry, hal 12-56)

$$n \text{ Flight} = 12,3 \approx 12 \text{ buah}$$

Tinggi flight pada umumnya = 1/20-1/8 D (Perry, hal 12-56)

$$H \text{ flight} = 0,13 \text{ m}$$

Jarak antar flight (LF)

$$LF = \frac{\pi \times D}{n}$$

$$= 0,33 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Shell

Allowable stress (S) = 12650 (Brownel, p.251)

Efisiensi pengelasan (E) = 0,8 (Brownel, p.251)

Faktor korosi (C) = 0,13 in (Timmerhause, hal 542)

P operasi = 1 atm = 14,7 psi

Diameter Dryer (D) = 1,25 m = 49,3 in

P desain = 1,2 atm = 17,6 psi

$$ts = \frac{PD}{fE - 0,6P} + C$$

$$= \frac{17,64 \times 49,3}{[12650 \times 0,8] - 0,6 \times 17,64} + 0,13$$

$$= 0,21 \text{ in}$$

dipilih ts standar = 0,38 in (Brownell, hal.87)

$$= 0,010 \text{ m}$$

$$= 0,03 \text{ ft}$$

1 m =	39,370 in
1 m =	3,28 ft

Menghitung Daya Motor Rotary Dryer

$$\text{BHP} = \frac{r \times (4,75 \times d \times w + 0,1925 \times D \times W + 0,33 \times W)}{100000}$$

dimana: r = rpm of dryer (rpm)
d = shell diameter (ft)
W = berat total dryer (lb)
w = berat material (lb)
D = diameter cincin dryer (D+2, ft)

Diameter cincin = 4,17 ft

w = 2783,61 lbm/jam
= 2783,61 lbm

W = w + w shell

w shell = shell volume x material density
= $\frac{(\pi D \text{ luar}^2 - \pi D \text{ dalam}^2)}{4} \times L$
= 8,35 ft³ x 480 lb/ft³
= 4010 lb

W = 2784 + 4010
= 6793 lb

BHP = 4,22 Hp
= 3,15 kW

asumsi efisiensi motor = 90%

P = $\frac{4,22}{0,9}$
= 4,69 Hp

Menentukan Sudut Rotary

Slope drum = 0,08 m/m
Panjang = 6,27 m
Slope aktual = 0,08 m/1 x 6,27 m
= 0,5 m
tg α = 0,5 m
sudut rotary, α = 27 °

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME RC-201	
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran rotary dryer (RD-201).
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Direct Contact Counter Current Rotary Cooler</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan	1 atm
Volume	2,46 m ³
Diameter	1,25 m
Panjang	6,27 m
Tebal <i>shell</i>	0,01 m
Putaran	7,62 rpm
Slope	0,08 m/m
Jumlah <i>flight</i>	12 buah
Tinggi <i>flight</i>	0,13 m
Jenis <i>flight</i>	90 °lips
Sudut rotary	27 °
Daya	5 Hp

12. Heater (E-101)

Fungsi : Memanaskan udara sebelum masuk reaktor menjadi 177°C
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida dingin

massa fluida dingin (mc = 2300,26 Kg/jam
 = 5071,15 lbm/jam
 temperatur masuk (t1) = 32 °C = 305 K
 temperatur keluar (t2) = 177 °C = 450 K

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$
 = 105 °C = 378 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
O ₂	535,93	16,75	0,21
N ₂	1764,33	63,01	0,79
Jumlah	2300,26	79,76	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 28,84 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	E	Cp(tc)	Cp(tc),can
O ₂	3E+01	-9E-03	4E-05	-3E-08	9E-12	30,02	6,30
N ₂	3E+01	-4E-03	1E-05	-4E-09	3E-13	29,22	23,08
Jumlah							29,38

mencari nilai ρ gas masuk

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{m_g}{V_g} = m_g \times \frac{P}{n_g \cdot R \cdot T} = \frac{B_{m_g} \cdot P}{R \cdot T}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{28,84 \text{ kg/kmol} \times 5 \text{ atm}}{0,08 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol} \cdot \text{I} \times 377,7 \text{ K}}$$

$$= \frac{144,20}{30,99}$$

$$= 4,65 \text{ kg/m}^3$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

Log $\mu = A + B.T + CT^2$ T dalam K dan μ dalam mp

Komponen	A	B	C	$\mu(tc)$	$\mu(tc),camp$
O ₂	4E+01	6E-01	-1E-04	240,35	50,47
N ₂	4E+01	5E-01	-1E-04	207,90	164,24
Jumlah					214,71

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

Log $k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
O ₂	1E-03	9E-05	-1E-08	0,03	0,01
N ₂	3E-03	8E-05	-1E-08	0,03	0,02
Jumlah					0,03

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 4,65 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 29,38 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,03 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 28,84 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

b. Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{massa fluida panas (mh)} &= 215,9 \text{ Kg/jam} \\ &= 475,9 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\text{temperatur masuk (T1)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (T2)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T1 + T2}{2} \\ &= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548,2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pemanas} &= 339963,4 \text{ Kj/jam} \\ &= 94434,3 \text{ j/s} \\ &= 322221,9 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned} \rho &= 786,35 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 74,53 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,04 \text{ W/m.K} \end{aligned}$$

$$BMc = 18,02 \text{ gr/mol}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Gases*

Fluida panas = *Steam*

range nilai U = 5-50 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 25 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 275 °C = 527 °F

T2 = 275 °C = 527 °F

Fluida dingin, t1 = 32 °C = 89,6 °F

t2 = 177 °C = 351 °F

$\Delta T1 = 98 \text{ °C} = 208 \text{ °F}$

$\Delta T2 = 243 \text{ °C} = 469 \text{ °F}$

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln (\Delta T1/\Delta T2)}$$

$$= 321 \text{ °F}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta TLM}$$

$$= \frac{322221,88 \text{ Btu/h}}{25 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°} \times 321 \text{ °F}}$$

$$= 40,1 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchanger* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	4	4,5	40	4,03	12,7	1,18
Dingin	Inner Pipe	3	3,5	40	3,06	7,38	0,92

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa = 3,14 = 0,02	Flow area pipe (Ap) = 7,38 = 0,05	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 1,14 = 0,09	Diameter (D) = 0,53 = 0,04	in ft
massa fluida panas (ḡ = 476 mass velocity (Ga) = $\frac{m\dot{c}}{Aa}$ = 21964,5	massa fluida dingin (ḡ = 5071 mass velocity (Gp) = $\frac{m\dot{c}}{Ap}$ = 99586,7	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,02 = 0,05	Viskositas @tc (μ) = 0,02 = 0,05	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 44551,2	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 84615,2	
Heat transfer fact jH = 130 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 220 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,14 = 0,99	Cp pada suhu tc = 1,02 = 0,24	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,04 0,02	k pada suhu tc = 0,03 = 0,02	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 40,7	maka nilai, hi = 78,7	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 68,8	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 25,6 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Fluida dingin = *Gases*

Fluida panas = *Steam*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,04$$

$$U_d = 24,94 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad , \text{nilai } u_d \text{ sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{322221,88 \text{ Btu/h}}{24,94 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 321 \text{ } ^\circ\text{F}} \\ &= 40,2 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 3 in diperoleh surface external 0.917
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{\text{surface external}} \\ &= \frac{40,2 \text{ ft}^2}{0,92 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 43,8 \text{ ft} = 13,4 \text{ m} \end{aligned}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{43,83 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\ &= 1,1 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,92 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 43,8 \text{ ft} \\ &= 80,4 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{322221,88 \text{ Btu/h}}{80,4 \text{ ft}^2 \times 321 \text{ } ^\circ\text{F}} \\ &= 12,47 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$Rd = \frac{U_c - U}{U_c \times U}$$

$$= 0,041 \text{ h.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Rd > 0.001, nilai Rd memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$De' = 4,03 - 3,06$$

$$= 0,97 \text{ in}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } Rea' = \frac{De' \times Ga}{\mu}$$

$$= \frac{0,08 \times 21964,53}{0,05}$$

$$= 37751,25$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRea'^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,007$$

$$\rho \text{ (tc)} = 786,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 49,1 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta Fa = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De'}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 21964,53^2 \times 43,83}{2 \times 4,2E+08 \times 49,09^2 \times 0,08}$$

$$= 0,00 \text{ ft}$$

$$V = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

$$= 0,12 \text{ fps}$$

$$Fl = \frac{3 \times V^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{3 \times 0,12^2}{2 \times 32,20}$$

$$= 0,001 \text{ ft}$$

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + Fl) \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,001 \text{ psi}$$

$\Delta Pa < 10 \text{ psi}$, maka pressure drop annulus diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$
--

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No } Re_p = 84615,22$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_p^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 4,65 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 0,29 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 99586,7^2 \times 43,8}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 0,29^2 \times 0,04}$$

$$= 3210 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 6,48 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10 \text{ psi}$ diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME E-101	
Fungsi	Memanaskan udara sebelum masuk reaktor menjadi 177°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	275 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	275 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	32 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	177 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	4,00 in = 0,10 m
OD	4,50 in = 0,11 m
ID	4,03 in = 0,10 m
<i>Heat transfer area</i>	80,39 ft ² = 7,47 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	12,47 Btu/h.ft ² .°F = 70,81 W/m ² .°K
ΔP	0,001 psia = 0,01 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,06 in = 0,08 m
ΔP	6,48 psi = 44,65 kPa
Panjang pipa	43,83 ft = 13,36 m

13. Heater (E-102)

Fungsi : Meningkatkan suhu umpan reaktor menjadi 177°C
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida dingin

massa fluida dingin (m_c) = 2044,35 Kg/jam
 = 4506,96 lbm/jam
 temperatur masuk (t_1) = 32 °C = 305 K
 temperatur keluar (t_2) = 177 °C = 450 K
 $t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$
 = 105 °C = 378 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	1905,31	20,68	0,80
C ₇ H ₆ O ₂	5,01	0,04	0,00
C ₇ H ₆ O	47,58	0,45	0,02
H ₂ O	82,64	4,59	0,18
Katalis	3,81	0,02	0,00
Jumlah	2044,35	25,77	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 79,33 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	172,4	138,35
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	247,5	0,39
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	190,4	3,31
H ₂ O	9E+01	-4E-02	-2E-04	5E-07	75,7	13,47
Katalis					282,3	0,17
Jumlah						155,69

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n} \quad T \text{ dalam K dan } \rho \text{ dalam gr/ml}$$

Komponen	A	B	n	T _c	(1-T/T _c) ⁿ	ρ	Xf. ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,87	0,94	0,75
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,82	1,11	0,00
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,84	1,02	0,02
H ₂ O	3E-01	2E-01	3E-01	647,13	-0,86	1,15	0,20
Katalis						1,71	0,00
Jumlah							0,98

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) \\ &= 0,979 \quad \text{kg/l} \\ &= 979,173 \quad \text{kg/m}^3 \end{aligned}$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad T \text{ dalam K dan } \mu \text{ dalam cp}$$

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,3	0,22
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	6,8	0,01
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,7	0,01
H ₂ O	-1E+01	2E+03	2E-02	-1E-05	0,3	0,05
Jumlah						0,29

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^{2/n} \text{ liquid}$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad \text{gas}$$

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-2E+00	1E+00	6E+02	0,11	0,09
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,15	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,12	0,00
H ₂ O	-3E-01	5E-03	-6E-06	3,25	0,58
Jumlah					0,67

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 979,17 \quad \text{Kg/m}^3 \\ C_p &= 155,69 \quad \text{j/mol.K} \\ \mu &= 0,29 \quad \text{cp} \\ k &= 0,67 \quad \text{W/m.K} \\ B_{Mc} &= 79,33 \quad \text{gr/mol} \end{aligned}$$

b. Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{massa fluida panas (mh)} &= 184,5 \text{ Kg/jam} \\ &= 406,7 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (T1)} &= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548,2 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (T2)} &= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548,2 \text{ K} \\ T_c &= \frac{T1 + T2}{2} \\ &= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548,2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pemanas} &= 290544,3 \text{ Kj/jam} \\ &= 80706,7 \text{ j/s} \\ &= 275381,8 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned} \rho &= 786,35 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 74,53 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,04 \text{ W/m.K} \\ BMc &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

$$\begin{aligned} \text{Fluida dingin} &= \textit{Medium organics} \\ \text{Fluida panas} &= \textit{Steam} \\ \text{range nilai U} &= 50-100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ \text{Nilai Ud yang dipilih} &= 50 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2r

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \text{Fluida panas,} \quad T1 &= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 527 \text{ }^\circ\text{F} \\ &T2 = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 527 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Fluida dingin,} \quad t1 &= 32 \text{ }^\circ\text{C} = 89,6 \text{ }^\circ\text{F} \\ &t2 = 177 \text{ }^\circ\text{C} = 351 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T1 &= 98 \text{ }^\circ\text{C} = 208 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T2 &= 243 \text{ }^\circ\text{C} = 469 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta TLM &= \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln(\Delta T1/\Delta T2)} \\ &= 321 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U \times \Delta TLM} \\
 &= \frac{275381,77 \text{ Btu/h}}{50 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ \times 321 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 17,1 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchanger* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	2	2,38	40	2,07	3,35	0,62
Dingin	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,44

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area annulus (Aa) = 1,19	Flow area pipe (Ap) = 1,5	in ²
= 0,01	= 0,01	ft ²
Dia.Equiv (De) = 0,92	Diameter (D) = 1,38	in
= 0,08	= 0,11	ft
massa fluida panas (m = 407	massa fluida dingin (m = 4507	lbm/h
mass velocity (Ga) = $\frac{m}{Aa}$	mass velocity (Gp) = $\frac{m}{Ap}$	
= 49531,9	= 435455	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,02	Viskositas @tc (μ) = 0,29	cp
= 0,05	= 0,7	lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$	
= 80637,7	= 71658,6	
Heat transfer fact jH = 200	Heat transfer fact jH = 190	
(gambar 24, kern, p.834)	(gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,14	Cp pada suhu tc = 1,96	Kj/Kg.°K
= 0,99	= 0,47	Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,04	k pada suhu tc = 0,67	W/m.°C
= 0,02	= 0,39	Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$h_o = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, h_o = 78	maka nilai, h_i = 607	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai h_{io} koreksi untuk inner pipe	
	$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$	
	= 505	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 67,6 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud
 Fluida dingin = *Medium organics*
 Fluida panas = *Steam*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,02$$

$$U_d = 63,30 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{275381,77 \text{ Btu/h}}{63,30 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 321 \text{ °F}}$$

$$= 13,5 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
 maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{13,5 \text{ ft}^2}{0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 31,1 \text{ ft} = 9,48 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{31,11 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\ &= 0,78 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

A = surface external x jumlah hairpins x jumlah pipa x panjang pipa

$$\begin{aligned} &= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 31,1 \text{ ft} \\ &= 27,1 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{275381,77 \text{ Btu/h}}{27,1 \text{ ft}^2 \times 321 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 31,65 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\ &= 0,017 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} \end{aligned}$$

$R_d > 0,001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

Dia. u/ pressure drop = $D_2 - D_1$

$$\begin{aligned} D_{e'} &= 2,07 - 1,38 \\ &= 0,69 \text{ in} \\ &= 0,06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynolds. No } Re_{a'} &= \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 49531,88}{0,05} \\ &= 60544,38 \end{aligned}$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,006$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ (tc)} &= 786,3 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 49,1 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}\Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e'} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 49531,88^2 \times 31,11}{2 \times 4,2E+08 \times 49,09^2 \times 0,06} \\ &= 0,02 \text{ ft} \\ V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\ &= 0,28 \text{ fps} \\ F_l &= \frac{3 \times V^2}{2 \times g} \\ &= \frac{3 \times 0,28^2}{2 \times 32,20} \\ &= 0,004 \text{ ft} \\ \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144} \\ &= 0,007 \text{ psi}\end{aligned}$$

$\Delta P_a < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida dingin

$$\begin{aligned}\text{Reynolds. No Rep} &= 71658,59 \\ f &= 0,004 + \frac{0,264}{N\text{Rea}'^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\ &= 0,01 \\ \rho \text{ (tc)} &= 979,2 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 61,1 \text{ lbm/ft}^3 \\ \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 435455^2 \times 31,1}{2 \times 4,2E+08 \times 61,1^2 \times 0,11} \\ &= 0,39 \text{ ft} \\ \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= 0,16 \text{ psi} \\ \Delta P &< 10 \text{ psi diizinkan}\end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME E-102	
Fungsi	Menaikkan suhu umpan reaktor menjadi 177°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	275 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	275 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	32 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	177 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
<i>Heat transfer area</i>	27,1 ft ² = 2,51 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	31,65 Btu/h.ft ² .°F = 179,7 W/m ² .°K
ΔP	0,01 psia = 0,05 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	0,16 psi = 1,14 kPa
Panjang pipa	31,11 ft = 9,48 m

14. Heater (E-104)

Fungsi : Memanaskan umpan destilasi (MD-201) menjadi 146°C
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit heat exchanger

Kondisi operasi

a. Fluida dingin

massa fluida dingin (m_c) = 2121,83 Kg/jam
 = 4677,78 lbm/jam
 temperatur masuk (t_1) = 90 °C = 363 K
 temperatur keluar (t_2) = 146 °C = 419 K
 $t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$
 = 118 °C = 391 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	707,42	7,68	0,39
C ₇ H ₆ O ₂	1263,18	10,34	0,53
C ₇ H ₆ O	151,23	1,43	0,07
Jumlah	2121,83	19,45	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 109 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	175,7	69,38
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	251,5	133,76
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	192,7	14,12
Jumlah						217,26

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,88	0,95	0,38
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,83	1,12	0,60
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,85	1,04	0,08
Jumlah							1,05

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) \\ &= 1,047 \text{ kg/l} \\ &= 1047,165 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad T \text{ dalam K dan } \mu \text{ dalam cp}$$

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,2	0,10
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	2,8	1,47
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,4	0,03
Jumlah						1,60

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2 \quad \text{liquid}$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad \text{gas}$$

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,15	0,08
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,11	0,01
Jumlah					0,09

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned}\rho &= 1047,16 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 217,26 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 1,60 \text{ cp} \\ k &= 0,09 \text{ W/m.K} \\ B_{Mc} &= 109,11 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

b. Fluida panas

$$\text{massa fluida panas (mh)} = 150,2 \text{ Kg/jam}$$

$$= 331,2 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{temperatur masuk (T1)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (T2)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548,2 \text{ K}$$

$$Q \text{ pemanas} = 236616,6 \text{ Kj/jam}$$

$$= 65726,8 \text{ j/s}$$

$$= 224268,4 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned} \rho &= 786,35 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 74,53 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,04 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Heavy organics*

Fluida panas = *Steam*

range nilai U = 6-60 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 40 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 275 °C = 527 °F

T2 = 275 °C = 527 °F

Fluida dingin, t1 = 90 °C = 194 °F

t2 = 146 °C = 295 °F

ΔT_1 = 129 °C = 264 °F

ΔT_2 = 185 °C = 365 °F

$$\Delta T_{LTM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)}$$

$$= 312 \text{ °F}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{LTM}} \\ &= \frac{224268,40 \text{ Btu/h}}{40 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°} \times 312 \text{ °F}} \\ &= 18 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	2	2,38	40	2,07	3,35	0,62
Dingin	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,44

2r **Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold**

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa) = 1,19	Flow area pipe (Ap) = 1,5	in ²
= 0,01	= 0,01	ft ²
Dia.Equiv (De) = 0,92	Diameter (D) = 1,38	in
= 0,08	= 0,11	ft
massa fluida panas(n = 331	massa fluida dingin (= 4678	lbm/h
mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$	mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$	
= 40338,3	= 451959	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,02	Viskositas @tc (μ) = 1,60	cp
= 0,05	= 3,87	lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$	
= 65670,6	= 13414,5	
Heat transfer fact jH = 180 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 50 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,14	Cp pada suhu tc = 1,99	Kj/Kg.°K
= 0,99	= 0,48	Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,04	k pada suhu tc = 0,09	W/m.°C
0,02	= 0,05	Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 70,2	maka nilai, hi = 76,9	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe	
	$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$	
	= 63,9	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 33,5 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Heavy organics*

Fluida panas = *Steam*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,03$$

$$U_d = 32,37 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{224268,40 \text{ Btu/h}}{32,37 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°} \times 312 \text{ °F}}$$

$$= 22,2 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{22,2 \text{ ft}^2}{0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 51,1 \text{ ft} = 15,6 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlal} = \frac{51,06 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 1,28$$

$$= 2 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$A = \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 51,1 \text{ ft} \\
 &= 44,4 \text{ ft}^2 \\
 U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\
 &= \frac{224268,40 \text{ Btu/h}}{44,4 \text{ ft}^2 \times 312 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 16,19 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\
 &= 0,03 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}
 \end{aligned}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\begin{aligned}
 \text{Dia. u/ pressure drop} &= D_2 - D_1 \\
 D_{e'} &= 2,07 - 1,38 \\
 &= 0,69 \text{ in} \\
 &= 0,06 \text{ ft} \\
 \text{Reynolds. No } Re_{a'} &= \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu} \\
 &= \frac{0,06 \times 40338,31}{0,05} \\
 &= 49306,79 \\
 f &= 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\
 &= 0,006 \\
 \rho \text{ (tc)} &= 786,3 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 49,1 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}^5} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 40338,31^2 \times 51,06}{2 \times 4,2E+08 \times 49,09^2 \times 0,06} \\
 &= 0,02 \text{ ft} \\
 V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\
 &= 0,23 \text{ fps} \\
 Fl &= \frac{3 \times V^2}{2 \times g}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= \frac{3 \times 0,23^2}{2 \times 32,20}$$

$$= 0,002 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,007 \text{ psi}$$

$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$, maka pressure drop annulus diizinkan

$$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$$

$$= 32,20 \text{ ft/s}^2$$

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No Rep} = 13414,55$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRea}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1047 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 65,4 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 451959^2 \times 51,1}{2 \times 4,2E+08 \times 65,4^2 \times 0,11}$$

$$= 0,85 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 0,39 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10 \text{ psi}$ diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME E-104	
Fungsi	Memanaskan umpan destilasi (MD-201) menjadi 146°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	275 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	275 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	90 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	146 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
<i>Heat transfer area</i>	44,4 ft ² = 4,13 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	16,19 Btu/h.ft ² .°F = 91,91 W/m ² .°K
ΔP	0,01 psia = 0,05 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	0,39 psi = 2,66 kPa
Panjang pipa	51,06 ft = 15,56 m

15. Cooler (E-103)

Fungsi : Menurunkan suhu produk *bottom* reaktor menjadi 90°C
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

massa fluida panas (mh) = 2317,91 Kg/jam
 = 5110,06 lbm/jam
 temperatur masuk (T1) = 177 °C = 450 K
 temperatur keluar (T2) = 90 °C = 363 K

$$t_c = \frac{T1 + T2}{2}$$
 = 134 °C = 407 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	707,52	7,68	0,26
C ₇ H ₆ O ₂	1263,58	10,35	0,34
C ₇ H ₆ O	151,80	1,43	0,05
H ₂ O	191,20	10,61	0,35
Katalis	3,81	0,02	0,00
Jumlah	2317,91	30,08	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 77,05 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	179,9	45,91
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	255,8	87,99
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	195,6	9,30
H ₂ O	9E+01	-4E-02	-2E-04	5E-07	76,9	27,12
Katalis					282,3	0,14
Jumlah						170,46

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/Tc)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,89	0,96	0,25
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,84	1,13	0,39

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,86	1,05	0,05
H ₂ O	3E-01	2E-01	3E-01	647,13	-0,88	1,18	0,42
Katalis						1,71	0,00
Jumlah							1,10

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) \\ &= 1,10 \text{ kg/l} \\ &= 1103,67 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,2	0,06
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	1,2	0,40
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,4	0,02
H ₂ O	-1E+01	2E+03	2E-02	-1E-05	0,2	0,07
Jumlah						0,55

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,14	0,05
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,11	0,01
H ₂ O	-3E-01	5E-03	-6E-06	0,68	0,24
Jumlah					0,30

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned}\rho &= 1103,67 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 170,46 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,55 \text{ cp} \\ k &= 0,30 \text{ W/m.K} \\ B_{M_c} &= 77,05 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\text{massa fluida dingin (m}_c) = 5335,75 \text{ Kg/jam}$$

$$= 11763,18 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{temperatur masuk (t}_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{temperatur keluar (t2)} &= 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K} \\ T_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= 446285,8 \text{ Kj/jam} \\ &= 123968,3 \text{ j/s} \\ &= 422995,7 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ B_{Mc} &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

$$\begin{aligned} \text{Fluida dingin} &= \textit{Water} \\ \text{Fluida panas} &= \textit{Medium Organics} \\ \text{range nilai U} &= 50\text{-}125 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Nilai Ud yang dipilih} &= 50 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \text{Fluida panas, } T_1 &= 177 \text{ } ^\circ\text{C} = 351 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &T_2 = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Fluida dingin, } t_1 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_1 &= 127 \text{ } ^\circ\text{C} = 261 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_2 &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T_{LM} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 194 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{422995,66 \text{ Btu/h}}{50 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \times 194 \text{ } ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$= 43,6 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	3	3,5	40	3,068	7,38	0,917
Dingin	Inner Pipe	2	2,38	40	2,067	3,35	0,622

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa = 2,93 = 0,02	Flow area pipe (Ap) = 3,35 = 0,02	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 1,57 = 0,13	Diameter (D) = 2,07 = 0,17	in ft
massa fluida panas(n = 5110,06 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$ = 252760	massa fluida dingin (= 11763,18 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$ = 508898	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,55 = 1,33	Viskositas @tc (μ) = 0,66 = 1,61	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 24907,9	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 54574,6	
Heat transfer fact jH = 80 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 140 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 2,21 = 0,53	Cp pada suhu tc = 4,18 = 1	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,30 0,17	k pada suhu tc = 0,63 = 0,36	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 170	maka nilai, hi = 483	Btu/h.ft ² .°F

	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $= 419 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$
--	--

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 121 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Medium Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 107,7 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \quad ,\text{nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{422995,66 \text{ Btu/h}}{107,7 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \times 194 \text{ °F}}$$

$$= 20,2 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 2 in diperoleh surface external 0.622
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{20,2 \text{ ft}^2}{0,62 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 32,5 \text{ ft} = 9,91 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 12 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlah} = \frac{32,52 \text{ ft}}{2 \times 12 \text{ ft}}$$

$$= 1,36$$

$$= 1 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$A = \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa}$$

$$= 0,62 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 32,5 \text{ ft}$$

$$= 40,5 \text{ ft}^2$$

$$U = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{422995,66 \text{ Btu/h}}{40,5 \text{ ft}^2 \times 194 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 53,87 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U}{U_c \times U}$$

$$= 0,010 \text{ h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/Btu}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 3,07 - 2,07$$

$$= 1 \text{ in}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } Re_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,08 \times 252760,3}{1,33}$$

$$= 15880,77$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,008$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1105 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 69 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 252760,3^2 \times 32,52}{2 \times 4,2E+08 \times 68,95^2 \times 0,08}$$

$$= 0,20 \text{ ft}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} \\
 &= 1,02 \text{ fps} \\
 Fl &= \frac{3 \times V^2}{2g} \\
 &= \frac{3 \times 1,02^2}{2 \times 32,20} \\
 &= 0,048 \text{ ft} \\
 \Delta Pa &= \frac{(\Delta Fa + Fl) \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,120 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta Pa < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^2 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida dingin

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds. No Rep} &= 54574,59 \\
 f &= 0,004 + \frac{0,264}{NRea^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\
 &= 0,01 \\
 \rho \text{ (tc)} &= 1104 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 68,9 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \Delta Fp &= \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 508898^2 \times 32,5}{2 \times 4,2E+08 \times 68,9^2 \times 0,17} \\
 &= 0,31 \text{ ft} \\
 \Delta Pp &= \frac{\Delta Fp \times \rho}{144} \\
 &= 0,15 \text{ psi} \\
 \Delta P &< 10 \text{ psi diizinkan}
 \end{aligned}$$

RESUME E-103	
Fungsi	Menurunkan suhu produk bottom reaktor menjadi 90°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	177 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	90 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,07 in = 0,08 m
<i>Heat transfer area</i>	40,5 ft ² = 3,76 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	53,87 Btu/h.ft ² .°F = 305,9 W/m ² .°K
ΔP	0,12 psia = 0,83 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
ΔP	0,15 psi = 1,01 kPa
Panjang pipa	32,52 ft = 9,91 m

16. Cooler (E-201)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran kondensor CD-201
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

$$\begin{aligned} \text{massa fluida panas (mh)} &= 900,36 \text{ Kg/jam} \\ &= 1984,93 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (T1)} &= 137 \text{ }^\circ\text{C} = 410 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (T2)} &= 116 \text{ }^\circ\text{C} = 389 \text{ K} \\ t_c &= \frac{T1 + T2}{2} \\ &= 126,5 \text{ }^\circ\text{C} = 400 \text{ K} \end{aligned}$$

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	740,82	8,04	0,84
C ₇ H ₆ O ₂	1,32	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O	158,21	1,49	0,16
Jumlah	900,36	9,54	1,00

$$\begin{aligned} \text{BM, campuran} &= \frac{\text{massa}}{\text{mol}} \\ &= 94 \text{ gram/mol} \end{aligned}$$

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad T \text{ dalam K dan } C_p \text{ dalam J/mol.K}$$

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	178,0	149,95
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	253,9	0,29
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	194,2	30,35
Jumlah						180,58

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n} \quad T \text{ dalam K dan } \rho \text{ dalam gr/ml}$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,89	0,96	0,81
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,84	1,13	0,00
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,85	1,04	0,16
Jumlah							0,97

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) \\ &= 0,97 \text{ kg/l} \\ &= 971,21 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,2	0,20
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	1,7	0,00
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,4	0,06
Jumlah						0,26

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-2E+00	1E+00	6E+02	0,11	0,09
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,15	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,11	0,02
Jumlah					0,11

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned}\rho &= 971,21 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 180,58 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,26 \text{ cp} \\ k &= 0,11 \text{ W/m.K} \\ B_{Mc} &= 94,36 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned}\text{massa fluida dingin (mc)} &= 7520,60 \text{ Kg/jam} \\ &= 16579,92 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (t1)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (t2)} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K} \\ T_c &= \frac{t1 + t2}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,2 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ pendingin} &= 629028,8 \text{ Kj/jam} \\ &= 174730,2 \text{ j/s}\end{aligned}$$

$$= 596201,9 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ BMc &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Light Organics*

range nilai U = 75-150 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 75 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 137 °C = 279 °F

T2 = 116 °C = 241 °F

Fluida dingin, t1 = 30 °C = 86 °F

t2 = 50 °C = 122 °F

ΔT_1 = 87 °C = 189 °F

ΔT_2 = 86 °C = 187 °F

$$\begin{aligned} \Delta T_{LTM} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 187,7 \text{ °F} \end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{LTM}} \\ &= \frac{596201,90 \text{ Btu/h}}{75 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 187,7 \text{ °F}} \\ &= 42,35 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	Flow area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	2	2,38	40	2,067	3,35	0,622
Dingin	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,435

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa) = 1,19 = 0,01	Flow area pipe (Ap) = 1,5 = 0,01	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 0,92 = 0,08	Diameter (D) = 1,38 = 0,11	in ft
massa fluida panas(n = 1984,93 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$ = 241740	massa fluida dingin (i = 16579,92 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$ = 1601924	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,26 = 0,63	Viskositas @tc (μ) = 0,66 = 1,61	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 29301,8	Reynold number, Nrc = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 114694	
Heat transfer fact jH = 120 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 290 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 1,91 = 0,46	Cp pada suhu tc = 4,18 = 1	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,11 0,06	k pada suhu tc = 0,63 = 0,36	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 164	maka nilai, hi = 1498 menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 1245	Btu/h.ft ² .°F Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 145,3 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Light Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,008$$

$$U_d = 126,9 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \quad ,\text{nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{596201,90 \text{ Btu/h}}{126,9 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 188 \text{ °F}}$$

$$= 25,04 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{25,04 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 57,56 \text{ ft} = 17,5 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlah} = \frac{57,56 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 1,44$$

$$= 1 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 57,6 \text{ ft} \\ &= 50,1 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{596201,90 \text{ Btu/h}}{50,1 \text{ ft}^2 \times 188 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 63,43 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\ &= 0,009 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} \end{aligned}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\begin{aligned} \text{Dia. u/ pressure drop} &= D_2 - D_1 \\ D_{e'} &= 2,067 - 1,38 \\ &= 0,687 \text{ in} \\ &= 0,057 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynolds. No } Re_{a'} &= \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,057 \times 241740,2}{0,63} \\ &= 22000,37 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\ &= 0,007 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ (tc)} &= 1105 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 69 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 241740,2^2 \times 57,56}{2 \times 4,2E+08 \times 68,95^2 \times 0,06} \\ &= 0,44 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\ &= 0,97 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fl &= \frac{3 \times V^2}{2g} \\
 &= \frac{3 \times 0,97^2}{2 \times 32,20} \\
 &= 0,044 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Pa &= \frac{(\Delta Fa + Fl) \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,232 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta Pa < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$$\begin{aligned}
 1 \text{ lbm/ft}^2 &= 16,02 \text{ Kg/m}^3 \\
 g &= 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2 \\
 &= 32,20 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No Rep} = 114693,8$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRea}'^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 971 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 60,6 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta Fp = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 1601924^2 \times 57,6}{2 \times 4,2E+08 \times 60,63^2 \times 0,11}$$

$$= 9,16 \text{ ft}$$

$$\Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$$

$$= 3,86 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10$ psi diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME E-201	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran kondensor CD-201
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	137 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	116 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
<i>Heat transfer area</i>	50,1 ft ² = 4,65 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	63,43 Btu/h.ft ² .°F = 360,2 W/m ² .°K
ΔP	0,23 psia = 1,60 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	3,86 psi = 26,61 kPa
Panjang pipa	57,56 ft = 17,55 m

17. Cooler (E-202)

Fungsi : Menurunkan suhu *bottom* destilasi (MD-201) menjadi 120°
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

massa fluida panas (mh) = 1262,07 Kg/jam
 = 2782,35 lbm/jam
 temperatur masuk (T1) = 251 °C = 524 K
 temperatur keluar (T2) = 120 °C = 393 K

$$t_c = \frac{T1 + T2}{2}$$
 = 186 °C = 458,8 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₆ O ₂	1261,91	10,33	1,00
C ₇ H ₆ O	0,15	0,00	0,00
Jumlah	1262,07	10,33	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 122 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	269,9	269,82
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	206,9	0,03
Jumlah						269,85

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,87	1,18	1,18
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,89	1,09	0,00
Jumlah							1,18

ρ campuran = $\sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho)$
 = 1,18 kg/l

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 1182,479 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	0,2	0,17
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,2	0,00
Jumlah						0,17

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,13	0,13
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,09	0,00
Jumlah					0,13

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned} \rho &= 1182,48 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 269,85 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,17 \text{ cp} \\ k &= 0,13 \text{ W/m.K} \\ B_{Mc} &= 122,12 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned} \text{massa fluida dingin (mc)} &= 4380,31 \text{ Kg/jam} \\ &= 9656,82 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (t1)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (t2)} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K} \\ T_c &= \frac{t1 + t2}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= 366372,2 \text{ Kj/jam} \\ &= 101770,0 \text{ j/s} \\ &= 347252,4 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ \text{BMc} &= 18,02 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud
 Fluida dingin = *Water*
 Fluida panas = *Light Organics*
 range nilai U = 75-150 Btu/h.ft².°F
 Nilai Ud yang dipilih = 75 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\text{Fluida panas, } T1 &= 251 \text{ } ^\circ\text{C} = 484 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &T2 = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 248 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Fluida dingin, } t1 &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &t2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T1 &= 201 \text{ } ^\circ\text{C} = 394 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta T2 &= 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 194 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta TLM &= \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln(\Delta T1/\Delta T2)} \\ &= 282 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U \times \Delta TLM} \\ &= \frac{347252,44 \text{ Btu/h}}{75 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ \times 282 \text{ } ^\circ\text{F}} \\ &= 16,4 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchanger* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

r Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	3	3,5	40	3,07	7,38	0,917
Dingin	Inner Pipe	2	2,38	40	2,07	3,35	0,622

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus (Aa) = 2,93 = 0,02	Flow area pipe (Ap) = 3,35 = 0,02	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 1,57 = 0,13	Diameter (D) = 2,07 = 0,17	in ft
massa fluida panas (n) = 2782,35 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$ = 137624	massa fluida dingin (= 9656,82 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$ = 417773	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,17 = 0,42	Viskositas @tc (μ) = 0,66 = 1,61	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 42889	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 44867,3	
Heat transfer fact jH = 130 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 140 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 2,21 = 0,53	Cp pada suhu tc = 4,18 = 1	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,13 0,08	k pada suhu tc = 0,63 = 0,36	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 109	maka nilai, hi = 482 menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 419	Btu/h.ft ² .°F Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 86,4 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Light Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 79,5 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{347252,44 \text{ Btu/h}}{79,5 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \times 282 \text{ °F}} \\ &= 15,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{\text{surface external}} \\ &= \frac{15,5 \text{ ft}^2}{0,62 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 24,9 \text{ ft} = 7,58 \text{ m} \end{aligned}$$

menggunakan panjang pipa standar 12 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{24,86 \text{ ft}}{2 \times 12 \text{ ft}} \\ &= 1,04 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,62 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 24,9 \text{ ft} \\ &= 30,9 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{347252,44 \text{ Btu/h}}{30,9 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{30,9 \text{ ft}^2 \times 282 \text{ }^\circ\text{F}}{39,77 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \\
 \text{Rd} &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\
 &= 0,014 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Rd > 0.001, nilai Rd memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\begin{aligned}
 \text{Dia. u/ pressure drop} &= D_2 - D_1 \\
 \text{De}' &= 3,07 - 2,07 \\
 &= 1 \text{ in} \\
 &= 0,08 \text{ ft} \\
 \text{Reynolds. No Rea}' &= \frac{\text{De}' \times \text{Ga}}{\mu} \\
 &= \frac{0,08 \times 137624,2}{0,42} \\
 &= 27345,18 \\
 f &= 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRea}'^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\
 &= 0,007 \\
 \rho \text{ (tc)} &= 1105 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 69 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times \text{Ga}^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times \text{De}'^5} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 137624,2^2 \times 24,86}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 68,95^2 \times 0,08} \\
 &= 0,04 \text{ ft} \\
 V &= \frac{\text{Ga}}{3600 \times \rho} \\
 &= 0,55 \text{ fps} \\
 \text{Fl} &= \frac{3 \times V^2}{2 \times g} \\
 &= \frac{3 \times 0,55^2}{2 \times 32,20} \\
 &= 0,014 \text{ ft} \\
 \Delta \text{Pa} &= \frac{(\Delta F_a + \text{Fl}) \cdot \rho}{144}
 \end{aligned}$$

$$= 0,026 \text{ psi}$$

$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$, maka pressure drop annulus diizinkan

$$\begin{aligned} 1 \text{ lbm/ft}^3 &= 16,02 \text{ Kg/m}^3 \\ g &= 4,2\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2 \\ &= 32,20 \text{ ft/s}^2 \end{aligned}$$

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No } \text{Re}_p = 44867,28$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRe}_p^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1182 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 73,8 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 417773^2 \times 24,9}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 73,8^2 \times 0,17} \\ &= 0,14 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 0,07 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10 \text{ psi}$ diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME E-202	
Fungsi	Menurunkan suhu bottom destilasi (MD-201) menjadi 120°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	251 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	120 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,07 in = 0,08 m
<i>Heat transfer area</i>	30,9 ft ² = 2,87 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	39,77 Btu/h.ft ² .°F = 225,8 W/m ² .°K
ΔP	0,03 psia = 0,18 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
ΔP	0,07 psi = 0,50 kPa
Panjang pipa	24,86 ft = 7,58 m

18. Cooler (E-203)

°C Fungsi : Menurunkan suhu *bottom* destilasi (MD-202) menjadi 37°C
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

massa fluida panas (mh) = 152,9 Kg/jam
 = 337 lbm/jam
 temperatur masuk (T1) = 179 °C = 452 K
 temperatur keluar (T2) = 37 °C = 310 K

$$t_c = \frac{T1 + T2}{2}$$

$$= 108 \text{ °C} = 381,0 \text{ K}$$

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	0,71	0,01	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	1,26	0,01	0,01
C ₇ H ₆ O	150,93	1,42	0,99
Jumlah	152,90	1,44	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 106,2 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	173,2	0,92
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	248,5	1,78
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	190,9	188,55
Jumlah						191,25

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/Tc)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,88	0,94	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,82	1,11	0,01
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,84	1,03	1,01
Jumlah							1,03

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) \\ &= 1,03 \text{ kg/l} \\ &= 1026,65 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,3	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	5,4	0,16
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,9	0,85
Jumlah						1,01

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,15	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,12	0,12
Jumlah					0,12

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned}\rho &= 1026,65 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 191,25 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 1,01 \text{ cp} \\ k &= 0,12 \text{ W/m.K} \\ B_{Mc} &= 106,16 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned}\text{massa fluida dingin (mc)} &= 465,63 \text{ Kg/jam} \\ &= 1026,52 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (t1)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (t2)} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K} \\ T_c &= \frac{t1 + t2}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,2 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ pendingin} &= 38945,2 \text{ Kj/jam} \\ &= 10818,1 \text{ j/s}\end{aligned}$$

$$= 36912,8 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ BMc &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Heavy Organics*

range nilai U = 5-75 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 50 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 179 °C = 354 °F

T2 = 37 °C = 98,6 °F

Fluida dingin, t1 = 30 °C = 86 °F

t2 = 50 °C = 122 °F

ΔT_1 = 129 °C = 264 °F

ΔT_2 = 7 °C = 44,6 °F

$$\begin{aligned} \Delta T_{LTM} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 123 \text{ °F} \end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{LTM}} \\ &= \frac{36912,81 \text{ Btu/h}}{50 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 123 \text{ °F}} \\ &= 5,99 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	Flow area/pip	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	2	2,38	40	2,067	3,35	0,622
Dingin	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,435

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa) = 1,19	Flow area pipe (Ap) = 1,5	in ²
= 0,01	= 0,01	ft ²
Dia.Equiv (De) = 0,92	Diameter (D) = 1,38	in
= 0,08	= 0,11	ft
massa fluida panas(n = 337,07)	massa fluida dingin (= 1026,52	lbm/h
mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$	mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$	
= 41052	= 99180,4	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 1,01	Viskositas @tc (μ) = 0,66	cp
= 2,44	= 1,61	lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$	
= 1283,65	= 7101,07	
Heat transfer fact jH = 6 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 30 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 1,8	Cp pada suhu tc = 4,18	Kj/Kg.°K
= 0,43	= 1	Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,12	k pada suhu tc = 0,63	W/m.°C
= 0,07	= 0,36	Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
hi=ho-hio = 13,3	maka nilai, hi = 155	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe	
	$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$	
	= 129	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 12,1 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Heavy Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,08$$

$$U_d = 11,9 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad , \text{nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{36912,81 \text{ Btu/h}}{11,9 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 123 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 25,1 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{25,1 \text{ ft}^2}{0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 57,8 \text{ ft} = 17,6 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlah} = \frac{57,77 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 1,44$$

$$= 1 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 57,8 \text{ ft} \\ &= 50,3 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{36912,81 \text{ Btu/h}}{50,3 \text{ ft}^2 \times 123 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 5,96 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\ &= 0,085 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} \end{aligned}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$\begin{aligned} D_{e'} &= 2,07 - 1,38 \\ &= 0,69 \text{ in} \\ &= 0,06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynolds. No } Re_{a'} &= \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,06 \times 41051,6}{2,44} \\ &= 963,79 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\ &= 0,018 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ (tc)} &= 1105 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 69 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}} \\ &= \frac{4 \times 0,02 \times 41051,6^2 \times 57,77}{2 \times 4,2E+08 \times 68,95^2 \times 0,06} \\ &= 0,03 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\ &= 0,17 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Fl &= \frac{3 \times V^2}{2g} \\
 &= \frac{3 \times 0,17^2}{2 \times 32,20} \\
 &= 0,001 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Pa &= \frac{(\Delta Fa + Fl) \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,016 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta Pa < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$$\begin{aligned}
 1 \text{ lbm/ft}^3 &= 16,02 \text{ Kg/m}^3 \\
 g &= 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2 \\
 &= 32,20 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No Rep} = 7101,07$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRea}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1027 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 64,1 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Fp &= \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 99180,4^2 \times 57,8}{2 \times 4,2E+08 \times 64,09^2 \times 0,11} \\
 &= 0,06 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$$

$$= 0,025 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10$ psi diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME E-203	
Fungsi	Menurunkan suhu bottom destilasi (MD-202) menjadi 37°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	179 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	37 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
<i>Heat transfer area</i>	50,3 ft ² = 4,67 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	5,96 Btu/h.ft ² .°F = 33,8 W/m ² .°K
ΔP	0,016 psia = 0,11 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	0,025 psi = 0,17 kPa
Panjang pipa	57,77 ft = 17,61 m

19. Kondensor Parsial (CD-101)

Fungsi : Memisahkan gas terkondensasi dan tidak terkondensasi produk top reaktor
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit *heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

massa fluida panas (mh) = 2026,70 Kg/jam
 = 4468,06 lbm/jam
 temperatur masuk (T1) = 177 °C = 450 K
 temperatur keluar (T2) = 137 °C = 410 K

$$t_c = \frac{T1 + T2}{2}$$
 = 157 °C = 430 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	149,87	1,63	0,02
C ₇ H ₆ O ₂	4,05	0,03	0,00
C ₇ H ₆ O	5,49	0,05	0,00
H ₂ O	96,33	5,35	0,08
O ₂	6,61	0,21	0,00
N ₂	1764,33	63,01	0,90
Jumlah	2026,70	70,28	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 28,84 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	E	Cp(tc)	Cp(tc),car
C ₇ H ₈	-2E+01	5E-01	-3E-04	6E-08	1E-12	150,0	3,47
C ₇ H ₆ O ₂	2E+01	3E-01	2E-04	-3E-07	1E-10	148,6	0,07
C ₇ H ₆ O	-9E-01	4E-01	-2E-04	-4E-08	3E-11	155,5	0,11
H ₂ O	3E+01	-8E-03	3E-05	-2E-08	4E-12	34,6	2,63
O ₂	3E+01	-9E-03	4E-05	-3E-08	9E-12	30,5	0,09
N ₂	3E+01	-4E-03	1E-05	-4E-09	3E-13	29,3	26,32
Jumlah							32,69

mencari nilai ρ gas masuk

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{m_g}{V_g} = m_g \times \frac{P}{n_g \cdot R \cdot T} = \frac{Bm_g \cdot P}{R \cdot T}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{28,84 \text{ kg/kmol} \times 5 \text{ atm}}{0,082 \text{ m}^3\text{atm/kmol.K} \times 430,2 \text{ K}}$$

$$= \frac{144,19}{35,30}$$

$$= 4,09 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B \cdot T + C \cdot T^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	2E+00	2E-01	-9E-06	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-4E+00	2E-01	-2E-05	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O	-5E+00	2E-01	-3E-05	0,01	0,00
H ₂ O	-4E+01	4E-01	-2E-05	0,01	0,00
O ₂	4E+01	6E-01	-1E-04	0,03	0,00
N ₂	4E+01	5E-01	-1E-04	0,02	0,02
Jumlah					0,02

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B (1-T/C)^2$ liquid

$k = A + B \cdot T + C \cdot T^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,14	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,10	0,00
H ₂ O	-3E-01	5E-03	-6E-06	0,68	0,05
O ₂	1E-03	9E-05	-1E-08	0,04	0,00
N ₂	3E-03	8E-05	-1E-08	0,03	0,03
Jumlah					0,05

Data properties fluida panas

$$\rho = 4,09 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_p = 32,69 \text{ j/mol.K}$$

$$\mu = 0,02 \text{ cp}$$

$$k = 0,05 \text{ W/m.K}$$

$$BM_c = 28,84 \text{ gr/mol}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned} \text{massa fluida dingin (m}_c &= 3170,04 \text{ Kg/jam} \\ &= 6988,67 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (t}_1 &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (t}_2 &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K} \\ T_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= 265144,7 \text{ Kj/jam} \\ &= 73651,3 \text{ j/s} \\ &= 251307,7 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ B M_c &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

$$\begin{aligned} \text{Fluida dingin} &= \textit{Water} \\ \text{Fluida panas} &= \textit{Light Organics} \\ \text{range nilai U} &= 75-150 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Nilai Ud yang dipilih} &= 100 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \text{Fluida panas, } T_1 &= 177 \text{ }^\circ\text{C} = 351 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 137 \text{ }^\circ\text{C} = 279 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Fluida dingin, } t_1 &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ t_2 &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T_1 &= 127 \text{ }^\circ\text{C} = 261 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T_2 &= 107 \text{ }^\circ\text{C} = 225 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 242 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U \times \Delta TLM} \\
 &= \frac{251307,71 \text{ Btu/h}}{100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ \times 242 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 10,4 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	4	4,5	40	4,03	12,7	1,178
Dingin	Inner Pipe	3	3,5	40	3,07	7,38	0,917

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus		Inner Pipe		Satuan
Flow area anulus(Aa) =	3,14	Flow area pipe (Ap) =	7,38	in ²
	= 0,02		= 0,05	ft ²
Dia.Equiv (De) =	1,14	Diameter (D) =	3,07	in
	= 0,09		= 0,26	ft
massa fluida panas(m) =	4468,06	massa fluida dingin (m) =	6988,67	lbm/h
mass velocity (Ga) =	$\frac{m}{Aa}$	mass velocity (Gp) =	$\frac{m}{Ap}$	
	= 206225		= 137243	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) =	0,02	Viskositas @tc (μ) =	0,66	cp
	= 0,05		= 1,61	lbm/h.ft
Reynold number, Nr =	$\frac{De \times Ga}{\mu}$	Reynold number, Nr =	$\frac{D \times Gp}{\mu}$	
	= 369075		= 21845,6	
Heat transfer fact jH =	700	Heat transfer fact jH =	80	
(gambar 24, kern, p.834)		(gambar 24, kern, p.834)		
Cp pada suhu tc =	1,13	Cp pada suhu tc =	4,18	Kj/Kg.°K
	= 0,27		= 1	Btu/lbm.°F
k pada suhu tc =	0,05	k pada suhu tc =	0,63	W/m.°C

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

	0,03		= 0,36	Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho		menghitung nilai hi		
$h_o = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$		$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$		
maka nilai, ho	= 175	maka nilai, hi	= 186	Btu/h.ft².°F
		menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe		
		$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$		
			= 163	Btu/h.ft².°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 84,3 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud
 Fluida dingin = *Water*
 Fluida panas = *Light Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 77,8 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{251307,71 \text{ Btu/h}}{77,8 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 242 \text{ °F}}$$

$$= 13,3 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 3 in diperoleh surface external 0.917
 maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= 13,3 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} & \frac{0,92 \text{ ft}^2/\text{ft}}{=} \\ & = 14,6 \text{ ft} = 4,44 \text{ m} \end{aligned}$$

menggunakan panjang pipa standar 12 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{14,55 \text{ ft}}{2 \times 12 \text{ ft}} \\ &= 0,61 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surafce exterr} \times \text{jumlah hairpi} \times \text{jumlah pi} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,92 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 14,6 \text{ ft} \\ &= 26,7 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{251307,71 \text{ Btu/h}}{26,7 \text{ ft}^2 \times 242 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 38,88 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\ &= 0,014 \text{ h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/Btu} \end{aligned}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\begin{aligned} \text{Dia. u/ pressure drop} &= D_2 - D_1 \\ D_{e'} &= 4,03 - 3,07 \\ &= 0,96 \text{ in} \\ &= 0,08 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynolds. No } Re_{a'} &= \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,08 \times 206224,6}{0,05} \\ &= 310152,4 \end{aligned}$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,005$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1105 \text{ Kg/m}^3$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 &= 69 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e'} \\
 &= \frac{4 \times 0,00 \times 206224,6^2 \times 14,55}{2 \times 4,2E+08 \times 68,95^2 \times 0,08} \\
 &= 0,04 \text{ ft} \\
 V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\
 &= 0,83 \text{ fps} \\
 F_l &= \frac{3 \times V^2}{2 \times g} \\
 &= \frac{3 \times 0,83^2}{2 \times 32,20} \\
 &= 0,032 \text{ ft} \\
 \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,03 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_a < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida dingin

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds. No Rep} &= 21845,59 \\
 f &= 0,004 + \frac{0,264}{N\text{Rea}'^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53}) \\
 &= 0,01 \\
 \rho \text{ (tc)} &= 4 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 0,26 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 137243^2 \times 14,6}{2 \times 4,2E+08 \times 0,26^2 \times 0,26} \\
 &= 590 \text{ ft} \\
 \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\
 &= 1,04 \text{ psi} \\
 \Delta P &< 10 \text{ psi diizinkan}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME CD-101	
Fungsi	Memisahkan gas terkondensasi dan tidak terkondensasi produk top reaktor
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	177 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	137 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	4,00 in = 0,10 m
OD	4,50 in = 0,11 m
ID	4,03 in = 0,10 m
<i>Heat transfer area</i>	26,7 ft ² = 2,48 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	38,88 Btu/h.ft ² .°F = 220,8 W/m ² .°K
ΔP	0,03 psia = 0,23 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,07 in = 0,08 m
ΔP	1,04 psi = 7,20 kPa
Panjang pipa	14,55 ft = 4,44 m

20. Kondensor (CD-201)

Fungsi : Mengkondensasikan top produk menara destilasi (MD-201)
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit *heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

$$\begin{aligned} \text{massa fluida panas (mh)} &= 859,76 \text{ Kg/jam} \\ &= 1895,43 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (T1)} &= 137 \text{ }^\circ\text{C} = 411 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (T2)} &= 137 \text{ }^\circ\text{C} = 411 \text{ K} \\ t_c &= \frac{T1 + T2}{2} \\ &= 137 \text{ }^\circ\text{C} = 411 \text{ K} \end{aligned}$$

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	707,42	7,68	0,84
C ₇ H ₆ O ₂	1,26	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O	151,08	1,42	0,16
Jumlah	859,76	9,11	1,00

$$\begin{aligned} \text{BM, campuran} &= \frac{\text{massa}}{\text{mol}} \\ &= 94,36 \text{ gram/mol} \end{aligned}$$

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad T \text{ dalam K dan } C_p \text{ dalam J/mol.K}$$

Komponen	A	B	C	D	E	Cp(tc)	Cp(tc),car
C ₇ H ₈	-2E+01	5E-01	-3E-04	6E-08	1E-12	144,1	121,41
C ₇ H ₆ O ₂	2E+01	3E-01	2E-04	-3E-07	1E-10	142,9	0,16
C ₇ H ₆ O	-9E-01	4E-01	-2E-04	-4E-08	3E-11	149,9	23,43
Jumlah							145,00

mencari nilai ρ gas masuk

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas}} &= \frac{m_g}{V_g} = m_g \times \frac{P}{n_g \cdot R \cdot T} = \frac{Bm_g \cdot P}{R \cdot T} \\ \rho_{\text{gas}} &= \frac{94,36 \text{ kg/kmol} \times 5 \text{ atm}}{0,082 \text{ m}^3\text{atm/kmol.K} \times 410,6 \text{ K}} \\ &= 471,79 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 33,69$$

$$= 14,00 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

Log $\mu = A + B.T + CT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	$\mu(tc)$	$\mu(tc),camp$
C7H8	2E+00	2E-01	-9E-06	0,01	0,01
C7H6O2	-4E+00	2E-01	-2E-05	0,01	0,00
C7H6O	-5E+00	2E-01	-3E-05	0,01	0,00
Jumlah					0,01

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

Log $k = A + B (1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C7H8	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,02
C7H6O2	-2E+00	1E+00	8E+02	0,14	0,00
C7H6O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,11	0,02
Jumlah					0,03

Data properties fluida panas

$$\rho = 14,00 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_p = 145,00 \text{ j/mol.K}$$

$$\mu = 0,01 \text{ cp}$$

$$k = 0,03 \text{ W/m.K}$$

$$BM_c = 94,36 \text{ gr/mol}$$

b. Fluida Dingin

$$\text{massa fluida dingin (mc)} = 7520,60 \text{ Kg/jam}$$

$$= 16579,92 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{temperatur masuk (t1)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (t2)} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$T_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

$$Q \text{ pendingin} = 629028,8 \text{ Kj/jam}$$

$$= 174730,2 \text{ j/s}$$

$$= 596201,9 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned}\rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 18,02 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

$$\begin{aligned}\text{Fluida dingin} &= \textit{Water} \\ \text{Fluida panas} &= \textit{Light Organics} \\ \text{range nilai U} &= 75-150 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \\ \text{Nilai Ud yang dipilih} &= 100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}\end{aligned}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\text{Fluida panas, } T_1 &= 137 \text{ °C} = 279 \text{ °F} \\ &T_2 = 137 \text{ °C} = 279 \text{ °F} \\ \text{Fluida dingin, } t_1 &= 30 \text{ °C} = 86 \text{ °F} \\ &t_2 = 50 \text{ °C} = 122 \text{ °F} \\ \Delta T_1 &= 87 \text{ °C} = 189 \text{ °F} \\ \Delta T_2 &= 107 \text{ °C} = 225 \text{ °F} \\ \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 207 \text{ °F}\end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{596201,90 \text{ Btu/h}}{100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 207 \text{ °F}} \\ &= 28,8 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	4	4,5	40	4,026	12,7	1,178

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Dingin	Inner Pipe	3	3,5	40	3,068	7,38	0,917
--------	------------	---	-----	----	-------	------	-------

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus (Aa) = 3,14 = 0,02	Flow area pipe (Ap) = 7,38 = 0,05	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 1,14 = 0,09	Diameter (D) = 3,07 = 0,26	in ft
massa fluida panas (n = 1895,43 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$ = 87484	massa fluida dingin (= 16579,92 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$ = 325594	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,01 = 0,02	Viskositas @tc (μ) = 0,66 = 1,61	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 357444	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 51826,4	
Heat transfer fact jH = 700 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 150 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 1,54 = 0,37	Cp pada suhu tc = 4,18 = 1	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,03 0,02	k pada suhu tc = 0,63 = 0,36	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho $ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	menghitung nilai hi $hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 112	maka nilai, hi = 349	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 306	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 81,8 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Light Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 75,6 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{596201,90 \text{ Btu/h}}{75,6 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \times 207 \text{ °F}} \\ &= 38,1 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 3 in diperoleh surface external 0.917
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{\text{surface external}} \\ &= \frac{38,1 \text{ ft}^2}{0,92 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 41,6 \text{ ft} = 12,7 \text{ m} \end{aligned}$$

menggunakan panjang pipa standar 15 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{41,56 \text{ ft}}{2 \times 15 \text{ ft}} \\ &= 1,39 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surface external} \times \text{jumlah hairpins} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,92 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 41,6 \text{ ft} \\ &= 76,2 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{596201,90 \text{ Btu/h}}{76,2 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \frac{76,2 \text{ ft}^2 \times 207 \text{ }^\circ\text{F}}{37,82 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \\ \text{Rd} &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\ &= 0,014 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \end{aligned}$$

Rd > 0.001, nilai Rd memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 4,03 - 3,07$$

$$= 0,96 \text{ in}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } \text{Re}_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,08 \times 87484,0}{0,02}$$

$$= 300378,7$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRe}_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,005$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1105 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 69 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}}$$

$$= \frac{4 \times 0,005 \times 87484,0^2 \times 41,56}{2 \times 4,2 \times 10^8 \times 68,95^2 \times 0,08}$$

$$= 0,02 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$$

$$= 0,35 \text{ fps}$$

$$F_l = \frac{3 \times V^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{3 \times 0,35^2}{2 \times 32,20}$$

$$= 0,006 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 0,01 \text{ psi}$$

$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$, maka pressure drop annulus diizinkan

$$\begin{aligned} 1 \text{ lbm/ft}^2 &= 16,02 \text{ Kg/m}^3 \\ g &= 4,2\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2 \\ &= 32,20 \text{ ft/s}^2 \end{aligned}$$

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No Rep} = 51826,43$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRea}'^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 14 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 0,87 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 325594^2 \times 41,6}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 0,874^2 \times 0,26} \\ &= 676 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 4,10 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10 \text{ psi}$ diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME CD-201	
Fungsi	Mengkondensasikan top produk menara destilasi (MD-201)
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	137 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	137 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	4,00 in = 0,10 m
OD	4,50 in = 0,11 m
ID	4,03 in = 0,10 m
<i>Heat transfer area</i>	76,2 ft ² = 7,08 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	37,82 Btu/h.ft ² .°F = 214,8 W/m ² .°K
ΔP	0,01 psi = 0,08 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,07 in = 0,08 m
ΔP	4,10 psia = 28,30 kPa
Panjang pipa	41,56 ft = 12,67 m

21. Kondensor (CD-202)

Fungsi : Mengkondensasikan *top* produk menara destilasi (MD-202)
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit *heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

$$\begin{aligned} \text{massa fluida panas (mh)} &= 706,86 \text{ Kg/jam} \\ &= 1558,35 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (T1)} &= 116 \text{ }^\circ\text{C} = 389 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (T2)} &= 111 \text{ }^\circ\text{C} = 384 \text{ K} \\ t_c &= \frac{T1 + T2}{2} \\ &= 113 \text{ }^\circ\text{C} = 387 \text{ K} \end{aligned}$$

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	706,71	7,67	1,00
C ₇ H ₆ O ₂	0,00	0,00	0,00
C ₇ H ₆ O	0,15	0,00	0,00
Jumlah	706,86	7,67	1,00

$$\begin{aligned} \text{BM, campuran} &= \frac{\text{massa}}{\text{mol}} \\ &= 92,14 \text{ gram/mol} \end{aligned}$$

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad T \text{ dalam K dan } C_p \text{ dalam J/mol.K}$$

Komponen	A	B	C	D	E	Cp(tc)	Cp(tc),cam
C ₇ H ₈	-2E+01	5E-01	-3E-04	6E-08	1E-12	136,6	136,57
C ₇ H ₆ O ₂	2E+01	3E-01	2E-04	-3E-07	1E-10	135,7	0,00
C ₇ H ₆ O	-9E-01	4E-01	-2E-04	-4E-08	3E-11	143,0	0,03
Jumlah							136,60

mencari nilai ρ gas masuk

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas}} &= \frac{m_g}{V_g} = m_g \times \frac{P}{n_g \cdot R \cdot T} = \frac{B m_g \cdot P}{R \cdot T} \\ \rho_{\text{gas}} &= \frac{92,14 \text{ kg/kmol} \times 5 \text{ atm}}{0,08206 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol.K} \times 386,6 \text{ K}} \\ &= \frac{460,713}{31,726} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 14,522 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$$\text{Log } \mu = A + B.T + CT^2 \quad T \text{ dalam K dan } \mu \text{ dalam cp}$$

Komponen	A	B	C	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	2E+00	2E-01	-9E-06	0,01	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	-4E+00	2E-01	-2E-05	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O	-5E+00	2E-01	-3E-05	0,01	0,00
Jumlah					0,01

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2 \quad \text{liquid}$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad \text{gas}$$

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,02
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,15	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,12	0,00
Jumlah					0,02

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned} \rho &= 14,52 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 136,60 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,01 \text{ cp} \\ k &= 0,02 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 92,14 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned} \text{massa fluida dingin (mc)} &= 3850,32 \text{ Kg/jam} \\ &= 8488,41 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (t1)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (t2)} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K} \\ T_c &= \frac{t1 + t2}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin} &= 322043,6 \text{ Kj/jam} \\ &= 89456,6 \text{ j/s} \\ &= 305237,3 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

Data properties fluida dingin

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \rho &= 1104,53 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 75,27 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,66 \text{ cp} \\ k &= 0,63 \text{ W/m.K} \\ BMc &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

$$\begin{aligned} \text{Fluida dingin} &= \textit{Water} \\ \text{Fluida panas} &= \textit{Light Organics} \\ \text{range nilai U} &= 75-150 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \\ \text{Nilai Ud yang dipilih} &= 100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \text{Fluida panas, } T_1 &= 116 \text{ °C} = 241 \text{ °F} \\ &T_2 = 111 \text{ °C} = 231 \text{ °F} \\ \text{Fluida dingin, } t_1 &= 30 \text{ °C} = 86 \text{ °F} \\ &t_2 = 50 \text{ °C} = 122 \text{ °F} \\ \Delta T_1 &= 66 \text{ °C} = 151 \text{ °F} \\ \Delta T_2 &= 81 \text{ °C} = 177 \text{ °F} \\ \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 164 \text{ °F} \end{aligned}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{305237,27 \text{ Btu/h}}{100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 164 \text{ °F}} \\ &= 18,6 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Dingin	Annulus	2,5	2,88	40	2,469	4,79	0,753
Panas	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,435

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *annulus* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area annulus(Aa) = 2,63	Flow area pipe (Ap) = 1,5	in ²
= 0,02	= 0,01	ft ²
Dia.Equiv (De) = 2,02	Diameter (D) = 1,38	in
= 0,17	= 0,11	ft
massa fluida dingin(m ₁) = 8488,41	massa fluida panas (m ₂) = 1558,35	lbm/h
mass velocity (Ga) = $\frac{m_1}{A_a}$	mass velocity (Gp) = $\frac{m_2}{A_p}$	
= 467759	= 150566	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,66	Viskositas @tc (μ) = 0,01	cp
= 1,61	= 0,02	lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{D_e \times G_a}{\mu}$	Reynold number, Nr = $\frac{D \times G_p}{\mu}$	
= 49022,1	= 781630	
Heat transfer fact jH = 150 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 1400 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,18	Cp pada suhu tc = 1,48	Kj/Kg.°K
= 1	= 0,35	Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,63	k pada suhu tc = 0,02	W/m.°C
= 0,36	= 0,01	Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$h_o = jH \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 529	maka nilai, hi = 121	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe	
	$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$	
	= 100	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 84,4 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Light Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 77,8 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad , \text{nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LM}} \\ &= \frac{305237,27 \text{ Btu/h}}{77,8 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 164 \text{ } ^\circ\text{F}} \\ &= 23,9 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 3 in diperoleh surface external 0.917
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{\text{surface external}} \\ &= \frac{23,9 \text{ ft}^2}{0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 55 \text{ ft} = 16,8 \text{ m} \end{aligned}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{55,01 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\ &= 1,38 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

A = surface external x jumlah hairpins x jumlah pipa x panjang pipa

$$= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 55 \text{ ft}$$

$$= 47,9 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U &= \frac{Q}{A \times \Delta T \text{ LM}} \\ &= \frac{305237,27 \text{ Btu/h}}{47,9 \text{ ft}^2 \times 164 \text{ } ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$= 38,90 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U}{U_c \times U}$$

$$= 0,014 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida dingin

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 2,47 - 1,38$$

$$= 1,09 \text{ in}$$

$$= 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } Re_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,09 \times 467758,5}{1,61}$$

$$= 26428,3$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,007$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1105 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 69 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 467758,5^2 \times 55,01}{2 \times 4,2E+08 \times 68,95^2 \times 0,09}$$

$$= 0,96 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$$

$$= 1,88 \text{ fps}$$

$$F_l = \frac{3 \times V^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{3 \times 1,88^2}{2 \times 32,20}$$

$$= 0,165 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,54 \text{ psi}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$\Delta P_a < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^2 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida panas

$$\text{Reynolds. No } Re_p = 781630,2$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_p^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0$$

$$\rho \text{ (tc)} = 15 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 0,91 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0 \times 150566^2 \times 55}{2 \times 4,2E+08 \times 0,907^2 \times 0,11}$$

$$= 277 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 1,74 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10$ psi diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME CD-202	
Fungsi	Mengkondensasikan top produk menara destilasi (MD-202)
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	116 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	111 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,50 in = 0,06 m
OD	2,88 in = 0,07 m
ID	2,47 in = 0,06 m
<i>Heat transfer area</i>	47,9 ft ² = 4,45 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	38,90 Btu/h.ft ² .°F = 220,9 W/m ² .°K
ΔP	0,54 psi = 3,71 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	1,74 psia = 12,02 kPa
Panjang pipa	55,01 ft = 16,77 m

22. Reboiler (RB-201)

Fungsi : Memanaskan fluida area *bottom* menara destilasi (MD-201)
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit *heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida dingin

massa fluida dingin (m_c) = 2121,83 Kg/jam
 = 4677,78 lbm/jam
 temperatur masuk (t_1) = 146 °C = 419 K
 temperatur keluar (t_2) = 251 °C = 524 K
 $t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$
 = 199 °C = 472 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	707,42	7,68	0,39
C ₇ H ₆ O ₂	1263,18	10,34	0,53
C ₇ H ₆ O	151,23	1,43	0,07
Jumlah	2121,83	19,45	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 109,1 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),cam
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	202,7	80,03
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	273,4	145,44
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	210,3	15,41
Jumlah						240,89

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,93	1,02	0,40
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,88	1,19	0,64
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,90	1,10	0,08
Jumlah							1,12

$\rho \text{ campuran} = \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho)$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 1,117 \text{ kg/l}$$

$$= 1117,030 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}),\text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,1	0,06
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	0,1	0,07
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,2	0,02
Jumlah						0,14

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,03	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,13	0,07
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,08	0,01
Jumlah					0,09

Data properties fluida dingin

$$\rho = 1117,03 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_p = 240,89 \text{ j/mol.K}$$

$$\mu = 0,14 \text{ cp}$$

$$k = 0,09 \text{ W/m.K}$$

$$BM_c = 109,11 \text{ gr/mol}$$

b. Fluida panas

$$\text{massa fluida panas (mh)} = 579,2 \text{ Kg/jam}$$

$$= 1277 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{temperatur masuk (T1)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (T2)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$Q \text{ pemanas} = 912227,4 \text{ Kj/jam}$$

$$= 253396,5 \text{ j/s}$$

$$= 864621,3 \text{ Btu/h}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned}\rho &= 786,35 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 74,53 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,04 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 18,02 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Light Organics*

Fluida panas = *Steam*

range nilai U = 100-150 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 150 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 275 °C = 527 °F

T2 = 275 °C = 527 °F

Fluida dingin, t1 = 146 °C = 295 °F

t2 = 251 °C = 484 °F

ΔT_1 = 24 °C = 74,8 °F

ΔT_2 = 129 °C = 264 °F

$$\begin{aligned}\Delta T_{LM} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 150 \text{ °F}\end{aligned}$$

Menentukan Luas Area Transfer Panas (A)

Menggunakan jenis reboiler vertikal isotermal (kedua stream isoterm)

Maximum flux untuk organik

$$Q/A = 12000 \text{ Btu/h.ft}^2 \quad (\text{natural circulation})$$

Mencari luas area reboiler (A)

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{Q/A} \\ &= \frac{864621,3 \text{ Btu/h}}{12000 \text{ Btu/h.ft}^2} \\ &= 72,05 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	2	2,38	40	2,07	3,35	0,62
Dingin	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,44

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa = 1,19 = 0,01	Flow area pipe (Ap) = 1,5 = 0,01	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 0,92 = 0,08	Diameter (D) = 1,38 = 0,11	in ft
massa fluida panas(n = 1277 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$	massa fluida dingin (= 4678 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$	lbm/h
= 155516,2	= 451959	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,02 = 0,05	Viskositas @tc (μ) = 0,14 = 0,34	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 253180	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 152847	
Heat transfer fact jH = 550 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 450 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,14 = 0,99	Cp pada suhu tc = 2,21 = 0,53	Kj/Kg. °K Btu/lbm. °F
k pada suhu tc = 0,04 0,02	k pada suhu tc = 0,09 = 0,05	W/m. °C Btu/h.ft. °F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 215	maka nilai, hi = 300	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 249	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 115 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Light Organics*

Fluida panas = *Steam*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 103,4 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{864621,32 \text{ Btu/h}}{103,4 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 150 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 55,7 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{55,7 \text{ ft}^2}{0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 128 \text{ ft} = 39 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlah} = \frac{128,10 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 3,2$$

$$= 3 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$A = \text{surface external} \times \text{jumlah hairpin} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa}$$

$$= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 3 \times 2 \times 64,1 \text{ ft}$$

$$= 167,2 \text{ ft}^2$$

$$U = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{A \times \Delta T_{LM}}{167,2 \text{ ft}^2 \times 150 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= \frac{864621,32 \text{ Btu/h}}{167,2 \text{ ft}^2 \times 150 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 34,45 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{Rd} &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\
 &= 0,020 \text{ h.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Rd > 0.001, nilai Rd memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 2,07 - 1,38$$

$$= 0,69 \text{ in}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } \text{Re}_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,06 \times 155516,2}{0,05}$$

$$= 190092,3$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRe}_{a'}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,005$$

$$\rho \text{ (tc)} = 786,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 49,1 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 155516,2^2 \times 128,1}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 49,09^2 \times 0,06} \\
 &= 0,55 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\
 &= 0,88 \text{ fps}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_l &= \frac{3 \times V^2}{2 \times g} \\
 &= \frac{3 \times 0,88^2}{2 \times 32,20} \\
 &= 0,036 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,199 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$\Delta P_a < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida dingin

Reynolds. No $Re_p = 152847,0$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_p^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1117 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 69,7 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 451959^2 \times 128}{2 \times 4,2E+08 \times 69,7^2 \times 0,11}$$

$$= 1,18 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 0,57 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10$ psi diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME RB-201	
Fungsi	Memanaskan fluida area bottom menara destilasi (MD-201)
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	275 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	275 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	146 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	251 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
<i>Heat transfer area</i>	167,2 ft ² = 15,53 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	34,45 Btu/h.ft ² .°F = 195,6 W/m ² .°K
ΔP	0,20 psia = 1,37 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	0,57 psi = 3,93 kPa
Panjang pipa	128,1 ft = 39,05 m

23. Reboiler (RB-202)

-) Fungsi : Memanaskan fluida area *bottom* menara destilasi (MD-202)
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit *heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida dingin

$$\begin{aligned} \text{massa fluida dingin (mc)} &= 859,76 \text{ Kg/jam} \\ &= 1895,43 \text{ lbm/jam} \\ \text{temperatur masuk (t1)} &= 116 \text{ }^\circ\text{C} = 389 \text{ K} \\ \text{temperatur keluar (t2)} &= 179 \text{ }^\circ\text{C} = 452 \text{ K} \\ t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= 148 \text{ }^\circ\text{C} = 421 \text{ K} \end{aligned}$$

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	707,42	7,68	0,84
C ₇ H ₆ O ₂	1,26	0,01	0,00
C ₇ H ₆ O	151,08	1,42	0,16
Jumlah	859,76	9,11	1,00

$$\begin{aligned} \text{BM, campuran} &= \frac{\text{massa}}{\text{mol}} \\ &= 94,4 \text{ gram/mol} \end{aligned}$$

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad T \text{ dalam K dan } C_p \text{ dalam J/mol.K}$$

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),cam
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	184,0	155,07
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	259,7	0,29
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	198,3	30,99
Jumlah						186,35

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n} \quad T \text{ dalam K dan } \rho \text{ dalam gr/ml}$$

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,90	0,98	0,82
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,85	1,15	0,00
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,87	1,06	0,17
Jumlah							0,99

$$\rho \text{ campuran} = \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho)$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 0,989 \text{ kg/l}$$

$$= 988,606 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ T dalam K dan μ dalam cp

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}),\text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,01	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	0,61	0,00
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,33	0,05
Jumlah						0,06

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2$ liquid

$k = A + BT + CT^2$ gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-2E+00	1E+00	6E+02	0,10	0,09
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,14	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,10	0,02
Jumlah					0,10

Data properties fluida dingin

$$\rho = 988,61 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_p = 186,35 \text{ j/mol.K}$$

$$\mu = 0,06 \text{ cp}$$

$$k = 0,10 \text{ W/m.K}$$

$$BM_c = 94,36 \text{ gr/mol}$$

b. Fluida panas

$$\text{massa fluida panas (mh)} = 210,9 \text{ Kg/jam}$$

$$= 465 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{temperatur masuk (T1)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (T2)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$T_c = \frac{T1 + T2}{2}$$

$$= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$Q \text{ pemanas} = 332169,9 \text{ Kj/jam}$$

$$= 92269,4 \text{ j/s}$$

$$= 314835,1 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned}\rho &= 786,35 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 74,53 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,04 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 18,02 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Light Organics*

Fluida panas = *Steam*

range nilai U = 100-150 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 100 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 275 °C = 527 °F

T2 = 275 °C = 527 °F

Fluida dingin, t1 = 116 °C = 241 °F

t2 = 179 °C = 354 °F

ΔT_1 = 96 °C = 205 °F

ΔT_2 = 159 °C = 318 °F

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} \\ &= 257 \text{ °F}\end{aligned}$$

Menentukan Luas Area Transfer Panas (A)

Menggunakan jenis reboiler vertikal isotermal (kedua stream isoterm)

Maximum flux untuk organik

$$Q/A = 12000 \text{ Btu/h.ft}^2 \quad (\textit{natural circulation})$$

Mencari luas area reboiler (A)

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{Q/A} \\ &= \frac{314835,1 \text{ Btu/h}}{12000 \text{ Btu/h.ft}^2} \\ &= 26,24 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

∵ Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchanger* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	2	2,38	40	2,07	3,35	0,62
Dingin	Inner Pipe	1,25	1,66	40	1,38	1,5	0,44

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa = 1,19 = 0,01	Flow area pipe (Ap) = 1,5 = 0,01	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 0,92 = 0,08	Diameter (D) = 1,38 = 0,11	in ft
massa fluida panas(n = 465 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$	massa fluida dingin (= 1895 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$	lbm/h
= 56628,2	= 183133	lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,02 = 0,05	Viskositas @tc (μ) = 0,06 = 0,15	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 92190,5	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 142213	
Heat transfer fact jH = 250 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 400 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,14 = 0,99	Cp pada suhu tc = 1,97 = 0,47	Kj/Kg. °K Btu/lbm. °F
k pada suhu tc = 0,04 0,02	k pada suhu tc = 0,10 = 0,06	W/m. °C Btu/h.ft. °F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 1500	maka nilai, hi = 218	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 182	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 162 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Light Organics*

Fluida panas = *Steam*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,01$$

$$U_d = 139 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{314835,07 \text{ Btu/h}}{139,4 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 257 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 8,77 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 1.25 in diperoleh surface external 0.435
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{8,77 \text{ ft}^2}{0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 20,2 \text{ ft} = 6,15 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlah} = \frac{20,17 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 0,5$$

$$= 1 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$A = \text{surface external} \times \text{jumlah hairpin} \times \text{jumlah pipa} \times \text{panjang pipa}$$

$$= 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 20,2 \text{ ft}$$

$$= 17,5 \text{ ft}^2$$

$$U = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{A \times \Delta T_{LM}}{17,5 \text{ ft}^2 \times 257 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 69,71 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 \text{Rd} &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\
 &= 0,008 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Rd > 0.001, nilai Rd memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 2,07 - 1,38$$

$$= 0,69 \text{ in}$$

$$= 0,06 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } \text{Re}_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,06 \times 56628,2}{0,05}$$

$$= 69218,4$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRe}_{a'}^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,006$$

$$\rho \text{ (tc)} = 786,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 49,1 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 56628,2^2 \times 20,2}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 49,09^2 \times 0,06}$$

$$= 0,01 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$$

$$= 0,32 \text{ fps}$$

$$F_l = \frac{3 \times V^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{3 \times 0,32^2}{2 \times 32,20}$$

$$= 0,005 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,006 \text{ psi}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$\Delta P_a < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida dingin

Reynolds. No $Re_p = 142213,2$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_p^{0,42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 989 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 61,7 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 183133^2 \times 20,2}{2 \times 4,2E+08 \times 61,7^2 \times 0,11}$$

$$= 0,04 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 0,02 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10$ psi diizinkan

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME RB-202	
Fungsi	Memanaskan fluida area bottom menara destilasi (MD-202)
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	275 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	275 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	116 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	179 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
<i>Heat transfer area</i>	17,5 ft ² = 1,63 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	69,71 Btu/h.ft ² .°F = 395,8 W/m ² .°K
ΔP	0,01 psia = 0,04 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	1,25 in = 0,03 m
OD	1,66 in = 0,04 m
ID	1,38 in = 0,04 m
ΔP	0,02 psi = 0,12 kPa
Panjang pipa	20,2 ft = 6,15 m

24. Tangki Penyimpanan Toluena (T-101)

Fungsi : Menyimpan bahan baku toluena

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *torispherical*

Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi : P = 1 Atm
= 14,70 Psi
T = 32 °C
= 305 K

Laju alir massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	92,14	1048,66	11,4	1,00
H ₂ O	18,00	5,27	0,29	0,01
Total		1053,93	11,67	1,00

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

f. konvers = 1000 gr/ml menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	T _c	ρ (Kg/m ³)	ρ camp
C ₇ H ₈	0,30	0,27	0,30	#####	858,31	854,02
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	#####	1021,17	5,11
Total						859,12

Menghitung volume tangki

Laju alir massa = 1054 kg/jam = 0,29 kg/s

Densitas = 859,1 kg/m³

Debit = 1,23 m³/jam

t penyimpanan = 15 hari = 360 jam

V fluida = 442 m³

Volume Tangki dirancang dengan faktor keamanan/overdesign

Faktor keamanan = 20%

V tangki = 530 m³ = 140200 gal = 18715 ft³

Volume tangki yang besar, maka tangki penyimpanan dibagi m 5 tangki

Volume tiap tang = 106 m³/unit

Menghitung dimensi tangki

Dimensi tangki jika menggunakan perhitungan

Diameter tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Vhead = 4,9E-05 D₃ (Brownell, eq.5.11p.100)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Dengan, $V = \text{Volume head, ft}^3$
 $D = \text{Diameter tangki, inch}$

Asumsi 1.5D

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{head}} \\ V_{\text{tangki}} &= (1/4 \times 3.14 \times D_2 \times H) + ((0.000049 \times (D/12)^3)) \\ V_{\text{tangki}} &= (1/4 \times 3.14 \times 1,5 \times D_3) + ((0.000049 \times (D/12)^3)) \\ ##### \text{ m}^3 &= 1,18 D_3 + 0 D_3 \\ ##### \text{ m}^3 &= 1,18 D_3 \\ D &= 4,48 \text{ m} \quad r = 2,24 \text{ m} \quad H_s = 6,72 \text{ m} \\ &= 176 \text{ in} \quad = 88,2 \text{ in} \quad = 265 \text{ in} \\ &= 14,7 \text{ ft} \quad = 7,35 \text{ ft} \quad = 22,1 \text{ ft} \\ \text{Tinggi cairan } 5,60 \text{ m} &= 18,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

Material tangki *Carbon Steel* dengan spesifikasi

Menghitung tekanan desain

$$\begin{aligned} P_{\text{Operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi} \\ P_{\text{perancangan}} &= P_{\text{operasi}} + 30 \text{ Psi} \\ &= 44,70 \text{ Psi} \\ &= 3,04 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P \times R}{fE - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 25})$$

ket :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{ketebalan dinding shell, in} \\ P &= \text{tekanan desain, psi} = 44,70 \text{ psi} \\ R &= \text{radius tangki, in} = 88,22 \text{ in} \\ f &= \text{nilai tegangan material, psi} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, hal 251}) \\ E &= \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \\ c &= \text{korosi yang diizinkan} = 0,13 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, hal 542}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{(44.70 \text{ psi})(88 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 44.70)} + 0,125 \text{ in} \\ &= \frac{3943,12}{10093,18} + 0,13 \text{ in} \\ &= 0,52 \text{ in} \\ &= 0,8 \text{ in} \\ &= 0,02 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$t_h = \frac{0.885 P \times R}{fE - 0.1 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 25})$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 &= 0,47 \text{ in} \\
 &= 0,5 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dari tabel 5.7 untuk OD = 180 in

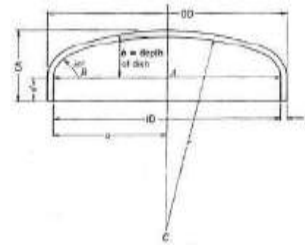
$$\begin{aligned}
 t &= 0,8 \text{ in} \\
 ri/icr &= 11 \text{ in} \\
 rc/r &= 170 \text{ in}
 \end{aligned}$$

untuk tebal head 1/2 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 3.5 in

$$\begin{aligned}
 \text{dipilih } sf &= 3 \text{ in} && (\text{Brownell, tabel 5.4 hal 87}) \\
 icr &= 1,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$\begin{aligned}
 a &= (ID/2) && = 90,00 \\
 BC &= r - icr && = 168,5 \\
 AB &= (ID/2) - icr && = 88,50 \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} && = 143,39 \\
 b &= r - AC && = 26,61 \\
 \text{tinggi head (Hh)} &= t \text{ head} + b + sf \\
 &= 0,5 + 26,6 + 3 \\
 &= 30,11 \text{ in} \\
 &= 0,76 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{tinggi total (Htot)} &= Hs + 2 Hh \\
 &= 264,66 + 60,22 \\
 &= 324,89 \text{ in} \\
 &= 8,25 \text{ m}
 \end{aligned}$$

RESUME T-101	
Fungsi	Menyimpan bahan baku toluena
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup torispherical
Temperatur	32 C
Tekanan	1 atm
Jumlah	5 buah
Kapasitas	106 m ³
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C
Diameter	4,48 m
Tinggi	8,25 m
Tebal shell	0,02 m
Tebal tutup	0,01 m

25. Tangki Penyimpanan Benzaldehida (T-201)

Fungsi : Menyimpan produk samping benzaldehida

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup torispherical

Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi operasi : P = 1 Atm

= 14,70 Psi

T = 32 °C

= 305 K

Laju alir massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₆ O	106	150,93	1,4	0,99
C ₇ H ₆ O ₂	122	1,26	0,01	0,01
C ₇ H ₈	92	0,71	1,42	0,00
Total		152,90	2,85	1,00

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

f. konvers = 1000 gr/ml menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (Kg/m ³)	ρ camp
C ₇ H ₆ O	0,33	0,26	0,29	695	1034,35	1021,02
C ₇ H ₆ O ₂	0,35	0,25	0,29	751	1171,06	9,67
C ₇ H ₈	0,30	0,27	0,30	592	858,31	3,97
Total						1034,67

Menghitung volume tangki

Laju alir massa = 153 kg/jam = 0,04 kg/s

Densitas = 1035 kg/m³

Debit = 0,15 m³/jam

t penyimpanan = 15 hari = 360 jam

V fluida = 53,2 m³

Volume Tangki dirancang dengan faktor keamanan/overdesign

Faktor keamanan = 20%

V tangki = 63,8 m³ = 16888,4 gal = 2254 ft³

Direncanakan sebanyak = 2 unit tangki + 1 unit cadangan

Menghitung dimensi tangki

Dimensi tangki jika menggunakan perhitungan

Diameter tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Vhead = 4,9E-05 D₃

(Brownell, eq.5.11p.100)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Dengan, V = Volume head, ft^3
 D = Diameter tangki, inch

Asumsi 1.5D

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{head}} \\ V_{\text{tangki}} &= \left(\frac{1}{4} \times 3.14 \times D_2 \times H\right) + \left(0.000049 \times (D/12)^3\right) \\ V_{\text{tangki}} &= \left(\frac{1}{4} \times 3.14 \times 1.5 \times D_3\right) + \left(0.000049 \times (D/12)^3\right) \\ 21,28 \text{ m}^3 &= 1,18 D_3 + 0 D_3 \\ 21,28 \text{ m}^3 &= 1,18 D_3 \\ D &= 2,62 \text{ m} \quad r = 1,31 \text{ m} \quad H_s = 3,94 \text{ m} \\ &= 103 \text{ in} \quad = 51,7 \text{ in} \quad = 155 \text{ in} \\ &= 8,61 \text{ ft} \quad = 4,3 \text{ ft} \quad = 12,9 \text{ ft} \\ \text{Tinggi cairan } 3,28 \text{ m} &= 10,8 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

Material tangki *Carbon Steel* dengan spesifikasi

Menghitung tekanan desain

$$\begin{aligned} P_{\text{Operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi} \\ P_{\text{perancangan}} &= P_{\text{operasi}} + 30 \text{ Psi} \\ &= 44,70 \text{ Psi} \\ &= 3,04 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P \times R}{fE - 0.6 P} + c \quad \text{(Brownell \& Young, hal 25)}$$

ket :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{ketebalan dinding shell, in} \\ P &= \text{tekanan desain, psi} = 44,70 \text{ psi} \\ R &= \text{radius tangki, in} = 51,66 \text{ in} \\ f &= \text{nilai tegangan material, psi} = 12650 \text{ psi} \quad \text{(Brownell, hal 251)} \\ E &= \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \\ c &= \text{korosi yang diizinkan} = 0,13 \text{ in} \quad \text{(Timmerhause, hal 542)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{(44.70 \text{ psi})(74 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 44.70)} + 0,125 \text{ in} \\ &= \frac{2308,89}{10093,18} + 0,13 \text{ in} \\ &= 0,35 \text{ in} \\ &= 0,38 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal head

$$t_h = \frac{0.885 P \times R}{fE - 0.1 P} \quad \text{(Brownell \& Young, hal 25)}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 0,33 \text{ in}$$

$$= 0,5 \text{ in}$$

$$= 0,01 \text{ m}$$

dari tabel 5.7 untuk OD = 108 in

$$t = 0,75 \text{ in}$$

$$ri/icr = 6,5 \text{ in}$$

$$rc/r = 102 \text{ in}$$

untuk tebal head 1/2 in maka standard flange (sf) = 1.5 - 3.5 in

dipilih $sf = 2 \text{ in}$ (Brownell, tabel 5.4 hal 87)

$$icr = 1,5 \text{ in}$$

dari persamaan pada fig 5.8 hal 87, brownell

$$a = (ID/2) = 54,00$$

$$BC = r - icr = 100,5$$

$$AB = (ID/2) - icr = 52,50$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 85,70$$

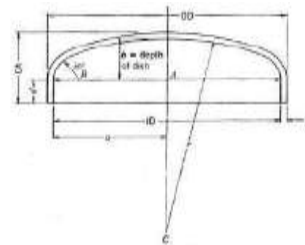
$$b = r - AC = 16,30$$

$$\text{tinggi head (Hh)} = t \text{ head} + b + sf$$

$$= 0,5 + 16,3 + 2$$

$$= 18,80 \text{ in}$$

$$= 0,48 \text{ m}$$



$$\text{tinggi total (Htot)} = Hs + 2 Hh$$

$$= 154,97 + 37,61$$

$$= 192,58 \text{ in}$$

$$= 4,89 \text{ m}$$

RESUME T-201	
Fungsi	Menyimpan produk samping benzaldehida
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup torispherical
Temperatur	32 C
Tekanan	1 atm
Jumlah	3 buah
Kapasitas	63,8 m ³
Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C
Diameter	2,62 m
Tinggi	4,89 m
Tebal shell	0,01 m
Tebal tutup	0,01 m

26. Gudang Penyimpanan Katalis (G-101)

Fungsi : Menyimpan bahan baku katalis cobalt asetat

Jenis : Gudang persegi empat tegak, lantai rata dan atap runcing

Bahan konstruksi: Beton

Kondisi operasi : P = 1 Atm

= 14,70 Psi

T = 32 °C

= 305 K

Menentukan Dimensi *Storage*

Waktu tinggal = 30 hari = 720 jam

Volume storage = $\frac{\text{Laju alir massa} \times \text{waktu tinggal}}{\text{Densitas}}$

$$= \frac{3,81 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}}{1705 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,61 \text{ m}^3$$

Volume design = 1,2 x Volume storage

$$= 1,93 \text{ m}^3$$

Asumsi:

Tinggi tumpukan = 1 m

Lebar bangunan = 1 m

$$V = P \times L \times T$$

$$1,93 = P \times 1 \text{ m} \times 1 \text{ m}$$

$$P = 1,93 \text{ m}$$

Tinggi bangunan = 2 x tinggi tumpukan

$$= 2 \text{ m}$$

RESUME G-101	
Fungsi	Menyimpan bahan baku katalis cobalt asetat
Tipe	Gudang persegi empat tegak, lantai rata dan atap runcing
Temperatur	32 C
Tekanan	1 atm
Jumlah	1 buah
Kapasitas	1,93 m ³
Bahan	Beton
Panjang	1,93 m
Tinggi	2,00 m
Lebar	1,00 m

27. Silo Asam Benzoat (T-202)

Fungsi : Menyimpan produk utama asam benzoat selama 1 hari

Jenis : Silinder tegak dengan tutup bawah bentuk konikal bersudut

Bahan konstruksi: Carbon Steel SA-283 Grade C

Kondisi operasi : P = 1 Atm

= 14,70 Psi

T = 32 °C

= 305 K

Laju alir massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	BM	Kg/jam	mol/jam	Xn
C7H6O2	122,1	1261,88	10,3	0,999
H2O	18	0,76	0,04	0,001
Total		1262,64	10,38	1,00

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)}$ dalam K dan ρ dalam gr/ml

f. konversi = 1000 gr/ml menjadi Kg/m³

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (Kg/m ³)	ρ camp
C7H6O2	0,352	0,248	0,286	751	1171,06	1170,36
H2O	0,347	0,274	0,286	647,1	1021,17	0,61
Total						1170,97

Menghitung volume tangki

Laju alir massa = 1263 kg/jam = 4545493 kg/s

Densitas = 1171 kg/m³

Debit = 1,08 m³/jam

t penyimpanan = 1 hari = 24 jam

V fluida = 25,9 m³

Volume Tangki dirancang dengan faktor keamanan/overdesign

Faktor keamanan = 20%

V tangki = 31,1 m³ = 8215,46 gal = 1097 ft³

Menentukan Diameter dan tinggi shell

Direncanakan :

L_s = 1,50 D

d = 0,25 D

α = 30

$$V_{tot} = \left(\frac{\pi D^2}{4} H + \frac{1}{3} \frac{\pi D^2}{4} r \cdot \tan \theta \right)$$

(Coulson, hal 817)

Volume tangki = Volume Conical + Volume Cylindrical

$$1097 \text{ ft}^3 = \frac{1}{3} \frac{\pi D^2}{4} r \cdot \tan \alpha + \frac{\pi \times D^2 L_s}{4}$$

$$\begin{aligned}
 1097 \text{ ft}^3 &= 0,08 D^3 + 1,18 D^3 \\
 1097 \text{ ft}^3 &= 1,25 D^3 \\
 D^3 &= 874,98 \text{ ft}^3 \\
 D &= 9,56 \text{ ft} & d &= 2,39 \text{ ft} & L_s &= 14,35 \text{ ft} \\
 &= 114,78 \text{ in} & &= 28,69 \text{ in} & &= 172,16 \text{ in} \\
 &= 2,92 \text{ m} & &= 0,73 \text{ m} & &= 4,37 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Volume Shell

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{1}{4} \pi D_i^2 H \\
 &= 29,175 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

Material tangki *Carbon Steel* dengan spesifikasi

Menghitung tekanan desain

$$P \text{ Operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

$$P \text{ perancangan} = P \text{ operasi} + 30 \text{ Psi}$$

$$= 44,70 \text{ Psi}$$

$$= 3,04 \text{ atm}$$

$$t_s = \frac{P \times R}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, hal 25})$$

ket :

t_s = ketebalan dinding shell, in

P = tekanan desain, psi = 44,70 psi

R = radius tangki, in = 28,69 in

f = nilai tegangan material, psi = 12650 psi (Brownell, hal 251)

E = efisiensi sambungan = 0,8

c = korosi yang diizinkan = 0,13 in (Timmerhause, hal 542)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{(44.70 \text{ psi})(28.69 \text{ in})}{(12650 \text{ psi})(0.8)-(0.6 \times 44.70)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= \frac{1282,5}{10093,18} + 0,13 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Luar (Do)

$$D_o = D + 2t_s$$

$$D_o = 115 \text{ in}$$

$$= 9,61 \text{ ft}$$

$$D_o \text{ Standar} = 120 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tabel 5.7})$$

Menentukan Diameter dan Ls dengan Do Standar

$$\begin{aligned} D &= D_o - 2t_s \\ &= 120 \text{ in} \\ &= 10 \text{ ft} \\ d &= 30 \text{ in} \\ &= 3 \text{ ft} \\ 1097 \text{ ft}^3 &= \frac{1}{3} \frac{\pi D^2}{4} r \cdot \tan \alpha + \frac{\pi \times D^2 L_s}{4} \\ 1097 \text{ ft}^3 &= 80 + 78,5 L_s \\ L_s &= 13 \text{ ft}^3 \\ &= 4,32 \text{ ft} \\ &= 1,32 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tutup Bawah Berbentuk Conis

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times D_o}{(2SE - 0.6P) \cos \alpha} + C \quad (\text{Wallas, Tabel 18.4}) \\ &= 0,42 \text{ in} \\ t_s \text{ standar} &= 0,50 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Silo (Tutup Bawah)

$$\begin{aligned} H &= \frac{D-d}{2} \times \tan \alpha \quad (\text{Wallas, Tabel 18.6}) \\ &= 2,18 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi Shell} + \text{Tinggi Tutup Bawah} \\ &= 6,49 \text{ ft} \\ &= 1,98 \text{ m} \\ D \text{ Shell} &= 3,05 \text{ m} \\ D \text{ Conis Bawah} &= 0,76 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME T-202	
Fungsi	Menyimpan produk utama asam benzoat selama 1 hari
Tipe	Silinder tegak dengan tutup bawah bentuk konikal bersudut 30°
Temperatur	32 C
Tekanan	1 atm
Jumlah	1 buah
Kapasitas	31,1 m ³
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Diameter	3,05 m
Tinggi total	1,98 m
Tinggi <i>shell</i>	1,32 m
Tebal <i>shell</i>	0,01 m
Tinggi konis	0,66 m
Tebal konis	0,01 m

28. Gudang Penyimpanan Asam Benzoat (G-201)

Fungsi : Menyimpan produk asam benzoat selama 30 hari

Jenis : Gudang persegi empat tegak, lantai rata dan atap runcing

Bahan konstruksi: Beton

Kondisi operasi : P = 1 Atm

$$= 14,70 \text{ Psi}$$

$$T = 32 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 305 \text{ K}$$

Menentukan Dimensi *Storage*

$$\text{Waktu tinggal} = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

Direncanakan 3 unit gudang, sehingga:

$$\text{Total massa dalam gudang} = \frac{909099 \text{ kg}}{3} = 303033 \text{ kg/jam}$$

Produk dimasukkan ke dalam karung untuk dikemas dan siap dijual ke konsumen, dengan muatan bahan dalam karung = 15 kg/karung

$$\text{Jumlah karung} = \frac{303033 \text{ kg/jam}}{15 \text{ kg/karung}} = 20202 \text{ karung}$$

$$\text{Volume bahan/karung} = \frac{15 \text{ kg/karung}}{1705,00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,01 \text{ m}^3/\text{karung}$$

$$\text{Total volume gudang} = 0,01 \text{ m}^3/\text{karung} \times 20202 \text{ karung}$$

$$= 177,73 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume design} = 1,2 \times \text{Volume storage}$$

$$= 213,3 \text{ m}^3$$

Asumsi:

$$\text{Tinggi tumpukan} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bangunan} = 8 \text{ m}$$

$$V = P \times L \times T$$

$$213,3 = P \times 8 \text{ m} \times 4 \text{ m}$$

$$P = 6,66 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bangunan} = 2 \times \text{tinggi tumpukan}$$

$$= 8 \text{ m}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME G-201	
Fungsi	Menyimpan produk asam benzoat selama 30 hari
Tipe	Gudang persegi empat tegak, lantai rata dan atap runcing
Temperatur	32 C
Tekanan	1 atm
Jumlah	3 buah
Kapasitas	213,3 m ³
Bahan	Beton
Panjang	6,66 m
Tinggi	8,00 m
Lebar	8,00 m

29. Tangki Akumulator (V-202)

Fungsi : Menyimpan sementara produk atas menara destilasi MD-20
 Jenis : Tangki horizontal
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1,00 atm
 Suhu = 116,00 C = 389 K
 Laju mol = 9,54 Kmol/jam
 Densitas = 806,59 Kg/m³
 BM campuran = 94,36 gr/mol
 Laju massa = 859,76 Kg/jam
 Laju volumetric = 1,07 m³/jam
 Waktu tinggal = 2,00 menit (Ulrich, 1987)
 = 0,03 jam

1. Volume tangki

Volume cair = 1,07 m³/jam x 0,03 jam
 = 0,04 m³
 volume tangki 20% over design dari volume cairan
 Volume tangki = 0,04 m³

2. Dimensi tangki

Volume shell = $\frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$
 Volume head = $\frac{\pi \cdot D^3}{12}$
 Tinggi shell : Diam (Hs : D = 3 : 2)
 Tinggi head : Diam (Hh : D = 1 : 4) (Wallas, p.671)
 Volume tangki = Volume shell + Volume head
 $0,04 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$
 $0,04 \text{ m}^3 = \frac{3 \cdot D^2 \cdot 2 D}{4} + \frac{3 \cdot D^3}{12}$
 $0,04 \text{ m}^3 = 1,18 \text{ D}^3 + 0,26 \text{ D}^3$
 $0,04 \text{ m}^3 = 1,44 \text{ D}^3$
 $\text{D}^3 = 0,03 \text{ m}^3$
 $\text{D} = 0,31 \text{ m} = 12,18 \text{ in}$
 $\text{R} = 0,15 \text{ m} = 6,09 \text{ in}$
 Tinggi shell = 0,46 m = 18,27 in
 Tinggi head = 0,08 m = 3,05 in
 Tinggi tanki = Tinggi shell + (2*Tinggi Head)

$$= 0,62 \text{ m} = 24,36 \text{ in}$$

4. Menghitung tebal shell

$$\text{persamaan menghitung tebal shell } tr = \frac{PR}{E - 0,6} + C \quad (\text{Brownel, p.342})$$

dimana : tr = tebal shell (in)
P = Tekanan design reaktor (Psia)
R = Jari-jari shell (in)
S = Maximum allowable stress (Psia)
E = Efisiensi pengelasan
C = Corosivitas (in)

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\ &= 3669 \text{ Pa} \\ &= 0,53 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$$P \text{ design} = 15,23 \text{ Psia}$$

$$P \text{ design } 10\% = 16,75 \text{ Psia}$$

$$P \text{ design lebih besar } 30 \text{ psia dari tekanan operasi}$$

$$P \text{ design over} = 44,70 \text{ Psia}$$

1 atm = 14,7 psia
1 atm = 1E+05 Pa

$$\text{Tekanan design (P)} = 44,70 \text{ psia}$$

$$\text{Jari-jari accumulator, R} = 6,09 \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 12650 \text{ Psia}$$

(Brownel, p.342)

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,13 \text{ in}$$

(Timmerhause, hal 542)

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{44,70 \times 6,09}{12650 \times 1 - 1 \times 44,70} + 0,13 \\ &= 0,15 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal standar shell

$$ts = 0,19 \text{ in}$$

Menghitung tebal head dan alas shell dengan tipe elipsoidal

$$\begin{aligned} th &= \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \\ &= \frac{44,7 \text{ psi} \times 12,18 \text{ in}}{2 \times 12650 \times 1 - 0,2 \times 45} + 0,13 \\ &= 0,15 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal standar head

$$th = 0,19 \text{ in}$$

(Brownell, p.350)

$$OD = (D + (2*ts))$$

$$= 12,56 \text{ in}$$

$$= 12 \text{ in}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME V-202	
Kode	V-202
Fungsi	Menyimpan sementara produk atas menara destilasi MD-20
Tipe	Tangki horizontal dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Volume tangki	0,04 m ³ /unit
Dimensi tangki	
Diameter tangki	0,30 m
Tinggi <i>shell</i>	0,46 m
Tebal <i>shell</i>	0,00 m
Tinggi <i>head</i>	0,08 m
Tebal <i>head</i>	0,00 m
Tinggi total	0,62 m
Tekanan design	44,70 psia

30. Tangki Akumulator (V-203)

Fungsi : Menyimpan sementara produk atas menara destilasi MD-10
 Jenis : Tangki horizontal
 Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1,00 atm
 Suhu = 111,00 C = 384 K
 Laju mol = 7,67 Kmol/jam
 Densitas = 779,22 Kg/m³
 BM campuran = 92,14 gr/mol
 Laju massa = 706,86 Kg/jam
 Laju volumetrik = 0,91 m³/jam
 Waktu tinggal = 2,00 menit (Ulrich, 1987)
 = 0,03 jam

1. Volume tangki

Volume cair = 0,91 m³/jam x 0,03 jam
 = 0,03 m³
 volume tangki 20% over design dari volume cairan
 Volume tangki = 0,04 m³

2. Dimensi tangki

Volume shell = $\frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$
 Volume head = $\frac{\pi \cdot D^3}{12}$
 Tinggi shell : Diam (Hs : D = 3 : 2)
 Tinggi head : Diam (Hh : D = 1 : 4) (Wallas, p.671)
 Volume tangki = Volume shell + Volume head
 $0,04 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$
 $0,04 \text{ m}^3 = \frac{3 \cdot D^2 \cdot 2 D}{4} + \frac{3 \cdot D^3}{12}$
 $0,04 \text{ m}^3 = 1,18 \text{ D}^3 + 0,26 \text{ D}^3$
 $0,04 \text{ m}^3 = 1,44 \text{ D}^3$
 $\text{D}^3 = 0,03 \text{ m}^3$
 $\text{D} = 0,29 \text{ m} = 11,54 \text{ in}$
 $\text{R} = 0,15 \text{ m} = 5,77 \text{ in}$
 Tinggi shell = 0,44 m = 17,32 in
 Tinggi head = 0,07 m = 2,89 in
 Tinggi tanki = Tinggi shell + (2*Tinggi Head)

$$= 0,59 \text{ m} = 23,09 \text{ in}$$

4. Menghitung tebal shell

$$\text{persamaan menghitung tebal shell } t_r = \frac{PR}{E - 0,6} + C \quad (\text{Brownel, p.342})$$

dimana : t_r = tebal shell (in)
 P = Tekanan design reaktor (Psia)
 R = Jari-jari shell (in)
 S = Maximum allowable stress (Psia)
 E = Efisiensi pengelasan
 C = Corosivitas (in)

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\ &= 3359 \text{ Pa} \\ &= 0,49 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$$P \text{ design} = 15,18 \text{ Psia}$$

$$P \text{ design } 10\% = 16,70 \text{ Psia}$$

$$P \text{ design lebih besar } 30 \text{ psia dari tekanan operasi}$$

$$P \text{ design over} = 44,70 \text{ Psia}$$

1 atm = 14,7 psia
1 atm = 1E+05 Pa

$$\text{Tekanan design (P)} = 44,70 \text{ psia}$$

$$\text{Jari-jari accumulator, R} = 5,77 \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 12650 \text{ Psia}$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,13 \text{ in}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

(Brownel, p.342)

(Timmerhause, hal 5)

(Paul Buthod, p.132)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{44,70 \times 5,77}{12650 \times 1 - 1 \times 44,70} + 0,13 \\ &= 0,15 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal standar shell

$$t_s = 0,19 \text{ in}$$

Menghitung tebal head dan alas shell dengan tipe elipsoidal

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \\ &= \frac{44,7 \text{ psi} \times 11,54 \text{ in}}{2 \times 12650 \times 1 - 0 \times 45} + 0,13 \\ &= 0,15 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal standar head

$$t_h = 0,19 \text{ in}$$

(Brownell, p.350)

$$OD = (D + (2 * t_s))$$

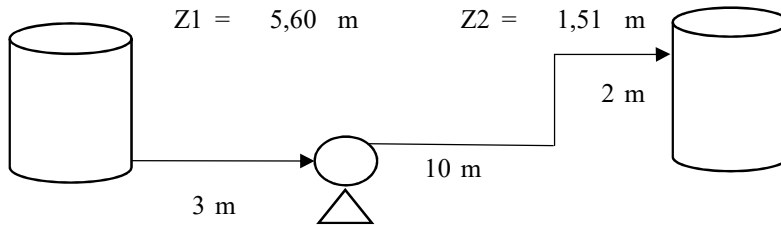
$$= 11,92 \text{ in}$$

$$= 12 \text{ in}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME V-203	
Kode	V-203
Fungsi	Menyimpan sementara produk atas menara destilasi MD-10
Tipe	Tangki horizontal dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Volume tangki	0,04 m ³ /unit
Dimensi tangki	
Diameter tangki	0,30 m
Tinggi <i>shell</i>	0,44 m
Tebal <i>shell</i>	0,00 m
Tinggi <i>head</i>	0,07 m
Tebal <i>head</i>	0,00 m
Tinggi total	0,59 m
Tekanan design	44,70 psia

31. Pompa (J-101)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari tangki toluen menuju mixer
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi
 Temperatur : 32 °C

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1053,93 Kg/jam
 = 0,29 Kg/s
 Densitas = 857 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1053,93 \text{ Kg/jam}}{857 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,23 m³/jam
 Viskositas = 0,53 cp
 = 0,0005 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,29^{0.53} x 857^{-0.37}
 = 12,56 mm
 = 0,49 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,5 in
 Schedule no = 40
 OD = 0,84 in
 = 0,02 m
 ID = 0,62 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 &= 0,02 \text{ m} \\
 \text{Luas area (at)} &= 0,002 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,30 \text{ in}^2 \\
 &= 2\text{E-}04 \text{ m}^2 \\
 \text{Wall thickness} &= 0,109 \text{ in} \\
 &= 0,004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{1,23 \text{ m}^3/\text{jam}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= \text{#####} \text{ m/jam} \\
 &= 1,742 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{857 \times 1,742 \times 0,02}{0,0005} \\
 &= 44502,22
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0029
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,003 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,51
Pipa lurus horizontal	-	1	14,51
TOTAL			16,02

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 16,02 \text{ m} \\
 &= 52,56 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$F_1 = 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho \quad (\text{Pers 5.3, P.201, Coulson})$$

$$= 8 \times 0,003 \times \frac{16,02}{0,02} \times \frac{1,742^2}{2} \times 857$$

$$= 31645,95 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
<i>Entry</i>	1	0,5	0,5
<i>Elbow 90</i>	2	0,75	1,5
<i>Gate Valve</i>	2	4	8
<i>Exit</i>	1	1	1
<i>Globe Valve</i>	1	1	6
Total			17

$$\text{Velocity head} = \frac{V^2}{2 \times g} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= \frac{1,74^2}{2 \times 10}$$

$$= 0,15 \text{ m}$$

$$\text{Head loss} = \text{Velocity head} \times \text{total K} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,15 \times 17$$

$$= 2,63 \text{ m}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\text{Pressure drop, } F_2 = \text{Head loss} \times \rho \times g \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 2,632 \times 857 \times 9,8$$

$$= 22105,65 \text{ N/m}^2$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$F_{\text{total}} = 31645,95 + 22105,65$$

$$= 53751,60 \text{ N/m}^2$$

i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 2 \text{ atm} = 155076,6 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\text{Daya} = \frac{155076,6 - 101325}{857}$$

$$= 62,72 \text{ J/Kg}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}Z_1 &= 5,60 \\Z_2 &= 1,51 \\H_s &= (Z_1 - Z_2) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\H_s &= | 5,60 - 1,51 | \times 9,8 \\&= 40,10 \text{ J/Kg}\end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned}H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\H_v &= 0\end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned}W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\&= 62,72 + 62,72 + 40,10 \\&= 165,54 \text{ J/Kg}\end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\&= 165,54 \text{ J/Kg} \times 0,29 \text{ Kg/s} \\&= 48,46 \text{ Watt} \\&= 0,06 \text{ Hp}\end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned}Q_f &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\&= 5,415 \text{ gal/min}\end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa yaitu : 10% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned}\text{BPH} &= \frac{0,065 \text{ hp}}{10\%} \\&= 0,65 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp}\end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

$$\begin{aligned}\text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\&= \frac{1,00}{80\%}\end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 1,25 \text{ Hp}$$

$$\text{Diambil, BHP} = 2 \text{ Hp}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop in the suction piping*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap}$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 12,06 \text{ m}$$

$$P_{vap} = 40,04 \text{ mmHg}$$

$$= ##### \text{ Pa} = 0,64 \text{ m}$$

$$H_s = 5,60 \text{ m}$$

$$P_f = 3,77 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 12,06 + 5,60 - 3,77 - 0,64$$

$$\text{NPSH}_A = 13 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 5,41 \text{ gpm} = 1,23 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

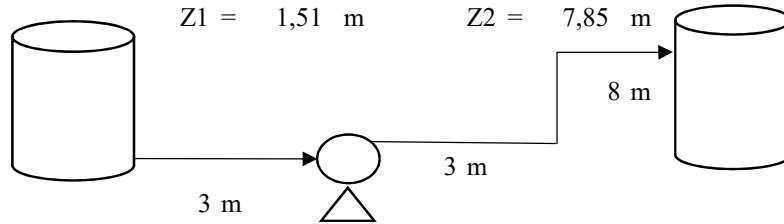
$$\text{NPSHr} = 1,04 \text{ ft} = 0,32 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-101	
Kode	J-101 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari tangki toluen menuju mixer
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0003 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	13,26 m
NPSH _R	0,32 m
Ukuran pipa	
NPS	0,01 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,02 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0002 m ²

32. Pompa (J-102)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari tangki mixing menuju reaktor
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi
 Temperatur : 32 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H8	1.905,31	0,93	858,17	799,81	0,51	0,47
Katalis	3,81	0,00	1.705,00	3,18	0,00	0,00
C7H6O2	5,01	0,00	1.170,93	2,87	0,00	0,00
C7H6O	47,58	0,02	1.034,22	24,07	0,89	0,02
H2O	82,64	0,04	1.113,24	45,00	0,78	0,03
Total	2.044,35	1,00		874,92		0,53

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 2044,35 Kg/jam
 = 0,57 Kg/s
 Densitas = 874,92 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{2044,35 \text{ Kg/jam}}{874,92 \text{ Kg/m}^3}$
 = 2,34 m³/jam
 Viskositas = 0,53 cp
 = 0,0005 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,57^{0.53} \times 874,9^{-0.37}$
 = 17,70 mm
 = 0,70 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS	=	0,75 in
Schedule no	=	40
OD	=	1,05 in
	=	0,03 m
ID	=	0,82 in
	=	0,02 m
Luas area (at)	=	0,00 ft ²
	=	0,53 in ²
	=	0,00 m ²
Wall thickness	=	0,113 in
	=	0,004 m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{2,34 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= 6790 \text{ m/jam} \\
 &= 1,89 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times ID}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{874,9 \times 1,886 \times 0,02}{0,0005} \\
 &= 65786,23
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0022
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,003 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	14,00
Pipa lurus horizontal	-	1	7,847
TOTAL			21,85

Maka, panjang total ekuivalen (Le) = 21,85 m
= 71,67 ft

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$F_1 = 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho \quad (\text{Pers 5.3, P.201, Coulson})$$

$$= 8 \times 0,003 \times \frac{21,85}{0,02} \times \frac{1,886^2}{2} \times 874,9$$

$$= 38991,36 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	0,15	0,3
Exit	1	1	1
Check Valve	1	2	2
Total			5,3

$$\text{Velocity head} = \frac{V^2}{2 \times g} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= \frac{1,89^2}{2 \times 10}$$

$$= 0,18 \text{ m}$$

$$\text{Head loss} = \text{Velocity head} \times \text{total K} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,182 \times 5,3$$

$$= 0,96 \text{ m}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\text{Pressure drop, } F_2 = \text{Head loss} \times \rho \times g \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,96 \times 874,9 \times 9,8$$

$$= 8249,18 \text{ N/m}^2$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$F \text{ total} = 38991,36 + 8249,18$$

$$= 47240,54 \text{ N/m}^2$$

i. Menghitung *pressure head*

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 5 \text{ atm} = 553865,5 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{553865,5 - 101325}{874,9} \\
 &= 517,2 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 1,51 \\
 Z_2 &= 7,85 \\
 H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\
 H_s &= | 7,85 - 1,51 | \times 9,8 \\
 &= 62,10 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\
 H_v &= 0
 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned}
 W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\
 &= 517,2 + 53,99 + 62,10 \\
 &= 633,33 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\
 &= 633,33 \text{ J/Kg} \times 0,57 \text{ Kg/s} \\
 &= 359,65 \text{ Watt} \\
 &= 0,48 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 0,0006 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 10,29 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 24% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned}
 \text{BPH} &= \frac{0,482}{24\%} \text{ hp} \\
 &= 2,01 \text{ hp} \\
 \text{Diambil} &= 2 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 2 Hp, diperoleh efisiensi motor 83% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{2,00}{84\%} \\ &= 2,38 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 3 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 11,82 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= 39,23 \text{ mmHg} \\ &= 5231 \text{ Pa} = 0,61 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 1,51 \text{ m}$$

$$P_f = 4,55 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 11,82 + 1,51 - 4,55 - 0,61$$

$$\text{NPSH}_A = 8 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 10,29 \text{ gpm} = 2,34 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

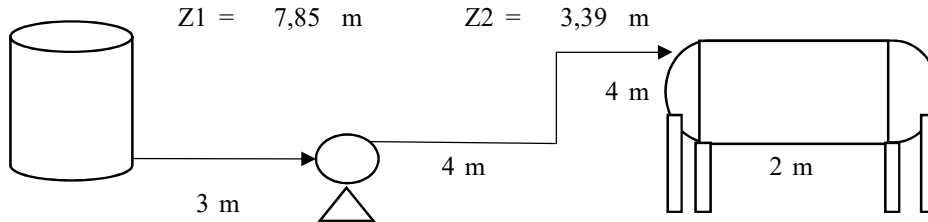
$$\text{NPSHr} = 1,60 \text{ ft} = 0,49 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-102	
Kode	J-102 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari tangki mixing menuju reaktor
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,001 m ³ /s
Power pompa	2,00 Hp
Power motor	3,00 Hp
NPSH _A	8,17 m
NPSH _R	0,49 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

33. Pompa (J-103)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari reaktor menuju dekanter
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : Commercial steel
 Tekanan : 5 atm
 Temperatur : 177 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H8	707,52	0,31	702,83	214,53	0,16	0,05
Katalis	3,81	0,00	1.705,00	2,80	0,00	0,00
C7H6O2	1.263,58	0,55	1.030,60	561,82	0,22	0,12
C7H6O	151,80	0,07	896,66	58,72	0,26	0,02
H2O	191,20	0,08	939,26	77,48	0,15	0,01
Total	2.317,91	1,00		915,35		0,20

a. Menentukan propertis dan debit

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa} &= 2317,91 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,64 \text{ Kg/s} \\ \text{Densitas} &= 915,35 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Debit} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{2317,91 \text{ Kg/jam}}{915,35 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 2,53 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Viskositas} &= 0,20 \text{ cp} \\ &= 0,0002 \text{ Kg/m.s} \end{aligned}$$

b. Pemilihan ukuran pipa

$$\begin{aligned} \text{Di, optimum} &= 293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37} \\ &= 293 \times 0,64^{0.53} \times 915,4^{-0.37} \\ &= 18,61 \text{ mm} \\ &= 0,73 \text{ in} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS	=	0,75	in
Schedule no	=	40	
OD	=	1,05	in
	=	0,03	m
ID	=	0,82	in
	=	0,02	m
Luas area (at)	=	0,00	ft ²
	=	0,53	in ²
	=	0,00	m ²
Wall thickness	=	0,11	in
	=	0,00	m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{2,53 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\ &= 7359 \text{ m/jam} \\ &= 2,04 \text{ m/s}\end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}\text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{915,4 \times 2,044 \times 0,02}{0,0002} \\ &= 196694,9\end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulenta

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}\epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0022\end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan Reynolds pada moody chart's diperoleh

$$\text{nilai friction factor} = 0,003 \quad (\text{Fig. 5.7 hal 203 Coulson})$$

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	3,39
Pipa lurus horizontal	-	1	10,89
Elbow 90	35	2	1,47
Gate Valve	7,5	1	0,16
Globe Valve	300	1	6,28
TOTAL			22,19

Maka, panjang total ekuivalen (Le) = 22,19 m = 72,79 ft

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,003 \times \frac{22,19}{0,02} \times \frac{2,044^2}{2} \times 915,4 \\
 &= 48655,65 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	1	4	4
Exit	1	1	1
Globe Valve	1	6	6
Total			13

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{2,04^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,21 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,21 \times 13 \\
 &= 2,77 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 2,772 \times 915,4 \times 9,8 \\
 &= 24862,33 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 48655,65 + 24862,33 \\
 &= 73517,99 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 5 \text{ atm} = 506625 \text{ Pa} \\ P_2 &= 6 \text{ atm} = 580143 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{580143 - 506625}{915,4} \\ &= 80,32 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 7,85 \\ Z_2 &= 4,89 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 4,89 - 7,847 | \times 9,8 \\ &= -28,95 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 80,32 + 80,32 + -28,95 \\ &= 131,68 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 131,68 \text{ J/Kg} \times 0,64 \text{ Kg/s} \\ &= 84,79 \text{ Watt} \\ &= 0,11 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 11,15 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 25%

(Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,114}{25\%} \text{ hp} \\ &= 0,45 \text{ hp} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\text{Diambil} = 1 \text{ hp}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1,0 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{80\%} \\ &= 1,25 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1,4 \text{ atm} = 141855 \text{ Pa} = 15,81 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= ##### \text{ mmHg} \\ &= 45604 \text{ Pa} = 5,08 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 7,85 \text{ m}$$

$$P_f = 5,42 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 15,81 + 7,85 - 5,42 - 5,08$$

$$\text{NPSH}_A = 13 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 11,15 \text{ gpm} = 2,53 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

$$\text{NPSHr} = 1,69 \text{ ft} = 0,51 \text{ m}$$

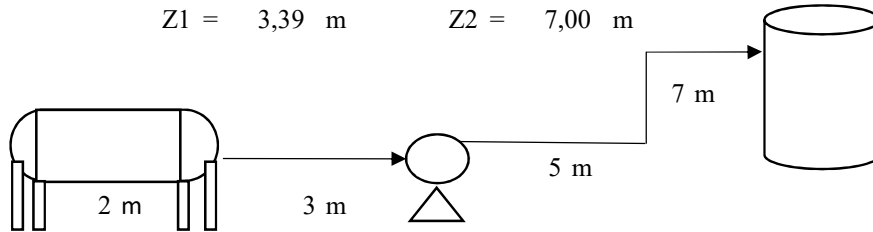
$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-103	
Kode	J-103 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari reaktor menuju dekanter
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,001 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	13,15 m
NPSH _R	0,51 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

34. Pompa (J-105)

$Z_1 = 3,39 \text{ m}$ $Z_2 = 7,00 \text{ m}$



- Fungsi : Alat transportasi fluida dari dekanter menuju destilasi (MD-201)
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 90 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C ₇ H ₈	707,42	0,33	801,21	267,13	0,30	0,10
C ₇ H ₆ O ₂	1.263,18	0,60	1117,31	665,16	21,27	12,66
C ₇ H ₆ O	151,23	0,07	982,22	70,01	0,54	0,04
Total	2.121,83	1,00		1002,29		12,80

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 2121,83 Kg/jam
 = 0,59 Kg/s
 Densitas = 1002,29 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{2121,83 \text{ Kg/jam}}{1002,29 \text{ Kg/m}^3}$
 = 2,12 m³/jam
 Viskositas = 12,80 cp
 = 0,01 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,59^{0.53} \times 1002^{-0.37}$
 = 17,17 mm
 = 0,68 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no	=	40
OD	=	1,05 in
	=	0,03 m
ID	=	0,82 in
	=	0,02 m
Luas area (at)	=	0,00 ft ²
	=	0,53 in ²
	=	0,00 m ²
Wall thickness	=	0,11 in
	=	0,00 m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{2,12 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= 6152 \text{ m/jam} \\
 &= 1,709 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{1002 \times 1,709 \times 0,02}{0,0128} \\
 &= 2800,8
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulenta

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0022
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan Reynolds pada Moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,006 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai L_e/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	L_e/ID	Jumlah	L_e (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	7,00
Pipa lurus horizontal	-	1	15,000
TOTAL			22,00

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 22,00 \text{ m} \\ &= 72,18 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,006 \times \frac{22,00}{0,02} \times \frac{1,709^2}{2} \times 1002 \\ &= 67691,6 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	0,15	0,3
Exit	1	1	1
Check Valve	1	2	2
Total			5,3

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{2,00^2}{2 \times 10} \\ &= 0,204082 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,204 \times 5,3 \\ &= 1,08 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,082 \times 1002 \times 9,8 \\ &= 10624,29 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka *pressure drop total* = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 67691,6 + 10624,29 \\ &= 78315,8 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 2 \text{ atm} = 179640,8 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= P_2 - P_1 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{\rho}{1002} \cdot 179640,8 - 101325 \\ &= 78,14 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 3,39 \\ Z_2 &= 8,00 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \cdot g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 8,00 - 3,393 | \cdot 9,8 \\ &= 45,15 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 78,14 + 78,14 + 45,15 \\ &= 201,43 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \cdot \text{laju alir massa} \\ &= 201,43 \text{ J/Kg} \cdot 0,59 \text{ Kg/s} \\ &= 118,72 \text{ Watt} \\ &= 0,16 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0006 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 9,32 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa yaitu : 10% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,159}{10\%} \text{ hp} \\ &= 1,59 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 2 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 2 Hp, diperoleh efisiensi motor 82%

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{2,00}{82\%} \\ &= 2,44 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 3 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 141855 \text{ Pa} = 14,44 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= ##### \text{ mmHg} \\ &= 21304 \text{ Pa} = 2,17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 3,39 \text{ m}$$

$$P_f = 6,89 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 14,44 + 3,39 - 6,892 - 2,17$$

$$\text{NPSH}_A = 9 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 9,32 \text{ gpm} = 2,12 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

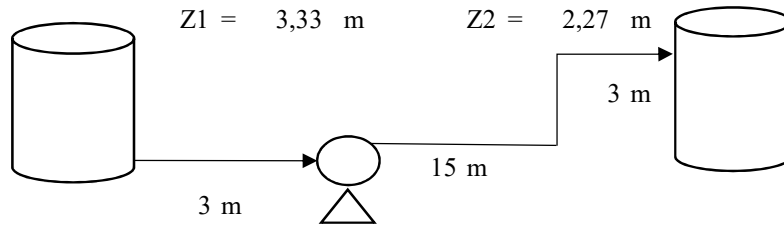
$$\text{NPSHr} = 1,50 \text{ ft} = 0,46 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-105	
Kode	J-104 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari dekanter menuju destilasi (MD-201)
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,001 m ³ /s
Power pompa	2,00 Hp
Power motor	3,00 Hp
NPSH _A	8,77 m
NPSH _R	0,46 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

35. Pompa (J-201)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari utilitas menuju mixer
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi
 Temperatur : 32 °C

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 757,15 Kg/jam
 = 0,21 Kg/s
 Densitas = 1113,24 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{757,15 \text{ Kg/jam}}{1113,242 \text{ Kg/m}^3}$
 = 0,68 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,21^{0,53} x 1113^{-0,37}
 = 9,57 mm
 = 0,38 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,50 in
 Schedule no = 40
 OD = 0,84 in
 = 0,02 m
 ID = 0,62 in
 = 0,02 m

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,00 \text{ ft}^2 \\ &= 0,30 \text{ in}^2 \\ &= 0,00 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,11 \text{ in} \\ &= 0,00 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{0,68 \text{ m}^3/\text{jam}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2} \\ &= 3468 \text{ m/jam} \\ &= 0,963 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1113 \times 0,963 \times 0,02}{0,0008} \\ &= 21702,6 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0029 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

$$\text{nilai friction factor} = 0,004 \quad (\text{Fig. 5.7 hal 203 Coulson})$$

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	2,27
Pipa lurus horizontal	-	1	21,00
TOTAL			23,27

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 23,27 \text{ m} \\ &= 76,35 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Pressure drop pipa lurus :

$$F_1 = 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho \quad (\text{Towler, hal. 246})$$

$$= 8 \times 0,004 \times \frac{23,27}{0,02} \times \frac{0,963^2}{2} \times 1113$$

$$= 21308,64 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\text{Velocity head} = \frac{V^2}{2 \times g} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= \frac{0,963^2}{2 \times 10}$$

$$= 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Head loss} = \text{Velocity head} \times \text{total K} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,05 \times 18,5$$

$$= 0,88 \text{ m}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\text{Pressure drop, } F_2 = \text{Head loss} \times \rho \times g \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,876 \times 1113 \times 9,8$$

$$= 9557,71 \text{ N/m}^2$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$F_{\text{total}} = 21308,64 + 9557,71$$

$$= 30866,35 \text{ N/m}^2$$

i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 132191,3 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\text{Daya} = \frac{132191,3 - 101325}{1113}$$

$$= 27,73 \text{ J/Kg}$$

j. Menghitung *static head*

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 3,33 \\
 Z_2 &= 2,27 \\
 H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\
 H_s &= | 2,27 - 3,33 | \times 9,8 \\
 &= -10,36 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned}
 H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\
 H_v &= 0
 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned}
 W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\
 &= 27,73 + 27,73 + -10,36 \\
 &= 45,09 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\
 &= 45,09 \text{ J/Kg} \times 0,21 \text{ Kg/s} \\
 &= 9,48 \text{ Watt} \\
 &= 0,01 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 0,0002 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 2,99 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 8%

(Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned}
 \text{BPH} &= \frac{0,013 \text{ hp}}{8\%} \\
 &= 0,16 \text{ hp} \\
 \text{Diambil} &= 1 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 85% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned}
 \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\
 &= \frac{1,00}{85\%} \\
 &= 1,18 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Diambil, BHP = 2 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atr} = 141855 \text{ Pa} = 13 \text{ m}$$

$$P_{vap} = 35,41 \text{ mmHg}$$

$$= 4721 \text{ Pa} = 0,43 \text{ m}$$

$$H_s = 3,33 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 1,95 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 13,00 + 3,33 - 1,953 - 0,43$$

$$NPSH_A = 14 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Towler, hal.200})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 2,99 \text{ gpm} = 0,68 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

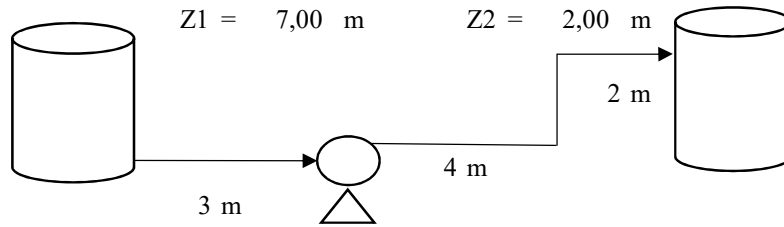
$$NPSH_r = 0,70 \text{ ft} = 0,21 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-201	
Kode	J-201 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari utilitas menuju mixer
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0002 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	13,95 m
NPSH _R	0,21 m
Ukuran pipa	
NPS	0,01 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,02 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0002 m ²

36. Pompa (J-202)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari bottom destilasi menuju reboiler
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi
 Temperatur : 251 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.x
C7H6O2	1.261,91	1,00	948,35	948,24	0,06	0,06
C7H6O	0,15	0,00	812,84	0,10	0,14	0,00
Total	1.262,07	1,00		948,33		0,06

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1262,07 Kg/jam
 = 0,35 Kg/s
 Densitas = 948,33 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1262,07 \text{ Kg/jam}}{948,33 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,33 m³/jam
 Viskositas = 0,06 cp
 = 0,0001 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x $\rho^{-0.37}$
 = 293 x 0,35^{0,53} x 948,3^{-0,37}
 = 13,31 mm
 = 0,52 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no	=	40
OD	=	1,05 in
	=	0,03 m
ID	=	0,82 in
	=	0,02 m
Luas area (at)	=	0,00 ft ²
	=	0,53 in ²
	=	0,00 m ²
Wall thickness	=	0,11 in
	=	0,00 m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{1,33 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,00 \text{ m}^2} \\
 &= 3868 \text{ m/jam} \\
 &= 1,074 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times ID}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{948,3 \times 1,074 \times 0,02}{0,0001} \\
 &= 352695,9
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulnt

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0022
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,003 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	2,00
Pipa lurus horizontal	-	1	9,000
TOTAL			11,00

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 11,00 \text{ m} \\ &= 36,09 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Towler, hal. 246)} \\ &= 8 \cdot 0,003 \times \frac{11,00}{0,02} \times \frac{1,074^2}{2} \times 948,3 \\ &= 7593,35 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,07^2}{2 \times 10} \\ &= 0,06 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,059 \times 17 \\ &= 1,00 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,001 \times 948,3 \times 9,8 \\ &= 9303,52 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 7593,35 + 9303,52 \\ &= 16896,87 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 2 \text{ atm} = 219546,9 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{219546,9 - 101325}{948,3} \\ &= 124,7 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 7,00 \\ Z_2 &= 2,00 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 2,00 - 7 | \times 9,8 \\ &= -49,0 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 124,7 + 17,82 + -49,0 \\ &= 93,48 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 93,48 \text{ J/Kg} \times 0,35 \text{ Kg/s} \\ &= 32,77 \text{ Watt} \\ &= 0,044 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0004 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 5,86 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,044}{10\%} \text{ hp} \\ &= 0,44 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{80\%} \\ &= 1,25 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 141855 \text{ Pa} = 15,26 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= ##### \text{ mmHg} \\ &= 1\text{E}+05 \text{ Pa} = 10,77 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 7,00 \text{ m}$$

$$P_f = 0,82 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 15,26 + 7,00 - 0,817 - 10,77$$

$$\text{NPSH}_A = 11 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 5,86 \text{ gpm} = 1,33 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

$$\text{NPSHr} = 1,10 \text{ ft} = 0,33 \text{ m}$$

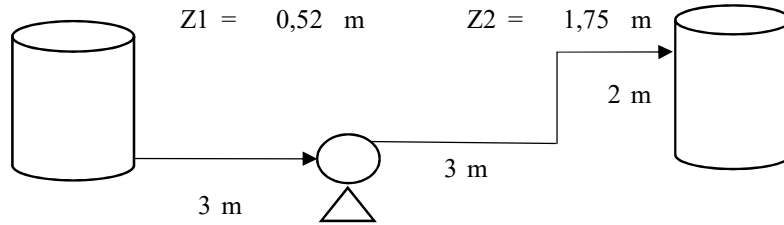
$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-202	
Kode	J-202 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari bottom destilasi menuju reboiler
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0004 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	10,68 m
NPSH _R	0,33 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

37. Pompa (J-204)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari akumulator menuju destilasi (MD-202)
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 116 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C ₇ H ₈	707,42	0,82	773,80	636,69	0,25	0,21
C ₇ H ₆ O ₂	1,26	0,00	1.092,28	1,60	3,13	0,00
C ₇ H ₆ O	151,08	0,18	957,75	168,29	0,43	0,08
Total	859,76	1,00		806,59		0,29

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 859,76 Kg/jam
 = 0,24 Kg/s
 Densitas = 806,59 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{859,76 \text{ Kg/jam}}{806,59 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,07 m³/jam
 Viskositas = 0,29 cp
 = 0,0003 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,24^{0.53} \times 806,6^{-0.37}$
 = 11,53 mm
 = 0,45 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,5 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no = 40
 OD = 0,84 in
 = 0,02 m
 ID = 0,62 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,002 ft²
 = 0,30 in²
 = 2E-04 m²
 Wall thickness = 0,109 in
 = 0,004 m

c. Kecepatan linear fluida

Kecepatan linear = $\frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}}$
 = $\frac{1,07 \text{ m}^3/\text{jam}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2}$
 = 5436 m/jam
 = 1,51 m/s

d. Menghitung bilangan Reynolds

Reynolds number = $\frac{\rho \times v \times ID}{\text{Viskoitas}}$
 = $\frac{806,6 \times 1,51 \times 0,02}{0,0003}$
 = 67133,49

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulnt

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

ϵ = 0,000046 m, untuk *commercial steel pipe*
 $\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,000046}{0,02}$
 = 0,0029

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,005 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :
 Nilai *Le/ID* diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,75
Pipa lurus horizontal	-	1	8,000
TOTAL			9,75

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 9,75 \text{ m} \\ &= 31,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,005 \times \frac{9,75}{0,02} \times \frac{1,51^2}{2} \times 806,6 \\ &= 21788,29 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{2,00^2}{2 \times 10} \\ &= 0,204082 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,204 \times 17 \\ &= 3,469388 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 3,469 \times 806,6 \times 9,8 \\ &= 27424,05 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 21788,29 + 27424,05 \\ &= 49212,34 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 150537,3 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= P_2 - P_1 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{150537,3 - 101325}{806,6} \\ &= 61,01 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0,52 \\ Z_2 &= 1,75 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,75 - 0,516 | \times 9,8 \\ &= 12,10 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 61,01 + 61,01 + 12,10 \\ &= 134,12 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 134,12 \text{ J/Kg} \times 0,24 \text{ Kg/s} \\ &= 32,03 \text{ Watt} \\ &= 0,04 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 4,69 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 9%

(Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,043}{9\%} \text{ hp} \\ &= 0,48 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80%

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{80\%} \\ &= 1,25 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atr} = 141855 \text{ Pa} = 17,95 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= 750,6 \text{ mmHg} \\ &= 1\text{E}+05 \text{ Pa} = 12,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 0,52 \text{ m}$$

$$P_f = 2,76 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 17,95 + 0,52 - 2,756 - 12,66$$

$$\text{NPSH}_A = 3,04 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 4,69 \text{ gpm} = 1,07 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

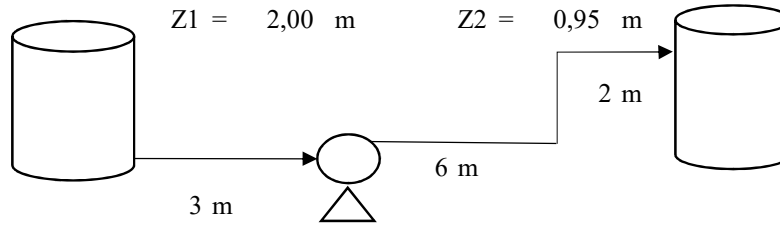
$$\text{NPSHr} = 0,95 \text{ ft} = 0,29 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-204	
Kode	J-204 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari akumulator menuju destilasi (MD-20)
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0001 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	3,04 m
NPSH _R	0,29 m
Ukuran pipa	
NPS	0,01 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,02 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0002 m ²

38. Pompa (J-205)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari reboiler menuju mixer
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H6O2	1.261,91	1,00	948,35	948,24	0,06	0,06
C7H6O	0,15	0,00	812,84	0,10	0,14	0,00
Total	1.262,07	1,00		948,33		0,06

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1262,07 Kg/jam
 = 0,35 Kg/s
 Densitas = 948,33 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1262,07 \text{ Kg/jam}}{948,33 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,33 m³/jam
 Viskositas = 0,06 cp
 = 0,0001 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,35^{0.53} \times 948,3^{-0.37}$
 = 13,31 mm
 = 0,52 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1,05 \text{ in} \\
 &= 0,03 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 0,82 \text{ in} \\
 &= 0,02 \text{ m} \\
 \text{Luas area (at)} &= 0,004 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,53 \text{ in}^2 \\
 &= 3\text{E-}04 \text{ m}^2 \\
 \text{Wall thickness} &= 0,113 \text{ in} \\
 &= 0,004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{1,33 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= 3868 \text{ m/jam} \\
 &= 1,074 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{948,3 \times 1,074 \times 0,02}{0,0001} \\
 &= 352695,9
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulenta

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0022
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan Reynolds pada Moody chart's diperoleh

$$\text{nilai friction factor} = 0,003 \quad (\text{Fig. 5.7 hal 203 Coulson})$$

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai L_e/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	L_e/ID	Jumlah	L_e (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	0,95
Pipa lurus horizontal	-	1	10,50
TOTAL			11,45

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 11,45 \text{ m} \\ &= 37,57 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,003 \times \frac{11,45}{0,02} \times \frac{1,074^2}{2} \times 948,3 \\ &= 7904,32 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,07^2}{2 \times 10} \\ &= 0,06 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,06 \times 17 \\ &= 1,00 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,001 \times 948,3 \times 9,8 \\ &= 9303,52 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka *pressure drop total* = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 7904,32 + 9303,52 \\ &= 17207,84 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 118532,8 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\text{Daya} = 118532,8 - 101325$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= \frac{948,3}{52,1} = 18,15 \text{ J/Kg}$$

j. Menghitung *static head*

$$Z_1 = 2,00$$

$$Z_2 = 0,95$$

$$H_s = (Z_2 - Z_1) \times g \quad (\text{Coulson, hal 208})$$

$$H_s = | 0,95 - 2 | \times 9,8$$

$$= 10,29 \text{ J/Kg}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$H_v = \frac{\Delta V^2}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 18,15 + 18,15 + 10,29$$

$$= 46,58 \text{ J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 46,58 \text{ J/Kg} \times 0,35 \text{ Kg/s}$$

$$= 16,33 \text{ Watt}$$

$$= 0,02 \text{ Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,0004 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 5,86 \text{ gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10%

(Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\text{BPH} = \frac{0,022}{10\%} \text{ hp}$$

$$= 0,22 \text{ hp}$$

$$\text{Diambil} = 1 \text{ hp}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{0,8}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 & \frac{\text{Effisiensi}}{80\%} \\
 & = \frac{1,00}{80\%} \\
 & = 1,25 \text{ Hp} \\
 \text{Diambil, BHP} & = 2 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 141855 \text{ Pa} = 15,26 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 P_v & = 750,6 \text{ mmHg} \\
 & = 1E+05 \text{ Pa} = 10,77 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$H_s = 2,00 \text{ m}$$

$$P_f = 0,85 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 15,26 + 2,00 - 0,851 - 10,77$$

$$\text{NPSH}_A = 6 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 2000 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 5,86 \text{ gpm} = 1,33 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

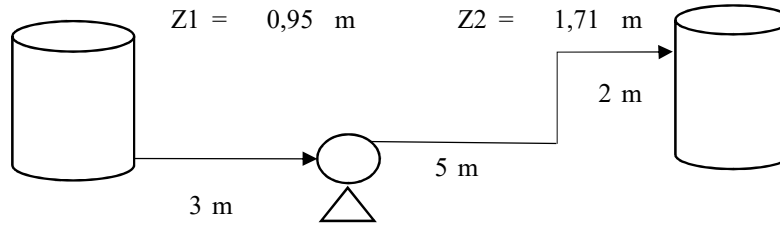
$$\text{NPSHr} = 0,52 \text{ ft} = 0,16 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-205	
Kode	J-205 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari reboiler menuju mixer
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0004 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	5,65 m
NPSH _R	0,16 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

39. Pompa (J-206)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari mixer menuju kristalizer
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 71 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H6O2	1.261,91	0,62	1.136,12	710,02	#####	91,63
C7H6O	0,15	0,00	1.000,53	0,07	0,64	0,00
H2O	757,15	0,37	1.071,12	401,64	0,40	0,15
Total	2.019,21	1,00		1.111,74		91,78

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 2019,21 Kg/jam
 = 0,56 Kg/s
 Densitas = 1111,74 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{2019,21 \text{ Kg/jam}}{1111,74 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,82 m³/jam
 Viskositas = 91,78 cp
 = 0,092 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,56^{0.53} \times 1112^{-0.37}$
 = 16,10 mm
 = 0,63 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,004 ft²
 = 0,53 in²
 = 3E-04 m²
 Wall thickness = 0,113 in
 = 0,004 m

c. Kecepatan linear fluida

Kecepatan linear = $\frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}}$
 = $\frac{1,82 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E}-04 \text{ m}^2}$
 = 5278 m/jam
 = 1,47 m/s

d. Menghitung bilangan Reynolds

Reynolds number = $\frac{\rho \times v \times ID}{\text{Viskoitas}}$
 = $\frac{1112 \times 1,47 \times 0,02}{0,0918}$
 = 371,72

Bilangan Reynolds < 2100, termasuk jenis aliran laminar

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

ϵ = 0,000046 m, untuk *commercial steel pipe*
 $\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,000046}{0,02}$
 = 0,0022

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,018 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,71
Pipa lurus horizontal	-	1	9,500
TOTAL			11,21

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 11,21 \text{ m} \\ &= 36,78 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,018 \times \frac{11,21}{0,02} \times \frac{1,466^2}{2} \times 1112 \\ &= 92161,1 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,47^2}{2 \times 10} \\ &= 0,11 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,11 \times 18,5 \\ &= 2,03 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 2,029 \times 1112 \times 9,8 \\ &= 22106,99 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 92161,1 + 22106,99 \\ &= 114268,0 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 114268 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{114268 - 101325}{1112} \\ &= 11,64 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0,95 \\ Z_2 &= 1,71 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,71 - 0,95 | \times 9,8 \\ &= 7,44 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 11,64 + 102,8 + 7,44 \\ &= 121,86 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 121,86 \text{ J/Kg} \times 0,56 \text{ Kg/s} \\ &= 68,35 \text{ Watt} \\ &= 0,09 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0005 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 8,00 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 12% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,092}{12\%} \text{ hp} \\ &= 0,76 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 82% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{82\%} \\ &= 1,22 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1,4 \text{ atm} = 141855 \text{ Pa} = 13,02 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= 187 \text{ mmHg} \\ &= 24874 \text{ Pa} = 2,28 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 0,95 \text{ m}$$

$$P_f = 8,46 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 13,02 + 0,95 - 8,46 - 2,28$$

$$\text{NPSH}_A = 3,23 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 8,00 \text{ gpm} = 1,82 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

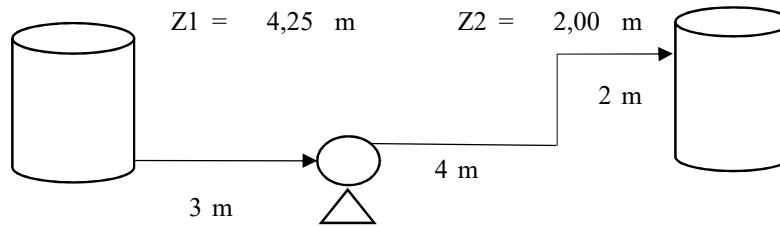
$$\text{NPSHr} = 1,35 \text{ ft} = 0,41 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-206	
Kode	J-206 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari mixer menuju kristalizer
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	3,23 m
NPSH _R	0,41 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

40. Pompa (J-207)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari destilasi MD-202 menuju reboiler
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C ₇ H ₈	5,38	0,00	779,18	3,61	0,26	0,00
C ₇ H ₆ O ₂	9,60	0,01	1.097,15	9,06	4,33	0,04
C ₇ H ₆ O	1.147,54	0,99	962,52	950,11	0,45	0,45
Total	1.162,52	1,00		962,78		0,48

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1162,52 Kg/jam
 = 0,32 Kg/s
 Densitas = 962,78 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1162,52 \text{ Kg/jam}}{962,78 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,21 m³/jam
 Viskositas = 0,48 cp
 = 0,0005 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,32^{0.53} \times 962,8^{-0.37}$
 = 12,67 mm
 = 0,50 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,027 m
 ID = 0,824 in
 = 0,021 m
 Luas area (at) = 0,00 ft²
 = 0,533 in²
 = 0,00 m²
 Wall thickness = 0,113 in
 = 0,00 m

c. Kecepatan linear fluida

Kecepatan linear = $\frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}}$
 = $\frac{1,21 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2}$
 = 3509 m/jam
 = 0,975 m/s

d. Menghitung bilangan Reynolds

Reynolds number = $\frac{\rho \times v \times ID}{\text{Viskoitas}}$
 = $\frac{962,8 \times 0,975 \times 0,02}{0,0005}$
 = 40646,37

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulnt

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

ϵ = 0,000046 m, untuk *commercial steel pipe*
 $\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,000046}{0,02}$
 = 0,0022

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,003 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,56
Pipa lurus horizontal	-	1	16,000
TOTAL			17,56

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 17,56 \text{ m} \\ &= 57,6 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \cdot 0,003 \times \frac{17,56}{0,02} \times \frac{0,975^2}{2} \times 962,8 \\ &= 9821,52 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{v^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{0,97^2}{2 \times 10} \\ &= 0,048475 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,048 \times 17 \\ &= 0,824073 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,824 \times 962,8 \times 9,8 \\ &= 7775,33 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 9821,52 + 7775,33 \\ &= 17596,85 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 118921,9 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{118921,9 - 101325}{962,8} \\ &= 18,28 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 4,25 \\ Z_2 &= 1,56 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,56 - 4,25 | \times 9,8 \\ &= 26,40 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 18,28 + 18,28 + 26,40 \\ &= 62,95 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 62,95 \text{ J/Kg} \times 0,32 \text{ Kg/s} \\ &= 20,33 \text{ Watt} \\ &= 0,03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 5,32 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,027}{10\%} \text{ hp} \\ &= 0,27 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{80\%} \\ &= 1,25 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atr} = 141855 \text{ Pa} = 15,03 \text{ m}$$

$$P_v = 776,8 \text{ mmHg}$$

$$= 1\text{E}+05 \text{ Pa} = 10,98 \text{ m}$$

$$H_s = 4,25 \text{ m}$$

$$P_f = 1,04 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 15,03 + 4,25 - 1,04 - 10,98$$

$$\text{NPSH}_A = 7 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 5,32 \text{ gpm} = 1,21 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

$$\text{NPSHr} = 1,03 \text{ ft} = 0,31 \text{ m}$$

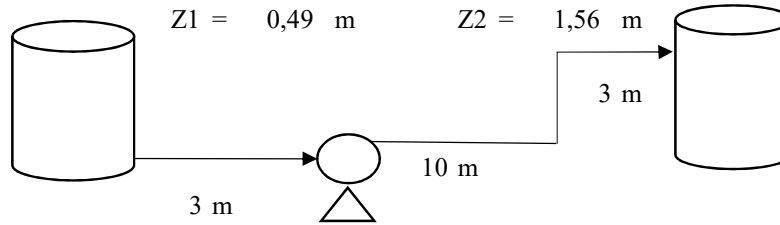
$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-207	
Kode	J-207 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari destilasi MD-202 menuju reboiler
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0003 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	7,27 m
NPSH _R	0,31 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

41. Pompa (J-209)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari akumulator menuju recycle tank
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 111 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H8	706,71	1,00	779,18	779,01	0,26	0,26
C7H6O	0,15	0,00	962,52	0,21	0,45	0,00
Total	706,86	1,00		779,22		0,26

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 706,86 Kg/jam
 = 0,20 Kg/s
 Densitas = 779,22 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{706,86 \text{ Kg/jam}}{779,22 \text{ Kg/m}^3}$
 = 0,91 m³/jam
 Viskositas = 0,26 cp
 = 0,0003 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x $\rho^{-0.37}$
 = 293 x 0,20^{0,53} x 779,2^{-0,37}
 = 10,53 mm
 = 0,41 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,50 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no	=	40
OD	=	0,84 in
	=	0,02 m
ID	=	0,62 in
	=	0,02 m
Luas area (at)	=	0,00 ft ²
	=	0,30 in ²
	=	0,00 m ²
Wall thickness	=	0,11 in
	=	0,00 m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{0,91 \text{ m}^3/\text{jam}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= 4626 \text{ m/jam} \\
 &= 1,285 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{779,2 \times 1,285 \times 0,02}{0,0003} \\
 &= 61025,79
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulenta

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0029
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,006 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,56
Pipa lurus horizontal	-	1	16,000
TOTAL			17,56

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 17,56 \text{ m} \\ &= 57,6 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \cdot 0,006 \times \frac{17,56}{0,02} \times \frac{1,285^2}{2} \times 779,2 \\ &= 34313,89 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{v^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,28^2}{2 \times 10} \\ &= 0,08 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,08 \times 17 \\ &= 1,43 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,432 \times 779,2 \times 9,8 \\ &= 10936,35 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 34313,89 + 10936,35 \\ &= 45250,24 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 146575,2 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{146575,2 - 101325}{779,2} \\ &= 58,07 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0,49 \\ Z_2 &= 1,56 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,56 - 0,489 | \times 9,8 \\ &= 10,46 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 58,07 + 58,07 + 10,46 \\ &= 126,60 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 126,60 \text{ J/Kg} \times 0,20 \text{ Kg/s} \\ &= 24,86 \text{ Watt} \\ &= 0,03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 3,99 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 9% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,033}{9\%} \text{ hp} \\ &= 0,37 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{80\%} \\ &= 1,25 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atr} = 141855 \text{ Pa} = 18,58 \text{ m}$$

$$P_v = 535,5 \text{ mmHg}$$

$$= 71400 \text{ Pa} = 9,35 \text{ m}$$

$$H_s = 0,49 \text{ m}$$

$$P_f = 4,49 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 18,58 + 0,49 - 4,49 - 9,35$$

$$\text{NPSH}_A = 5 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 3,99 \text{ gpm} = 0,91 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

$$\text{NPSHr} = 0,85 \text{ ft} = 0,26 \text{ m}$$

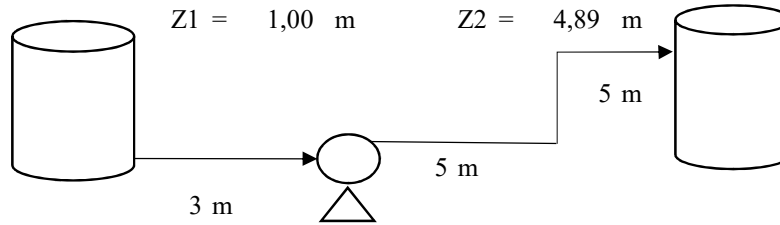
$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-209	
Kode	J-209 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari akumulator menuju recycle tank
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0003 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	5,22 m
NPSH _R	0,26 m
Ukuran pipa	
NPS	0,01 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,02 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0002 m ²

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

42. Pompa (J-210)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari reboiler menuju T-201
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 178 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H8	0,71	0,00	701,57	3,25	0,16	0,00
C7H6O2	1,26	0,01	1029,55	8,51	0,21	0,00
C7H6O	150,93	0,99	895,61	884,07	0,26	0,26
Total	152,90	1,00		895,82		0,26

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 152,90 Kg/jam
 = 0,04 Kg/s
 Densitas = 895,82 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{152,90 \text{ Kg/jam}}{895,82 \text{ Kg/m}^3}$
 = 0,17 m³/jam
 Viskositas = 0,26 cp
 = 0,0003 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x $\rho^{-0.37}$
 = 293 x 0,04^{0.53} x 895,8^{-0.37}
 = 4,44 mm
 = 0,17 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,25 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no	=	40
OD	=	0,54 in
	=	0,01 m
ID	=	0,36 in
	=	0,01 m
Luas area (at)	=	0,00 ft ²
	=	0,10 in ²
	=	0,00 m ²
Wall thickness	=	0,11 in
	=	0,00 m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{0,17 \text{ m}^3/\text{jam}}{7\text{E-}05 \text{ m}^2} \\
 &= 2540 \text{ m/jam} \\
 &= 0,71 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{895,8 \times 0,706 \times 0,01}{0,0003} \\
 &= 22571,17
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulnt

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,01} \\
 &= 0,0050
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,005 (Fig. 5.7 hal 203 Coulson)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	4,89
Pipa lurus horizontal	-	1	13,000
TOTAL			17,89

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 17,89 \text{ m} \\ &= 58,7 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \cdot 0,005 \times \frac{17,89}{0,01} \times \frac{0,706^2}{2} \times 895,8 \\ &= 16221,72 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{v^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{0,71^2}{2 \times 10} \\ &= 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,03 \times 17 \\ &= 0,43 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,432 \times 895,8 \times 9,8 \\ &= 3790,07 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 16221,72 + 3790,07 \\ &= 20011,79 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 121336,8 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{121336,8 - 101325}{895,8} \\ &= 22,34 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 1,00 \\ Z_2 &= 4,89 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 4,89 - 1 | \times 9,8 \\ &= 38,14 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 22,34 + 22,34 + 38,14 \\ &= 82,81 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 82,81 \text{ J/Kg} \times 0,04 \text{ Kg/s} \\ &= 3,52 \text{ Watt} \\ &= 0,00 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,00005 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,75 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 1% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,005}{1\%} \text{ hp} \\ &= 0,47 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{80\%} \\ &= 1,25 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 141855 \text{ Pa} = 16,16 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P_v &= 737,9 \text{ mmHg} \\ &= 98373 \text{ Pa} = 11,21 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H_s = 1,00 \text{ m}$$

$$P_f = 1,85 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 16,16 + 1,00 - 1,85 - 11,21$$

$$\text{NPSH}_A = 4,11 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 0,75 \text{ gpm} = 0,17 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

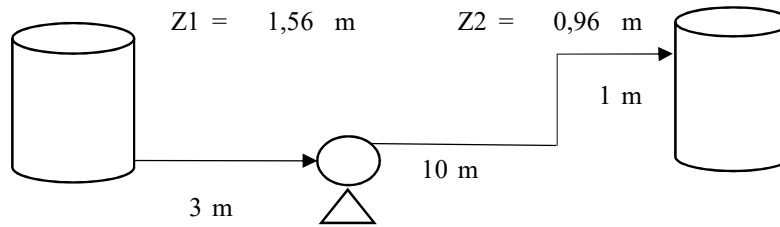
$$\text{NPSHr} = 0,28 \text{ ft} = 0,09 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-210	
Kode	J-210 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari reboiler menuju T-201
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,00005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	4,11 m
NPSH _R	0,09 m
Ukuran pipa	
NPS	0,01 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,01 m
Diameter Dalam Pipa	0,01 m
Luas Penampang	0,0001 m ²

43. Pompa (J-104)



Fungsi : Alat transportasi fluida dari recycle tank menuju mixing tank
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 111 C

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H8	856,59	0,89	910,00	809,76	0,41	0,36
C7H6O	5,65	0,01	990,00	5,81	0,60	0,00
H2O	96,33	0,10	1.120,00	112,08	0,40	0,04
C7H6O2	4,05	0,00	1.080,00	4,55	#####	0,53
Total	962,62	1,00		932,20		0,93

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 962,62 Kg/jam
 = 0,27 Kg/s
 Densitas = 932,20 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{962,62 \text{ Kg/jam}}{932,20 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,03 m³/jam
 Viskositas = 0,93 cp
 = 0,0009 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x $\rho^{-0.37}$
 = 293 x 0,27^{0,53} x #####^{-0,37}
 = 11,60 mm
 = 0,46 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,50 in

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Schedule no	=	40,00
OD	=	0,84 in
	=	0,02 m
ID	=	0,62 in
	=	0,02 m
Luas area (at)	=	0,00 ft ²
	=	0,30 in ²
	=	0,00 m ²
Wall thickness	=	0,11 in
	=	0,00 m

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{1,03 \text{ m}^3/\text{jam}}{2\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= 5266 \text{ m/jam} \\
 &= 1,46 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{932,2 \times 1,463 \times 0,02}{0,0009} \\
 &= 23067,96
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulnt

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0029
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

$$\text{nilai } \textit{friction factor} = 0,004 \quad (\text{Fig. 5.7 hal 203 Coulson})$$

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	0,96
Pipa lurus horizontal	-	1	14,000
Elbow 90	35	2	1,11

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Gate Valve	7,5	1	0,12
TOTAL			16,18

Maka, panjang total ekuivalen (L_e) = 16,18 m = 53,1 ft

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$F_1 = 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho \quad (\text{Pers 5.3, P.201, Coulson})$$

$$= 8 \cdot 0,004 \times \frac{16,18}{0,02} \times \frac{1,463^2}{2} \times 932,2$$

$$= 32691,24 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	0,75	1,5
Gate Valve	1	4	4
Exit	1	1	1
Total			7

$$\text{Velocity head} = \frac{V^2}{2 \times g} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= \frac{1,46^2}{2 \times 10}$$

$$= 0,11 \text{ m}$$

$$\text{Head loss} = \text{Velocity head} \times \text{total K} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,109 \times 7$$

$$= 0,76 \text{ m}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\text{Pressure drop, } F_2 = \text{Head loss} \times \rho \times g \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,764 \times 932,2 \times 9,8$$

$$= 6980,84 \text{ N/m}^2$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$F_{\text{total}} = 32691,24 + 6980,84$$

$$= 39672,08 \text{ N/m}^2$$

i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 140997,1 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{140997,1 - 101325}{932,2} \\ &= 42,56 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 1,56 \\ Z_2 &= 0,96 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 0,96 - 1,556 | \times 9,8 \\ &= -5,84 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 42,56 + 42,56 + -5,84 \\ &= 79,27 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 79,27 \text{ J/Kg} \times 0,27 \text{ Kg/s} \\ &= 21,20 \text{ Watt} \\ &= 0,03 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 4,55 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 9% (Fig.3-3-3 p.149, Geankoplis)

Maka, BPH aktual :

$$\begin{aligned} \text{BPH} &= \frac{0,028}{9\%} \text{ hp} \\ &= 0,32 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor 80% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhouse.

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\
 &= \frac{1,00}{80\%} \\
 &= 1,25 \text{ Hp} \\
 \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atr} = 141855 \text{ Pa} = 15,53 \text{ m}$$

$$P_v = 641,4 \text{ mmHg}$$

$$= 85516 \text{ Pa} = 9,36 \text{ m}$$

$$H_s = 1,56 \text{ m}$$

$$P_f = 3,58 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_A = 15,53 + 1,56 - 3,58 - 9,36$$

$$\text{NPSH}_A = 4 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6 p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.125})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 4,55 \text{ gpm} = 1,03 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{NPSHr} = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S}^{(4/3)}$$

$$\text{NPSHr} = 0,93 \text{ ft} = 0,28 \text{ m}$$

$\text{NPSH}_A > \text{NPSHr}$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME J-104	
Kode	J-104 A/B
Fungsi	Alat transportasi fluida dari recycle tank menuju mixing tank
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas pompa	0,0003 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	4,14 m
NPSH _R	0,28 m
Ukuran pipa	
NPS	0,01 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,02 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0002 m ²

44. Blower (BL-101)

Fungsi : Alat transportasi udara menuju kompresor sebelum ke reaktor

Jenis : *Centrifugal blower*

Bahan konstruksi: *Cast steel*

Properties Udara

(Geankoplis A.3-3)

T (°C)	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kg.oC)	μ (cP)	k (W/m.K)
0	1,25	0,24	0,02	0,02
10	1,14	0,24	0,02	0,02
38	1,04	0,24	0,02	0,03
66	0,96	0,24	0,02	0,03
93	0,90	0,24	0,02	0,03
121	0,84	0,24	0,02	0,03
149	0,79	0,24	0,02	0,04
177	0,74	0,24	0,03	0,04
204	0,70	0,25	0,03	0,04
232	0,66	0,25	0,03	0,04
105	0,87	0,24	0,02	0,03
32	1,06	0,24	0,02	0,03

Konversi : 1 kkal/kg.oC = 4,19 KJ/kg.K

Kondisi Operasi

T udara masuk = 32 °C

Laju alir massa udara = 2300,26 kg/jam

= 5071,15 lb/jam

BM udara = 28,99 kg/kmol

Densitas (ρ) = 1,06 kg/m³

= 0,07 lb/ft³

Viskositas, μ = 0,02 cP

= 0,00002 kg/m.s

Laju alir volume udara, Q

$$Q = \frac{\text{Laju alir udara}}{\rho}$$

$$= \frac{2300,26}{1,06}$$

$$= 2164,72 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 127,41 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$= 0,60 \text{ m}^3/\text{s}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Menghitung Daya Blower

$$\text{Daya} = 0.0044 \times Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Perry ed 6, hal 14-13})$$

Keterangan :

Q = Laju alir volume udara, ft³/min

P₁ = Tekanan masuk = 1 atm = 14,7 psia

P₂ = Tekanan keluar = 1,3 atm = 19,11 psia

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 0,004 \times 127,41 \times 14,7 \times \ln \frac{19,11}{14,7} \\ &= 2,16 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi (η) = 80% (Perry, hal 10-46)

$$\begin{aligned} \text{Daya aktual} &= \frac{\text{Daya teoritis}}{\eta} \\ &= \frac{2,16}{80\%} \\ &= 2,70 \text{ hP} \end{aligned}$$

RESUME BL-101	
Nama	Blower
Kode	BL-101 A/B
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>
Fungsi	Alat transportasi udara menuju
Bahan	<i>Cast steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Laju Alir Udara	2300,26 kg/jam
Power	3 hp

45. Blower (BL-102)

Fungsi : Alat transportasi udara menuju *heater* sebelum ke *rotary dryer*

Jenis : *Centrifugal blower*

Bahan konstruksi: *Cast steel*

Properties Udara

(Geankoplis A.3-3)

T (°C)	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kg.oC)	μ (cP)	k (W/m.K)
0	1,25	0,24	0,02	0,02
10	1,14	0,24	0,02	0,02
38	1,04	0,24	0,02	0,03
66	0,96	0,24	0,02	0,03
93	0,90	0,24	0,02	0,03
121	0,84	0,24	0,02	0,03
149	0,79	0,24	0,02	0,04
177	0,74	0,24	0,03	0,04
204	0,70	0,25	0,03	0,04
232	0,66	0,25	0,03	0,04
105	0,87	0,24	0,02	0,03
32	1,06	0,24	0,02	0,03

Konversi : 1 kkal/kg.oC = 4,19 Kj/kg.K

Kondisi Operasi

T udara masuk = 32 °C

Laju alir massa udara = 2977,20 kg/jam
= 6563,53 lb/jam

BM udara = 28,99 kg/kmol

Densitas (ρ) = 1,06 kg/m³
= 0,07 lb/ft³

Viskositas, μ = 0,02 cP
= 0,00002 kg/m.s

Laju alir volume udara, Q

$$Q = \frac{\text{Laju alir udara}}{\rho}$$

$$= \frac{2977,20}{1,06}$$

$$= 2801,77 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 164,91 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$= 0,78 \text{ m}^3/\text{s}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Menghitung Daya Blower

$$\text{Daya} = 0.0044 \times Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Perry ed 6, hal 14-13})$$

Keterangan :

Q = Laju alir volume udara, ft³/min

P₁ = Tekanan masuk = 1 atm = 14,7 psia

P₂ = Tekanan keluar = 1,3 atm = 19,11 psia

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 0,004 \times 164,91 \times 14,7 \times \ln \frac{19,11}{14,7} \\ &= 2,80 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi (η) = 80% (Perry, hal 10-46)

$$\begin{aligned} \text{Daya aktual} &= \frac{\text{Daya teoritis}}{\eta} \\ &= \frac{2,80}{80\%} \\ &= 3,50 \text{ hP} \end{aligned}$$

RESUME BL-102	
Nama	Blower
Kode	BL-102 A/B
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>
Fungsi	Alat transportasi udara menuju heater sebelum ke rotary dryer
Bahan	<i>Cast steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Laju Alir Udara	2977,20 kg/jam
Power	3 hp

46. Blower (BL-103)

Fungsi : Alat transportasi udara menuju ke *rotary cooler*

Jenis : *Centrifugal blower*

Bahan konstruksi: *Cast steel*

Properties Udara

(Geankoplis A.3-3)

T (°C)	ρ (kg/m ³)	Cp (kkal/kg.oC)	μ (cP)	k (W/m.K)
0	1,25	0,24	0,02	0,02
10	1,14	0,24	0,02	0,02
38	1,04	0,24	0,02	0,03
66	0,96	0,24	0,02	0,03
93	0,90	0,24	0,02	0,03
121	0,84	0,24	0,02	0,03
149	0,79	0,24	0,02	0,04
177	0,74	0,24	0,03	0,04
204	0,70	0,25	0,03	0,04
232	0,66	0,25	0,03	0,04
105	0,87	0,24	0,02	0,03
32	1,06	0,24	0,02	0,03

Konversi : 1 kkal/kg.oC = 4,19 KJ/kg.K

Kondisi Operasi

T udara masuk = 32 °C

Laju alir massa udara = 7460,02 kg/jam

= 16446,37 lb/jam

BM udara = 28,99 kg/kmol

Densitas (ρ) = 1,06 kg/m³

= 0,07 lb/ft³

Viskositas, μ = 0,02 cP

= 0,00002 kg/m.s

Laju alir volume udara, Q

Q = $\frac{\text{Laju alir udara}}{\rho}$

$$= \frac{7460,02}{1,06}$$

$$= 7020,46 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 413,21 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$= 1,95 \text{ m}^3/\text{s}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Menghitung Daya Blower

$$\text{Daya} = 0.0044 \times Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Perry ed 6, hal 14-13})$$

Keterangan :

Q = Laju alir volume udara, ft³/min

P₁ = Tekanan masuk = 1 atm = 14,7 psia

P₂ = Tekanan keluar = 1,3 atm = 19,11 psia

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 0,004 \times 413,21 \times 14,7 \times \ln \frac{19,11}{14,7} \\ &= 7,01 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi (η) = 80% (Perry, hal 10-46)

$$\begin{aligned} \text{Daya aktual} &= \frac{\text{Daya teoritis}}{\eta} \\ &= \frac{7,01}{80\%} \\ &= 8,77 \text{ hP} \end{aligned}$$

RESUME (BL-103)	
Nama	Blower
Kode	BL-103 A/B
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>
Fungsi	Alat transportasi udara menuju ke rotary cooler
Bahan	<i>Cast steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi + 1 Unit Cadangan
Laju Alir Udara	7460,02 kg/jam
Power	9 hp

47. Kompresor (CP-101)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 5 atm

Jenis : *Centrifugal Compressor*

Bahan konstruksi: *Carbon Steel*

Kondisi Operasi

Suhu input = 32 °C = 305 K
 Tekanan Input = 1,03 kg/cm² = 1 atm = 1,01 bar
 Tekanan Output = 5,17 kg/cm² = 5 atm = 5,07 bar
 Suhu referensi = 25 °C = 298 K

Komposisi	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	Mol kmol/ja	Fraksi mol	BM Campuran
O ₂	535,93	0,23	16,75	0,21	32
N ₂	1764,33	0,77	63,01	0,79	28
Total	2300,26	1,00	79,76	1,00	60

Menentukan Jumlah Stage

Harga Re untuk sentrifugal multistage disyaratkan $R_c < 4$

$$R_c = \left(\frac{P_i}{P_o} \right)^{1/n} \quad \text{Dimana, } P_o = \text{Tekanan masuk}$$

$$= \left(\frac{5}{1} \right)^{1/2} \quad P_i = \text{Tekanan keluar}$$

$$= 2,24 \quad n = \text{Jumlah Stage}$$

Dari persamaan tersebut, didapatkan nilai $n = 2$, sehingga stage yang diperlukan dalam proses kompresi ini adalah 2 stage

Mencari efisiensi dan faktor kompresi

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad B^o = 0.083 - \left(\frac{0.422}{T_r^{1.6}} \right) \quad Z = 1 + \left(\frac{(B^o + w B') \times P_r}{T_r} \right)$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad B' = 0.139 - \left(\frac{0.172}{T_r^{4.2}} \right) \quad V = \frac{Z n R T}{P} \quad \frac{B P_c}{R T_c} = B^o + w B'$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K} = 82,06$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Komposisi	Tc	Pc	Tr	Pr	Bo	B'
Oksigen	154,6	50,1	1,974	0,020	-0,059	0,129
Nitrogen	126,2	34	2,418	0,030	-0,02	0,135
Total	280,8	84,1	4,39179	0,05003	-0,07893	0,26389

w	B.Pc/ R.Tc
0,022	-0,056
0,038	-0,015
0,06	-0,071

Komposisi	Yi	Z	V (cm ³ /h)	Cpi	Yi.Cpi
O ₂	0,210	0,999	419132979	29,506	6,196
N ₂	0,790	1,000	1577569144	29,080	22,974
Total	1,000	1,999	1996702123	58,586	29,169

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir (V)} &= 1996,7 \text{ m}^3/\text{h} \\ &= 0,55 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 0,67 \quad (\text{Coulson, Fig. 3.6 hal 83})$$

$$\begin{aligned} \gamma &= \frac{Y \cdot C_p}{Y \cdot C_p - R} \\ &= 1,40 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{(\gamma - 1)}{\gamma \cdot \text{Efisiensi}} \\ &= 0,43 \end{aligned}$$

Stage 1

Mencari tekanan dan temperatur keluaran

$$\begin{aligned} P_2 \text{ stage 1} &= P_1 \times R_c \\ &= 1 \times 2,24 \\ &= 2,31 \text{ kg/cm}^2 \\ &= 2,24 \text{ atm} \\ &= 2,27 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m \\ &= 305 \left(\begin{array}{c} 2,31 \\ 1,03 \end{array} \right)^{0,4254} \\ &= 429,722 \text{ K} = 156,572 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Daya kompresor

Persamaan untuk menghitung daya kompresor, dapat menggunakan persamaan dibawah ini,

$$-W = Z \frac{RT}{M} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$-W_{\text{aktual}} = W_{\text{politropik}} \quad (\text{coulson, eq 3.31})$$

Dimana,

- W = Kerja kompresor (kJ/kg)
- Z = Faktor kompresi
- R = Konstanta (8,314 kJ/kmol.K)
- P₁ = tekanan awal masuk (atm)
- P₂ = tekanan akhir keluar (atm)
- Ep = Efisiensi Politropik

Nilai n dapat dicari dengan menggunakan persamaan:

$$n = \frac{1}{1 - m}$$

$$= \frac{1}{1 - 0,43}$$

$$= 1,74$$

$$\frac{n}{n - 1} = \frac{1,74}{1,74 - 1}$$

$$= 2,35$$

$$W = 2,00 \times \frac{8,13 \times 429,722}{60,00} \times 2,35 \left[\left(\frac{2}{1} \right)^{0,43} - 1 \right]$$

$$= 111,765 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Aktual kerja yang dibutuhkan (Ws)} = \frac{\text{kerja politropik}}{E_p}$$

$$= \frac{111,765 \text{ kJ/kmol}}{67\%}$$

$$= 166,81 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Power} = 166,81 \text{ kJ/kmol} \times \frac{79,76 \text{ kmol/jam}}{3600 \text{ detik/jam}}$$

$$= 3,70 \text{ kW}$$

$$= 0,00 \text{ MW}$$

$$= 4,96 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Stage 2

$$P_{in} = 2,31 \text{ kg/cm}^2 = 2,24 \text{ atm} = 2,27 \text{ bar}$$

$$T_{in} = 50 \text{ C} = 323,15 \text{ K}$$

Mencari efisiensi dan faktor kompresi

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad B^o = 0.083 - \left(\frac{0.422}{T_r^{1.6}} \right) \quad Z = 1 + \left(\frac{(B^o + w B') \times P_r}{T_r} \right)$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad B' = 0.139 - \left(\frac{0.172}{T_r^{4.2}} \right) \quad V = \frac{Z n R T}{P} \quad \frac{B P_c}{R T_c} = B^o + w B'$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K} = 82,06$$

Komposisi	Tc	Pc	Tr	Pr	Bo	B'
Oksigen	154,6	50,1	2,090	0,045	-0,05	0,131
Nitrogen	126,2	34	2,561	0,067	-0,01	0,136
Total	280,8	84,1	4,65085	0,11189	-0,05747	0,26691

w	B.Pc/ R.Tc
0,022	-0,044
0,038	-0,006
0,06	-0,049

Tabel. Laju Alir Masuk Kompresor CP-101 pada Stage 2

Komposisi	Yi	Z	V (cm ³ /h)	Cpi	Yi.Cpi
Oksigen	0,210	0,999	198369740	29,506	6,196
Nitrogen	0,790	1,000	746944749	29,080	22,974
Total	1,000	1,999	945314489	58,586	29,169

$$\text{Laju Alir (V)} = 945 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$= 0,26 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Efisiensi} = 0,65 \quad (\text{Coulson, Fig. 3.6 Hal 83})$$

$$\gamma = \frac{Y \cdot C_p}{Y \cdot C_p - R}$$

$$= 1,39865$$

$$m = \frac{(\gamma - 1)}{\gamma}$$

$$\begin{aligned} & \gamma \cdot \text{Efisiensi} \\ & = 0,44 \end{aligned}$$

Mencari tekanan dan temperatur keluaran

$$\begin{aligned} P_2 \text{ stage 2} &= P_1 \times R_c \\ &= 2,3 \times 2,24 \\ &= 5,17 \text{ kg/cm}^2 \end{aligned} \quad \begin{aligned} T_2 &= T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^m \\ &= 323 \left(\frac{5,2}{2,31} \right)^{0,4385} \\ &= 459,89 \text{ K} = 186,74 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Daya kompresor

Persamaan untuk menghitung daya kompresor, dapat menggunakan persamaan dibawah ini,

$$-W = Z \frac{RT}{M} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

$$-W_{\text{aktual}} = W_{\text{politropik}}$$

(Coulson, eq 3.31)

Dimana,

- W = Kerja kompresor (kJ/kg)
- Z = Faktor kompresi
- R = Konstanta (8,314 kJ/kmol.K)
- P₁ = tekanan awal masuk (atm)
- P₂ = tekanan akhir keluar (atm)
- Ep = Efisiensi Politropik

Nilai n dapat dicari dengan menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned} n &= \frac{1}{1 - m} \\ &= \frac{1}{1 - 0,44} \\ &= 1,78 \\ \frac{n}{n - 1} &= \frac{1,78}{1,78 - 1} \\ &= 2,28 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= 2,00 \times \frac{8,13 \times 459,89}{60,00} \times 2,28 \left[\left(\frac{5}{2} \right)^{0,44} - 1 \right] \\ &= 120,259 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Aktual kerja yang dibutuhkan (Ws)} &= \frac{\text{kerja politropik}}{E_p} \\
 &= \frac{120,259 \text{ kJ/kmol}}{67\%} \\
 &= 179,49 \text{ kJ/kmol} \\
 \text{Power} &= 179,49 \text{ kJ/kmol} \times \frac{79,76 \text{ kmol/jam}}{3600 \text{ detik/jam}} \\
 &= 3,98 \text{ kW} \\
 &= 0,00 \text{ MW} \\
 &= 5,33 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME CP-101	
Fungsi	Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 5 atm
Jenis	<i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah <i>stage</i>	2 <i>stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Temperatur masuk	32 °C
Temperatur keluar	187 °C
Tekanan Masuk	1,03 kg/cm ²
Tekanan Keluar	5,17 kg/cm ²
Laju alir	2300,26 kg/jam
Efisiensi	66%
Daya <i>stage</i> 1	4,96 Hp
Daya <i>stage</i> 2	5,33 Hp
Total Daya	10,29 Hp

48. Screw Conveyor (C-101)

Fungsi : Memindahkan katalis dari gudang penyimpanan menuju tangki mixing M-101
 Jenis : *Screw Conveyor*
 Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Temperatur = 30 °C
 Tekanan = 1 atm
 = 14,7 psia

Komponen	Massa (kg/jam)	X	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$X \cdot \rho$
Katalis	3,81	1,00	1705,00	1705,00
Total	3,81	1,00		1705,00

I

ρ campuran = 1705,00 kg/m³
 = 106,44 lb/ft³
 Rate Bahan = 3,81 kg/jam
 = 8,40 lb/jam
 Panjang *Conveyor* = 8 m (asumsi)
 = 26,24 ft
 Tinggi *Conveyor* = Panjang *Belt* x F
 = 4,80 ft
 = 1,46 m \approx 2 m
 F = 1,80 (*Walas*, Tabel 5.4)
 (*Characteristic material = dry sand*)

Laju Volumetrik = 12,67 ft³/jam

Berdasarkan tabel 5.4(a) dengan material golongan *Class II*, digunakan

Diameter *conveyor* sebesar = 6 inch
 Kecepatan maksimal (cuft/jam) = 90 ft³/jam
 Kecepatan maksimal = 60 rpm
 ω = 8,4 rpm
 = 10 rpm

I

Dari tabel 5.4c menggunakan bearing jenis self lubrication bronze, sehingga, Faktor kelonggaran (s) yang didapat sebesar = 54

$$P = \frac{\{(s \times \omega) + (F \times Q \times \rho)\} \times L + (0.51 \times H \times 30000)}{1000000}$$

$$= 1,51 \text{ Hp}$$

$$= 2 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Diameter of Coupling = 1,5 in (Wallas, Tabel 5.4d)

Berdasarkan tabel 5.4(d), daya maksimum untuk *conveyor* dengan diameter 6 in dan diameter *coupling* 1,5 in adalah 5.0 hp

RESUME C-101	
Nama	<i>Screw Conveyor</i>
Fungsi	Memindahkan katalis dari gudang penyimpanan menuju tangki mixing M-101
Jumlah	1 unit
Panjang <i>Conveyor</i>	8,00 m
Diameter <i>Conveyor</i>	0,15 m
Tinggi <i>Conveyor</i>	2,00 m
Kecepatan Putaran	10 rpm
Daya	2,00 hp

49. Bucket Elevator (C-102)

Fungsi : Memindahkan katalis dari gudang penyimpanan menuju tangki mixing M-101
 Jenis : *Bucket Elevator*
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Temperatur = 30 °C
 Tekanan = 1 atm
 = 14,7 psia
 Laju Alir Bahan = 3,81 kg/jam
 = 0,004 ton/jam
 Kelonggaran = 20%
 Kapasitas = 0,005 ton/jam
 Tinggi *Bucket* = 4,95 ft (dari tinggi mixing tank)

Berdasarkan kapasitas sebesar 0,005 ton/jam, maka spesifikasi dari *bucket elevator* yang digunakan sebagai berikut:

Ukuran *bucket* = 6 x 4 x 4,25 in (*Perry 7ed*, Tabel 21-8)
 = 152 x 102 x 108 mm
 Kapasitas Maks = 14 ton/jam
Bucket Spacing = 12 in
 = 304,801 mm
Elevator Center = 25 ft
 = 7,62 m
Bucket Speed = 225 ft/min (untuk kapasitas 14 ton/jam)
 = $\frac{0,00 \text{ ton/jam} \times 225 \text{ ft/min}}{14,00 \text{ ton/jam}}$
 = 0,07 ft/min
 Putaran poros = 43 rpm
 Power head shaft = 1 hp
 Power tambahan = 0,02 hp/ft
 = 0,10 hp
 Power Total = 1,10 hp
 Efisiensi = 80%
 Power Motor = 1,37 hp
 = 2,00 hp
 Lebar Belt = 7 in
 = 0,18 m

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME C-102	
Nama	<i>Bucket Elevator</i>
Kode	C-102
Fungsi	Memindahkan katalis dari gudang penyimpanan menuju tangki mixing M-101
Jumlah	1 Unit
Dimensi <i>Bucket</i>	
Ukuran <i>Bucket</i>	152 x 102 x 108 mm
Jarak antar <i>Bucket</i>	305 mm
Tinggi <i>Bucket</i>	1,51 m
<i>Bucket Speed</i>	0,07 ft/min
Putaran Poros	43,00 rpm
Lebar <i>Belt</i>	0,18 m
<i>Power</i>	2,00 hp

50. Screw Conveyor (C-201)

Fungsi : Memindahkan asam benzoat dari kristalizer menuju centrifuge
 Jenis : *Screw Conveyor*
 Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Temperatur = 32 °C
 Tekanan = 1 atm
 = 14,7 psia

Komponen	Massa (kg/jam)	X	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$X \cdot \rho$
C7H6O2	1261,88	0,62	1170,93	731,77
H2O	757,15	0,37	1113,24	417,44
C7H6O	0,15	0,00	1034,22	0,08
Total	2019,18	1,00		1149,29

$$\rho \text{ campuran} = 1149,29 \text{ kg/m}^3$$

$$= 71,75 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Bahan} = 2019,18 \text{ kg/jam}$$

$$= 4451,48 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panjang Conveyor} = 8 \text{ m (asumsi)}$$

$$= 26,24 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Conveyor} = \text{Panjang Belt} \times F$$

$$= 4,80 \text{ ft}$$

$$= 1,46 \text{ m} \approx 2 \text{ m}$$

$$F = 1,80 \text{ (Walas, Tabel 5.4)}$$

(Characteristic material = salt cake)

$$\text{Laju Volumetrik} = 62,04 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan tabel 5.4(a) dengan material golongan *Class III*, digunakan

$$\text{Diameter conveyor sebesar} = 6 \text{ inch}$$

$$\text{Kecepatan maksimal (cuft/jam)} = 45 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan maksimal} = 60 \text{ rpm}$$

$$\omega = 82,7 \text{ rpm}$$

$$= 55 \text{ rpm}$$

Dari tabel 5.4c menggunakan bearing jenis self lubrication bronze, sehingga, Faktor kelonggaran (s) yang didapat sebesar = 54

$$P = \frac{\{(s \times \omega) + (F \times Q \times \rho)\} \times L + (0.51 \times H \times 30000)}{1000000}$$

$$= 3,62 \text{ Hp}$$

= 4 Hp

RESUME C-201	
Nama	<i>Screw Conveyor</i>
Fungsi	Memindahkan asam benzoat dari kristalizer menuju centrifuge
Jumlah	1 unit
Panjang <i>Conveyor</i>	8,00 m
Diameter <i>Conveyor</i>	0,15 m
Tinggi <i>Conveyor</i>	2,00 m
Kecepatan Putaran	55 rpm
Daya	4,00 hp

51. Screw Conveyor (C-202)

Fungsi : Memindahkan asam benzoat dari centrifuge menuju rotary dryer
 Jenis : *Screw Conveyor*
 Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Temperatur = 32 °C
 Tekanan = 1 atm
 = 14,7 psia

Komponen	Massa (kg/jam)	X	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$X \cdot \rho$
C7H6O2	1261,88	0,97	1170,93	1136,82
H2O	37,86	0,03	1113,24	32,43
Total	1299,74	1,00		1169,25

ρ campuran = 1169,25 kg/m³
 = 72,99 lb/ft³
 Rate Bahan = 1299,74 kg/jam
 = 2865,40 lb/jam
 Panjang *Conveyor* = 8 m (asumsi)
 = 26,24 ft
 Tinggi *Conveyor* = Panjang *Belt* x F
 = 4,80 ft
 = 1,46 m \approx 2 m
 F = 1,80 (*Walas*, Tabel 5.4)
 (*Characteristic material = salt cake*)

Laju Volumetrik = 39,26 ft³/jam
 Berdasarkan tabel 5.4(a) dengan material golongan *Class III*, digunakan

Diameter *conveyor* sebesar = 6 inch
 Kecepatan maksimal (cuft/jam) = 45 ft³/jam
 Kecepatan maksimal = 60 rpm
 ω = 52,3 rpm
 = 55 rpm

Dari tabel 5.4c menggunakan bearing jenis self lubrication bronze, sehingga, Faktor kelonggaran (s) yang didapat sebesar = 54

$$P = \frac{\{(s \times \omega) + (F \times Q \times \rho)\} \times L + (0.51 \times H \times 30000)}{1000000}$$

$$= 2,87 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 3 \text{ Hp}$$

Diameter of Coupling = 1,5 in (Wallas, Tabel 5.4d)

Berdasarkan tabel 5.4(d), daya maksimum untuk *conveyor* dengan diameter 6 in dan diameter *coupling* 1,5 in adalah 5.0 hp

RESUME C-202	
Nama	<i>Screw Conveyor</i>
Fungsi	Memindahkan asam benzoat dari centrifuge menuju rotary dryer
Jumlah	1 unit
Panjang <i>Conveyor</i>	8,00 m
Diameter <i>Conveyor</i>	0,15 m
Tinggi <i>Conveyor</i>	2,00 m
Kecepatan Putaran	55 rpm
Daya	3,00 hp

52. Screw Conveyor (C-203)

Fungsi : Memindahkan asam benzoat dari rotary dryer menuju rotary cooler
 Jenis : *Screw Conveyor*
 Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Temperatur = 100 °C
 Tekanan = 1 atm
 = 14,7 psia

Komponen	Massa (kg/jam)	X	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$X \cdot \rho$
C7H6O2	1261,88	1,00	1107,76	1107,10
H2O	0,76	0,00	1036,39	0,62
Total	1262,64	1,00		1107,72

ρ campuran = 1107,72 kg/m³
 = 69,15 lb/ft³
 Rate Bahan = 1262,64 kg/jam
 = 2783,61 lb/jam
 Panjang *Conveyor* = 8 m (asumsi)
 = 26,24 ft
 Tinggi *Conveyor* = Panjang *Belt* x F
 = 4,80 ft
 = 1,46 m \approx 2 m
 F = 1,80 (*Walas*, Tabel 5.4)
 (*Characteristic material = dry salt*)

Laju Volumetrik = 40,25 ft³/jam
 Berdasarkan tabel 5.4(a) dengan material golongan *Class III*, digunakan

Diameter *conveyor* sebesar = 6 inch
 Kecepatan maksimal (cuft/jam) = 45 ft³/jam
 Kecepatan maksimal = 60 rpm
 ω = 53,7 rpm
 = 55 rpm

Dari tabel 5.4c menggunakan bearing jenis self lubrication bronze, sehingga, Faktor kelonggaran (s) yang didapat sebesar = 54

$$P = \frac{\{(s \times \omega) + (F \times Q \times \rho)\} \times L + (0.51 \times H \times 30000)}{1000000}$$

$$= 2,83 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

$$= 3 \text{ Hp}$$

Diameter of Coupling = 1,5 in (Wallas, Tabel 5.4d)

Berdasarkan tabel 5.4(d), daya maksimum untuk *conveyor* dengan diameter 6 in dan diameter *coupling* 1,5 in adalah 5.0 hp

RESUME C-203	
Nama	<i>Screw Conveyor</i>
Fungsi	Memindahkan asam benzoat dari rotary dryer menuju rotary cooler
Jumlah	1 unit
Panjang <i>Conveyor</i>	8,00 m
Diameter <i>Conveyor</i>	0,15 m
Tinggi <i>Conveyor</i>	2,00 m
Kecepatan Putaran	55 rpm
Daya	3,00 hp

53. Bucket Elevator (C-204)

Fungsi : Memindahkan asam benzoat dari rotary cooler menuju tangki silo
 Jenis : *Bucket Elevator*
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Temperatur = 32 °C
 Tekanan = 1 atm
 = 14,7 psia
 Laju Alir Bahan = 1262,64 kg/jam
 = 1,26 ton/jam
 Kelonggaran = 20%
 Kapasitas = 1,52 ton/jam
 Tinggi *Bucket* = 6,49 ft (dari tinggi silo tank)

Berdasarkan kapasitas sebesar 1,52 ton/jam, maka spesifikasi dari *bucket elevator* yang digunakan sebagai berikut:

Ukuran *bucket* = 6 x 4 x 4,25 in (*Perry 7ed*, Tabel 21-8)
 = 152 x 102 x 108 mm
 Kapasitas Maks = 14 ton/jam
Bucket Spacing = 12 in
 = 304,801 mm
Elevator Center = 25 ft
 = 7,62 m
Bucket Speed = 225 ft/min (untuk kapasitas 14 ton/jam)
 = $\frac{1,52 \text{ ton/jam} \times 225 \text{ ft/min}}{14,00 \text{ ton/jam}}$
 = 24,35 ft/min
 Putaran poros = 43 rpm
 Power *head shafi* = 1 hp
 Power tambahan = 0,02 hp/ft
 = 0,13 hp
 Power Total = 1,13 hp
 Efisiensi = 80%
 Power Motor = 1,41 hp
 = 2,00 hp
 Lebar Belt = 7 in
 = 0,18 m

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

RESUME C-204	
Nama	<i>Bucket Elevator</i>
Kode	C-204
Fungsi	Memindahkan asam benzoat dari rotary cooler menuju tangki silo
Jumlah	1 Unit
Dimensi <i>Bucket</i>	
Ukuran <i>Bucket</i>	152 x 102 x 108 mm
Jarak antar <i>Bucket</i>	305 mm
Tinggi <i>Bucket</i>	1,98 m
<i>Bucket Speed</i>	24,35 ft/min
Putaran Poros	43,00 rpm
Lebar <i>Belt</i>	0,18 m
<i>Power</i>	2,00 hp

54. Heater (E-204)

Fungsi : Memanaskan suhu udara menjadi 130°C
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 unit heat exchanger

Kondisi operasi

a. Fluida dingin

massa fluida dingin (mc = 2977,20 Kg/jam
 = 6563,53 lbm/jam
 temperatur masuk (t1) = 32 °C = 305 K
 temperatur keluar (t2) = 130 °C = 403 K

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$
 = 81 °C = 354 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
O ₂	625,21	16,75	0,21
N ₂	2351,98	63,01	0,79
Jumlah	2977,20	79,76	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 37,33 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	E	Cp(tc)	Cp(tc),can
O ₂	3E+01	-9E-03	4E-05	-3E-08	9E-12	29,84	6,27
N ₂	3E+01	-4E-03	1E-05	-4E-09	3E-13	29,16	23,04
Jumlah							29,31

mencari nilai ρ gas masuk

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{m_g}{V_g} = m_g \times \frac{P}{n_g \cdot R \cdot T} = \frac{Bm_g \cdot P}{R \cdot T}$$

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{37,33 \text{ kg/kmol} \times 5 \text{ atm}}{0,08 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol.K} \times 354,2 \text{ K}}$$

$$= \frac{186,63}{29,06}$$

$$= 6,42 \text{ kg/m}^3$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

Log $\mu = A + B.T + CT^2$ T dalam K dan μ dalam mp

Komponen	A	B	C	$\mu(tc)$	$\mu(tc),camp$
O ₂	4E+01	6E-01	-1E-04	229,1	48,11
N ₂	4E+01	5E-01	-1E-04	198,4	156,76
Jumlah					204,87

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

Log k = A + B (1-T/C)^2 liquid

k = A + BT + CT^2 gas

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
O ₂	1E-03	9E-05	-1E-08	0,03	0,01
N ₂	3E-03	8E-05	-1E-08	0,03	0,02
Jumlah					0,03

Data properties fluida dingin

$$\begin{aligned} \rho &= 6,42 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 29,31 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,03 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 37,33 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

b. Fluida panas

$$\text{massa fluida panas (mh)} = 106,6 \text{ Kg/jam}$$

$$= 235,1 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{temperatur masuk (T1)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (T2)} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548,2 \text{ K}$$

$$Q \text{ pemanas} = 296960,2 \text{ Kj/jam}$$

$$= 82488,9 \text{ j/s}$$

$$= 281462,9 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned} \rho &= 786,35 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 74,53 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,02 \text{ cp} \\ k &= 0,04 \text{ W/m.K} \\ BM_c &= 18,02 \text{ gr/mol} \end{aligned}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Gases*

Fluida panas = *Steam*

range nilai U = 5-50 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 25 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 275 °C = 527 °F

T2 = 275 °C = 527 °F

Fluida dingin, t1 = 32 °C = 89,6 °F

t2 = 130 °C = 266 °F

$\Delta T1$ = 145 °C = 293 °F

$\Delta T2$ = 243 °C = 469 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\ln(\Delta T1/\Delta T2)}$$

$$= 374 \text{ °F}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{281462,86 \text{ Btu/h}}{25 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°} \times 374 \text{ °F}}$$

$$= 30,1 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchanger* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	4	4,5	40	4,03	12,7	1,18
Dingin	Inner Pipe	3	3,5	40	3,06	7,38	0,92

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa = 3,14 = 0,02	Flow area pipe (Ap) = 7,38 = 0,05	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 1,14 = 0,09	Diameter (D) = 0,53 = 0,04	in ft
massa fluida panas (i = 235 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$ = 10849,9	massa fluida dingin (= 6564 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$ = 128894	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,02 = 0,05	Viskositas @tc (μ) = 0,02 = 0,05	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 22007	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 114777	
Heat transfer fact jH = 90 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 280 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 4,14 = 0,99	Cp pada suhu tc = 0,79 = 0,19	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,04 0,02	k pada suhu tc = 0,03 = 0,02	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 28,2	maka nilai, hi = 87,2	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 76,2	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= 20,6 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Gases*

Fluida panas = *Steam*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,05$$

$$U_d = 20,16 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \quad ,\text{nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{281462,86 \text{ Btu/h}}{20,16 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \times 374 \text{ °F}}$$

$$= 37,3 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 3 in diperoleh surface external 0.917
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$L = \frac{A}{\text{surface external}}$$

$$= \frac{37,3 \text{ ft}^2}{0,92 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 40,7 \text{ ft} = 12,4 \text{ m}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\text{Jumlah} = \frac{40,68 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 1,02$$

$$= 1 \text{ buah hairpins}$$

Menghitung kondisi aktual

$$A = \text{surface exterr} \times \text{jumlah hairpi} \times \text{jumlah pi} \times \text{panjang pipa}$$

$$= 0,92 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 40,7 \text{ ft}$$

$$= 74,6 \text{ ft}^2$$

$$U = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}}$$

$$= \frac{281462,86 \text{ Btu/h}}{74,6 \text{ ft}^2 \times 374 \text{ °F}}$$

$$= 10,08 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U}{U_c \times U}$$

$$= 0,051 \text{ h.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 4,03 - 3,06$$

$$= 0,97 \text{ in}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } Re_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,08 \times 10849,86}{0,05}$$

$$= 18648,05$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,008$$

$$\rho \text{ (tc)} = 786,3 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 49,1 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}}$$

$$= \frac{4 \times 0,01 \times 10849,86^2 \times 40,68}{2 \times 4,2E+08 \times 49,09^2 \times 0,08}$$

$$= 0,00 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$$

$$= 0,06 \text{ fps}$$

$$F_l = \frac{3 \times V^2}{2 \times g}$$

$$= \frac{3 \times 0,06^2}{2 \times 32,20}$$

$$= 0,000 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,000 \text{ psi}$$

$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$, maka pressure drop annulus diizinkan

$1 \text{ lbm/ft}^3 = 16,02 \text{ Kg/m}^3$ $g = 4,2E+08 \text{ ft/jam}^2$ $= 32,20 \text{ ft/s}^2$

Inner pipe, fluida dingin

$$\text{Reynolds. No Rep} = 114777$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{\text{NRea}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,01$$

$$\rho \text{ (tc)} = 6,42 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 0,4 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times 128894^2 \times 40,7}{2 \times 4,2E+08 \times 0,4^2 \times 0,04} \\ &= 2497 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= 6,95 \text{ psi}$$

$\Delta P < 10$ psi diizinkan

RESUME E-204	
Fungsi	Memanaskan suhu udara menjadi 130°C
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	275 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	275 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	32 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	130 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	4,00 in = 0,10 m
OD	4,50 in = 0,11 m
ID	4,03 in = 0,10 m
<i>Heat transfer area</i>	74,6 ft ² = 6,93 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	10,08 Btu/h.ft ² .°F = 57,23 W/m ² .°K
ΔP	0,00 psi = 0,00 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,06 in = 0,08 m
ΔP	6,95 psi = 47,93 kPa
Panjang pipa	40,68 ft = 12,40 m

55. Cooler (E-205)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran toluena *recycle tank*
 Jenis : *Double pipe heat exchanger*
 Jumlah : 1 *unit heat exchanger*

Kondisi operasi

a. Fluida Panas

massa fluida panas (mh) = 962,62 Kg/jam
 = 2122,19 lbm/jam
 temperatur masuk (T1) = 111 °C = 384 K
 temperatur keluar (T2) = 32 °C = 305 K

$$t_c = \frac{T1 + T2}{2}$$
 = 71,5 °C = 345 K

Neraca massa diperoleh dari Lampiran A

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	Xn
C ₇ H ₈	856,59	9,30	0,63
C ₇ H ₆ O ₂	4,05	0,03	0,00
C ₇ H ₆ O	5,65	0,05	0,00
H ₂ O	96,33	5,35	0,36
Jumlah	962,62	14,73	1,00

BM, campuran = $\frac{\text{massa}}{\text{mol}}$
 = 65,35 gram/mol

mencari nilai Cp (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$ T dalam K dan Cp dalam J/mol.K

Komponen	A	B	C	D	Cp(tc)	Cp(tc),can
C ₇ H ₈	8E+01	5E-01	-1E-03	2E-06	165,4	104,40
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+02	2E+00	-5E-03	4E-06	236,6	0,53
C ₇ H ₆ O	7E+01	7E-01	-2E-03	2E-06	185,0	0,67
H ₂ O	9E+01	-4E-02	-2E-04	5E-07	75,1	27,26
Jumlah						132,86

mencari nilai ρ (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$\rho = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$ T dalam K dan ρ dalam gr/ml

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ	Xf.ρ
C ₇ H ₈	3E-01	3E-01	3E-01	591,79	-0,85	0,91	0,57
C ₇ H ₆ O ₂	4E-01	2E-01	3E-01	751,00	-0,80	1,08	0,00
C ₇ H ₆ O	3E-01	3E-01	3E-01	695,00	-0,82	0,99	0,00
H ₂ O	3E-01	2E-01	3E-01	647,13	-0,84	1,12	0,41
Jumlah							0,99

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \sum (X_{\text{massa}} \cdot \rho) \\ &= 0,986 \text{ kg/l} \\ &= 986,010 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

mencari viskositas (μ) (sumber : Carl L. Yaws)

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad T \text{ dalam K dan } \mu \text{ dalam cp}$$

Komponen	A	B	C	D	$\mu(\text{tc})$	$\mu(\text{tc}), \text{camp}$
C ₇ H ₈	-5E+00	8E+02	1E-02	-1E-05	0,4	0,22
C ₇ H ₆ O ₂	-7E+01	1E+04	1E-01	-6E-05	124,8	0,28
C ₇ H ₆ O	1E+00	2E+01	-4E-03	6E-07	0,6	0,00
H ₂ O	-1E+01	2E+03	2E-02	-1E-05	0,4	0,14
Jumlah						0,65

mencari nilai k (sumber : Carl L. Yaws 'Chemical Properties Handbook')

$$\text{Log } k = A + B(1-T/C)^2 \quad \text{liquid}$$

$$k = A + BT + CT^2 \quad \text{gas}$$

k dalam W/m.K dan T dalam K

Komponen	A	B	C	k(tc)	k(tc),camp
C ₇ H ₈	-8E-03	4E-05	6E-08	0,02	0,01
C ₇ H ₆ O ₂	-2E+00	1E+00	8E+02	0,16	0,00
C ₇ H ₆ O	-2E+00	2E+00	7E+02	0,13	0,00
H ₂ O	-3E-01	5E-03	-6E-06	0,66	0,24
Jumlah					0,25

Data properties fluida panas

$$\begin{aligned}\rho &= 986,01 \text{ Kg/m}^3 \\ C_p &= 132,86 \text{ j/mol.K} \\ \mu &= 0,65 \text{ cp} \\ k &= 0,25 \text{ W/m.K} \\ B_{Mc} &= 65,35 \text{ gr/mol}\end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned}\text{massa fluida dingin (m}_c) &= 1843,85 \text{ Kg/jam} \\ &= 4064,96 \text{ lbm/jam}\end{aligned}$$

$$\text{temperatur masuk (t}_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$$

$$\text{temperatur keluar (t}_2) = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,2 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,2 \text{ K}\end{aligned}$$

$$Q \text{ pendingin} = 154221,3 \text{ Kj/jam}$$

$$= 42839,2 \text{ j/s}$$

$$= 146173,0 \text{ Btu/h}$$

Data properties fluida dingin

$$\rho = 1104,53 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_p = 75,27 \text{ j/mol.K}$$

$$\mu = 0,66 \text{ cp}$$

$$k = 0,63 \text{ W/m.K}$$

$$BM_c = 18,02 \text{ gr/mol}$$

Koefisien panas over all (U)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Medium Organics*

range nilai U = 50-125 Btu/h.ft².°F

Nilai Ud yang dipilih = 50 Btu/h.ft².°F

Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas, T1 = 111 °C = 231,8 °F

T2 = 32 °C = 89,6 °F

Fluida dingin, t1 = 30 °C = 86 °F

t2 = 50 °C = 122 °F

$\Delta T_1 = 61 \text{ °C} = 141,8 \text{ °F}$

$\Delta T_2 = 2 \text{ °C} = 35,6 \text{ °F}$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)}$$

$$= 76,8 \text{ °F}$$

Menentukan luas area transfer panas (A)

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{146172,99 \text{ Btu/h}}{50 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 76,8 \text{ °F}}$$

$$= 38 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas kurang dari 200 ft², maka jenis *heat exchange* yang dipilih yaitu *double pipe* dengan aliran *counterflow* (Kern, p.103)

Tabel 6.1 Standar ukuran heat exchanger double pipe (kern, hal.103)

Menentukan Ukuran Pipe

Berdasarkan tabel 11 Standar dimensi pipa (Kern, hal.844)

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Fluida		IPS	OD	SN	ID	low area/pipe	Ext Surface
		(in)	(in)		(in)	(in ²)	(ft ² /ft)
Panas	Annulus	3	3,5	40	3,068	7,38	0,917
Dingin	Inner Pipe	2	2,38	40	2,067	3,35	0,622

Menentukan Mass Velocity dan Bilangan Reynold

Berdasarkan Tabel 6.2 fluida dingin berada di *inner pipe* (Kern, hal. 110)

Annulus	Inner Pipe	Satuan
Flow area anulus(Aa = 2,93 = 0,02	Flow area pipe (Ap) = 3,35 = 0,02	in ² ft ²
Dia.Equiv (De) = 1,57 = 0,13	Diameter (D) = 2,07 = 0,17	in ft
massa fluida panas(n = 2122,19 mass velocity (Ga) = $\frac{mc}{Aa}$ = 104971	massa fluida dingin (= 4064,96 mass velocity (Gp) = $\frac{mh}{Ap}$ = 175858	lbm/h lbm/h.ft ²
Viskositas @tc (μ) = 0,65 = 1,57	Viskositas @tc (μ) = 0,66 = 1,61	cp lbm/h.ft
Reynold number, Nr = $\frac{De \times Ga}{\mu}$ = 8759,19	Reynold number, Nr = $\frac{D \times Gp}{\mu}$ = 18859,1	
Heat transfer fact jH = 40 (gambar 24, kern, p.834)	Heat transfer fact jH = 60 (gambar 24, kern, p.834)	
Cp pada suhu tc = 2,03 = 0,49	Cp pada suhu tc = 4,18 = 1	Kj/Kg.°K Btu/lbm.°F
k pada suhu tc = 0,25 0,14	k pada suhu tc = 0,63 = 0,36	W/m.°C Btu/h.ft.°F
menghitung nilai ho	menghitung nilai hi	
$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$hi = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	
maka nilai, ho = 76,6	maka nilai, hi = 207	Btu/h.ft ² .°F
	menghitung nilai hio koreksi untuk inner pipe $hio = hi \times \frac{ID}{OD}$ = 180	Btu/h.ft ² .°F

Menghitung koefisien over all total (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 53,7 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Menghitung koefisien over all (Ud)

Dari Tabel 8. Kern, p.840 diperoleh nilai Ud

Fluida dingin = *Water*

Fluida panas = *Medium Organics*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Table 12, kern, p.845})$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,02$$

$$U_d = 51,0 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \text{ ,nilai ud sesuai rentang}$$

Menghitung nilai luas area (A) koreksi

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LM}} \\ &= \frac{146172,99 \text{ Btu/h}}{51,0 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F} \times 76,8 \text{ °F}} \\ &= 37,3 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 untuk IPS standar 2 in diperoleh surface external 0.622
maka panjang yang dibutuhkan (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{\text{surface external}} \\ &= \frac{37,3 \text{ ft}^2}{0,62 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 60 \text{ ft} = 18,3 \text{ m} \end{aligned}$$

menggunakan panjang pipa standar 20 ft (kern, hal.103)

Hairpins terdiri dari dua pipa, maka jumlah hairpins

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} &= \frac{59,99 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\ &= 1,5 \\ &= 1 \text{ buah hairpins} \end{aligned}$$

Menghitung kondisi aktual

$$\begin{aligned} A &= \text{surface exterr} \times \text{jumlah hairpi} \times \text{jumlah pi} \times \text{panjang pipa} \\ &= 0,62 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 1 \times 2 \times 60 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 74,6 \text{ ft}^2 \\
 U &= \frac{Q}{A \times \Delta T_{LM}} \\
 &= \frac{146172,99 \text{ Btu/h}}{74,6 \text{ ft}^2 \times 76,8 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 25,49 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 R_d &= \frac{U_c - U}{U_c \times U} \\
 &= 0,021 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

$R_d > 0.001$, nilai R_d memenuhi lebih besar dari yang dibutuhkan

Menghitung nilai pressure drop

Annulus, fluida panas (Steam)

$$\text{Dia. u/ pressure drop} = D_2 - D_1$$

$$D_{e'} = 3,07 - 2,067$$

$$= 1 \text{ in}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$\text{Reynolds. No } Re_{a'} = \frac{D_{e'} \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,08 \times 104970,6}{1,57}$$

$$= 5584,68$$

$$f = 0,004 + \frac{0,264}{NRe_{a'}^{0.42}} \quad (\text{eq 3.47b, Kern, p.53})$$

$$= 0,011$$

$$\rho \text{ (tc)} = 1105 \text{ Kg/m}^3$$

$$= 69 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \Delta F_a &= \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_{e'}} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 104970,6^2 \times 59,99}{2 \times 4,2E+08 \times 68,95^2 \times 0,08} \\
 &= 0,08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\
 &= 0,42 \text{ fps}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_l &= \frac{3 \times V^2}{2 \times g} \\
 &= \frac{3 \times 0,42^2}{2 \times 32,20}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,008 \text{ ft} \\
 \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_l) \cdot \rho}{144} \\
 &= 0,044 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_a < 10$ psi, maka pressure drop annulus diizinkan

$ \begin{aligned} 1 \text{ lbm/ft}^3 &= 16,02 \text{ Kg/m}^3 \\ g &= 4,2\text{E}+08 \text{ ft/jam}^2 \\ &= 32,20 \text{ ft/s}^2 \end{aligned} $

Inner pipe, fluida dingin

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds. No } Re_p &= 18859,13 \\
 f &= 0,004 + \frac{0,264}{NRe_p^{0,42}} && \text{(eq 3.47b, Kern, p.53)} \\
 &= 0,01 \\
 \rho \text{ (tc)} &= 986 \text{ Kg/m}^3 \\
 &= 61,6 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \Delta F_p &= \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \\
 &= \frac{4 \times 0,01 \times 175858^2 \times 60}{2 \times 4,2\text{E}+08 \times 61,6^2 \times 0,17} \\
 &= 0,11 \text{ ft} \\
 \Delta P_p &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\
 &= 0,04 \text{ psi} \\
 \Delta P &< 10 \text{ psi diizinkan}
 \end{aligned}$$

RESUME E-205	
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran toluena recycle tank
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Data desain	
Jumlah	1 unit
Temperatur fluida panas <i>in</i>	30 °C
Temperatur fluida panas <i>out</i>	50 °C
Temperatur fluida dingin <i>in</i>	111 °C
Temperatur fluida dingin <i>out</i>	32 °C
Aliran fluida	<i>Counter-Current</i>
<i>Annulus</i>	
IPS	3,00 in = 0,08 m
OD	3,50 in = 0,09 m
ID	3,07 in = 0,08 m
<i>Heat transfer area</i>	74,6 ft ² = 6,93 m ²
<i>Heat transfer coefficient</i>	25,49 Btu/h.ft ² .°F = 144,7 W/m ² .°K
ΔP	0,04 psi = 0,31 kPa
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	2,00 in = 0,05 m
OD	2,38 in = 0,06 m
ID	2,07 in = 0,05 m
ΔP	0,04 psi = 0,31 kPa
Panjang pipa	59,99 ft = 18,28 m

56. Tangki Recycle Toluena (V-201)

Fungsi : Menyimpan sementara toluena hasil *recycle*
 Jenis : Tangki vertikal
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1,00 atm
 Suhu = 111,00 C = 384 K
 Laju mol = 14,73 Kmol/jam
 Densitas = 986,01 Kg/m³
 BM campuran = 65,35 kg/kmol
 Laju massa = 962,62 Kg/jam
 Laju volumetrik = 0,98 m³/jam
 Waktu tinggal = 60,00 menit
 = 1,00 jam

1. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume cair} &= 0,98 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,00 \text{ jam} \\ &= 0,98 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

volume tangki 20% over design dari volume cairan

$$\text{Volume tangki} = 1,17 \text{ m}^3$$

2. Dimensi tangki

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

$$\text{Volume head} = \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

Tinggi *shell* : Diameter (Hs : D = 3 : 2)

Tinggi *head* : Diameter (Hh : D = 1 : 4)

(Wallas, p.671)

Volume tangki = Volume shell + Volume head

$$1,17 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$1,17 \text{ m}^3 = \frac{3 D^2 \cdot 2 D}{4} + \frac{3 D^3}{12}$$

$$1,17 \text{ m}^3 = 1,5 D^3 + 0,25 D^3$$

$$1,17 \text{ m}^3 = 1,75 D^3$$

$$D^3 = 0,668 \text{ m}^3$$

$$D = 0,87 \text{ m} = 34,61 \text{ in}$$

$$R = 0,43 \text{ m} = 16,93 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = 1,30 \text{ m} = 51,18 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= 0,23 \text{ m} = 9,19 \text{ in} \\ \text{Tinggi tanki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \cdot \text{Tinggi Head}) \\ &= 1,87 \text{ m} = 73,52 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Menghitung tebal shell

$$\text{persamaan menghitung tebal shell } tr = \frac{PR}{E - 0,6} + C \quad (\text{Brownel, p.342})$$

dimana :

- tr = tebal shell (in)
- P = Tekanan design reaktor (Psia)
- R = Jari-jari shell (in)
- S = Maximum allowable stress (Psia)
- E = Efisiensi pengelasan
- C = Corosivitas (in)

$$\begin{aligned} \text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times H \\ &= 13533,59 \text{ Pa} \\ &= 1,96 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$$\text{P design} = 16,66 \text{ Psia}$$

$$\text{P design 20\%} = 19,99 \text{ Psia}$$

$$\text{P design lebih besar 30 psia dari tekanan operasi}$$

$$\text{P design over} = 44,70 \text{ Psia}$$

1 atm = 14,7 psia
1 atm = 1E+05 Pa

$$\text{Tekanan design (P)} = 44,70 \text{ psia}$$

$$\text{Jari-jari accumulator, R} = 18,38 \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 12650 \text{ Psia} \quad (\text{Brownel, p.342})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,13 \quad (\text{Timmerhause, hal 542})$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{44,70 \times 18,38}{12650 \times 1 - 1 \times 44,70} + 0,13 \\ &= 0,21 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal standar shell

$$ts = 0,25 \text{ in}$$

Menghitung tebal head dan alas shell dengan tipe torispherical

$$\begin{aligned} th &= \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \\ &= \frac{44,7 \text{ psi} \times 36,76 \text{ in}}{2 \times 12650 \times 1 - 0,2 \times 45} + 0,13 \\ &= 0,20 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal standar head

$$th = 0,25 \text{ in} \quad (\text{Brownell, p.350})$$

$$\text{OD} = (D + (2 \cdot ts))$$

$$= 37,26 \text{ in}$$

RESUME V-201	
Kode	V-201
Fungsi	Menyimpan sementara toluena hasil recycle
Tipe	Tangki horizontal dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Volume tangki	1,17 m ³ /unit
Dimensi tangki	
Diameter tangki	0,93 m
Tinggi <i>shell</i>	1,40 m
Tebal <i>shell</i>	0,01 m
Tinggi <i>head</i>	0,23 m
Tebal <i>head</i>	0,01 m
Tinggi total	1,87 m
Tekanan design	44,70 psia

57. Expantionr Valve (EV-101)

Fungsi : Menurunkan tekanan aliran keluaran bottom reaktor
 Jenis : *Globe Valve Half Open*
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperatur in = 177 C = 450,2 K
 Temperatur out = 177 C = 450,2 K
 Tekanan in = 5 atm = 73,55 psig
 Tekanan out = 1 atm = 14,71 psig

Properties Fluida

Komponen	Massa (kg/jam)	X	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot X$	miu	miu.X
C7H8	707,52	0,31	702,83	214,53	0,16	0,05
Katalis	3,81	0,00	1.705,00	2,80	0,00	0,00
C7H6O2	1.263,58	0,55	1.030,60	561,82	0,22	0,12
C7H6O	151,80	0,07	896,66	58,72	0,26	0,02
H2O	191,20	0,08	939,26	77,48	0,15	0,01
Total	2.317,91	1,00		915,35		0,20

(Yaws, hal 185)

Laju alir massa = 2317,91 kg/jam
 = 5110,98 lb/jam
 = 1,42 lb/s

Densitas fluida = 915,35 kg/m³
 = 57,14 lb/ft³

Viskositas fluida = 0,20 cp
 = 0,48 lbm/ft.h
 = 0,72 kg/m.jam

Debit Aliran

$$Q = \frac{G}{\rho} = \frac{0,64}{915,35} = 0,001 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,70 \text{ L/s}$$

Diameter Valve

Diameter optimum dapat ditentukan berdasarkan persamaan berikut.:

$$D_{\text{opt}} = 293 \times G^{0,53} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson, eq 5.14 hal. 220})$$

Dimana :

$D_{i,opt}$ = Diameter (in)

q_f = Laju alir (ft³/s)

ρ = Densitas fluida (lb/ft³)

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37} \\ &= 293 \times 0,792 \times 0,080 \\ &= 18,61 \text{ mm} \\ &= 0,73 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Pipa (Geankoplis, 1993 Appendix A.51)

NPS	=	1	in		
Sch. Number	=	40			
OD	=	1,32	in	=	0,03 m
ID	=	1,05	in	=	0,03 m
Luas Area	=	0,01	ft ²	=	0,00 m ²
Wall Thickness	=	0,13	in	=	0,00 m

$$v = \frac{Q}{a \cdot t} = 1,26 \text{ m/s} = 4,14 \text{ ft/s}$$

Menentukan Bilangan Reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times G}{a \cdot t \times \mu} = \frac{0,027 \times 2317,91}{0,001 \times 0,72} = 154576,73$$

Menentukan Friction Loss karena valve (hf)

$$hf = k_f \times \frac{v^2}{2 \times g_c} = 9,5 \times \frac{17,14}{64,348} = 2,53 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dimana :

hf = friction loss karena valve (ft.lbf/lbm)

kf = friction factor loss untuk globe valve = 9,5

v = kecepatan fluida (ft/s)

gc = 32,174 .ft/lbf.s²

(Tabel 2.10-1, geankoplis)

Menentukan Pressure Head

$$P \text{ Head} = \frac{\Delta P}{\rho \times g} = \frac{405300}{915,35 \times 9,81} = 45,15 \text{ m}$$

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

Dimana :

$$\begin{aligned}
 P1 &= 5 \text{ atm} = 506625 \text{ kg/m.s}^2 = 10581,09 \text{ lbm/ft}^2 \\
 P2 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ kg/m.s}^2 = 2116,22 \text{ lbm/ft}^2 \\
 \rho &= 915,35 \text{ kg/m}^3 \\
 g &= 9,81 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

RESUME EV-101	
Kode	EV-101
Fungsi	Menurunkan tekanan aliran keluaran bottom reaktor
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 Unit
Jenis	<i>Globe Valve Half Open</i>
Spesifikasi Pipa	
NPS	1 in
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	1,32 in = 33 mm
Diameter Dalam Pipa	1,05 in = 27 mm
Kapasitas	2,53 m ³ /jam

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

A. Kebutuhan Air

1) Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Mixer (M-201)	757,15
Total	757,15

2) Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
E-101	215,86
E-102	184,48
E-104	150,24
E-204	108,80
RB-201	577,20
RB-202	210,92
Total	1447,50

$$\begin{aligned}
 \text{Total Steam} &= 1447,50 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kehilangan air selama Sirkulasi 10\%} &= 10\% \times \text{Total Steam} \\
 &= 144,75 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air yang kembali ke Bak} &= \text{Total Steam} - \text{Kehilangan Air} \\
 &= 1302,75 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air Make Up} &= \text{Total Steam} - \text{Air ke Bak} \\
 &= 144,75 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total Air} &= \text{Total Steam} + \text{Air Make Up} \\
 &= 1592,25 \text{ kg/jam} \\
 \text{Blow down 10\%} &= 10\% \times \text{Total Air} \\
 &= 159,22 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total Air umpan Boiler} &= \text{Total Air} + \text{Blow down} \\
 &= 1751,47 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

3) Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
R-101	70050,67
E-103	5335,68
E-201	415,37

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

E-202	4380,31
E-203	481,01
E-205	1843,85
CD-101	3170,40
CD-201	8006,79
CD-202	3850,53
CR-201	2659,36
Total	100193,96

$$\begin{aligned}
 \text{Total air pendingin} &= 100193,962 \text{ kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan air selama Sirkulasi 10\%} &= 10\% \times \text{air pendingin} \\
 &= 10019,40 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air yang kembali ke Bak} &= \text{Total air pendingin} - \text{Kehilangan} \\
 &= 90174,57 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air Make Up} &= \text{Total air pendingin} - \text{Air ke Bak} \\
 &= 10019,40 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total Air} &= \text{Total air pendingin} + \text{Air Make Up} \\
 &= 110213,36 \text{ kg/jam} \\
 \text{Blow down 10\%} &= 10\% \times \text{Total Air} \\
 &= 11021,34 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total Air} &= 121234,69 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

4) Kebutuhan Air Sanitasi

a) Air Untuk Karyawan

Menurut WHO kebutuhan air per orang adalah = 120 kg/hari

sehingga :

Jumlah Pegawai 160

$$\begin{aligned}
 \text{Total air bersih yang di butuhkan} &= 19200 \text{ kg/hari} \\
 &= 800 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b) Kebutuhan air laboratorium dan tanaman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 25% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman, yaitu

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air} &= 25\% \times \text{Jumlah air karyawan} \\
 &= 25\% \times 800 \text{ kg/jam} \\
 &= 200 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c) Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 120% dari kebutuhan karyawan, maka :

$$\text{Kebutuhan air} = 1,2 \times \text{jumlah kebutuhan air karyawan}$$

$$= 1,2 \times 800 \text{ kg/jam}$$

$$= 960 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total kebutuhan air untuk sanitasi} = 800 + 200 + 960$$

$$= 1960 \text{ kg/jam}$$

Total Kebutuhan Air Keseluruhan

Air Proses	=	757,15 kg/jam
Air Pendingin	=	121234,69 kg/jam
Air Umpan Boiler	=	1751,47 kg/jam
Air Sanitasi	=	<u>1960,00 kg/jam</u>
TOTAL	=	125703,32 kg/jam

Untuk keperluan keamanan dalam ketersediaan air, diambil melebihi 20%

$$\text{Maka total kebutuhan air} = 1,2 \times 125703,32$$

$$= 150843,98 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (32°C)} = 1,02 \text{ kg/L}$$

(chemical properties handbook, Yaws)

$$\text{Maka laju alir volume air yang dibutuhkan} = \frac{\text{Total kebutuhan air}}{\text{Densitas air}}$$

$$= \frac{150843,98 \text{ kg/jam}}{1,021 \text{ kg/L}}$$

$$= 147741,41 \text{ L/jam}$$

$$= 147,74 \text{ m}^3/\text{jam}$$

B. Unit Penyedia Listrik

Listrik yang digunakan berasal dari PLN dan untuk listrik cadangan menggunakan generator yang dikelola oleh industri sendiri

1. Listrik untuk kegunaan proses

Alat	Hp	Jumlah	ΣHp
Mixing Tank (M-101)	5,00	1	5,00
Mixing Tank (M-201)	3,00	1	3,00
Reaktor (R-101)	9,00	1	9,00
Kristalizer (CR-201)	4,00	1	4,00
Centrifuge (CF-201)	6,00	1	6,00
Rotary Dryer (RD-201)	5,00	1	5,00
Rotary Cooler (RC-201)	5,00	1	5,00
Screw Conveyor (C-101)	2,00	1	2,00
Bucket Elevator (C-102)	2,00	1	2,00
Screw Conveyor (C-201)	4,00	1	4,00
Screw Conveyor (C-202)	3,00	1	3,00

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Screw Conveyor (C-203)	3,00	1	3,00
Bucket Elevator (C-204)	2,00	1	2,00
Blower (BL-101)	3,00	1	3,00
Blower (BL-102)	3,00	1	3,00
Blower (BL-103)	9,00	1	9,00
Compressor (CP-101)	10,26	1	10,26
Pompa (J-101)	2,00	1	2,00
Pompa (J-102)	3,00	1	3,00
Pompa (J-103)	2,00	1	2,00
Pompa (J-104)	2,00	1	2,00
Pompa (J-105)	3,00	1	3,00
Pompa (J-201)	2,00	1	2,00
Pompa (J-202)	2,00	1	2,00
Pompa (J-203)	2,00	1	2,00
Pompa (J-204)	2,00	1	2,00
Pompa (J-205)	2,00	1	2,00
Pompa (J-206)	3,00	1	3,00
Pompa (J-207)	2,00	1	2,00
Pompa (J-208)	2,00	1	2,00
Pompa (J-209)	2,00	1	2,00
Pompa (J-210)	2,00	1	2,00
Total			111,26

Kebutuhan Listrik = 111,26 Hp = 82,96 KW

2. Listrik Untuk Alat Utilitas

Alat	Hp	Jumlah	Σ Hp
Fan Cooling Tower	8,00	1	8,00
Pompa (J-201)	8,00	1	8,00
Pompa (J-202)	8,00	1	8,00
Pompa (J-203)	5,00	1	5,00
Pompa (J-204)	7,00	1	7,00
Pompa (J-205)	6,00	1	6,00
Pompa (J-206)	13,0	1	13,00
Pompa (J-207)	3,00	1	3,00
Pompa (J-208)	2,00	1	2,00
Pompa (J-209)	8,00	1	8,00
Pompa (J-210)	3,00	1	3,00
Pompa (J-211)	2,00	1	2,00
Pompa (J-212)	2,00	1	2,00
Pompa (J-213)	2,00	1	2,00
Pompa (J-214)	2,00	1	2,00
Pompa (J-215)	2,00	1	2,00
Total			81,00

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Total Kebutuhan listrik utilitas = 81,00 Hp
= 60,40 Kw

Total kebutuhan listrik total = 82,965 + 60,402
= 143,37 kW

3. Kebutuhan Listrik Penerangan dan AC

Kebutuhan pencahayaan diperoleh dari Standar Nasional Indonesia

Bangunan	Luas		Lux	Lumen
	m ²	ft ²		
Pos Keamanan**	50	538	100	5000
Parkir Kendaraan**	700	7535	100	70000
Masjid*	100	1076	200	20000
Kantin*	100	1076	200	20000
Kantor Pusat*	300	3229	350	105000
Kantor SDM*	200	2153	350	70000
Kantor HRD*	150	1615	350	52500
Kantor Penelitian*	150	1615	350	52500
Departemen Produksi*	200	2153	350	70000
Departemen Teknik*	150	1615	350	52500
K3 dan Safety*	150	1615	300	45000
Perpustakaan*	100	1076	300	30000
Poliklinik*	50	538	200	10000
Ruang Kontrol*	100	1076	350	35000
Laboratorium*	50	538	500	25000
Koperasi*	50	538	200	10000
Proses**	1500	16146	1000	1500000
Aula Serbaguna*	125	1346	200	25000
Area Bahan Baku**	750	8073	200	150000
Area Produk**	750	8073	200	150000
Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**	1200	12917	500	600000
Pembangkit Listrik**	500	5382	500	250000
Bengkel**	150	1615	200	30000
Gudang**	500	5382	100	50000
Pemadam**	80	861	500	40000
Lapangan**	250	2691	150	37500
Jalan dan Taman**	1250	13455	750	937500
Area Perluasan**	750	8073	500	375000
Total	10405	111999	9350	4817500

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Keterangan

* = Menggunakan lampu pijar (40 watt)

** = Menggunakan lampu merkuri (250 watt)

* Untuk semua area bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 40 watt

Lampu instant starting daylight 40 watt = 1920 lumen/buah

Jumlah lumen dalam ruangan yaitu = 570000 lumen

Jumlah lampu didalam ruangan = 297 buah

* Untuk semua area diluar ruangan digunakan lampu mercury 250 watt

Lumen output tiap lampu yaitu = 10000 lumen/buah

Jumlah lumen diluar ruangan = 4195000 lumen

Jumlah lampu diluar ruangan = 420 buah

Daya penerangan yang diperlukan adalah = 116750 Watt

= 116,75 kW

Kebutuhan AC

Bangunan	Luas		Jumlah AC
	m ²	ft ²	
Kantor Pusat*	300	3229	6
Kantor SDM*	200	2153	4
Kantor HRD*	150	1615	3
Kantor Penelitian*	150	1615	3
Perpustakaan*	100	1076	2
Poliklinik*	50	538	1
Ruang Kontrol*	100	1076	2
Laboratorium*	50	538	1
Aula Serbaguna*	125	1346	3
Jumlah Total AC			25

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan AC dengan daya 2,5 pk atau setara dengan 2,14 kW/AC. Jumlah daya dengan total penggunaan 25 AC adalah atau setara dengan:

Kebutuhan listrik AC diperkirakan = 51 kW

Listrik untuk instrumentasi 10% tot = 14 kW

4. Total Kebutuhan Listrik

No	Kebutuhan Listrik	Daya (Kw)
1	Kebutuhan proses	82,96
2	Kebutuhan utilitas	60,40
3	Penerangan	116,75
4	Air Conditioner	51,36
5	Instrumentasi	14,34
Total Kebutuhan Listrik		325,81

Diperkirakan listrik untuk alat tak terdeskripsi sebesar 10%, maka:
Total Kebutuhan Listrik = 358,39 kW

5. Generator

Listrik berasal dari PLN dengan kapasitas 600 kW
Kebutuhan listrik total + safety 10% = 394,23 kW
Efisiensi generator = 80%
= $\frac{394,23}{80\%}$
= 492,79 kW

Dipilih generator dengan daya 600 kW, sehingga daya yang tersisa sebagai cadangan yaitu:

Daya cadangan = 600 - 492,79
= 107,21 kW

Spesifikasi Generator

Tipe = AC Generator
Kapasitas = 600 kW = 804,61 hp
Efisiensi = 80%
Jumlah = 1 unit
Bahan bakar = Solar

C. Unit Penyedia Bahan Bakar

1. Bahan Bakar Boiler

Massa steam dibutuhkan = 1751,47 kg/jam
Perkiraan *heat loss* = 10%
Massa *steam* total = 1926,62 kg/jam
T *steam* = 548,15
Entalpi *steam* (Hv) = 2533,30 kJ/kg
Entalpi liquid (Hl) = 1714 kJ/kg
Efisiensi = 80%
Jenis bahan bakar = Solar

$$\begin{aligned} \text{Nilai kalor bahan bakar} &= 16130,00 \text{ Btu/lb} \\ &= 37518,38 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Bahan bakar diperlukan

$$\begin{aligned} \text{Fuel oil} &= \frac{m \times (H_v - H_l)}{c \times F} \\ &= \frac{1926,6 \times (2533,3 - 1714)}{0,8 \times 37518,38} \\ &= 52,59 \text{ kg/jam} \\ &= 63,21 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

2. Bahan bakar generator

$$\begin{aligned} \text{Jenis bahan bakar} &= \text{Solar} \\ \text{Kapasitas Generator} &= 600 \text{ kW} \\ \text{Specific Fuel Consumption} &= 250 \text{ g/kW.day} \\ \text{Untuk Otto (Gasoline Engine)} & \text{ (Maruzar, 2012)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \text{SCF} \times \text{Kapasitas generator} \times t \\ &= 3600000 \text{ g/hari} \\ &= 3600 \text{ kg/hari} \\ &= 150 \text{ kg/jam} \\ &= 180 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

D. Kebutuhan Nitrogen

Nitrogen digunakan sebagai *blanketing* pada tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang bersifat *flammable*. Kebutuhan nitrogen awal pada setiap tangki penyimpanan adalah 50% dari volume tangki.

Kebutuhan nitrogen pada pabrik Asam Benzoat

Nama Alat	Kebutuhan (m ³)
T-101	265,00
T-201	31,90
Total	296,90

Jumlah nitrogen yang hilang setiap hari adalah 10% per l= 29,69 m³

Densitas gas nitrogen pada suhu 32°C= 1,12 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan nitrogen per tahun} &= 29,69 \text{ m}^3/\text{hari} \times 330 \text{ hari} \\ &= 9797,7 \text{ m}^3 \\ &= 9797,7 \text{ m}^3 \times 1,12 \text{ kg/m}^3 \\ &= 10973 \text{ kg} \end{aligned}$$

E. Unit Pengolahan Air Laut

1. Screener (SC-201)

Fungsi	= Menyaring partikel besar yang masih terbawa dalam air laut
Bentuk	= Silinder tegak dengan alas dan tutup torispherical
Jumlah	= 1 Tangki
Laju alir massa	= 125703 kg/jam
Densitas	= 1021,0 kg/m ³ = 63,74 lb/ft ³
Waktu	= 0,01 jam
Faktor keamanan	= 20%
Volume air	= $\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}}$ = 123,11 m ³ /jam
Volume Tangki	= 1,23 m ³

a. Diameter Tangki (D)

Diameter Tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut :

$$V_t = \frac{\pi D^2 h}{4} \quad \text{dengan } h = 1.5 D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times \left(\frac{h}{D}\right)}} \quad \begin{array}{l} D = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \end{array}$$

b. Tinggi Tangki (h)

$$\begin{array}{l} h = (h/D) \times D \\ h = 1.5D \\ h = 1,52 \text{ m} \\ h = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

Maka diperoleh ukuran Tangki,

$$\begin{array}{l} \text{Diameter Tangki} = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tangki} = 1,52 \text{ m} \\ = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

$$\text{Direncanakan tinggi penyaring } 1/4 \text{ dari tinggi Tang} = 0,38 \text{ m}$$

c. Ukuran Penyaring

$$\text{Ukuran mesh} = 10 \text{ mesh}$$

$$\begin{aligned} &= 0,08 \text{ in} \\ \text{Luas Penyaring} &= 7520,5 \text{ in}^2 \\ &= 4,85 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal Shell

Bahan sheel Tangki jenis *Stainless Steel* 304

$$\begin{aligned} \text{Allowable Stess} &= 20000 \text{ Psi} \quad (\text{Pressure vessel, hal.251}) \\ \text{Joint Efficiency} &= 0,8 \quad (\text{Pressure vessel, hal.172}) \\ \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Perry 8th, hal 10-69}) \end{aligned}$$

Tekanan Design

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= 80\% \times \text{tinggi Tangki} \\ &= 1,22 \text{ m} \\ &= 4,00 \text{ ft} \\ \text{Tekanan Operasi} &= 14,696 \text{ Psi} \\ P_{\text{design}} &= P \text{ operasi} + 30 \text{ Psi} \\ P_{\text{design}} &= 44,70 \text{ Psi} \end{aligned}$$

e. Tebal Sheel Optimum

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Wallas tabel 18.3 hal 625})$$

$$\begin{aligned} \text{jari-jari Tangki} &= 19,98 \text{ in} \\ t_s &= 0,181 \text{ in} \end{aligned}$$

(App. E, item 2, Brownell)

$$\begin{aligned} \text{Dari Brownell, maka diambil } t_s &= 0,25 \text{ in} \\ &= 0,02 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah torispherical head

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan OD = 42 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 42 \\ \text{icr} &= 2,625 \\ r &= 40 \\ \text{icr}/r &= 0,066 \end{aligned}$$

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times r \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{\text{design}})) + C$$

Dimana :

$$\text{Allowable stress} = 20000 \text{ Psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8$$

$$\text{Faktor Korosi} = 0,125 \text{ in}$$

(Perry 8th, hal 10-69)

$$\text{Tekanan design} = 44,70 \text{ Psi}$$

$$W = (1 \times (3 + (r/icr)^{0.5})) / 4$$

$$= 1,73 \text{ in}$$

$$\text{sehingga th} = 0,17 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head (th)} = 0,25 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

$$\text{Untuk th} = 1/4 \text{ in : Standard straight flange (sf)} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{4}$$

$$\text{Dipilih sf} = 2$$

$$\text{OD} = 40,32 \text{ in} \quad r = 40 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 42 \text{ in} \quad icr = 2,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 39,96 \text{ in} \quad sf = 2 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 19,98 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 17,35 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 37,375 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 33,10158 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 6,90 \text{ in}$$

$$\text{OA (tinggi head)} = sf + b + \text{tebal head} = 9,08 \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Tangki Tota} = \text{tinggi tangki} + \text{tinggi head} = 69,02 \text{ in}$$

$$= 1,75 \text{ m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

RESUME SC-201	
Nama	<i>Screener</i>
Kode	SC-201
Fungsi	Menyaring partikel besar yang masih terbawa dalam air laut
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	1
Waktu tinggal	0,01 jam
Volume Tangki	1,23 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,01 m
Tinggi silinder	1,52 m
Tinggi head	0,23 m
Tebal head	0,01 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	1,75 m
Ukuran mesh penyaring	10 mesh
Luas penyaring	4,85 m ²

2. Bak Penampung Air Laut (BA-201)

Fungsi = Bak penampung air laut setelah melewati *screener* sebelum masuk ke pengolahan

Tipe = Persegi

Bahan = Beton bertulang

Waktu tinggal = 1 jam

Laju alir massa = 125703,3 kg/jam

Densitas air = 1021,0 kg/m³

volume = $\frac{\text{Laju alir massa} \times \text{waktu tinggal}}{\text{Densitas air}} = 123,11 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Jumlah = 1 bak penampung

Volume total = 147,74 m³ = 39027,61 gal

Direncanakan :

Asumsi panjang dan lebar 2x tinggi

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= p \times l \times t \\ &= 2t \times 2t \times t \\ &= 4 t^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4 t^3 &= 147,74 \text{ m}^3 \\ t &= 3,33 \text{ m} \end{aligned}$$

maka diperoleh :

Tinggi bak = 3,33 m

Panjang bak = 6,66 m

Lebar bak = 6,66 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

RESUME BA-201	
Tipe	BA-201
Fungsi	Bak penampung air laut setelah melewati screener sebelum masuk ke pengolahan
Jenis	Persegi
Bahan konstruksi	Beton bertulang
Jumlah	1 bak penampung
Kapasitas	123,11 m ³ /jam
Volume bak	147,74 m ³
Waktu tinggal	1 jam
Tinggi bak	3,33 m
Lebar bak	6,66 m
Panjang bak	6,66 m

3. Strainer (ST-201)

Fungsi	= Menyaring partikel sedang yang masih terbawa dalam air laut
Bentuk	= silinder tegak dengan alas dan tutup torispherical
Jumlah sand filter	= 1 Tangki
Laju alir massa	= 125703,3 kg/jam
Densitas	= 1021,0 kg/m ³ = 63,74 lb/ft ³
Waktu	= 0,01 jam
Faktor keamanan	= 20%
Volume air	= $\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} = 123,11 \text{ m}^3/\text{jam}$
Volume Tangki	= 1,23 m ³

a. Diameter Tangki (D)

Diameter Tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut :

$$V_t = \frac{\pi D^2 h}{4} \quad \text{dengan } h = 1.5 D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times \left(\frac{h}{D}\right)}} \quad \begin{array}{l} D = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \end{array}$$

b. Tinggi Tangki (h)

$$\begin{array}{l} h = (h/D) \times D \\ h = 1.5D \\ h = 1,52 \text{ m} \\ h = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

Maka diperoleh ukuran Tangki,

$$\begin{array}{l} \text{Diameter Tangki} = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tangki} = 1,52 \text{ m} \\ = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

$$\text{Direncanakan tinggi penyaring } 1/4 \text{ dari tinggi Tang} = 0,38 \text{ m}$$

c. Ukuran Penyaring

$$\begin{array}{l} \text{Ukuran mesh} = 30 \text{ mesh} \\ = 0,02 \text{ in} \end{array}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penyaring} &= 7520,5 \text{ in}^2 \\ &= 4,85 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal Sheel

Bahan sheel Tangki jenis *Stainless Steel 304*

$$\begin{aligned} \text{Allowable Stess} &= 20000 \text{ Psi} \quad (\text{Pressure Vessel, hal.190}) \\ \text{Joint Effisiency} &= 0,8 \quad (\text{Pressure Vessel, hal.172}) \\ \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Perry 8th, hal 10-69}) \end{aligned}$$

Tekanan Design

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= 80\% \times \text{tinggi Tangki} \\ &= 1,22 \text{ m} \\ &= 4,00 \text{ ft} \\ \text{Tekanan Operasi} &= 14,696 \text{ Psi} \\ P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + 30 \text{ Psi} \\ P_{\text{design}} &= 44,70 \text{ Psi} \end{aligned}$$

e. Tebal Sheel Optimum

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Wallas tabel 18.3 hal 625})$$

$$\begin{aligned} \text{jari-jari Tangki} &= 19,98 \text{ in} \\ t_s &= 0,181 \text{ in} \end{aligned}$$

(App. E, item 2, Brownell)

$$\begin{aligned} \text{Dari Brownell, maka diambil } t_s &= 0,25 \text{ in} \\ &= 0,02 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah torispherical head

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan OD = 42 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 42 \\ \text{icr} &= 2,625 \\ r &= 40 \\ \text{icr}/r &= 0,066 \end{aligned}$$

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times r_c \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{\text{design}})) + C$$

Dimana :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Allowable stress	=	20000	Psi
Joint efficiency	=	0,8	
Faktor Korosi (Perry 8th, hal 10-69)	=	0,125	in
Tekanan design	=	44,70	Psi
W	=	$(1 \times (3 + (r/icr)^{0.5}))/4$	
	=	1,73	in
sehingga th	=	0,17	in
Dipilih tebal head (th)	=	0,25	in

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

Untuk th = 1/2 in : Standard straight flange (sf) = 1½-2 1/4

Dipilih sf = 2

OD	=	40,32	in	r	=	40	in
OD standar	=	42	in	icr	=	2,625	in
ID	=	39,96	in	sf	=	2	in

a = ID/2 = 19,98 in

AB = a - icr = 17,35 in

BC = rc - icr = 37,375 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 33,10158 in

b = rc - AC = 6,90 in

OA (tinggi head) = sf + b + tebal head = 9,08 in

= 0,23 m

Tinggi Tangki Tota = tinggi tangki + tinggi head = 69,02 in

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

RESUME ST-201	
Nama	<i>Strainer</i>
Kode	ST-201
Fungsi	Menyaring partikel sedang yang masih terbawa dalam air laut
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	1 Unit
Waktu tinggal	0,01 jam
Volume Tangki	1,23 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,01 m
Tinggi silinder	1,52 m
Tinggi head	0,23 m
Tebal head	0,01 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	1,75 m
Ukuran mesh penyaring	30 mesh
Luas penyaring	4,85 m ²

4. Sand Filter (SF-201)

Fungsi	= Menyaring partikel halus yang masih terbawa dalam air laut yang keluar dari <i>strainer</i>
Bentuk	= Silinder tegak dengan alas dan tutup torispherical
Jumlah	= 1 Tangki
Laju alir massa	= 125703,3 kg/jam
Densitas	= 1021,0 kg/m ³ = 63,74 lb/ft ³
Waktu	= 0,01 jam
Faktor keamanan	= 20%
Volume air	= $\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} = 123,11 \text{ m}^3/\text{jam}$
Volume Tangki	= 1,23 m ³

a. Diameter Tangki (D)

Diameter Tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut :

$$V_t = \frac{\pi D^2 h}{4} \quad \text{dengan } h = 1.5 D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times \left(\frac{h}{D}\right)}} \quad \begin{array}{l} D = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \end{array}$$

b. Tinggi Tangki (h)

$$\begin{array}{l} h = (h/D) \times D \\ h = 1.5D \\ h = 1,52 \text{ m} \\ h = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

Maka diperoleh ukuran Tangki,

$$\begin{array}{l} \text{Diameter Tangki} = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tangki} = 1,52 \text{ m} \\ = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

$$\text{Direncanakan tinggi penyaring } 1/4 \text{ dari tinggi Tang} = 0,38 \text{ m}$$

c. Menentukan Tebal Sheel

Bahan sheel Tangki jenis *Stainless Steel 304*

$$\text{Allowable Stess} = 20000 \text{ Psi (Pressure Vessel, hal.190)}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Joint Efficiency} &= 0,8 && \text{(Pressure Vessel, hal.172)} \\ \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ in} && \text{(Perry 8th, hal 10-69)} \end{aligned}$$

d. Tekanan Design

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= 80\% \times \text{tinggi Tangki} \\ &= 1,22 \text{ m} \\ &= 4,00 \text{ ft} \\ \text{Tekanan Operasi} &= 14,696 \text{ Psi} \\ P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + 30 \text{ Psi} \\ P_{\text{design}} &= 44,70 \text{ Psi} \end{aligned}$$

e. Tebal Sheel Optimum

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad \text{(Wallas tabel 18.3 hal 625)}$$

$$\begin{aligned} \text{jari-jari Tangki} &= 19,98 \text{ in} \\ t_s &= 0,18 \text{ in} \end{aligned}$$

(App. E, item 2, Brownell)

$$\begin{aligned} \text{Dari Brownell, maka diambil } t_s &= 0,25 \text{ in} \\ &= 0,02 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah torispherical head

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan OD = 42 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 42 \\ \text{icr} &= 2,625 \\ r &= 40 \\ \text{icr}/r &= 0,066 \end{aligned}$$

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times r \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{\text{design}})) + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \text{Allowable stress} &= 20000 \text{ Psi} \\ \text{Joint efficiency} &= 0,8 \\ \text{Faktor Korosi} &= 0,125 \text{ in} \\ &\text{(Perry 8th, hal 10-69)} \\ \text{Tekanan design} &= 44,70 \text{ Psi} \\ W &= (1 \times (3 + (r/\text{icr})^{0.5})) / 4 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} &= 1,73 \text{ in} \\ \text{sehingga th} &= 0,17 \text{ in} \\ \text{Dipilih tebal head (th)} &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

$$\text{Untuk th} = 1/2 \text{ in : Standard straight flange (sf)} = 1\frac{1}{2}-2\frac{1}{4}$$

$$\text{Dipilih sf} = 2$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 40,32 \text{ in} & r &= 40 \text{ in} \\ \text{OD standar} &= 42 \text{ in} & \text{icr} &= 2,625 \text{ in} \\ \text{ID} &= 39,96 \text{ in} & \text{sf} &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \text{ID}/2 &= 19,98 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} &= 17,35 \text{ in} \\ \text{BC} &= \text{rc} - \text{icr} &= 37,38 \text{ in} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} &= 33,10 \text{ in} \\ b &= \text{rc} - \text{AC} &= 6,90 \text{ in} \\ \text{OA (tinggi head)} &= \text{sf} + b + \text{tebal head} &= 9,08 \text{ in} \\ & &= 0,23 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Tota} &= \text{tinggi tangki} + \text{tinggi head} &= 69,02 \text{ in} \\ & &= 1,75 \text{ m} \end{aligned}$$

RESUME SF-201	
Nama	<i>Sand Filter</i>
Kode	SF-201
Fungsi	Menyaring partikel halus yang masih terbawa dalam air laut yang keluar dari <i>strainer</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	1 Unit
Waktu tinggal	0,01 jam
Volume Tangki	1,23 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,01 m
Tinggi silinder	1,52 m
Tinggi head	0,23 m
Tebal head	0,01 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	1,75 m

5. Carbon Active Filter (CF-202)

Fungsi	= Menyaring partikel halus dan menghilangkan bau
Bentuk	= Silinder tegak dengan alas dan tutup torispherical
Jumlah	= 1 Tangki
Laju alir massa	= 125703,3 kg/jam
Densitas	= 1021,0 kg/m ³
	= 63,74 lb/ft ³
Waktu	= 0,01 jam
Faktor keamanan	= 20%
Volume air	= $\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}}$ = 123,11 m ³ /jam
Volume Tangki	= 1,23 m ³

a. Diameter Tangki (D)

Diameter Tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut :

$$V_t = \frac{\pi D^2 h}{4} \quad \text{dengan } h = 1.5 D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times \left(\frac{h}{D}\right)}} \quad \begin{array}{l} D = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \end{array}$$

b. Tinggi Tangki (h)

$$\begin{array}{l} h = (h/D) \times D \\ h = 1.5D \\ h = 1,52 \text{ m} \\ h = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

Maka diperoleh ukuran Tangki,

$$\begin{array}{l} \text{Diameter Tangki} = 1,01 \text{ m} \\ = 39,96 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tangki} = 1,52 \text{ m} \\ = 59,94 \text{ in} \end{array}$$

Direncanakan tinggi penyaring 1/4 dari tinggi Tang = 0,38 m

c. Menentukan Tebal Sheel

Bahan sheel Tangki jenis *Stainless Steel 304*

$$\text{Allowable Stess} = 20000 \text{ Psi (Pressure Vessel, hal.190)}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Joint Efficiency = 0,8 (Pressure Vessel, hal.172)
 Faktor Korosi = 0,125 in (Perry 8th, hal 10-69)

d. Tekanan Design

Tinggi Cairan = 80% x tinggi Tangki
 = 1,22 m
 = 4,00 ft
 Tekanan Operasi = 14,696 Psi
 $P_{design} = P_{operasi} + 30 \text{ Psi}$
 $P_{design} = 44,70 \text{ Psi}$

e. Tebal Sheel Optimum

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Wallas tabel 18.3 hal 625})$$

jari-jari Tangki = 19,98 in
 $t_s = 0,181 \text{ in}$

(App. E, item 2, Brownell)

Dari Brownell, maka diambil $t_s = 0,25 \text{ in}$
 $= 0,021 \text{ ft}$

f. Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah torispherical head

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan OE = 42 in

OD = 42
 icr = 2,625
 r = 40
 icr/r = 0,066

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

Tebal penutup = $(P_{design} \times r_c \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{design})) + C$

Dimana :

Allowable stress = 20000 Psi
 Joint efficiency = 0,8
 Faktor Korosi = 0,125 in
 (Perry 8th, hal 10-69)
 Tekanan design = 44,70 Psi
 $W = (1 \times (3 + (r/icr)^{0.5})) / 4$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} &= 1,73 \text{ in} \\ \text{sehingga th} &= 0,17 \text{ in} \\ \text{Dipilih tebal head (th)} &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

$$\text{Untuk th} = \frac{1}{4} \text{ in Standard straight flange (sf)} = 1\frac{1}{2}\text{-}2\frac{1}{4}$$

$$\text{Dipilih sf} = 2$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 40,32 \text{ in} & r &= 40 \text{ in} \\ \text{OD standar} &= 42 \text{ in} & \text{icr} &= 2,63 \text{ in} \\ \text{ID} &= 39,96 \text{ in} & \text{sf} &= 2,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \text{ID}/2 &= 19,98 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} &= 17,35 \text{ in} \\ \text{BC} &= \text{rc} - \text{icr} &= 37,38 \text{ in} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} &= 33,10 \text{ in} \\ b &= \text{rc} - \text{AC} &= 6,90 \text{ in} \\ \text{OA (tinggi head)} &= \text{sf} + b + \text{tebal head} &= 9,58 \text{ in} \\ & &= 0,24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Tota} &= \text{tinggi tangki} + \text{tinggi head} &= 69,52 \text{ in} \\ & &= 1,77 \text{ m} \end{aligned}$$

RESUME CF-202	
Nama	<i>Carbon Active Filter</i>
Kode	CF-201
Fungsi	Menyaring partikel halus dan menghilangkan bau
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	1 Unit
Waktu tinggal	0,01 jam
Volume Tangki	1,23 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,01 m
Tinggi silinder	1,52 m
Tinggi head	0,24 m
Tebal head	0,01 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	1,77 m

6. Sea Water Reverse Osmosis Membrane (RO - 201)

Fungsi	= Untuk desalinasi air laut
Bentuk	= Silinder horizontal
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah vessel	= 5 vessel
Laju alir massa	= 125703,3 kg/jam
	= 277123,7 lb/jam
Densitas air	= 1021,0 kg/m ³
Type membran	= <i>Film Composite</i>
Kecepatan Min	= 1 gal/min.ft ²
Kecepatan Mak	= 12 gal/min.ft ²
Kecepatan dipilih	= 12 gal/min.ft ²
Panjang Bed Min	= 288 in

(Perry's Handbook, Table 16-19)

Laju Alir	= Laju alir massa/ Densitas air
	= 24,62 m ³ /jam
	= 91,19 gpm
Faktor keamanan	= 0,2
Volume total	= 109,43 gpm
Luas Tangki	= 9,12 ft ²
Diameter Tangki	= 3,41 ft
	= 1,04 m = 40,90 in

Panjang Tangki Direncanakan :

1.2 x Panjang Membran (100%) Free Board	= 345,6 in
	= 28,80 ft
	= 8,78 m

Volume Membran	= 262,64 ft ³
	= 7,44 m ³
Waktu ruang	= 3 mnt
	= 0,05 jam
Volume tangki	= 315,17 ft ³
	= 8,92 m ³

Dimensi Membran

Panjang Bed	= 288 in
	= 7,32 m
Lebar membran	= 40,90 in

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

= 1,04 m
 Tebal membran = 2,50 in
 = 0,06 m
 Jumlah gulungan = 15 gulungan
 pada 1 vessel
 Panjang membran = 112,74 m

Tebal vessel

Bahan *Stainless steel 304*

Allowable stress = 20000 Psi (Pressure Vessel, hal.190)

Joint Efficiency = 0,8 (Pressure Vessel, hal.172)

Faktor Korosi = 0,13 in (Perry 8th, hal 10-69)

Tekanan operasi = 14,50 Psi

Tekanan design = P operasi + 30 Psi

P design = 44,50 Psi

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Tebal tangki = 0,18 in

Tebal standar = 0,50 in

= 0,013 m

RESUME RO-201	
Nama	<i>Seawater Reverse Osmosis Membrane</i>
Kode	RO-201
Fungsi	Untuk desalinasi air laut
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	5 buah
Type	<i>Film Composite</i>
Waktu tinggal	0,05 jam
Volume Tangki	24,62 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,05 m
Panjang silinder	8,78 m
Tebal shell	0,01 m
Panjang membran pada 1 vessel	112,74 m
Lebar membran pada 1 vessel	1,04 m
Tebal membran pada 1 vessel	0,06 m

7. Bak Penampung Air Desalinasi (BA-202)

Fungsi = Bak penampung air desalinasi sebelum didistribusikan ke unit proses, pengolahan steam dan sanitasi pabrik

Tipe = Persegi

Bahan = Beton bertulang

Waktu tinggal = 1,00 jam

Laju alir massa = 125703,3 kg/jam

Densitas air = 1021,0 kg/m³

volume = $\frac{\text{Laju alir massa} \times \text{waktu tinggal}}{\text{Densitas air}} = 123,11 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 0,2

Σ Bak Penampung = 1 bak penampung

Volume total = 147,74 m³ = 39027,61 gal

Direncanakan :

Volume total = p x l x t
= 2t x 2t x t
= 4 t³

4 t³ = 147,74 m³

t = 3,33 m

maka diperoleh :

Tinggi bak = 3,33 m

Panjang bak = 6,66 m

Lebar bak = 6,66 m

RESUME BA-202	
Tipe	BA-202
Fungsi	Bak penampung air desalinasi sebelum didistribusikan ke unit proses, pengolahan steam dan sanitasi pabrik
Jenis	Persegi
Bahan konstruksi	Beton bertulang
Jumlah	1 bak penampung
Kapasitas	123,11 m ³ /jam
Volume	147,74 m ³
Waktu tinggal	1 jam
Tinggi bak	3,33 m
Lebar bak	6,66 m
Panjang bak	6,66 m

8. Tangki Air Sanitasi (V-204)

Fungsi	=	Menyimpan air untuk digunakan sebagai air sanitasi
Bentuk	=	Silinder vertikal
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-283 Type C</i>
Jumlah vessel	=	1 unit
Laju alir massa	=	1960,00 kg/jam
	=	4321,8 lb/jam
Densitas air	=	1021,0 kg/m ³
	=	63,74 lb/ft ³
Temperatur	=	32 °C
	=	305,15 K
Waktu tinggal	=	24 jam
Volume air	=	46,07 m ³
Faktor kelonggaran	=	20%
Volume tangki	=	55,28 m ³ = 14604,59 gal

Asumsi

$$H = 1,5 D$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi D^2 \times 2 D$$

$$55,28 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \times 3,1 \times 2 D^3$$

$$55,28 \text{ m}^3 = 1,57 D^3$$

Diameter Tangki	=	3,278 m	10,75 ft	=	129,04 in
Tinggi Tangki	=	4,917 m	16,13 ft	=	193,56 in
jari - jari, r	=	1,639 m	5,38 ft	=	64,52 in

Tebal tangki

Bahan *carbon steel SA 283 grade C*

Allowable stress	=	13800 Psi	(Pressure Vessel, hal.188)
Joint Efficiency	=	0,8	(Pressure Vessel, hal.172)
Faktor Korosi	=	0,125 in	(Perry 8th, hal 10-69)
Tekanan Operasi	=	14,696 Psi	
P design	=	P operasi + 30 Psi	
P design	=	44,70 Psi	

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Tebal tangki = 0,387 in
ts standar = 0,5 in

Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah *torispherical head*

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 :

OD = 132 in
icr = 8
r = 130
icr/r = 0,06

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

Tebal penutup = $(P_{design} \times r_c \times w) / ((2 \times F \times E) - (0,2 \times P_{design})) + C$

W = $(1 \times (3 + (r/icr)^{0,5})) / 4$
= 1,76 in

Th = 0,39 in

Tebal head (th) = 0,5 in

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93, Untuk $\tau = 0,5$ in

Standard straight flange (sf) = $1\frac{1}{2}$ - $3\frac{1}{2}$ in

Dipilih sf = 2 in

a = ID/2 = 64,52 in

AB = a - icr = 56,52 in

BC = rc - icr = 122,00 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 108,12 in

b = rc - AC = 21,88 in

OA (tinggi head) = sf + b + tebal head = 24,38 in

= 0,62 m

Tinggi Total = tinggi tangki + tinggi head = 5,54 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

RESUME V-204	
Nama	Vessel air sanitasi
Kode	V-201
Fungsi	Untuk menampung air sebelum dialirkan ke area sanitasi
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1 buah
Waktu tinggal	24,00 jam
Volume Tangki	55,28 m ³ /jam
Diameter Tangki	3,28 m
Tinggi silinder	4,92 m
Tebal shell	0,50 m
Tinggi total	5,54 m

9. Bak Penampung Air Pendingin (BA - 203)

Fungsi	= Untuk menampung air yang akan digunakan sebagai air pendingin
Tipe	= Persegi
Bahan	= Beton bertulang
Waktu tinggal	= 1 jam
Kapasitas air pendingin	= 121234,7 kg/jam
Densitas air	= 1021,0 kg/m ³
volume	= $\frac{\text{Laju alir massa} \times \text{waktu tinggal}}{\text{Densitas air}}$
	= 118,74 m ³
Faktor kelonggaran	= 0,2
Volume total	= 142,48 m ³ = 37640,22 gal
Σ Bak Penampung	= 1 bak penampung
Direncanakan :	
Volume total	= p x l x t = 2t x 2t x t = 4 t ³
4 t ³	= 142,48 m ³
t	= 3,29 m
maka diperoleh :	
Tinggi bak	= 3,29 m
Panjang bak	= 6,58 m
Lebar bak	= 6,58 m

RESUME BA-203	
Kode Alat	BA-203
Fungsi	Untuk menampung air yang akan digunakan sebagai air pendingin
Jenis	Persegi
Bahan konstruksi	Beton bertulang
Jumlah bak	1 bak penampung
Kapasitas	118,7 m ³ /jam
Volume	142,48 m ³
Waktu tinggal	4,00 jam
Tinggi bak	3,29 m
Lebar	6,58 m
Panjang bak	6,58 m

10. Vessel Penukar Kation (CE - 201)

Fungsi	=	Untuk mereduksi kation dalam air
Bentuk	=	Silinder vertikal
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah vessel	=	4 vessel
Laju alir massa	=	123743,32 kg/jam
	=	272802,72 lb/jam
Densitas air	=	1021,0 kg/m ³
Dari tabel perrys 16-19		
Type resin	=	<i>Strong Acid Cation</i>
Kecepatan Min	=	1 gal/min.ft ²
Kecepatan Mak	=	12 gal/min.ft ²
Kecepatan dipilih	=	2 gal/min.ft ²
Tinggi Bed Minimum	=	24 in
Kapasitas penggunaan	=	11 s/d 22 kg/ft ³ CaCO ₃
Laju Alir	=	Laju alir massa/ Densitas air
	=	30,30 m ³ /jam
	=	112,22 gpm
Faktor keamanan	=	0,2
Volume total	=	134,66 gpm
Luas Tangki	=	67,33 ft ²
Diameter Tangki	=	9,26 ft
	=	2,82 m = 111,13 in
Tinggi Tangki Direncanakan :		
2,5 x Tinggi Bed (100%) Free Board	=	60 in
	=	5,00 ft
	=	1,52 m
Volume Resin	=	336,65 ft ³
	=	9,53 m ³
waktu ruang	=	3 mnt
	=	0,05 jam
Volume tangki	=	403,98 ft ³
	=	11,44 m ³

Tebal tangki

Bahan *carbon steel SA 283 grade C*

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Allowable stress = 13800 Psi (Pressure Vessel, hal.188)
 Joint Efficiency = 0,8 (Pressure Vessel, hal.172)
 Faktor Korosi = 0,125 in (Perry 8th, hal 10-69)

Tekanan operasi = 14,696 Psi
 Tekanan design = P operasi + 30 Psi
 P design = 44,70 Psi

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Tebal tangki = 0,35 in
 Tebal standar = 0,50 in
 = 0,01 m

Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah torispherical head

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan OC = 114 in memiliki :

icr = 6,88
 r = 108
 icr/r = 0,064

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times r_c \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{\text{design}})) + C$$

Allowable stress = 13800 Psi
 Joint Efficiency = 0,8
 Faktor Korosi = 0,125 in
 Tekanan Design = 44,70 Psi
 W = $(1 \times (3 + (r/icr)^{0.5})) / 4$
 = 1,74 in
 sehingga th = 0,32 in
 Tebal head (th) = 0,50 in

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

Untuk th = 0,50 in = 1.5 -3.5 in
 Standard straight flange (sf) = 3 in

$$a = ID/2 = 55,57 \text{ in}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

AB	= a - icr	=	48,69 in
BC	= rc - icr	=	101,13 in
AC	= $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	=	88,63 in
b	= rc - AC	=	19,37 in
OA (tinggi head)	= sf + b + tebal head	=	22,87 in
		=	0,58 m
Tinggi Total	= tinggi tangki + tinggi head	=	82,87 in
		=	2,10 m

RESUME CE-201	
Nama	<i>Cation Exchange</i>
Kode	CE-201
Fungsi	Untuk mereduksi kation dalam air
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283grade: 3</i>
Jumlah	4 buah
Type	<i>Strong Acid Cation</i>
Waktu tinggal	0,05 jam
Volume Tangki	30,30 m ³ /jam
Diameter Tangki	2,74 m
Tinggi silinder	1,52 m
Tinggi bed	0,61 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	2,10 m

11. Vessel Penukar Anion (AE - 201)

Fungsi	=	Untuk mereduksi anion dalam air
Bentuk	=	Silinder vertikal
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah vessel	=	4 vessel
Kebutuhan air	=	123743,316 kg/jam
	=	272802,7242 lb/jam
Densitas air	=	1021,0 kg/m ³
Dari tabel perrys 19-7		
Type resin	=	<i>Strong base cation</i>
Kecepatan Min	=	1 gal/min.ft ²
Kecepatan Mak	=	7 gal/min.ft ²
Kecepatan dipilih	=	2 gal/min.ft ²
Tinggi Bed Minimum	=	24 in
Kapasitas penggunaan	=	7.63 s/d 15.26 kg/ft ³
Laju Alir	=	30,30 m ³ /jam
	=	112,22 gpm
Faktor keamanan	=	0,2
	=	134,66 gpm
Luas Tangki	=	67,33 ft ²
Diameter Tangki	=	9,26 ft
	=	2,82 m
	=	111 in

Tinggi Tangki Direncanakan :

2,5 x Tinggi Bed (100%) Free Board	=	60	in
	=	5,00	ft
	=	1,52	m

Volume Resin	=	336,65	ft ³
	=	9,53	m ³
waktu ruang	=	3	mnt
	=	0,05	jam
Volume tangki	=	40,40	ft ³
	=	11,44	m ³

Tebal tangki

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Bahan *carbon steel SA 283 grade C*

Allowal Psi	=	13800	(Pressure Vessel, hal.188)
Joint Efficiency	=	0,8	(Pressure Vessel, hal.172)
Faktor Korosi	=	0,125 in	(Perry 8th, hal 10-69)
P operasi	=	14,696 Psi	
P design	=	P operasi + 30 Psi	
P design	=	44,70 Psi	

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C \quad (\text{App. E, item 2, Brownell})$$

Tebal tangki	=	0,35 in
t standar	=	0,50 in

Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah *torispherical head*

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan OE = 114 in

icr	=	6,88
r	=	108
icr/r	=	0,064

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times r_c \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{\text{design}})) + C$$

$$W = (1 \times (3 + (r/\text{icr})^{0.5})) / 4$$

$$= 1,74 \text{ in}$$

$$\text{sehingga th} = 0,32 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head (th)} = 0,50 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

Untuk th = 0,50 in

$$\text{Standard straight flange (sf)} = 1.5 - 3.5 \text{ in}$$

$$\text{Dipillih sf} = 2 \text{ in}$$

a	=	ID/2	=	55,57 in
AB	=	a - icr	=	48,69 in
BC	=	rc - icr	=	101,13 in
AC	=	$(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	=	88,63 in
b	=	rc - AC	=	19,37 in
OA (tinggi head)	=	sf + b + tebal head	=	21,87 in
			=	0,56 m
Tinggi Tangki Tota	=	tinggi tangki + tinggi head	=	81,87 in
			=	2,08 m

RESUME AE-201	
Nama	<i>Anion exchange</i>
Kode	AE-201
Fungsi	Untuk mereduksi anion dalam air
Bahan	<i>Carbon Steel SA-266 grade: 3</i>
Jumlah	1 Unit
Type	<i>Strong base cation</i>
Waktu tinggal	0,05 jam
Volume Tangki	30,30 m ³ /jam
Diameter Tangki	2,82 m
Tinggi silinder	1,52 m
Tinggi bed	24 in
Tebal shell	0,50 ft
Tinggi total	2,08 m

12. Vessel Deaerator (DE - 201)

Fungsi	= Pemisah O ₂ dan CO ₂ yang bersifat korosif untuk air umpan boiler
Bentuk	= <i>Silinder Horizontal</i>
Bahan	= <i>Carbon steel SA-283 Type C</i>
Jumlah vessel	= 1 deaerator
Laju alir massa	= 1751,47 kg/jam = 3862,00 lb/jam
Densitas air	= 1021,04 kg/m ³ = 63,74 lb/ft ³
Temperatur	= 32 °C = 305,15 K
Laju alir volumetrik	= 60,59 ft ³ /jam
Waktu tinggal	= 60 menit = 1 jam
Volume air	= 60,59 ft ³ = 1,70 m ³
Faktor kelonggaran	= 20%
Volume tangki	= 72,70 ft ³ = 2,04 m ³ = 537,77 gal

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Proses deaerasi dilakukan dengan cara air diumpankan ke deaerator, sedangkan dari bagian bawah deaerator di spray uap tekanan rendah, sampai air mencapai suhu sedikit di atas titik didihnya.

Asumsi

$$L = 2 D \quad \text{Untuk vessel kecil dan horizontal}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi D^2 \times 2 D$$

$$2,04 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \times 3,1 \times 2 D^3$$

$$2,04 \text{ m}^3 = 1,57 D^3$$

Diameter Tangki	= 1,090 m	3,58 ft	= 42,93 in
Panjang Tangki	= 2,181 m	7,16 ft	= 85,86 in
jari - jari, r	= 0,545 m	1,79 ft	= 21,47 in

Tebal tangki

Bahan *carbon steel SA 283 grade C*

Allowable stress = 13800 Psi (Pressure Vessel, hal.188)

Joint Efficiency = 0,8 (Pressure Vessel, hal.172)

Faktor Korosi = 0,125 in (Perry 8th, hal 10-69)

Tekanan Operasi = 14,70 Psi

P design = P operasi + 30 Psi

P design = 44,70 Psi

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Tebal tangki = 0,21 in

ts standar = 0,25 in

Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah *torispherical head*

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 :

OD = 48 in

icr = 3

r = 42

icr/r = 0,07

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times rc \times w) / ((2 \times F \times E) - (0.2 \times P_{\text{design}})) + C$$

$$W = (1 \times (3 + (r/icr)^{0.5})) / 4$$

$$= 1,69 \text{ in}$$

$$\text{Th} = 0,20 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head (th)} = 0,25 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93, Untuk $\nu = 0,25 \text{ in}$

$$\text{Standard straight flange (sf)} = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Dipilih sf} = 2 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 21,47 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 18,47 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 39,00 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 34,35 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 7,65 \text{ in}$$

$$\text{OA (tinggi head)} = sf + b + \text{tebal head} = 9,90 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Total} = \text{tinggi tangki} + \text{tinggi head} = 2,43 \text{ m}$$

RESUME DE-201	
Nama	Deaerator
Kode	DE-201
Fungsi	Untuk memisahkan O ₂ dan CO ₂ yang bersifat korosif
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1 buah
Waktu tinggal	1,00 jam
Volume Tangki	1,70 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,22 m
Tinggi Tangki	1,22 m
Panjang silinder	2,18 m
Tebal shell	0,01 m
Panjang total	2,43 m

13. Tangki Air Umpan boiler (V-205)

Fungsi	=	Tangki penampung air umpan boiler yang sudah diolah
Bentuk	=	Silinder vertikal
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-283 Type C</i>
Jumlah vessel	=	1 unit
Laju alir massa	=	1751,47 kg/jam 3861,998 lb/jam
Densitas air	=	1021,0 kg/m ³ 63,74 lb/ft ³
Temperatur	=	32 °C 305,15 K
Waktu tinggal	=	1 jam
Volume air	=	1,72 m ³
Faktor kelonggaran	=	20%
Volume tangki	=	2,06 m ³ = 543,78 gal

Asumsi

$$H = 1,5 D$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi D^2 \times 2 D$$

$$2,06 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \times 3,1 \times 2 D^3$$

$$2,06 \text{ m}^3 = 1,57 D^3$$

Diameter Tangki	=	1,09 m	3,59 ft	=	43,09 in
Tinggi Tangki	=	1,64 m	5,39 ft	=	64,64 in
jari - jari, r	=	0,55 m	1,80 ft	=	21,55 in

Tebal tangki

Bahan *carbon steel SA 283 grade C*

Allowable stress	=	13800 Psi	(Pressure Vessel, hal.188)
Joint Efficiency	=	0,8	(Pressure Vessel, hal.172)
Faktor Korosi	=	0,125 in	(Perry 8th, hal 10-69)
Tekanan Operasi	=	14,696 Psi	
P design	=	P operasi + 30 Psi	
P design	=	44,70 Psi	

$$t_{shell} = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Tebal tangki = 0,21 in
ts standar = 0,25 in

Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah *torispherical head*

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 :

OD = 48 in
icr = 3
r = 48
icr/r = 0,06

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

$$\text{Tebal penutup} = (P_{\text{design}} \times r_c \times w) / ((2 \times F \times E) - (0,2 \times P_{\text{design}})) + C$$

$$W = (1 \times (3 + (r/icr)^{0,5})) / 4$$

= 1,75 in

Th = 0,22 in

Tebal head (th) = 0,25 in

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93, Untuk $r = 0,3$ in

Standard straight flange (sf) = 1½-2¼ in

Dipilih sf = 3 in

a = ID/2 = 21,55 in

AB = a - icr = 18,55 in

BC = rc - icr = 45,00 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 41,00 in

b = rc - AC = 7,00 in

OA (tinggi head) = sf + b + tebal head = 9,75 in

= 0,25 m

Tinggi Total = tinggi tangki + tinggi head = 1,89 m

Ke dalam tangki ini ditambahkan bahan-bahan yang dapat mencegah terjadinya korosi pada boiler yaitu :

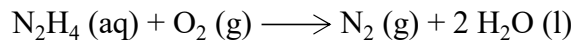
a. Hidrazin (N₂H₄)

Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Kadar O₂ dalam 0,1 ppm (Tabel 4.3 Purified Water Handbook)

Reaksi :



$$\begin{aligned} \text{Jumlah O}_2 \text{ dalam air} &= \frac{0,00000005 \text{ kg/l} \times 1751,5 \text{ kg/jam}}{1 \text{ kg/l}} \\ &= 9\text{E-}05 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{32} \text{ kmol/kg} \\ &= 2,7367\text{E-}06 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,002737 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Hidrazin} &= 0,0027 \text{ mol/jam} \times 32 \text{ g/mol} \\ &= 0,0876 \text{ g/jam} \\ &= 9\text{E-}05 \text{ kg/jam} \\ &= 0,6936 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

b. NaH₂PO₄

Fungsi : Untuk mencegah timbulnya kerak dengan kadar 12-17 ppm

Kadar NaH₂PO₄ dalam air : 15 ppm

$$\begin{aligned} \text{Jumlah NaH}_2\text{PO}_4 \text{ dalam air} &= \frac{0,0002 \text{ kg/l} \times 1751 \text{ kg/jam}}{1 \text{ kg/l}} \\ &= 0,26 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{32} \text{ kmol/kg} \\ &= 0,01 \text{ kmol/jam} \\ &= 8,21 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaH}_2\text{PO}_4 &= 8,21 \text{ mol/jam} \times 32 \text{ g/mol} \\ &= 262,72 \text{ g/jam} \\ &= 0,26 \text{ kg/jam} \\ &= 2080,7 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

RESUME V-205	
Nama	Vessel Umpan Boiler
Kode	V-205
Fungsi	Untuk menampung air sebelum diumpankan ke dalam boiler
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1 buah
Waktu tinggal	1,00 jam
Volume Tangki	1,72 m ³ /jam
Diameter Tangki	1,09 m
Tinggi silinder	1,64 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	1,89 m

14. Tangki Penyimpanan Air Proses (TT-202)

Fungsi	= Menyimpan alat penyimpanan air proses
Bentuk	= Silinder tegak dengan alas dan tutup torispherical
Jumlah	= 1 Tangki
Laju alir massa	= 757,1 kg/jam
Densitas	= 1021,0 kg/m ³ = 63,74 lb/ft ³
Waktu	= 24,00 jam
Faktor keamanan	= 20%
Volume air	= $\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}}$ = 0,74 m ³ /jam
Volume Tangki	= 21,36 m ³

a. Diameter Tangki (D)

Diameter Tangki (D) ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut :

$$V_t = \frac{\pi D^2 h}{4} \quad \text{dengan } h = 1.5 D$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times \left(\frac{h}{D}\right)}} \quad \begin{array}{l} D = 2,63 \text{ m} \\ = 103,44 \text{ in} \end{array}$$

b. Tinggi Tangki (h)

$$\begin{array}{l} h = (h/D) \times D \\ h = 1.5D \\ h = 3,94 \text{ m} \\ h = 155,16 \text{ in} \end{array}$$

Maka diperoleh ukuran Tangki,

$$\begin{array}{l} \text{Diameter Tangki} = 2,63 \text{ m} \\ = 103,44 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tangki} = 3,94 \text{ m} \\ = 155,16 \text{ in} \end{array}$$

d. Menentukan Tebal Sheel

Bahan sheel Tangki jenis Carbon Steel SA-283 grade C

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Allowable Stress	=	13800	Psi	(Pressure vessel, hal.251)
Joint Efficiency	=	0,8		(Pressure vessel, hal.172)
Faktor Korosi	=	0,125	in	(Perry 8th, hal 10-69)

Tekanan Design

Tinggi Cairan	=	80% x tinggi Tangki
	=	3,15 m
	=	10,34 ft
Tekanan Operasi	=	14,70 Psi
P_{design}	=	$P_{operasi} + 30$ Psi
P_{design}	=	44,70 Psi

e. Tebal Sheel Optimum

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Wallas tabel 18.3 hal 625})$$

jari-jari Tangki	=	51,72	in
t_s	=	0,33	in

(App. E, item 2, Brownell)

Dari Brownell, maka diambil t_s	=	0,50	in
	=	0,04	ft

f. Menentukan tebal head

Jenis head yang dipilih adalah torispherical head

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell, hal 90 untuk Tangki dengan $OE = 0,50$ in

OD	=	108
icr	=	6,5
r	=	102
icr/r	=	0,064

digunakan persamaan 7.76 dan 7.77 Brownel hal 138

$$\text{Tebal penutup} = \frac{(P_{design} \times r_c \times w)}{(2 \times F \times E) - (0,2 \times P_{design})} + C$$

Dimana :

Allowable stress	=	13800	Psi
Joint efficiency	=	0,8	
Faktor Korosi	=	0,125	in
(Perry 8th, hal 10-69)			

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 44,70 \text{ Psi} \\ W &= \frac{1 \times (3 + (r / icr)^{0,5})}{4} \\ W &= 1,74 \text{ in} \\ \text{sehingga th} &= 0,31 \text{ in} \\ \text{Dipilih tebal head (th)} &= 0,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young hal 93

Untuk th = 0.5 in : Standard straight flange (sf) = 1½-3½

Dipilih sf = 3

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 104,11 \text{ in} & r &= 102 \text{ in} \\ \text{OD standar} &= 108 \text{ in} & icr &= 6,5 \text{ in} \\ \text{ID} &= 103,44 \text{ in} & sf &= 3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \text{ID}/2 &= 51,72 \text{ in} \\ \text{AB} &= a - icr &= 45,22 \text{ in} \\ \text{BC} &= rc - icr &= 95,50 \text{ in} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} &= 84,12 \text{ in} \\ b &= rc - \text{AC} &= 17,88 \text{ in} \\ \text{OA (tinggi head)} &= sf + b + \text{tebal head} &= 21,22 \text{ in} \\ & &= 0,54 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Tota} &= \text{tinggi tangki} + \text{tinggi head} &= 176,38 \text{ in} \\ & &= 4,48 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

RESUME TT-202	
Nama	Tangki Penyimpanan
Kode	ST-201
Fungsi	Menyimpan alat penyimpanan air proses
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1 Unit
Waktu tinggal	24,00 jam
Volume Tangki	21,36 m ³ /jam
Diameter Tangki	2,63 m
Tinggi silinder	3,94 m
Tinggi head	0,54 m
Tebal head	0,01 m
Tebal shell	0,01 m
Tinggi total	4,48 m

15. Boiler (BR-201)

Dirancang untuk memenuhi kebutuhan steam 275°C

$$T = 275 \text{ } ^\circ\text{C} = 527 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P = 5942 \text{ kpa} = 602073,2 \text{ atm}$$

$$H_v = 2785 \text{ Kj/kg} = 1197,3 \text{ btu/lb}$$

$$H_l = 1210 \text{ Kj/kg} = 520,21 \text{ btu/lb}$$

$$\begin{aligned} \lambda &= H_v - H_l \\ &= 1575 \text{ Kj/kg} \end{aligned}$$

Untuk tekanan < 200 Psia digunakan boiler jenis *fired tube boiler*.

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan steam} &= 1751,47 \text{ kg/jam} \\ &= 1,751 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 42,035 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Asumsi selama steam mengalir dari boiler terjadi kehilangan panas sebesar 20%, n harus ditambahkan sebesar 20% kebutuhan steam.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 1,2 \times 1751,47 \text{ kg/jam} \\ &= 2101,768 \text{ kg/jam} \\ &= 4633,599 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

a. Menentukan kebutuhan bahan bakar boiler

Daya yang diperlukan boiler untuk menghasilkan steam dihitung persamaan :

$$mf = \frac{ms \times (H_g - H_f)}{e \times F} \quad (\text{p 140, Severn})$$

Dimana :

mf = massa bahan bakar yang dibutuhkan

ms = massa steam yang dihasilkan

Hg = entalpi steam pada P dan T tertentu

hf = entalpi liquid

e = efisiensi boiler (80%)

$$\begin{aligned} F &= \text{nilai kalor bahan bakar} &= 10731,07 \text{ cal/gr} \\ & &= 44928,83 \text{ J/gr} \\ & &= 44928,83 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas biodiesel} = 857,11 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Murni, 2012})$$

Sehingga :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 mf &= 2101,768 \times \left(\frac{2785 - 1210}{0,8 \times 44928,83} \right) \\
 &= 92,10 \text{ kg/jam} \\
 &= 203,04 \text{ lb/jam} \\
 &= 0,11 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 107,45 \text{ L/jam} \\
 &= 851018,00 \text{ L/tahun} \\
 &= 729416,04 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan daya (Hp) boiler

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{m_f(H_v - H_l)}{C_f \left(34.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr. Hp}} \right)} \\
 &= 93,73 \text{ hP}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Heating Surface Boiler

Dipilih 1 hP = 10 ft² maka,

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{10 \text{ ft}^2}{1 \text{ hP}} \cdot BHP \\
 &= 937,27 \text{ ft}^2 = 87,077 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

d. Menentukan Kapasitas Boiler

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m_s(H_v - H_l)}{1000} \\
 &= 3137,5 \text{ Btu/jam} \\
 &= 3310,3 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

RESUME BR-201	
Nama	Boiler
Kode	B-201
Fungsi	Memenuhi kebutuhan steam
Bahan bakar	Solar
Jumlah	1 Unit
Total steam	2101,77 kg/jam
Massa Bahan bakar	92,10 kg/jam
Power	93,73 Hp

16. Cooling Tower (CT-201)

$$\begin{aligned} \text{Suhu air masuk} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Suhu air keluar} &= 50 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 122 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang harus didinginkan} \\ \text{massa air} &= 121234,7 \text{ kg/jam} \\ \text{densitas air} &= 1021,04 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume air} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= 118,74 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 522,78 \text{ gal/min} \\ &= 32,98 \text{ L/s} \end{aligned}$$

Digunakan udara sebagai pendingin dengan relative humidity 70%.

$$\text{Dry bulb temperature (Tdb)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dari psychrometric chart Geankoplis fig.9.3-2 hal 568 diperoleh :

$$\text{Twb} = 23,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Humidity} = 0,020 \text{ kg H}_2\text{O / kg Dry air}$$

$$\text{Temperatur udara keluar adalah} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dari psychrometric chart Felder fig.8.4-1 hal 385 diperoleh :

$$\text{Humidity} = 0,06 \text{ kg H}_2\text{O / kg Dry air}$$

Maka setiap udara kering membawa H₂O sebanyak :

$$\begin{aligned} \text{Udara kering} &= 0,06 - 0,02 \\ &= 0,04 \text{ kg H}_2\text{O / kg Dry air} \end{aligned}$$

a. Kehilangan akibat penguapan (We)

$$\text{We} = 0,00085 \times \text{Wc} \times (\text{T}_2 - \text{T}_1) \quad (\text{Perry } 7^{\text{th}}, \text{ Persamaan } 12-10)$$

Dengan, Wc : jumlah air yang didinginkan.

$$\begin{aligned} \text{We} &= 0,00085 \times 121234,7 \times 50 - 30 \\ &= 2060,99 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara yang harus dipindahkan oleh Far} &= \frac{\text{air yang menguap}}{\text{humidity udara}} \\ &= \frac{2061,0}{0,040} \\ &= 51525 \text{ kg udara /jam} \end{aligned}$$

Untuk kondisi :

$$\begin{aligned}
 T \text{ air masuk} &= 86 \text{ } ^\circ\text{F} & T_{wb} &= 23,5 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T \text{ air keluar} &= 122 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 74,30 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \text{Diperoleh} & & & \\
 \text{kecepatan air} &= 1,5 \text{ gpm/ft}^2 & & \text{(fig.12-8c, Perry 7}^{\text{th}}) \\
 \text{Cooling tower area} &= \frac{\text{Volume air}}{\text{Kecepatan air}} = \frac{522,78}{1,5} = 348,52 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah cooling tower yang digunakan adalah 1, maka cooling tower memiliki luas area :

$$348,52 \text{ ft}^2$$

Diambil, panjang tower = 2 x lebar tower, maka :

$$\begin{aligned}
 A &= P \times L \\
 348,52 &= 2 L \times L \\
 348,52 &= 2L^2 \\
 L^2 &= \frac{348,52}{2} \\
 L^2 &= 174,26 \\
 L &= 13,20 \text{ ft} \\
 &= 4,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka panjang cooling tower adalah

$$\begin{aligned}
 P &= \text{Lebar cooling tower} \\
 &= 1 \times 13,20 \\
 &= 13,20 \text{ ft} \\
 &= 4,02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Basin} &= \frac{\text{Volume}}{\text{Panjang} \times \text{Lebar}} \\
 &= \frac{118,74}{4,02 \times 4,02} \\
 &= 7,33 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kapasitas Cooling Tower per unit :

$$\text{Cooling tower per unit} = \frac{118,74}{1} = 118,74 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Menghitung kebutuhan air make-up Cooling tower

$$\begin{aligned}
 W_m &= W_e + W_d + W_b & & \text{(pers.12-9, Perry 7}^{\text{th}}) \\
 W_b &= \frac{W_e}{S-1} & & \text{(pers.12-12, Perry 7}^{\text{th}}) \\
 W_d &= 0,002 W_e & & \text{(Hal.12-17, Perry 7}^{\text{th}}) \\
 \text{Dimana:} & & &
 \end{aligned}$$

W_m = jumlah make-up water
 W_e = air yang hilang karena penguapan
 W_d = air yang hilang di drift
 W_b = air yang hilang untuk *blowdown*
 S = cycles of cooling tower ($S=5$)
 Sehingga diperoleh:

$$W_b = \frac{2060,99}{5 - 1}$$

$$= 515,25 \text{ kg/jam}$$

$$W_d = 0,002 \times 2060,99$$

$$= 4,12 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 2060,99 + 515,25 + 4,12$$

$$= 2580,36 \text{ kg/jam}$$

c. Menentukan daya motor penggerak fan cooling tower

Ditentukan cooling tower dengan standar performance = 90%

Maka daya untuk menggerakkan fan cooling tower :

Fan horse power = 0,03 Hp/ ft² (fig.12-15,Perry 7th)

Tenaga yang dibutuhkan :

$$\text{Power} = A \text{ cooling tower} \times \text{Fan horse power}$$

$$= 118,74 \times 0,03$$

$$= 3,56 \text{ Hp}$$

Efisiensi fan diambil 75% , maka tenaga fan yaitu :

$$\text{Tenaga fan} = \frac{3,56}{0,75}$$

$$= 4,75 \text{ Hp}$$

$$= 5,00 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor diambil 70%, maka tenaga motor yaitu :

$$\text{Tenaga motor} = \frac{5,00}{0,7}$$

$$= 7,14 \text{ Hp}$$

$$= 8,00 \text{ Hp}$$

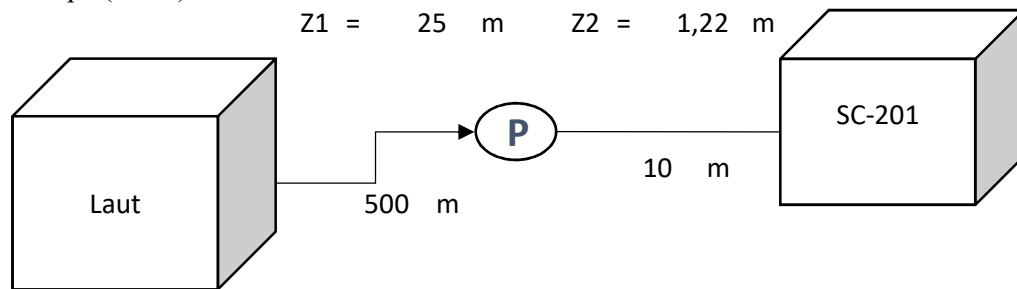
RESUME CT-01	
Nama	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-01
Fungsi	Menghasilkan air pendingin
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>
Jumlah	1 Unit
Luas Area	348,52 ft ²
Kapasitas	118,74 m ³ /jam

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Tenaga <i>Fan</i>	5,00 hp
Tenaga Motor	8,00 hp

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

1. Pompa (J-201)



Fungsi : Alat transportasi dari laut menuju screener
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,22
Pipa lurus horizontal	-	1	510,00
TOTAL			511,22

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 511 \text{ m} \\ &= 1677 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,004 \times \frac{511,2}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021 \\
 &= 182284,67 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

- h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*
Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads,	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{1,83^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,17 \times 18,5 \\
 &= 3,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 3,174 \times 1021 \times 9,8 \\
 &= 31756,39 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 182284,67 + 31756,39 \\
 &= 214041,1 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

- i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 2 \text{ atm} = 214041,1 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{214041,1 - 101325}{1021} \\
 &= 110,4 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

- j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 25,00 \\
 Z_2 &= 1,22
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,22 - 25,00 | \times 9,8 \\ &= -233,1 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 110,4 + 209,6 + -233,1 \\ &= 86,96 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 86,96 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 3036,46 \text{ Watt} \\ &= 4,07 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{4,07}{58\%} \text{ hp} \\ &= 7,02 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 7 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 7 Hp, diperoleh efisiensi motor = 88% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{7,00}{88\%} \\ &= 7,95 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 8 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

$$P_v = 35,41 \text{ mmHg}$$

$$= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m}$$

$$H_s = 25,00 \text{ m}$$

$$P_f = 18,22 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 10,13 + 25,00 - 18,22 - 0,47$$

$$NPSH_A = 16 \text{ m}$$

q. Menentukan $NPSH_r$

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm} = 123,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

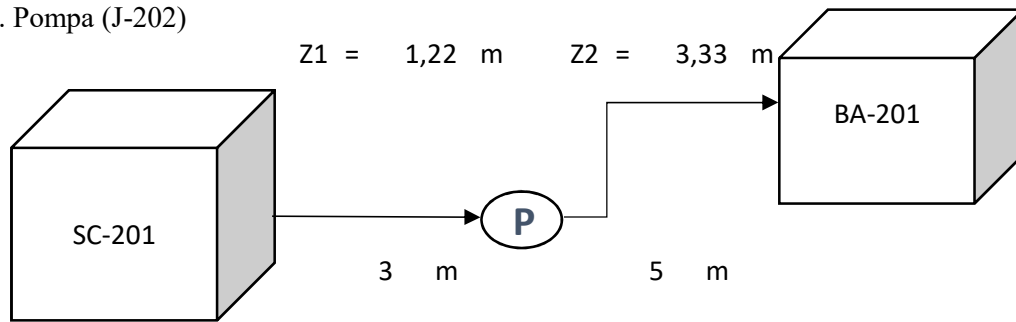
$$NPSH_r = 22,5 \text{ ft} = 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-201	
Kode	J-201 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari laut menuju screener
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,03 m ³ /s
Power pompa	7,00 Hp
Power motor	8,00 Hp
$NPSH_A$	16,44 m
$NPSH_R$	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,02 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

2. Pompa (J-202)



Fungsi : Alat transportasi dari screener menuju bak penampungan air
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,22
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			9,22

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 9 \text{ m} \\ &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,004 \times \frac{9,218}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021 \\
 &= 3286,84 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*
Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{1,83^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,17 \times 18,5 \\
 &= 3,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 3,174 \times 1021 \times 9,8 \\
 &= 31756,39 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 3286,84 + 31756,39 \\
 &= 35043,2 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 136368,2 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{136368,2 - 101325}{1021} \\
 &= 34,32 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 1,22 \\
 Z_2 &= 3,33
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 3,33 - 1,22 | \times 9,8 \\ &= 20,7 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 34,32 + 34,32 + 20,7 \\ &= 89,34 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 89,34 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 3119,64 \text{ Watt} \\ &= 4,18 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{4,18}{58\%} \text{ hp} \\ &= 7,21 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 7 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 7 Hp, diperoleh efisiensi motor = 87% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{7,00}{87\%} \\ &= 8,05 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 8 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

$$P_v = 35,41 \text{ mmHg}$$

$$= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m}$$

$$H_s = 1,22 \text{ m}$$

$$P_f = 0,33 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 10,13 + 1,22 - 0,328 - 0,47$$

$$NPSH_A = 10,54 \text{ m}$$

q. Menentukan $NPSH_r$

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

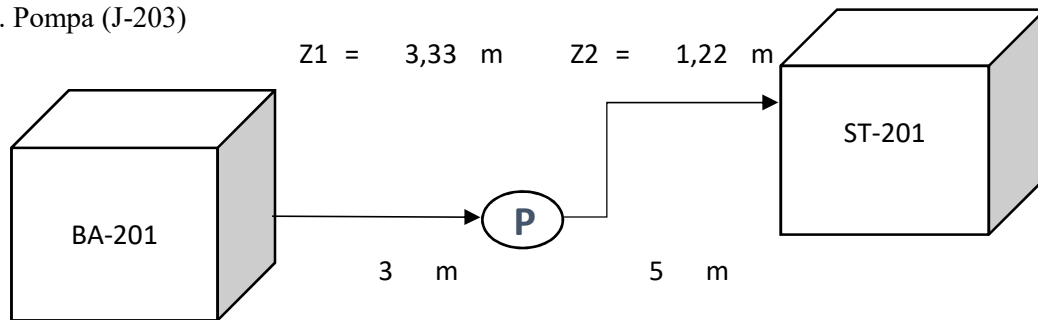
$$NPSH_r = 22,45 \text{ ft} \quad 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-202	
Kode	J-202 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari screener menuju bak penampungan air
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0342 m ³ /s
Power pompa	7,00 Hp
Power motor	8,00 Hp
$NPSH_A$	10,54 m
$NPSH_R$	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

3. Pompa (J-203)



Fungsi : Alat transportasi dari bak penampungan air menuju strainer
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,22
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			9,22

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 9 \text{ m} \\ &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,004 \times \frac{9,218}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021 \\
 &= 3286,84 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*
Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{1,83^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,17 \times 18,5 \\
 &= 3,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 3,174 \times 1021 \times 9,8 \\
 &= 31756,39 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 3286,84 + 31756,39 \\
 &= 35043,2 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 136368,2 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{136368,2 - 101325}{1021} \\
 &= 34,32 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 3,33 \\
 Z_2 &= 1,22
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,22 - 3,33 | \times 9,8 \\ &= -20,7 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 34,32 + 34,32 + -20,7 \\ &= 47,94 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 47,94 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 1674,02 \text{ Watt} \\ &= 2,24 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,24}{58\%} \text{ hp} \\ &= 3,87 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 4 Hp, diperoleh efisiensi motor = 84% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{4,00}{84\%} \\ &= 4,76 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

$$P_v = 35,41 \text{ mmHg}$$

$$= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m}$$

$$H_s = 3,33 \text{ m}$$

$$P_f = 0,33 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 10,13 + 3,33 - 0,33 - 0,47$$

$$NPSH_A = 12,66 \text{ m}$$

q. Menentukan $NPSH_r$

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

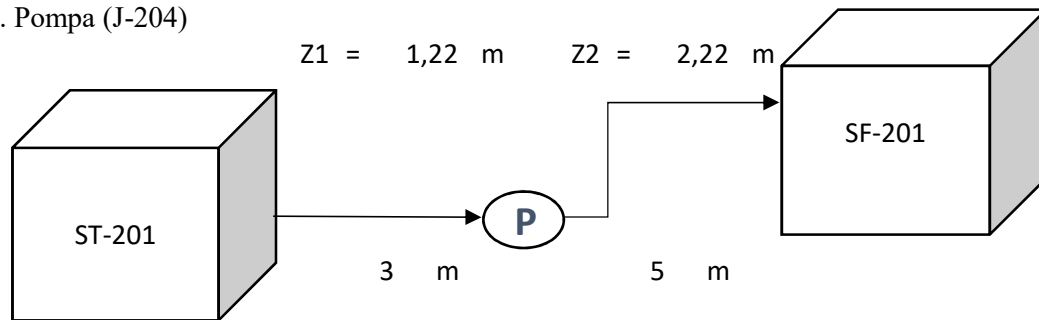
$$NPSH_r = 22,45 \text{ ft} \quad 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-203	
Kode	J-203 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari bak penampungan air menuju strainer
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0342 m ³ /s
Power pompa	4,00 Hp
Power motor	5,00 Hp
$NPSH_A$	12,66 m
$NPSH_R$	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

4. Pompa (J-204)



Fungsi : Alat transportasi dari strainer menuju sand filter
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	2,22
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			10,22

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 10 \text{ m} \\ &= 34 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \cdot 0,004 \times \frac{10,22}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021 \\
 &= 3643,41 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*
Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads,	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Gate Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17,5

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{1,83^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,17 \times 17,5 \\
 &= 3,00 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 3,002 \times 1021 \times 9,8 \\
 &= 30039,83 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 3643,41 + 30039,83 \\
 &= 33683,2 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 135008,2 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{135008,2 - 101325}{1021} \\
 &= 32,99 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 1,22 \\
 Z_2 &= 2,22
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 2,22 - 1,22 | \times 9,8 \\ &= 9,8 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 32,99 + 32,99 + 9,8 \\ &= 75,78 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 75,78 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 2646,00 \text{ Watt} \\ &= 3,55 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{3,55}{58\%} \text{ hp} \\ &= 6,12 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 6 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 6 Hp, diperoleh efisiensi motor = 86%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{6,00}{86\%} \\ &= 6,98 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 7 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan
 H_s : *Static suction head*
 P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*
 P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$\begin{aligned} P_a &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m} \\ P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\ &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\ H_s &= 1,22 \text{ m} \\ P_f &= 0,36 \text{ m} \\ NPSH_A &= 10,13 + 1,22 - 0,36 - 0,47 \\ NPSH_A &= 10,51 \text{ m} \end{aligned}$$

q. Menentukan $NPSH_r$

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

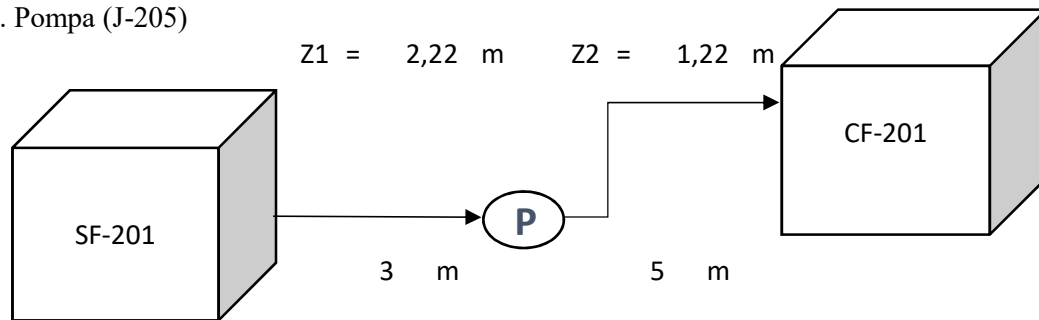
$$NPSH_r = 22,45 \text{ ft} \quad 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-204	
Kode	J-204 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari strainer menuju sand filter
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0342 m ³ /s
Power pompa	6,00 Hp
Power motor	7,00 Hp
$NPSH_A$	10,51 m
$NPSH_R$	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

5. Pompa (J-205)



Fungsi : Alat transportasi dari sand filter menuju carbon active filter
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh

nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,22
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			9,22

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 9 \text{ m} \\ &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,004 \times \frac{9,218}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021 \\
 &= 3286,84 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{1,83^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,17 \times 18,5 \\
 &= 3,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 3,174 \times 1021 \times 9,8 \\
 &= 31756,39 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 3286,84 + 31756,39 \\
 &= 35043,2 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 136368,2 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{136368,2 - 101325}{1021} \\
 &= 34,32 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 2,22 \\
 Z_2 &= 1,22
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,22 - 2,22 | \times 9,8 \\ &= -9,8 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 34,32 + 34,32 + -9,8 \\ &= 58,84 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 58,84 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 2054,64 \text{ Watt} \\ &= 2,76 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,76}{58\%} \text{ hp} \\ &= 4,75 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 5 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 5 Hp, diperoleh efisiensi motor = 85% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{5,00}{85\%} \\ &= 5,88 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 6 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan
 H_s : *Static suction head*
 P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*
 P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$\begin{aligned} P_a &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m} \\ P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\ &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\ H_s &= 2,22 \text{ m} \\ P_f &= 0,33 \text{ m} \\ NPSH_A &= 10,13 + 2,22 - 0,33 - 0,47 \\ NPSH_A &= 11,54 \text{ m} \end{aligned}$$

q. Menentukan $NPSH_r$

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

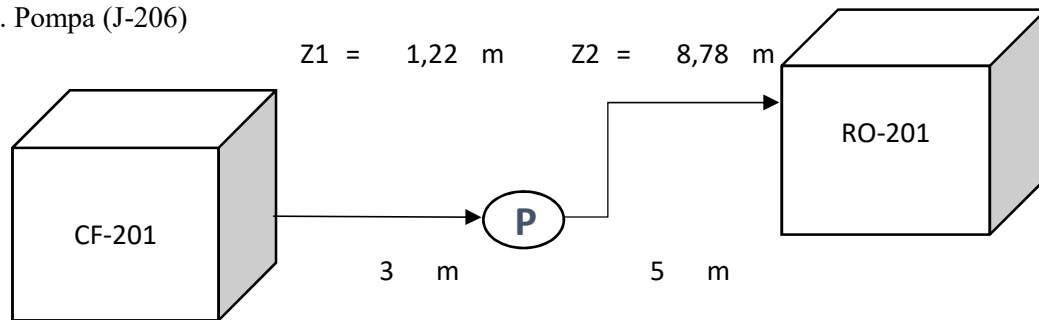
$$NPSH_r = 22,45 \text{ ft} \quad 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-205	
Kode	J-205 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari sand filter menuju carbon active filter
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0342 m ³ /s
Power pompa	5,00 Hp
Power motor	6,00 Hp
$NPSH_A$	11,54 m
$NPSH_R$	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

6. Pompa (J-206)



Fungsi : Alat transportasi dari carbon filter menuju seawater reverse osmosis
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk } \textit{commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	8,78
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			16,78

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 17 \text{ m} \\ &= 55 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \cdot 0,004 \times \frac{16,78}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021 \\
 &= 5982,64 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			17,5

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= \frac{1,83^2}{2 \times 10} \\
 &= 0,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 0,17 \times 17,5 \\
 &= 3,00 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned}
 \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\
 &= 3,002 \times 1021 \times 9,8 \\
 &= 30039,83 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{total}} &= 5982,64 + 30039,83 \\
 &= 36022,5 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 P_2 &= 1 \text{ atm} = 137347,5 \text{ Pa} \\
 \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\
 \text{Daya} &= \frac{137347,5 - 101325}{1021} \\
 &= 35,28 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned}
 Z_1 &= 1,22 \\
 Z_2 &= 8,78
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 8,78 - 1,22 | \times 9,8 \\ &= 74,1 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 35,28 + 35,28 + 74,1 \\ &= 144,65 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 144,65 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 5050,92 \text{ Watt} \\ &= 6,77 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{6,77}{58\%} \text{ hp} \\ &= 11,68 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 12 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 12 Hp, diperoleh efisiensi motor = 90% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}} \\ &= \frac{12,00}{90\%} \\ &= 13,33 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 13 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$NPSH_A = P_a \pm H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{Towler, hal.258})$$

Dimana, P_a : Tekanan absolut fluida yang dipompakan

H_s : *Static suction head*

H_{fs} : *Pressure drop* pipa lurus

P_{vap} : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{v_i} (+H, \text{karena pompa dibawah tangki})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

$$P_{vap} = 35,41 \text{ mmHg}$$

$$= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m}$$

$$H_s = 1,22 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,60 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 10,13 + 1,22 - 0,60 - 0,47$$

$$NPSH_A = 10,27 \text{ m}$$

q. Menentukan $NPSH_r$

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S}^{(4/3)}$$

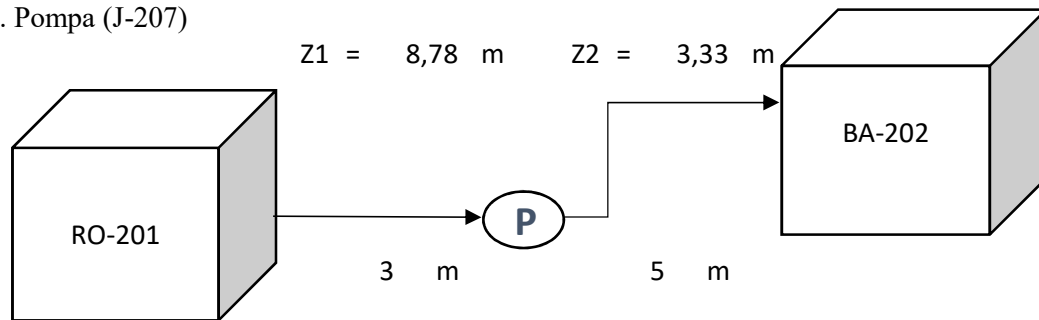
$$NPSH_r = 22,45 \text{ ft} \quad 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-206	
Kode	J-206 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari carbon filter menuju seawater reverse osmosis
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0342 m ³ /s
Power pompa	12,00 Hp
Power motor	13,00 Hp
$NPSH_A$	10,27 m
$NPSH_R$	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

7. Pompa (J-207)



- Fungsi : Alat transportasi dari seawater reverse osmosis menuju bak penampungan air desalinasi
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 125703,3 Kg/jam
 = 34,92 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{125703,32 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 123,11 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 34,92^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,84 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} &= 0,15 \text{ m} \\ \text{Luas area (at)} &= 0,201 \text{ ft}^2 \\ &= 28,91 \text{ in}^2 \\ &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6601,26 \text{ m/jam} \\ &= 1,834 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,834 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 369416,11 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	3,33
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			11,33

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 11 \text{ m} \\ &= 37 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Pressure drop pipa lurus :

$$F_1 = 8f \frac{L_e}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho \quad (\text{Pers 5.3, P.201, Coulson})$$

$$= 8 \times 0,004 \times \frac{11,33}{0,15} \times \frac{1,834^2}{2} \times 1021$$

$$= 4040,02 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\text{Velocity head} = \frac{V^2}{2 \times g} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= \frac{1,83^2}{2 \times 10}$$

$$= 0,17 \text{ m}$$

$$\text{Head loss} = \text{Velocity head} \times \text{total K} \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 0,17 \times 18,5$$

$$= 3,17 \text{ m}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\text{Pressure drop, } F_2 = \text{Head loss} \times \rho \times g \quad (\text{Coulson, hal 205})$$

$$= 3,174 \times 1021 \times 9,8$$

$$= 31756,39 \text{ N/m}^2$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$F_{\text{total}} = 4040,02 + 31756,39$$

$$= 35796,4 \text{ N/m}^2$$

i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 137121,4 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\text{Daya} = \frac{137121,4 - 101325}{1021}$$

$$= 35,06 \text{ J/Kg}$$

j. Menghitung *static head*

$$Z_1 = 8,78$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} Z_2 &= 3,33 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 3,33 - 8,78 | \times 9,8 \\ &= -53,4 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{\Delta V}{2 \cdot g} \\ H_v &= 0 \end{aligned}$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 35,06 + 35,06 + -53,4 \\ &= 16,73 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 16,73 \text{ J/Kg} \times 34,92 \text{ Kg/s} \\ &= 584,04 \text{ Watt} \\ &= 0,78 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0342 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 542,052 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 58% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,78}{58\%} \text{ hp} \\ &= 1,35 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 2 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 2 Hp, diperoleh efisiensi motor = 82%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{2,00}{82\%} \\ &= 2,44 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 3 \text{ Hp} \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

p. Menghitung NPSH pompa

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$NPSH_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atr} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

$$P_v = 35,41 \text{ mmHg}$$

$$= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m}$$

$$H_s = 8,78 \text{ m}$$

$$P_f = 0,40 \text{ m}$$

$$NPSH_A = 10,13 + 8,78 - 0,40 - 0,47$$

$$NPSH_A = 18,03 \text{ m}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 542 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

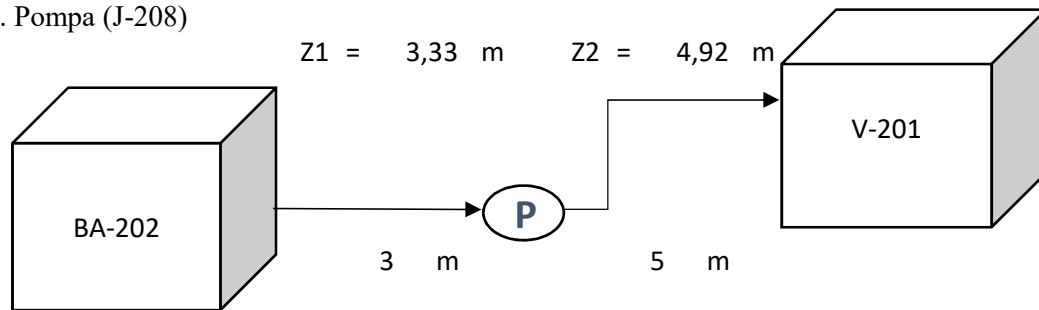
$$NPSH_r = 22,45 \text{ ft} = 6,84 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-207	
Kode	J-207 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari seawater reverse osmosis menuju bak penampungan air desalinasi
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0342 m ³ /s
Power pompa	2,00 Hp
Power motor	3,00 Hp
NPSH _A	18,03 m
NPSH _R	6,84 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

8. Pompa (J-208)



Fungsi : Alat transportasi dari bak penampungan air desalinasi menuju tangki air sanitasi
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1960,0 Kg/jam
 = 0,54 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1960,00 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,92 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 0,54^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = 16,35 mm
 = 0,64 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,004 ft²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 &= 0,53 \text{ in}^2 \\
 &= 3\text{E-}04 \text{ m}^2 \\
 \text{Wall thickness} &= 0,113 \text{ in} \\
 &= 0,004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{1,92 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\
 &= 5578,66 \text{ m/jam} \\
 &= 1,55 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{1021 \times 1,55 \times 0,02}{0,0008} \\
 &= 42414,64
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\
 &= 0,0022
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,006 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	4,92
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			12,92

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 13 \text{ m} \\
 &= 42 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,006 \times \frac{12,92}{0,02} \times \frac{1,55^2}{2} \times 1021
 \end{aligned}$$

$$= 36315,52 \text{ N/m}^2$$

- h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*
Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads,	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,55^2}{2 \times 10} \\ &= 0,12 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,12 \times 18,5 \\ &= 2,27 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 2,267 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 22679,75 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 36315,52 + 22679,75 \\ &= 58995,3 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

- i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 2 \text{ atm} = 160320,3 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{160320,3 - 101325}{1021} \\ &= 57,78 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

- j. Menghitung *static head*

$$Z_1 = 3,33$$

$$Z_2 = 4,92$$

$$H_s = (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)}$$

$$\begin{aligned} H_s &= | 4,92 - 3,33 | \times 9,8 \\ &= 15,5 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

- k. Menghitung *head velocity*

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 57,78 + 57,78 + 15,5 \\ &= 131,11 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 131,11 \text{ J/Kg} \times 0,54 \text{ Kg/s} \\ &= 71,38 \text{ Watt} \\ &= 0,10 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,0005 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 8,452 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.3.3-3 p.148, Geankoplis)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0,10 \text{ hp}}{10\%} \\ &= 0,96 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 81% dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{1,00}{81\%} \\ &= 1,23 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad \text{(eq. 5.7, Coulson, hal 212)}$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad \text{(eq. 5.7, Coulson, hal 212)}$$

Data yang diketahui :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_a &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m} \\
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 3,33 \text{ m} \\
 P_f &= 3,63 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 3,33 - 3,63 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 9,36 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 8,45 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

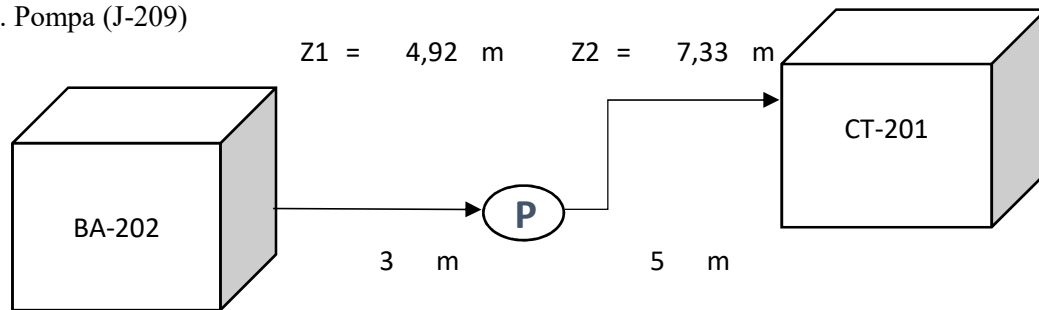
$$NPSH_r = 1,40 \text{ ft} = 0,43 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-208	
Kode	J-208 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari bak penampungan air desalinasi menuju tangki air sanitasi
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	9,36 m
NPSH _R	0,43 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

9. Pompa (J-209)



Fungsi : Alat transportasi dari bak penampungan air desalinasi menuju cooling tower
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 121234,7 Kg/jam
 = 33,68 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{121234,69 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 118,74 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = $293 \times G^{0.53} \times \rho^{-0.37}$
 = $293 \times 33,68^{0.53} \times 1021^{-0.37}$
 = ##### mm
 = 5,73 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m
 Luas area (at) = 0,201 ft²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 &= 28,91 \text{ in}^2 \\
 &= 0,019 \text{ m}^2 \\
 \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\
 &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,02 \text{ m}^2} \\
 &= 6366,59 \text{ m/jam} \\
 &= 1,77 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times ID}{\text{Viskoitas}} \\
 &= \frac{1021 \times 1,768 \times 0,15}{0,0008} \\
 &= 356283,76
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\
 \frac{\epsilon}{ID} &= \frac{0,000046}{0,15} \\
 &= 0,0003
 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	7,33
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			15,33

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 15 \text{ m} \\
 &= 50 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned}
 F_1 &= 8f \frac{Le}{ID} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\
 &= 8 \times 0,004 \times \frac{15,33}{0,15} \times \frac{1,768^2}{2} \times 1021
 \end{aligned}$$

$$= 4831,61 \text{ N/m}^2$$

- h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*
Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads,	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,77^2}{2 \times 10} \\ &= 0,16 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,16 \times 18,5 \\ &= 2,95 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 2,952 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 29538,71 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 4831,61 + 29538,71 \\ &= 34370,3 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

- i. Menghitung *pressure head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 135695,3 \text{ Pa}$$

$$\text{Daya} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{135695,3 - 101325}{1021} \\ &= 33,66 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

- j. Menghitung *static head*

$$Z_1 = 4,92$$

$$Z_2 = 7,33$$

$$H_s = (Z_2 - Z_1) \times g$$

$$H_s = | 7,33 - 4,92 | \times 9,8$$

$$= 23,7 \text{ J/Kg}$$

(Coulson, hal 208)

- k. Menghitung *head velocity*

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g && \text{(Coulson, hal 207)} \\ &= 33,66 + 33,66 + 23,7 \\ &= 91,02 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_s \times \text{laju alir massa} \\ &= 91,02 \text{ J/Kg} \times 33,68 \text{ Kg/s} \\ &= 3065,16 \text{ Watt} \\ &= 4,11 \text{ Hp} \end{aligned}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$\begin{aligned} Q_f &= 0,03 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 522,78 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi pompa 57% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{4,11 \text{ hp}}{57\%} \\ &= 7,21 \text{ hp} \\ \text{Diambil} &= 7 \text{ hp} \end{aligned}$$

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 7 Hp, diperoleh efisiensi motor = 87%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\begin{aligned} \text{BHP motor} &= \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{7,00}{87\%} \\ &= 8,05 \text{ Hp} \\ \text{Diambil, BHP} &= 8 \text{ Hp} \end{aligned}$$

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad \text{(eq. 5.7, Coulson, hal 212)}$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad \text{(eq. 5.7, Coulson, hal 212)}$$

Data yang diketahui :

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_a &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m} \\
 P_{\text{vap}} &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 4,92 \text{ m} \\
 H_{fs} &= 0,48 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 4,92 - 0,48 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 14,09 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 522,8 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \quad (4/3)$$

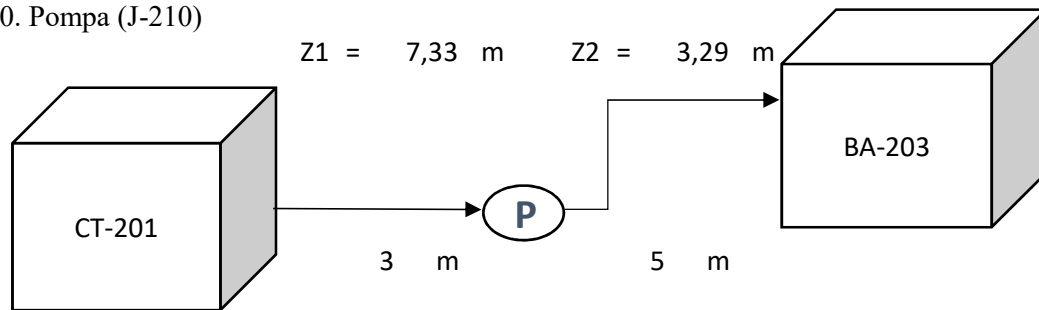
$$NPSH_r = 21,92 \text{ ft} = 6,68 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-209	
Kode	J-209 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari bak penampungan air desalinasi menuju cooling tower
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0330 m ³ /s
Power pompa	7,00 Hp
Power motor	8,00 Hp
NPSH _A	14,09 m
NPSH _R	6,68 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

10. Pompa (J-210)



Fungsi : Alat transportasi dari cooling tower menuju bak air pendingin
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 121234,7 Kg/jam
 = 33,68 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{121234,69 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 118,74 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 33,68^{0,53} x 1021^{-0,37}
 = ##### mm
 = 5,73 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 6 in
 Schedule no = 40
 OD = 6,63 in
 = 0,17 m
 ID = 6,07 in
 = 0,15 m
 Luas area (at) = 0,201 ft²
 = 28,91 in²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} &= 0,019 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{\text{##### m}^3/\text{jam}}{0,019 \text{ m}^2} \\ &= 6366,59 \text{ m/jam} \\ &= 1,768 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,768 \times 0,15}{0,0008} \\ &= 356283,76 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,15} \\ &= 0,0003 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,004 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	3,29
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			11,29

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 11 \text{ m} \\ &= 37 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,004 \times \frac{11,29}{0,15} \times \frac{1,768^2}{2} \times 1021 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$= 3557,41 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,77^2}{2 \times 10} \\ &= 0,16 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,16 \times 18,5 \\ &= 2,95 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 2,952 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 29538,71 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 3557,41 + 29538,71 \\ &= 33096,1 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 134421,1 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{134421,1 - 101325}{1021} \\ &= 32,41 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 7,33 \\ Z_2 &= 3,29 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 3,29 - 7,33 | \times 9,8 \\ &= -39,6 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 32,41 + 32,41 + -39,6$$

$$= 25,20 \text{ J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 25,20 \text{ J/Kg} \times 33,68 \text{ Kg/s}$$

$$= 848,55 \text{ Watt}$$

$$= 1,14 \text{ Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,03 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 522,78 \text{ gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa 57% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\text{BHP} = \frac{1,14 \text{ hp}}{57\%}$$

$$= 2,00 \text{ hp}$$

Diambil = 2 hp

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 2 Hp, diperoleh efisiensi motor = 82%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{2,00}{82\%}$$

$$= 2,44 \text{ Hp}$$

Diambil, BHP = 3 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 7,33 \text{ m} \\
 P_f &= 0,36 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 7,33 - 0,36 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 16,63 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 522,8 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

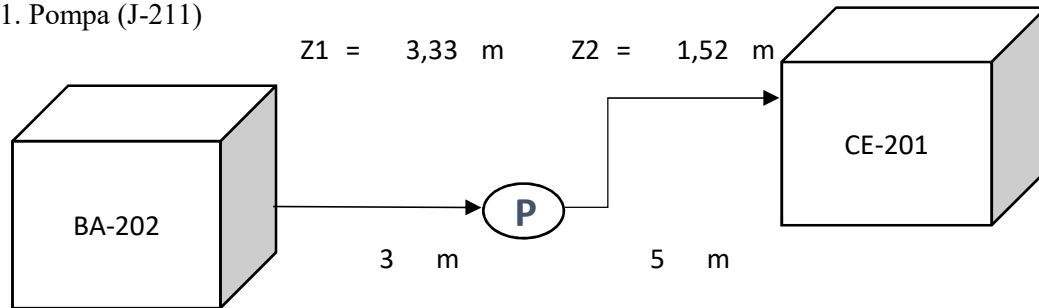
$$NPSH_r = 21,92 \text{ ft} = 6,68 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-210	
Kode	J-210 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari cooling tower menuju bak air pendingin
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0330 m ³ /s
Power pompa	2,00 Hp
Power motor	3,00 Hp
NPSH _A	16,63 m
NPSH _R	6,68 m
Ukuran pipa	
NPS	0,15 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,17 m
Diameter Dalam Pipa	0,15 m
Luas Penampang	0,0187 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

11. Pompa (J-211)



Fungsi : Alat transportasi dari bak air desalinasi menuju cation exchanger
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1751,5 Kg/jam
 = 0,49 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1751,47 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,72 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,49^{0,53} x 1021^{-0,37}
 = 15,41 mm
 = 0,61 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,00 ft²
 = 0,53 in²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Wall thickness} &= 3\text{E-}04 \text{ m}^2 \\ &= 0,113 \text{ in} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{1,72 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\ &= 4985,14 \text{ m/jam} \\ &= 1,385 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,385 \times 0,02}{0,0008} \\ &= 37902,09 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0022 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,007 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,52
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			9,52

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 10 \text{ m} \\ &= 31 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,007 \times \frac{9,524}{0,02} \times \frac{1,385^2}{2} \times 1021 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$= 24946,39 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,38^2}{2 \times 10} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,10 \times 18,5 \\ &= 1,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,81 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 18110,60 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 24946,39 + 18110,60 \\ &= 43057,0 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 144382 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{144382 - 101325}{1021} \\ &= 42,17 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 3,33 \\ Z_2 &= 1,52 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,52 - 3,33 | \times 9,8 \\ &= -17,7 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 42,17 + 42,17 + -17,7$$

$$= 66,64 \text{ J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 66,64 \text{ J/Kg} \times 0,49 \text{ Kg/s}$$

$$= 32,42 \text{ Watt}$$

$$= 0,04 \text{ Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 7,553 \text{ gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.3.3-3 p.148, Geankoplis)

Maka, BHP aktual :

$$\text{BHP} = \frac{0,04 \text{ hp}}{10\%}$$

$$= 0,43 \text{ hp}$$

Diambil = 1 hp

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 81%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{1,00}{81\%}$$

$$= 1,23 \text{ Hp}$$

Diambil, BHP = 2 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 3,33 \text{ m} \\
 P_f &= 4,30 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 3,33 - 4,303 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 8,68 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 7,553 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

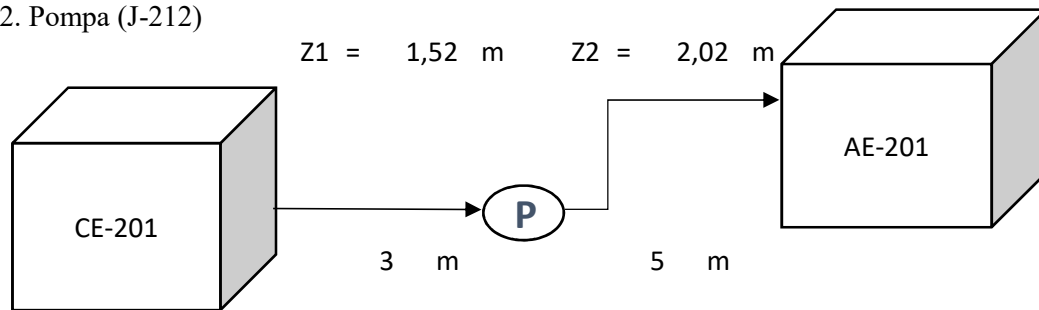
$$NPSH_r = 1,3 \text{ ft} = 0,40 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-211	
Kode	J-211 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari bak air desalinasi menuju cation exchanger
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	Commercial steel
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	8,68 m
NPSH _R	0,40 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
Schedule Number	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

12. Pompa (J-212)



Fungsi : Alat transportasi dari cation exchanger menuju anion exchanger
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1751,5 Kg/jam
 = 0,49 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1751,47 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,72 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,49^{0,53} x 1021^{-0,37}
 = 15,41 mm
 = 0,61 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,00 ft²
 = 0,53 in²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Wall thickness} &= 3\text{E-}04 \text{ m}^2 \\ &= 0,113 \text{ in} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{1,72 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\ &= 4985,14 \text{ m/jam} \\ &= 1,385 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,385 \times 0,02}{0,0008} \\ &= 37902,09 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0022 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,007 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	2,02
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			10,02

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 10 \text{ m} \\ &= 33 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,007 \times \frac{10,02}{0,02} \times \frac{1,385^2}{2} \times 1021 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$= 26256,04 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,38^2}{2 \times 10} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,10 \times 18,5 \\ &= 1,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,81 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 18110,60 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 26256,04 + 18110,60 \\ &= 44366,6 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 145691,6 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{145691,6 - 101325}{1021} \\ &= 43,45 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 1,52 \\ Z_2 &= 2,02 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 2,02 - 1,52 | \times 9,8 \\ &= 4,9 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 43,45 + 43,45 + 4,9$$

$$= 91,81 \text{ J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 91,81 \text{ J/Kg} \times 0,49 \text{ Kg/s}$$

$$= 44,67 \text{ Watt}$$

$$= 0,06 \text{ Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 7,55 \text{ gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\text{BHP} = \frac{0,06 \text{ hp}}{10\%}$$

$$= 0,60 \text{ hp}$$

Diambil = 1 hp

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 81%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{1,00}{81\%}$$

$$= 1,23 \text{ Hp}$$

Diambil, BHP = 2 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 1,52 \text{ m} \\
 P_f &= 2,62 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 1,52 - 2,62 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 8,55 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 7,553 \text{ gpm}$$

$$NPSHr = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

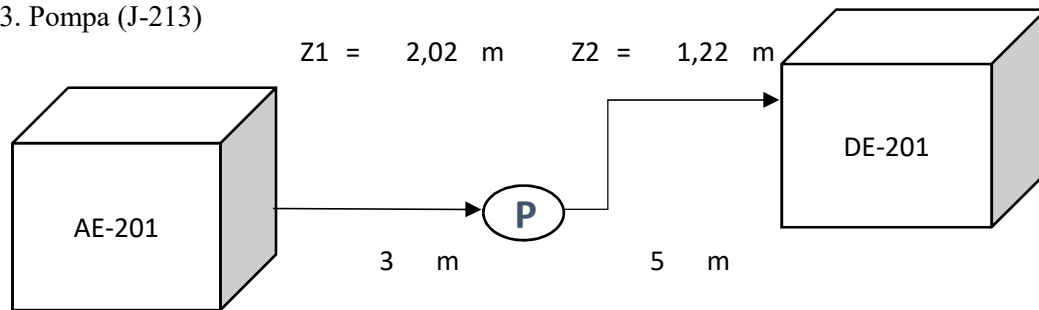
$$NPSHr = 1,3 \text{ ft} \quad 0,396 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSHr$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-212	
Kode	J-212 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari cation exchanger menuju anion exchanger
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	8,55 m
NPSH _R	0,40 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
<i>Schedule Number</i>	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

13. Pompa (J-213)



Fungsi : Alat transportasi dari anion exchanger menuju deaerator
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1751,5 Kg/jam
 = 0,49 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1751,47 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,72 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,49^{0,53} x 1021^{-0,37}
 = 15,41 mm
 = 0,61 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,004 ft²
 = 0,53 in²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Wall thickness} &= 3\text{E-}04 \text{ m}^2 \\ &= 0,113 \text{ in} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{1,72 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\ &= 4985,14 \text{ m/jam} \\ &= 1,385 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,385 \times 0,02}{0,0008} \\ &= 37902,09 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0022 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,007 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,22
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			9,22

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 9 \text{ m} \\ &= 30 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,007 \times \frac{9,219}{0,02} \times \frac{1,385^2}{2} \times 1021 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$= 24147,98 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,38^2}{2 \times 10} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,10 \times 18,5 \\ &= 1,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,81 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 18110,60 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 24147,98 + 18110,60 \\ &= 42258,6 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 143583,6 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{143583,6 - 101325}{1021} \\ &= 41,39 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 2,02 \\ Z_2 &= 1,22 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,22 - 2,02 | \times 9,8 \\ &= -7,9 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 41,39 + 41,39 + -7,9$$

$$= 74,89 \text{ J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 74,89 \text{ J/Kg} \times 0,49 \text{ Kg/s}$$

$$= 36,43 \text{ Watt}$$

$$= 0,05 \text{ Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 7,553 \text{ gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\text{BHP} = \frac{0,05 \text{ hp}}{10\%}$$

$$= 0,49 \text{ hp}$$

Diambil = 1 hp

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 81%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}}$$

$$= \frac{1,00}{81\%}$$

$$= 1,23 \text{ Hp}$$

Diambil, BHP = 2 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 2,02 \text{ m} \\
 P_f &= 2,41 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 2,02 - 2,41 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 9,27 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 7,55 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

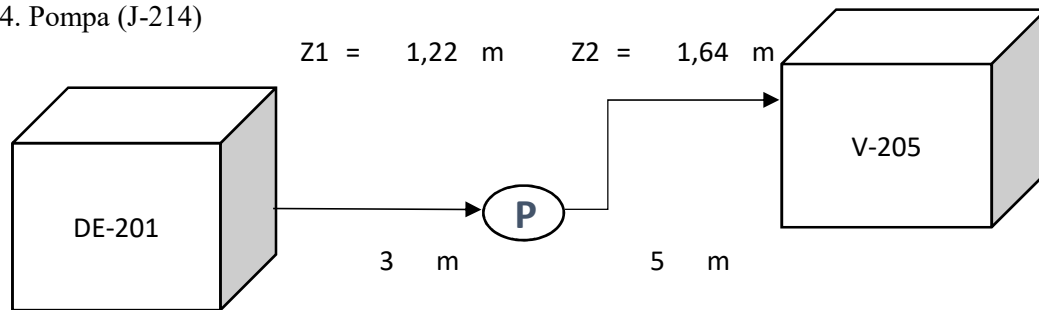
$$NPSH_r = 1,3 \text{ ft} = 0,40 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-213	
Kode	J-213 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari anion exchanger menuju deaerator
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	Commercial steel
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	9,27 m
NPSH _R	0,40 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
Schedule Number	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

14. Pompa (J-214)



Fungsi : Alat transportasi dari deaerator menuju tangki air umpan boiler
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1751,5 Kg/jam
 = 0,49 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1751,47 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,72 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,49^{0,53} x 1021^{-0,37}
 = 15,41 mm
 = 0,61 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,004 ft²
 = 0,53 in²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} \text{Wall thickness} &= 3\text{E-}04 \text{ m}^2 \\ &= 0,113 \text{ in} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{1,72 \text{ m}^3/\text{jam}}{3\text{E-}04 \text{ m}^2} \\ &= 4985,14 \text{ m/jam} \\ &= 1,385 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,385 \times 0,02}{0,0008} \\ &= 37902,09 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0022 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,007 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	1,64
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			9,64

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 10 \text{ m} \\ &= 32 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,007 \times \frac{9,642}{0,02} \times \frac{1,385^2}{2} \times 1021 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$= 25254,75 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,38^2}{2 \times 10} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,10 \times 18,5 \\ &= 1,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,81 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 18110,60 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 25254,75 + 18110,60 \\ &= 43365,3 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 144690,3 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{144690,3 - 101325}{1021} \\ &= 42,47 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 1,22 \\ Z_2 &= 1,64 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 1,64 - 1,22 | \times 9,8 \\ &= 4,1 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 42,47 + 42,47 + 4,1$$

$$= 89,08 \quad \text{J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 89,08 \quad \text{J/Kg} \times 0,49 \quad \text{Kg/s}$$

$$= 43,34 \quad \text{Watt}$$

$$= 0,06 \quad \text{Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,0005 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

$$= 7,55 \quad \text{gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa yai 10% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\text{BHP} = \frac{0,06 \quad \text{hp}}{10\%}$$

$$= 0,58 \quad \text{hp}$$

Diambil = 1 hp

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 81%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Effisiensi}}$$

$$= \frac{1,00}{81\%}$$

$$= 1,23 \quad \text{Hp}$$

Diambil, BHP = 2 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \quad \text{Pa} = 10,13 \quad \text{m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 1,22 \text{ m} \\
 P_f &= 2,41 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 1,22 - 2,41 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 8,46 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 7,55 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

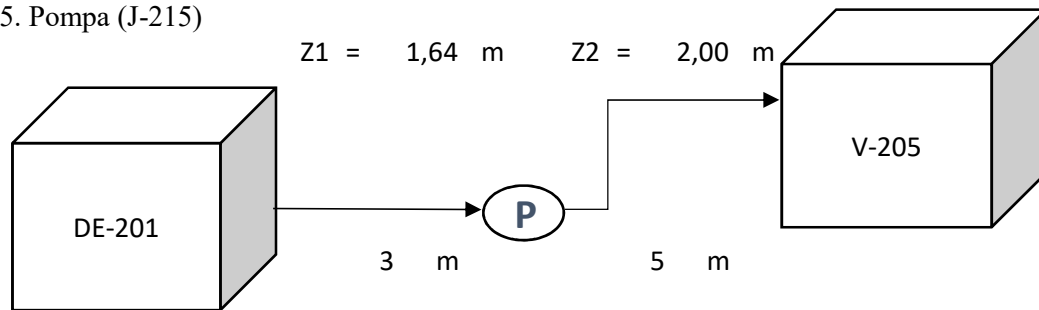
$$NPSH_r = 1,3 \text{ ft} = 0,40 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-214	
Kode	J-214 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari deaerator menuju tangki air umpan boiler
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	Commercial steel
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	8,46 m
NPSH _R	0,40 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
Schedule Number	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

15. Pompa (J-215)



Fungsi : Alat transportasi dari tangki air umpan boiler menuju boiler
 Jumlah : 1 buah
 Jenis pompa : Sentrifugal
 Bahan pipa : *Commercial steel*
 Tekanan : 1 atm
 : 14,7 psi

a. Menentukan propertis dan debit

Laju alir massa = 1751,5 Kg/jam
 = 0,49 Kg/s
 Densitas = 1021,04 Kg/m³
 Debit = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$
 = $\frac{1751,47 \text{ Kg/jam}}{1021,04 \text{ Kg/m}^3}$
 = 1,72 m³/jam
 Viskositas = 0,78 cp
 = 0,0008 Kg/m.s

b. Pemilihan ukuran pipa

Di, optimum = 293 x G^{0.53} x ρ^{-0.37}
 = 293 x 0,49^{0,53} x 1021^{-0,37}
 = 15,41 mm
 = 0,61 in

Sehingga digunakan pipa dengan data yang diperoleh dari App.A.5-1 Geankoplis, p.907.

NPS = 0,75 in
 Schedule no = 40
 OD = 1,05 in
 = 0,03 m
 ID = 0,82 in
 = 0,02 m
 Luas area (at) = 0,004 ft²
 = 0,53 in²

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned} &= 3E-04 \text{ m}^2 \\ \text{Wall thickness} &= 0,28 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear} &= \frac{\text{Debit aliran}}{\text{Luas pipa}} \\ &= \frac{1,72 \text{ m}^3/\text{jam}}{3E-04 \text{ m}^2} \\ &= 4985,14 \text{ m/jam} \\ &= 1,385 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menghitung bilangan Reynolds

$$\begin{aligned} \text{Reynolds number} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\text{Viskoitas}} \\ &= \frac{1021 \times 1,385 \times 0,02}{0,0008} \\ &= 37902,09 \end{aligned}$$

Bilangan Reynolds > 2100, termasuk jenis aliran turbulent

e. Menghitung faktor gesekan (friksi)

$$\begin{aligned} \epsilon &= 0,000046 \text{ m, untuk commercial steel pipe} \\ \frac{\epsilon}{\text{ID}} &= \frac{0,000046}{0,02} \\ &= 0,0022 \end{aligned}$$

Dari nilai ϵ/ID dan bilangan reynolds pada moody chart's diperoleh nilai *friction factor* = 0,007 (Gambar 2.10-3 , Geankoplis, hal.94)

f. Menghitung panjang ekuivalen

Instalasi pipa dirancang sebagai berikut :

Nilai Le/ID diperoleh dari Tabel 2.10-1 p.99, Geankoplis.

Komponen	Le/ID	Jumlah	Le (m)
Pipa lurus vertikal	-	1	2,00
Pipa lurus horizontal	-	1	8,00
TOTAL			10,00

$$\begin{aligned} \text{Maka, panjang total ekuivalen (Le)} &= 10 \text{ m} \\ &= 33 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menghitung hilang energi akibat gesekan pipa lurus

Pressure drop pipa lurus :

$$\begin{aligned} F_1 &= 8f \frac{\text{Le}}{\text{ID}} \times \frac{v^2}{2} \times \rho && \text{(Pers 5.3, P.201, Coulson)} \\ &= 8 \times 0,007 \times \frac{10}{0,02} \times \frac{1,385^2}{2} \times 1021 \end{aligned}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$= 26193,13 \text{ N/m}^2$$

h. Menghitung hilang energi akibat *fitting* dan *valve*

Mencari nilai K berdasarkan tabel 5.3 Coulson Hal 203

Fitting/valve	Jumlah	Number of Velocity heads, K	Total K
Entry	1	0,5	0,5
Elbow 90	2	1,5	3
Gate Valve	2	4	8
Globe Valve	1	6	6
Exit	1	1	1
Total			18,5

$$\begin{aligned} \text{Velocity head} &= \frac{V^2}{2 \times g} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= \frac{1,38^2}{2 \times 10} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss} &= \text{Velocity head} \times \text{total K} && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 0,10 \times 18,5 \\ &= 1,81 \text{ m} \end{aligned}$$

Head loss dikonversi menjadi tekanan yang hilang akibat *fitting* dan *valve*

$$\begin{aligned} \text{Pressure drop, } F_2 &= \text{Head loss} \times \rho \times g && \text{(Coulson, hal 205)} \\ &= 1,81 \times 1021 \times 9,8 \\ &= 18110,60 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Maka pressure drop total = $F_1 + F_2$

$$\begin{aligned} F_{\text{total}} &= 26193,13 + 18110,60 \\ &= 44303,7 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

i. Menghitung *pressure head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\ P_2 &= 1 \text{ atm} = 145628,7 \text{ Pa} \\ \text{Daya} &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} \\ \text{Daya} &= \frac{145628,7 - 101325}{1021} \\ &= 43,39 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

j. Menghitung *static head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 1,64 \\ Z_2 &= 2,00 \\ H_s &= (Z_2 - Z_1) \times g && \text{(Coulson, hal 208)} \\ H_s &= | 2,00 - 1,64 | \times 9,8 \\ &= 3,5 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

k. Menghitung *head velocity*

Kecepatan fluida di titik 1 dan 2 relative sama, $V_1=V_2$ sehingga $\Delta V=0$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$H_v = \frac{\Delta V}{2 \cdot g}$$

$$H_v = 0$$

l. Menghitung daya pompa per satuan massa

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta P_f}{\rho} + \Delta Z \cdot g \quad (\text{Coulson, hal 207})$$

$$= 43,39 + 43,39 + 3,5$$

$$= 90,29 \text{ J/Kg}$$

m. Menghitung BHP teori

$$\text{BHP} = W_s \times \text{laju alir massa}$$

$$= 90,29 \text{ J/Kg} \times 0,49 \text{ Kg/s}$$

$$= 43,93 \text{ Watt}$$

$$= 0,06 \text{ Hp}$$

n. Menghitung BHP Aktual

$$Q_f = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 7,553 \text{ gal/min}$$

Diperoleh efisiensi pompa 10% (Fig.12-17 p.516, Timmerhause)

Maka, BHP aktual :

$$\text{BHP} = \frac{0,06 \text{ hp}}{10\%}$$

$$= 0,59 \text{ hp}$$

Diambil = 1 hp

o. Menghitung tenaga motor pompa

Pada nilai BHP aktual 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 81%
dari gambar.14-38 p.521, Timmerhause.

$$\text{BHP motor} = \frac{\text{BHP aktual}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= \frac{1,00}{81\%}$$

$$= 1,23 \text{ Hp}$$

Diambil, BHP = 2 Hp

p. Menghitung NPSH pompa

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Dimana, P_a : Tekanan total di tangki umpan

H_s : *Static suction head*

P_f : *Pressure drop di sepanjang pipa suction*

P_v : Tekanan uap cairan

$$\text{NPSH}_A = P_a + H_s - H_{fs} - P_{vap} \quad (\text{eq. 5.7, Coulson, hal 212})$$

Data yang diketahui :

$$P_a = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} = 10,13 \text{ m}$$

LAMPIRAN D
SISTEM UTILITAS

$$\begin{aligned}
 P_v &= 35,41 \text{ mmHg} \\
 &= 4721 \text{ Pa} = 0,47 \text{ m} \\
 H_s &= 1,64 \text{ m} \\
 P_f &= 2,62 \text{ m} \\
 NPSH_A &= 10,13 + 1,64 - 2,62 - 0,47 \\
 NPSH_A &= 8,68 \text{ m}
 \end{aligned}$$

q. Menentukan NPSHr

$$\text{Impeller speed (N)} = 3500 \text{ rpm} \quad (\text{Fig.5.6,p.200, Coulson})$$

$$\text{Specific speed (S)} = 7900 \text{ rpm} \quad (\text{Wallas, hal.129})$$

$$\text{Laju volumetric, Q} = 7,55 \text{ gpm}$$

$$NPSH_r = \left| \frac{N \cdot Q^{0.5}}{S} \right|^{(4/3)}$$

$$NPSH_r = 1,30 \text{ ft} = 0,40 \text{ m}$$

$NPSH_A > NPSH_r$, maka pompa tidak mengalami kavitasi

RESUME J-215	
Kode	J-215 A/B
Fungsi	Alat transportasi dari tangki air umpan boiler menuju boiler
Jenis	Sentrifugal
Bahan konstruksi	Commercial steel
Jumlah	1 Unit Operasi +1 Unit Cadangan
Kapasitas pompa	0,0005 m ³ /s
Power pompa	1,00 Hp
Power motor	2,00 Hp
NPSH _A	8,68 m
NPSH _R	0,40 m
Ukuran pipa	
NPS	0,02 m
Schedule Number	40
Diameter Luar Pipa	0,03 m
Diameter Dalam Pipa	0,02 m
Luas Penampang	0,0003 m ²

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Dasar perhitungan

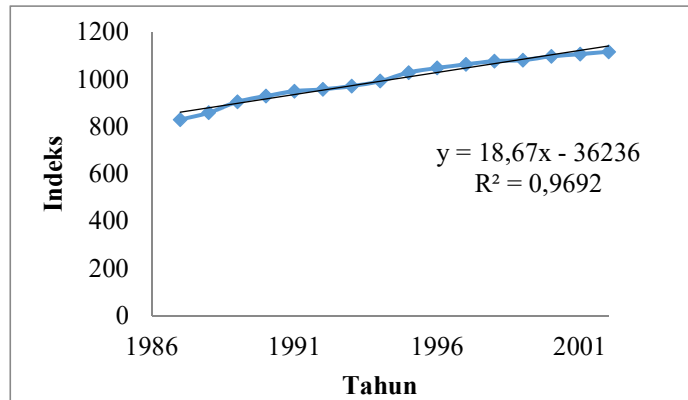
Basis perhitungan = 1 tahun
 Pabrik dibangun = 2024
 Pabrik beroperasi = 2025
 Kurs mata uang = 14.190 Rupiah / 1 US\$
 Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun
 Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Analisa Ekonomi

Index Harga Alat

Marshall and Swift Installed-Equipment Index

No.	Tahun	Index
1	1987	830
2	1988	859,3
3	1989	905,6
4	1990	929,3
5	1991	949,9
6	1992	957,9
7	1993	971,4
8	1994	992,8
9	1995	1029
10	1996	1048,5
11	1997	1063,7
12	1998	1077,1
13	1999	1081,9
14	2000	1097,7
15	2001	1106,9
16	2002	1116,9



(Aries & Newton, hal 18,1954)

Dari hasil regresi didapatkan nilai:

a = 18,67
 b = 36236

Dengan:

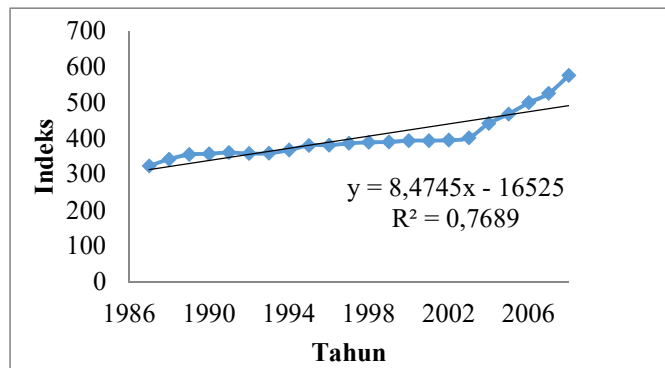
y = indeks
 x = tahun ke-

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Sehingga didapatkan indeks pada tahun 2024 yaitu = 1552,1

Chemical Engineering Plant Cost Index

No	Tahun	Index
1	1987	323,8
2	1988	342,5
3	1989	355,4
4	1990	357,6
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	442,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4



(Towler, 2008)

Dari hasil regresi didapatkan nilai:

a = 8,475

b = 16525

ket : y = indeks

x = tahun ke-

Sehingga didapatkan indeks pada tahun 2024 yaitu = 627

No.	Buku	Tahun	Index	
1	Towler	2008	491,8	CEPI
2	Timmerhaus	2002	440,95	CEPI

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

3	Garret	1987	313,83	CEPI
4	Alibaba.com	2021	601,96	CEPI
5	Matche.com	2014	542,64	CEPI
6	Aries	1954	245,18	Marshall
7	Coulson	2013	1346,7	Marshall
8	Tandoair.com	2017	568,07	CEPI

Index CEPI (2024) = 627

Index Marshal (2024) = 1552

2. Harga Alat (*Purchased Equipment*)

Jika suatu alat memiliki kapasitas tertentu ternyata tidak ditemukan, maka harga alat tersebut dapat diestimasi dengan cara membandingkan dengan alat sejenis yang telah diketahui kapasitas dan harganya melalui persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^n$$

Dengan: E_b = Harga untuk kapasitas b

E_a = Harga untuk kapasitas a

C_b = Kapasitas b

C_a = Kapasitas a

n = Eksponen

Nilai eksponen tergantung pada jenis alat sebagai fungsi kapasitas (Ulrich, 1985).

Secara umum nilai eksponen untuk semua alat adalah 0.6 (Aries & Newton,

Harga peralatan untuk tahun 2024 dapat dicari dengan menggunakan persamaan :

$$E_x = E_y \left(\frac{N_x}{N_y} \right)$$

Dengan: E_x = Harga pembelian alat tahun 2024

E_y = Harga pembelian alat tahun literatur

N_x = Index harga tahun 2024

N_y = Index harga tahun literatur

Harga Peralatan Utama

Alat	Jumlah	Kapasitas		Referensi	Harga Ref	Harga 2024
					(\$)	(\$)
T-101	5	106,00	m ³	Towler	\$ 47.663	\$ 304.023
G-101	1	1,93	m ³	Towler	\$ 8.335	\$ 10.633
CP-101	2	7,65	kW	Towler	\$ 18.910	\$ 43.726
C-101	1	3,00	m	matche.com	\$ 8.700	\$ 10.059
C-102	1	1,51	m	Towler	\$ 20.926	\$ 26.695
C-201	1	8,00	m	matche.com	\$ 15.400	\$ 17.805

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

C-202	1	8,00	m	matche.com	\$ 15.400	\$ 17.805
C-203	1	8,00	m	matche.com	\$ 15.400	\$ 17.805
C-204	1	1,98	m	Towler	\$ 22.148	\$ 28.254
T-201	3	63,80	m ³	Towler	\$ 35.142	\$ 134.494
T-202	1	31,10	m ³	Towler	\$ 23.544	\$ 30.035
MX-101	1	3,67	kW	Towler	\$ 9.733	\$ 12.416
MX-102	1	2,21	kW	Towler	\$ 7.921	\$ 10.105
R-101	1	13,18	m ³	Towler	\$ 317.250	\$ 404.718
CD-201	1	8,28	m ²	Towler	\$ 22.600	\$ 28.831
CD-202	1	4,45	m ²	Towler	\$ 13.025	\$ 16.616
CD-101	1	2,99	m ²	Towler	\$ 9.375	\$ 11.960
D-201	1	2,73	m ³	alibaba.com	\$ 27.402	\$ 28.560
MD-201	1	7,91	m	matche.com	\$ 111.463	\$ 128.871
MD-202	1	5,38	m	matche.com	\$ 88.450	\$ 102.263
RB-201	1	15,53	m ²	Towler	\$ 40.725	\$ 51.953
RB-202	1	1,63	m ²	Towler	\$ 5.975	\$ 7.622
CR-201	1	562,00	gal	matche.com	\$ 55.100	\$ 63.705
RD-201	1	9,54	m ²	Towler	\$ 94.943	\$ 121.120
RC-201	1	9,33	m ²	Towler	\$ 93.358	\$ 119.097
E-101	1	7,47	m ²	Towler	\$ 20.575	\$ 26.248
E-102	1	2,51	m ²	Towler	\$ 8.175	\$ 10.429
E-103	1	3,76	m ²	Towler	\$ 11.300	\$ 14.415
E-104	1	4,13	m ²	Towler	\$ 12.225	\$ 15.596
E-201	1	4,65	m ²	Towler	\$ 13.525	\$ 17.254
E-202	1	2,87	m ³	Towler	\$ 9.075	\$ 11.577
E-203	1	4,67	m ²	Towler	\$ 13.575	\$ 17.318
E-204	1	6,93	m ³	Towler	\$ 19.225	\$ 24.525
J-101	2	0,30	L/s	Towler	\$ 8.081	\$ 20.619
J-102	2	0,65	L/s	Towler	\$ 8.163	\$ 20.827
J-103	2	0,70	L/s	Towler	\$ 8.174	\$ 20.856
J-105	2	0,59	L/s	Towler	\$ 8.149	\$ 20.792
J-201	2	0,76	L/s	Towler	\$ 8.187	\$ 20.890
J-202	2	0,34	L/s	Towler	\$ 8.091	\$ 20.643
J-204	2	0,29	L/s	Towler	\$ 8.079	\$ 20.612
J-205	2	0,37	L/s	Towler	\$ 8.098	\$ 20.662

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

J-206	2	0,50	L/s	Towler	\$ 8.129	\$ 20.739
J-207	2	0,34	L/s	Towler	\$ 8.091	\$ 20.643
J-209	2	0,25	L/s	Towler	\$ 8.069	\$ 20.587
J-210	2	0,10	L/s	Towler	\$ 8.030	\$ 20.488
J-104	2	0,29	L/s	Towler	\$ 8.079	\$ 20.612
CF-201	1	0,33	L/s	Towler	\$ 277.903	\$ 354.523
G-202	3	213,00	m ³	Towler	\$ 74.032	\$ 283.328
BL-101	2	2151,03	m ³ /h	Towler	\$ 16.716	\$ 42.651
BL-102	2	2784,05	m ³ /h	Towler	\$ 19.585	\$ 49.970
BL-103	2	6976,07	m ³ /h	Towler	\$ 36.281	\$ 92.569
V-201	1	1,17	m ³	Towler	\$ 7.586	\$ 9.677
V-202	2	0,04	m ³	Towler	\$ 5.968	\$ 15.227
Total						\$ 3.003.449

Harga peralatan utilitas

Alat	Jumlah	Kapasitas		Referensi	Harga Ref	Harga 2024
					(\$)	(\$)
SC-201	1	1,23	m ³	Coulson	\$ 2.717	\$ 3.132
SF-201	1	1,23	m ³	Coulson	\$ 2.717	\$ 3.132
DE-201	1	1,70	m ³	Coulson	\$ 3.079	\$ 3.549
Boiler	1	4634	lb/hr	Garret	\$ 44.839	\$ 89.638
CT-01	1	532,07	gpm	Timmerhaus	\$ 29.809	\$ 42.412
Generato	1	500	kW	Garret	\$ 25.786	\$ 51.550
BA-201	1	147,80	m ³	Tandoair.com	\$ 3.077	\$ 3.398
RO-201	5	24,64	m ³	Coulson	\$ 19.833	\$ 114.286
BA-202	1	147,80	m ³	Tandoair.com	\$ 3.077	\$ 3.398
BA-203	1	142,56	m ³	Tandoair.com	\$ 3.011	\$ 3.326
J-201	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-202	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-203	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-204	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-205	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-206	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-207	2	34,19	L/s	Towler	\$ 13.764	\$ 35.118
J-208	2	0,53	L/s	Towler	\$ 8.136	\$ 20.757
J-209	2	33,00	L/s	Towler	\$ 13.583	\$ 34.656
J-210	2	33,00	L/s	Towler	\$ 13.583	\$ 34.656

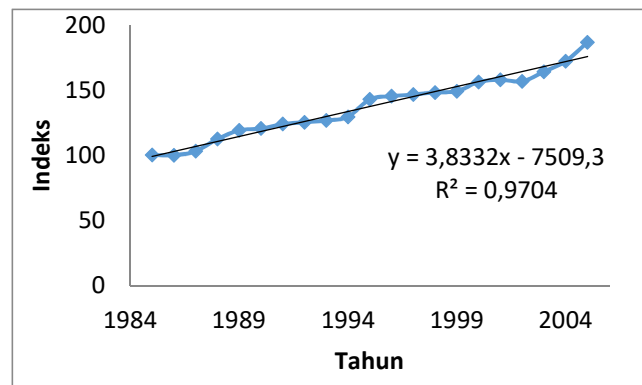
LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

J-211	2	0,47	L/s	Towler	\$ 8.122	\$ 20.722
J-212	2	0,47	L/s	Towler	\$ 8.122	\$ 20.722
J-213	2	0,47	L/s	Towler	\$ 8.122	\$ 20.722
J-214	2	0,47	L/s	Towler	\$ 8.122	\$ 20.722
J-215	2	0,47	L/s	Towler	\$ 8.122	\$ 20.722
ST-201	1	1,23	m ³	Coulson	\$ 2.717	\$ 3.132
CF-201	1	1,23	m ³	Coulson	\$ 2.717	\$ 3.132
V-204	1	55,28	m ³	Towler	\$ 32.341	\$ 41.258
CE-201	4	134,78	gpm	Garret	\$ 101.733	\$ 813.508
AE-201	1	134,78	gpm	Garret	\$ 101.733	\$ 203.377
V-205	1	206,00	m ³	Towler	\$ 72.454	\$ 92.430
TT-202	1	21,36	m ³	Towler	\$ 19.441	\$ 24.801
Total						\$ 1.938.959

3. Index Harga Bahan Baku dan Produk

Index Harga Bahan

No	Tahun	PPI
1	1985	100,7
2	1986	100,5
3	1987	103,6
4	1988	113
5	1989	119,6
6	1990	121
7	1991	124,4
8	1992	125,8
9	1993	127,2
10	1994	130
11	1995	143,4
12	1996	145,8
13	1997	147,1
14	1998	148,7
15	1999	149,7
16	2000	156,7
17	2001	158,4
18	2002	157,3



LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

19	2003	164,6
20	2004	172,8
21	2005	187,3

(Brown, Appendix II hal 284, 2007)

Dari hasil regresi didapatkan nilai:

$$a = 3,833$$

$$b = 7509$$

Dengan: y = indeks

x = tahun ke-

Sehingga didapatkan indeks pada tahun 2022 yaitu = 241

Serta indeks pada tahun 2025 yaitu = 253

a. Menentukan Biaya Bahan Baku

Nama Bahan	Harga per	Harga per	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga total	Referensi
	kg (2022)	kg (2025)		(kg/tahun)	
C ₇ H ₈	\$ 1,53	\$ 1,60	15090075,34	\$ 24.187.514	Tokopedia
O ₂	\$ -	\$ -	4244606,94	\$ -	
Kobalt	\$ 10,00	\$ 10,48	30175,20	\$ 316.125	alibaba.com
TOTAL				\$ 24.503.639	

b. Menentukan harga penjualan produk

Nama Bahan	Harga per	Harga per	Produk (kg/tahun)	Harga total	Referensi
	kg (2022)	kg (2025)		(kg/tahun)	
C ₇ H ₆ O ₂	\$ 4,58	\$ 4,80	10000000	\$ 47.981.505	Tokopedia
C ₇ H ₆ O	\$ 2,00	\$ 2,10	868981,33	\$ 1.820.744	Tokopedia
TOTAL				\$ 49.802.249	

c. Menentukan harga utilitas

Nama Bahan	Harga per	Harga per	Kebutuhan / tahun		Harga Total
	kg (2022)	kg (2025)			
Listrik (kWh)	\$ 0,12	\$ 0,13	3960000,00	kW	\$ 497.834,31
Solar (kg/thn)	\$ 0,38	\$ 0,40	1406514,56	kg	\$ 559.933,20
Resin kation	\$ 1,08	\$ 1,13	9538,40	L	\$ 10.792,15
Resin anion	\$ 3,25	\$ 3,40	9538,40	L	\$ 32.476,37
Hidrazin	\$ 27,08	\$ 28,37	0,69	kg	\$ 19,68
NaH ₂ PO ₄	\$ 1,00	\$ 1,05	2080,75	kg	\$ 2.179,86
TOTAL					\$1.101.036,0

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

d. Menentukan biaya packing

Asam Benzoat		Benzaldehid	
Total Asam Benzoat =	10000000 kg/tahun	Total C7H6O	832357,60 L/tahun
Jenis Packaging	= Karung	Jenis Packagir	Drum
Kapasitas	= 50 kg/karung	Kapasitas	200 L/drum
Kebutuhan	= 200000 karung	kebutuhan	4161,788 Drum
Asumsi cadangan = 1%		Asumsi Cadangan 1%	
Total karung	= 202000 karung	Total Drum	4203 Drum
Harga / karung (2022)	= \$ 0,18 /karung	Harga/Drum(2022)	\$ 16,21 drum
Harga / karung (2025)	= \$ 0,19 /karung	Harga/Drum(2025)	\$ 16,98 drum
Biaya packaging	= \$ 38.091,87	Biaya packaging	\$ 71.382,66
Total packaging	= \$ 109.474,53		

4. Menentukan harga tanah

Tanah

Harga Tanah di Tuban

Tahun 2022 = Rp 800.000 /m²

Luas Tanah = 40000 m²

1 US\$ = Rp 14.190

Biaya pembelian tanah seluas 40000 m² pada tahun 2022

= Rp 32.000.000.000,00

= \$ 2.255.109,23

Inflasi 10 % pada kenaikan 1 tahun

Tahun	Tahun ke-
2021	\$ 2.255.109
2022	\$ 2.480.620
2023	\$ 2.728.682
2024	\$ 3.001.550

Sehingga biaya untuk lahan pada tahun 2024 mencapai = \$ 3.001.550

5. Menentukan Gaji Karyawan per Tahun

No.	Jabatan	Σ	Gaji/bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur	1	Rp 50.000.000,00	Rp 50.000.000,00
2	Komisaris	1	Rp 40.000.000,00	Rp 40.000.000,00
3	Sekretaris	1	Rp 4.500.000,00	Rp 4.500.000,00

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

4	Manajer Teknik dan Produksi	1	Rp	18.000.000,00	Rp	18.000.000,00
5	Manajer R&D	1	Rp	18.000.000,00	Rp	18.000.000,00
6	Manajer Umum dan Keuangan	1	Rp	18.000.000,00	Rp	18.000.000,00
7	Kepala Bagian Keuangan dan	1	Rp	15.000.000,00	Rp	15.000.000,00
8	Kepala Bagian Umum dan Per	1	Rp	15.000.000,00	Rp	15.000.000,00
9	Kepala Bagian Teknik	1	Rp	15.000.000,00	Rp	15.000.000,00
10	Kepala Bagian Produksi	1	Rp	15.000.000,00	Rp	15.000.000,00
11	Kepala Bagian R&D	1	Rp	15.000.000,00	Rp	15.000.000,00
12	Kepala Bagian QC/QA	1	Rp	15.000.000,00	Rp	15.000.000,00
13	Kepala Seksi QC	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
14	Kepala Seksi QA	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
15	Kepala Seksi Research	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
16	Kepala Seksi Development	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
17	Kepala Seksi Proses	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
18	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
19	Kepala Seksi Listrik dan Instr	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
20	Kepala Seksi Pemeliharaan Pa	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
21	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
22	Kepala Seksi Adminstrasi	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
23	Kepala Seksi Humas	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
24	Kepala Seksi Personalia	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
25	Kepala Seksi K3	1	Rp	10.000.000,00	Rp	10.000.000,00
26	Karyawan Proses	15	Rp	6.000.000,00	Rp	90.000.000,00
27	Karyawan QC/QA	15	Rp	5.500.000,00	Rp	82.500.000,00
28	Karyawan Unit Pembangkit li	15	Rp	5.500.000,00	Rp	82.500.000,00
29	Karyawan Utilitas	15	Rp	5.500.000,00	Rp	82.500.000,00
30	Karyawan Maintenance	15	Rp	5.500.000,00	Rp	82.500.000,00
31	Karyawan Bagian Keuangan	4	Rp	5.500.000,00	Rp	22.000.000,00
32	Karyawan Bagian Administra	4	Rp	5.500.000,00	Rp	22.000.000,00
33	Karyawan Bagian Personalia	4	Rp	5.500.000,00	Rp	22.000.000,00
34	Karyawan Bagian Humas	4	Rp	5.500.000,00	Rp	22.000.000,00
35	Karyawan Bagian K3	4	Rp	5.500.000,00	Rp	22.000.000,00
36	Operator	12	Rp	4.500.000,00	Rp	54.000.000,00
37	Dokter	2	Rp	7.000.000,00	Rp	14.000.000,00
38	Perawat	4	Rp	4.500.000,00	Rp	18.000.000,00
39	Petugas Kebersihan	8	Rp	3.500.000,00	Rp	28.000.000,00
40	Petugas Keamanan	8	Rp	3.500.000,00	Rp	28.000.000,00
41	Supir	6	Rp	3.500.000,00	Rp	21.000.000,00
Total		160	Rp			1.061.500.000,00

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Total Gaji/tahun (2021)	Rp	12.738.000.000,00
	\$	897.674,42
Total Gaji/tahun (2025)	\$	1.314.285,12

Asumsi kenaikan gaji karyawan tiap tahun 10 %

Tahun	Inflasi tahun ke-
2021	\$ 897.674,42
2022	\$ 987.441,86
2023	\$ 1.086.186,05
2024	\$ 1.194.804,65
2025	\$ 1.314.285,12

6. Menentukan Modal Tetap (FCI)

No	Komponen	Persentasi			Harga
1	Harga Alat (<i>Purchased Equipment</i>)				\$ 3.003.449,26
2	Pemasangan Alat (<i>Equipment Instalation</i>)	43%	(PE)		\$ 1.291.483,18
3	Pemipaan (<i>piping</i>)	Solid-fluid	36%	(PE)	\$ 1.081.241,73
4	Instrumentasi (<i>Instrumentation</i>)	5-30%	5%	(PE)	\$ 150.172,46
5	Isolasi (<i>Insulation</i>)	8-9%	8%	(PE)	\$ 240.275,94
6	Listrik (<i>Electrical</i>)	10-15%	10%	(PE)	\$ 108.124,17
7	Bangunan (<i>Buildings</i>)	30%	30%	(PE)	\$ 901.034,78
8	Tanah dan Perbaikan (<i>Land and Yard Improvement</i>)				
	Tanah (<i>Land</i>)				\$ 3.001.550,39
	Yard Improvement	10-15%	10%	(PE)	\$ 300.344,93
9	Utilitas (<i>Utility</i>)				
	Purchased equipment cost for utilit				\$ 1.938.958,66
	Installed Utility Cost	25-50%	25%	(PE)	\$ 750.862,32
Physical Plant Cost (PPC)					\$ 12.767.497,82
10	Teknik dan konstruksi (<i>Engineering and Construction</i>)	PPC>\$5jt	20%	(PPC)	\$ 2.553.499,56
Direct Plant Cost (DPC)					\$ 15.320.997,38
11	Upah Kontraktor (<i>Contractor's fee</i>)	4-10%	4%	(DPC)	\$ 612.839,90
12	Biaya Tak Terduga (<i>Contingency</i>)	Avg	15%	(DPC)	\$ 2.298.149,61
Modal Tetap (Fixed Capital)					\$ 18.231.986,89

7. Menentukan Manufacturing Cost

No.	Komponen	Persentase	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>		\$ 24.503.638,51

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

2	<i>Labor</i>			\$	1.314.285,12
3	<i>Supervision</i>	Avg	10% (labor)	\$	131.428,51
4	<i>Maintenance</i>	6-7%	6% (FCI)	\$	1.093.919,21
5	<i>Plant Supplies</i>	15% (<i>maintenance</i>)		\$	164.087,88
6	<i>Royalties and Patent</i>	1%(penjualan produk)		\$	498.022,49
7	<i>Utility</i>			\$	1.101.036,02
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>				\$	28.806.417,75
8	<i>Payroll overhead</i>	15-20%	15% (labor)	\$	197.142,77
9	<i>Laboratory</i>	10-20%	10% (labor)	\$	131.428,51
10	<i>Plant overhead</i>	50-100%	50% (labor)	\$	657.142,56
11	<i>Packaging</i>			\$	109.474,53
12	<i>Shipping</i>			\$	-
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>				\$	1.095.188,37
13	<i>Depreciation</i>	8-10%	8% (FCI)	\$	1.458.558,95
14	<i>Property Taxes</i>	2-4%	2% (FCI)	\$	364.639,74
15	<i>Insurance</i>	1% (FCI)		\$	182.319,87
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>				\$	2.005.518,56
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>				\$	31.907.124,67

8. Menentukan Modal Kerja (WC)

a	<i>Raw Material Inventory</i>	\$	2.227.603,50
	Persediaan bahan baku selama 1 bulan		
b	<i>Inprocess inventory</i>	\$	1.450.323,85
	Biaya : $0,5 \times MC \times 1$ bulan		
c	<i>Product Inventory</i>	\$	2.900.647,70
	Biaya 1 bulan produksi ($1 \text{ bulan} \times MC$)		
d	<i>Extended credit</i>	\$	4.527.477,18
	Biaya : Penjualan produk selama 1 bulan		
e	<i>Available cash</i>	\$	2.900.647,70
	Biaya 1 bulan produksi ($1 \text{ bulan} \times MC$)		
Working Capital (WC)			\$ 14.006.699,93

9. Menentukan General Expense

No	Komponen	Persentase	Harga
1	Administrasi	$2\% \times$ penjualan produk	\$ 996.044,98
2	Penjualan (<i>sales</i>)	$4\% \times$ penjualan produk	\$ 1.992.089,96

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

3	Penelitian (<i>Research</i>)	2.5% × penjualan produk	\$ 1.245.056,22
4	Biaya Pembelanjaan	12% FCI + 15% WC	\$ 4.288.843,42
	General Expense		\$ 8.522.034,58

10. Analisa Kelayakan

a. Estimasi Keuntungan

<i>Sales</i> (Penjualan produk)		\$ 49.802.248,99
<i>Manufacturing cost</i>	\$ 31.907.124,67	
<i>General Expanse</i>	\$ 8.522.034,58	
Biaya Total (MC + GE)		\$ 40.429.159,25
Keuntungan Sebelum Pajak		\$ 9.373.089,74
Pajak Pendapatan (25% × keuntungan sebelum pajak)		\$ 2.343.272,44
Keuntungan Setelah Pajak		\$ 7.029.817,31

Pajak : UU No 36 Th 2008 (Badan Usaha dengan pendapatan > Rp 50.000.000 yaitu 25%)

b. Profit On Sales (POS)

$$POS = \frac{Pb}{S} \times 100\%$$

Dimana, Pb = Keuntungan sebelum/setelah pajak per satuan produksi
S = Harga penjualan per satuan produksi

Percent Profit On Sales (Sebelum Pajak)

$$Pb = \$ 9.373.089,74$$

$$S = \$ 49.802.248,99$$

$$Psb = 18,82 \%$$

Percent Profit On Sales (Setelah Pajak)

$$Pa = \$ 7.029.817,31$$

$$S = \$ 49.802.248,99$$

$$Psa = 14,12 \%$$

c. Percent Return of Investment (ROI)

$$ROI = (\text{Profit}/\text{FCI}) \times 100\%$$

Percent Return of Investment (Sebelum Pajak)

$$Pb = \$ 9.373.089,74$$

$$FCI = \$ 18.231.986,89$$

$$ROI = 51 \%$$

Percent Return of Investment (Setelah Pajak)

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Pa = \$ 7.029.817,31

FCI = \$ 18.231.986,89

ROI= 39 %

d. Pay Out Time (POT)

POT = FCI/(Profit + Depresiasi)

Pay Out Time (Sebelum Pajak)

Pb = \$ 9.373.089,74

FCI = \$ 18.231.986,89

Depresiasi = \$ 1.458.558,95

POT = 1,68 tahun

Pay Out Time (Setelah Pajak)

Pa = \$ 7.029.817,31

FCI = \$ 18.231.986,89

Depresiasi = \$ 1.458.558,95

POT = 2,15 tahun

e. Break Event Point (BEP)

Fixed Expense (Fa)	
Depresiasi	\$ 1.458.558,95
<i>Property Taxes</i>	\$ 364.639,74
<i>Insurance</i>	\$ 182.319,87
Fa	\$ 2.005.518,56
Variable Expense (Va)	
<i>Raw Material</i>	\$ 24.503.638,51
<i>Packaging and Transport</i>	\$ 109.474,53
<i>Utilities</i>	\$ 1.101.036,02
<i>Royalties and Patent</i>	\$ 498.022,49
Va	\$ 26.212.171,55
Regulated Expense (Ra)	
<i>Labor</i>	\$ 1.314.285,12
<i>Overhead</i>	\$ 657.142,56
<i>Supervision</i>	\$ 131.428,51
<i>Laboratory</i>	\$ 131.428,51
<i>General Expense</i>	\$ 8.522.034,58

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

<i>Maintanance</i>	\$ 1.093.919,21
<i>Plant Supplies</i>	\$ 164.087,88
Ra	\$ 12.014.326,37

f. Break Event Point

$$\begin{aligned} Sa &= \$ 49.802.248,99 \\ BEP &= \frac{(Fa + 0.3 Ra) Z}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\% \\ &= 37 \% \end{aligned}$$

g. Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{(0.3 Ra Z)}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\% \\ &= 23,74 \% \end{aligned}$$

h. Discount Cash Flow (DCF)

Dengan :

FCI = *Fixed capital cost*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage value*

Ck = *Annual cash flow*

i = *Discounted cash flow*

n = Umur pabrik

$$FCI = \$ 18.231.986,89$$

$$WC = \$ 14.006.699,93$$

$$\text{Service Value} = 10\% \text{ dari FCI}$$

$$= \$ 1.823.198,69$$

$$\text{Depresiasi} = \$ 1.458.558,95$$

$$\text{Umur Pabrik} = (FCI - SV) / \text{depresiasi}$$

Keuntungan Setelah Pajak

$$= \$ 7.029.817,31$$

$$\text{Finance} = \$ 4.288.843,42$$

$$\text{Umur pabrik} = (FCI - SV) / \text{Depresiasi}$$

$$= 11$$

$$\text{Cash Flow} = \text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depresiasi} + \text{Finance}$$

$$= \$ 12.777.219,67$$

$$FC + WC = \$ 32.238.686,81$$

LAMPIRAN E
ANALISA EKONOMI

Industri ini layak untuk didirikan karena memiliki persen DCF lebih besar dari bunga bank 12% per tahun.

	Fa	Va	Total Cost	Sa + Fa
0	\$ 2.005.519	\$ 5.609.816	\$ 5.609.816	\$ 2.005.519
100	\$ 2.005.519	\$ 28.217.690	\$40.232.016,48	\$ 51.807.768
Sales				
0	\$ -			
100	\$ 49.802.249			

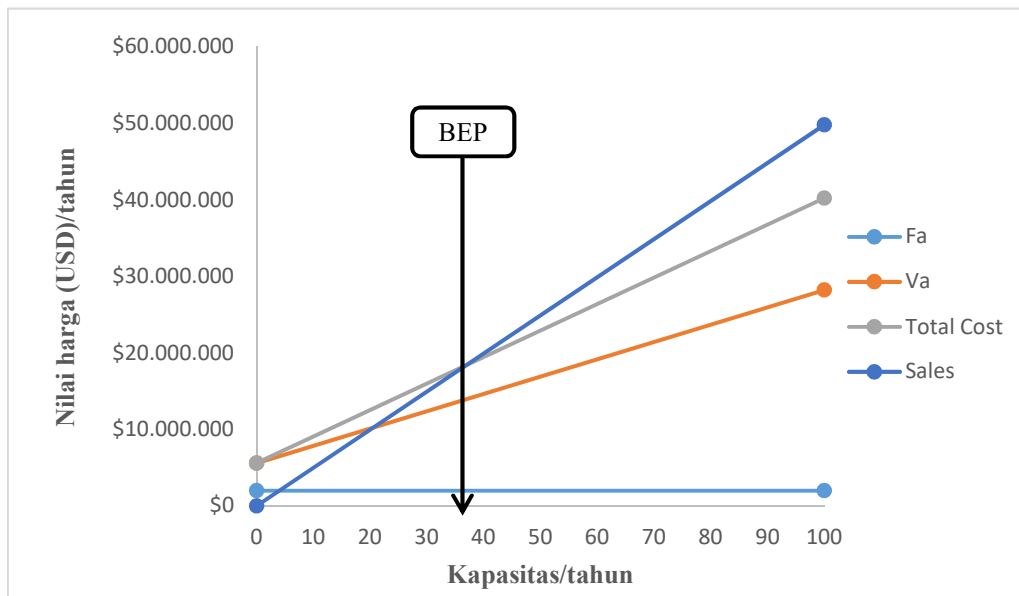
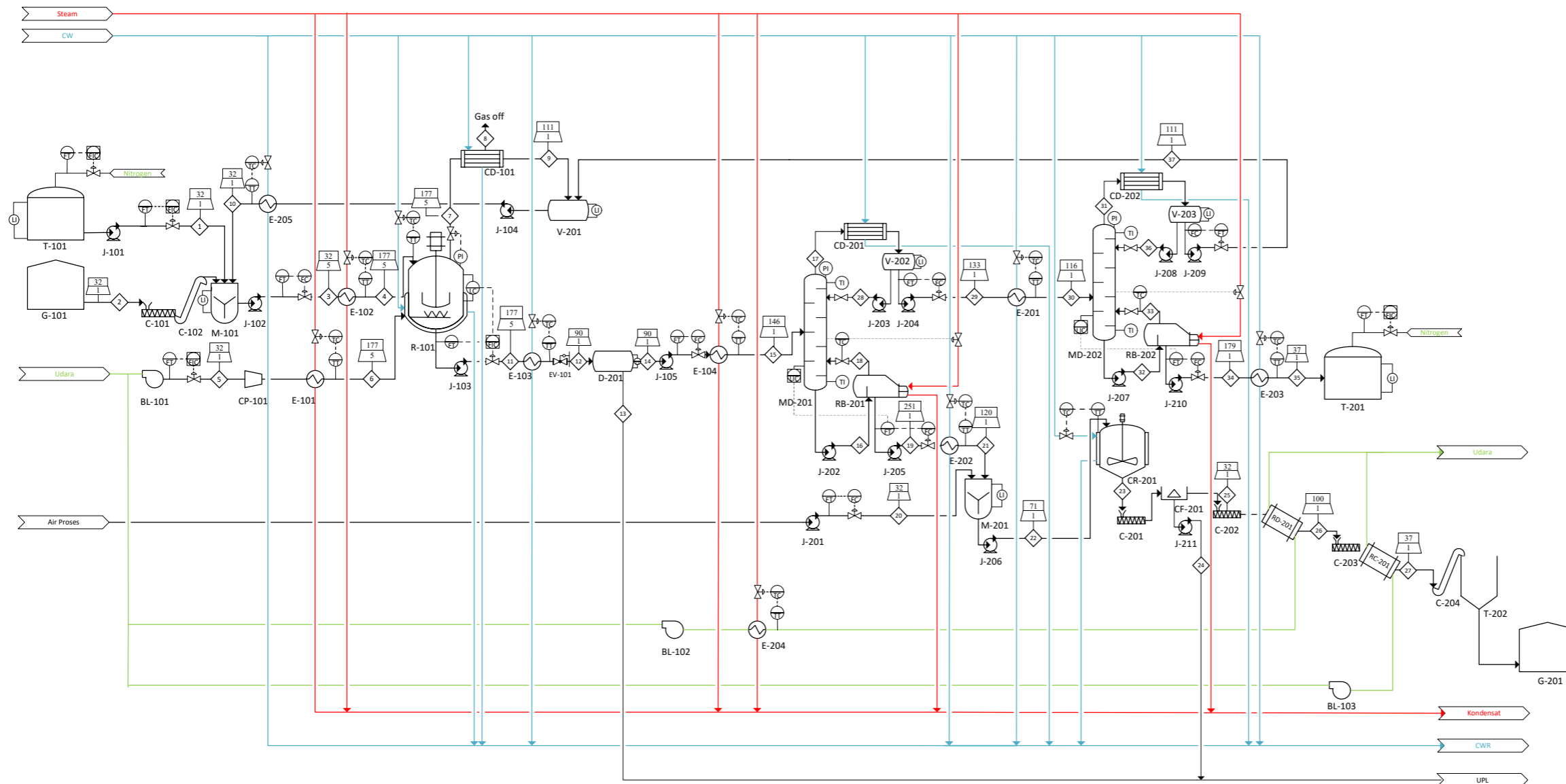


DIAGRAM ALIR LAJU PROSES

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA MENGGUNAKAN PROSES OKSIDASI DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

T-101 Tangki Toluena	C-102 B. Elevator	J-102 Pompa	E-205 Cooler	J-104 Pompa	D-201 Dekanter	J-201 Pompa	CD-201 Kondensor	J-205 Pompa	E-202 Cooler	RB-202 Reboiler	J-209 Pompa	C-201 Konveyor	RC-201 Rotary Cooler	BL-103 Blower
G-101 Gudang Katalis	BL-101 Blower	M-101 Mixing Tank	R-101 Reaktor	E-103 Cooler	J-105 Pompa	J-202 Pompa	MD-201 Destilasi	J-206 Pompa	MD-202 Destilasi	CR-201 Kristalizer	J-210 Pompa	C-202 Konveyor	C-203 Konveyor	T-201 Tangki Benzaldehida
J-101 Pompa	BL-102 Blower	E-101 Heater	CD-101 Kondensor	EV-101 Exp. Valve	E-104 Heater	J-203 Pompa	RB-201 Reboiler	M-201 Mixing Tank	CD-202 Kondensor	J-207 Pompa	CF-201 Centrifuge	E-204 Heater	E-203 Cooler	T-202 Tangki Silo
C-101 Konveyor	CP-101 Kompresor	E-102 Heater	J-103 Pompa	V-201 Recycle Tank	MD-201 Destilasi	J-204 Pompa	V-202 Akumulator	E-201 Heater	V-203 Akumulator	J-208 Pompa	J-211 Pompa	RD-201 Rotary Dryer	C-204 B. Elevator	G-201 Gudang.As Benzoat



Proses Flow Diagram

Pra-Rancangan Pabrik Asam Benzoat dari Toluena dan Udara menggunakan Proses Oksidasi dengan Kapasitas 10.000 ton/tahun

Digambar oleh:
Sofyan Rizal (3335160053)
Hazby Ashyra Rinaldi (3335160095)

Pembimbing 1
Nufus Kanani, S.T., M.Eng.



Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik
Universitas Sultan Ageng Tirtayasa

keterangan

- Material Flow
- Stream
- Temperatur, °C
- Tekanan, atm

T = Transmitter
I = Indicator
IC = Indicator Controller

Flow Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37		
Senyawa	<i>Mass Flowrate (kg/jam)</i>																																						
C7H8	1,048.66						149.87	149.87	856.65	707.52	707.52	0.10	707.42	707.42			740.83																						
C7H6O2			5.01	5.01			4.05	4.05	5.01	1263.58	1263.58	0.40	1263.18	1263.18	2427.02	1.32	1165.10	1261.91			1261.91	1261.91	0.03	0.03															
C7H6O2(k)																																							
C7H6O			47.58	47.58			5.49	5.49	47.58	151.80	151.80	0.57	151.23	151.23	0.29	158.21	0.14	0.15			0.15	0.15	0.15	0.15															
H2O	5.27		82.64	82.64			96.33	96.33	77.37	191.20	191.20	191.20									757.15	757.15	757.15	719.29	37.86	0.76	0.76												
O2					535.93	535.93	6.61	6.61																															
N2					1764.33	1764.33	1764.33	1764.33			3.81																												
Katalis		3.81		3.81																																			
Total	1,053.93	3.81	2,040.53	2,044.35	2,300.26	2,300.26	2,026.70	1,770.94	255.75	986.60	2,317.91	2,317.91	196.08	2,121.83	2,121.83	2,427.31	900.36	1,165.24	1,262.07	757.15	1,262.07	2,019.21	2,019.21	719.48	1,299.74	1,262.64	1,262.64	40.60	859.76	859.76	876.40	1,162.62	152.90	706.86	706.86	169.53	706.86		