

LAMPIRAN A

NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

1. Neraca Massa

1.1 Neraca Massa Basis

Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun = 1.262,6 kg/jam

Basis operasi = 1 jam operasi

Mula – mula :

a. Arus 1 = 300 kg/jam

Komponen	% wt	Laju Massa
C ₆ H ₁₂ O ₆	85%	255
H ₂ O	15%	45
Total	100%	300

b. Mixer 1 (Mx – 01)

Fungsi : mengencerkan C₆H₁₂O₆ 85% menjadi 60%.

Kebutuhan air pelarut = $\left(\frac{40\%}{15\%}\right) \times \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ 85\%}$ – massa H₂O
 $= \left(\frac{40\%}{15\%}\right) \times 255 - 45 = 125 \text{ kg/jam}$

Sehingga :

Komponen	Input				Output
	Arus 1	Arus 2	Arus 7	Arus 12	Arus 3
C ₆ H ₁₂ O ₆	255				255
H ₂ O	45,0	125,0			170,0
Subtotal	300	125	0	0	425
Total	425				425

c. Arus 4 = 835 kg/jam

Komponen	% wt	Laju Massa	
HNO ₃	58%	484,3	kg/jam
H ₂ O	42%	350,7	kg/jam
Total	100%	835,0	kg/jam

d. Arus 5

Berdasarkan US Patent No. 2057119, kebutuhan vanadium pentaoksida (V₂O₅) sebesar 0,1 – 0,5% dari jumlah umpan masuk (Simpson, 1936).

Dipilih = 0,1%

Massa V₂O₅ = 0,1% * (425+835) = 1,3 kg/jam

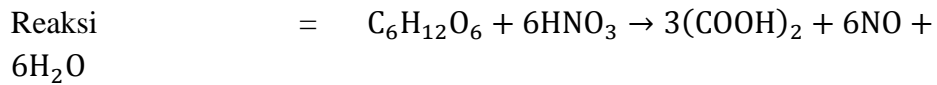
Sehingga :

Komponen	% wt	Laju Massa	
V ₂ O ₅	0,1%	1,3	kg/jam
Total	0,1%	1,3	kg/jam

Referensi : (Simpson, 1936)

e. Reaktor (R – 01)

Reaksi yang terjadi = reaksi eksotermik



Konversi reaksi = 90%

Komponen	BM	Feed			Reaksi		Produk			
	(g/mol)	Massa	Mol	Fr. Mol	Koef. Stoi	Mol	Mol	Fr. Mol	Massa	Fr. Massa
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	255	1,4	0,0	-1	-1,3	0,1	0,0	25,5	0,0
H ₂ O	18	520,7	28,9	0,8	6	7,65	36,6	0,8	658,4	0,5
HNO ₃	63,02	484,3	7,7	0,2	-6	-7,65	0,0	0,0	2,2	0,0
V ₂ O ₅	181,9	1,3	0,0	0,0	0	0	0,0	0,0	1,3	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	90,04	0,0	0,0	0,0	3	3,825	3,8	0,1	344,4	0,3
NO	30	0,0	0,0	0,0	6	7,65	7,7	0,2	229,5	0,2
Total		1261,3	38,0	1,0	8,0	10,2	48,2	1,0	1261,3	1,0

Sehingga NM Reaktor :

Komponen	Input			Output
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₆ H ₁₂ O ₆	255,0			25,5
H ₂ O	170,0	350,7		658,4
HNO ₃		484,3		2,2
V ₂ O ₅			1,3	1,3
C ₂ H ₂ O ₄				344,4
NO				229,5
Subtotal	425,0	835,0	1,3	1261,3
Total	1261,3			1261,3

f. Centrifuge 1 (CF – 01)

Komponen	Input	Output	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₂ O ₆	25,5	0,0	25,5
H ₂ O	658,4	6,6	651,8
HNO ₃	2,2	0,0	2,2
V ₂ O ₅	1,3	1,3	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	344,4	0,0	344,4
NO	229,5	0,0	229,5
Subtotal	1261,3	7,8	1253,4
Total	1261,3	1261,3	

g. Evaporator (EV – 01)

Umpan masuk $C_2H_2O_4$ = 344,4 kg/jamUmpan H_2O = 651,8 kg/jamKelarutan $C_2H_2O_4$ = 190 g/100ml (Lide, 2005)Kebutuhan pelarut = $(344,4/190) \times 100 = 181,3$ kg/jam H_2O yang diuapkan = $651,8 - 181,3 = 470,6$ kg/jam

Sehingga NM :

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
$C_6H_{12}O_6$	25,5		25,5
H_2O	651,8	470,6	181,3
HNO_3	2,2	2,2	0,0
$C_2H_2O_4$	344,4		344,4
NO	229,5	229,5	0,0
Subtotal	1253,4	702,2	551,2
Total	1256,1	1256,1	

Crystallizer (CZ – 01)

Penentuan kristal yang terbentuk (Perry *et al.*, 1997b) :

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)}$$

Dengan,

P = berat kristal asam oksalat dihidrat

R = BM hidrat/BM anhidrat

S = kelarutan asam oksalat

W₀ = massa asam oksalat umpanH₀ = total massa larutan umpan

E = penguapan; asumsi 0

Diketahui,

Kelarutan $C_2H_2O_4$ pada 80°C = 99,16 g/ml = 0,99 kg/L (Dean, 1999)BM $C_2H_2O_4$ = 90,04BM $C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$ = 126,07BM Ratio (R) = $126,07/90,04 = 1,4$ S = $0,99/(1 - 0,99) = 118,9$ W₀ = 344,4 kg/jamH₀ = 206,8 kg/jam

E = 0

Jadi,

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)} = 1,4 \frac{100(344,4) - 99(206,8 - 0)}{100 - 99(1,4 - 1)} = 263,2 \text{ kg/jam}$$

Output $C_2H_2O_4$ = $344,4 - 263,2 = 81,2$ kg/jam

Sehingga :

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Arus 10	Arus 11
$C_6H_{12}O_6$	25,5	25,5
H_2O	181,3	181,3
$C_2H_2O_4$	344,4	81,2
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	0,0	263,2
Total	551,2	551,2

h. Centrifuge 2 (CF – 02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_6H_{12}O_6$	25,5	25,5	0,0
H_2O	181,3	172,2	9,1
$C_2H_2O_4$	81,2	81,2	0,0
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	263,2	0,0	263,2
Subtotal	551,2	278,9	272,3
Total	551,2	551,2	

i. Rotary Dryer (RD – 01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H_2O	9,1	8,6	0,5
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	263,2	0,0	263,2
Subtotal	272,3	8,6	263,7
Total	272,3	272,3	

j. Silo (SL – 01)

Komponen	<i>Input</i>
	Arus 15
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	263,2
H_2O	0,5
Subtotal	263,7
Total	263,7

1.2 Neraca Massa Basis Setelah Recycle

a. Mixer 1 (Mx – 01)

Kebutuhan $C_6H_{12}O_6$ 85% = feed fresh diawal – (massa di arus 7 + arus 12)
 = 255 – (0+25,5) = 229,5 kg/jam

Sehingga :

Komponen	Input				Output
	Arus 1	Arus 2	Arus 7	Arus 12	Arus 3
$C_6H_{12}O_6$	229,5		0,0	25,5	255
H_2O	40,5	0,0	6,6	172,2	219,3
V_2O_5			1,3		1,3
$C_2H_2O_4$			0,0	81,2	81,2
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	270,0	0,0	7,8	278,9	556,7
Subtotal	229,5		0,0	25,5	255
Total	556,7				556,7

b. Arus 4

Komponen	% wt	Input	
HNO_3	58%	484,3	kg/jam
H_2O	42%	350,7	kg/jam
Total	100%	835,0	kg/jam

c. Reaktor (R – 01)

Komponen	BM	Feed			Reaksi		Produk			
	(g/mol)	Massa	Mol	Fr. Mol	Koef. Stoi	Mol	Mol	Fr. Mol	Massa	Fr. Massa
$C_6H_{12}O_6$	180	255	1,4	0,0	-1	-1,3	0,1	0,0	25,5	0,0
H_2O	18	570,0	31,7	0,8	6	7,65	39,3	0,8	707,7	0,5
HNO_3	63,02	484,3	7,7	0,2	-6	-7,65	0,0	0,0	2,2	0,0
V_2O_5	181,9	1,3	0,0	0,0	0	0	0,0	0,0	1,3	0,0
$C_2H_2O_4$	90,04	81,2	0,9	0,0	3	3,825	4,7	0,1	425,6	0,3
NO	30	0,0	0,0	0,0	6	7,65	7,7	0,1	229,5	0,2
Total		1391,7	41,7	1,0	8,0	10,2	51,9	1,0	1391,7	1,0

NM Reaktor :

Komponen	Input			Output
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
$C_6H_{12}O_6$	255			25,5
H_2O	219,3	350,7		707,7
HNO_3		484,3		2,2
V_2O_5	1,3		0,0	1,3
$C_2H_2O_4$	81,2			425,6
NO				229,5
Subtotal	556,7	835	0	1391,7
Total	1391,7			1391,7

d. Centrifuge 1 (CF – 01)

Komponen	Input			Output		
	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₂ O ₆	25,5	0,0	25,5			
H ₂ O	707,7	7,1	700,6			
HNO ₃	2,2	0,0	2,2			
V ₂ O ₅	1,3	1,3	0,0			
C ₂ H ₂ O ₄	425,6	0,0	425,6			
NO	229,5	0,0	229,5			
Subtotal	1391,7	8,3	1383,4			
Total	1391,7	1391,7				

e. Evaporator (EV – 01)

Umpan masuk C₂H₂O₄ = 425,6 kg/jam

Umpan H₂O = 700,6 kg/jam

Kelarutan C₂H₂O₄ = 190 g/100ml (Lide, 2005)

Kebutuhan pelarut = $(425,6/190) \times 100 = 224$ kg/jam

H₂O yang diuapkan = $700,6 - 224 = 476,6$ kg/jam

Sehingga NM evaporator :

Komponen	Input			Output		
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₂ O ₆	25,5		25,5			
H ₂ O	700,6	476,6	224,0			
HNO ₃	2,2	2,2	0,0			
C ₂ H ₂ O ₄	425,6		425,6			
NO	229,5	229,5	0,0			
Subtotal	1383,4	708,3	675,1			
Total	1383,4	1383,4				

f. Crystallizer (CZ – 01)

Penentuan kristal yang terbentuk (Perry *et al.*, 1997b) :

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)}$$

Dengan,

P = berat kristal asam oksalat dihidrat

R = BM hidrat/BM anhidrat

S = kelarutan asam oksalat

W₀ = massa asam oksalat umpan

H_0 = total massa larutan umpan

E = penguapan; asumsi 0

Diketahui,

Kelarutan $C_2H_2O_4$ pada $80^\circ C = 99,16 \text{ g/ml} = 0,99 \text{ kg/L}$ (Dean, 1999)

BM $C_2H_2O_4 = 90,04$

BM $C_2H_2O_4.6H_2O = 126,07$

BM Ratio (R) = $126,07/90,04 = 1,4$

$S = 0,99/(1 - 0,99) = 118,9$

$W_0 = 425,6 \text{ kg/jam}$

$H_0 = 249,5 \text{ kg/jam}$

$E = 0$

Jadi,

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)} = 1,4 \frac{100(364,9) - 99(217,5 - 0)}{100 - 99(1,4 - 1)} = 344,4 \text{ kg/jam}$$

Output $C_2H_2O_4 = 364,9 - 346,7 = 81,2 \text{ kg/jam}$

Sehingga NM :

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Arus 10	Arus 11
$C_6H_{12}O_6$	25,5	25,5
H_2O	224,0	224,0
$C_2H_2O_4$	425,6	81,2
$C_2H_2O_4.6H_2O$	0,0	344,4
Total	675,1	675,1

g. Centrifuge 2 (CF – 02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_6H_{12}O_6$	25,5	25,5	0,0
H_2O	224,0	212,8	11,2
$C_2H_2O_4$	81,2	81,2	0,0
$C_2H_2O_4.6H_2O$	344,4	0,0	344,4
Subtotal	675,1	319,5	355,6
Total	675,1	675,1	

h. Rotary Dryer (RD – 01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H_2O	11,2	10,6	0,6
$C_2H_2O_4.6H_2O$	344,4	0,0	344,4
Subtotal	355,6	10,6	344,9
Total	355,6	355,6	

i. Silo (SL – 01)

Komponen	<i>Input</i>
	Arus 15
C ₂ H ₂ O ₄ .6H ₂ O	344,4
H ₂ O	0,6
Subtotal	344,9
Total	344,9

1.3 Neraca Massa Scale Up

Kapasitas produksi = 1.262,6 kg/jam

Produk basis = 344,9 kg/jam

Scale up = $1.262,6/344,9 = 3,66$

Mula – mula :

a. Arus 1

Kebutuhan C₆H₁₂O₆ 85% = $300 \times 3,66 = 1098,2$ kg/jam

Sehingga :

Komponen	% wt	Laju Massa
C ₆ H ₁₂ O ₆	85%	933,5
H ₂ O	15%	164,7
Total	100%	1098,2

b. Mixer 1 (Mx – 01)

Fungsi : mengencerkan C₆H₁₂O₆ 85% menjadi 60%.

Kebutuhan air pelarut = $((40\%/15\%) \times \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ 85\%}) - \text{massa H}_2\text{O}$
 $= ((40\%/15\%) \times 933,5) - 164,7 = 457,6$ kg/jam

Sehingga NM :

Komponen	<i>Input</i>				<i>Output</i>
	Arus 1	Arus 2	Arus 7	Arus 12	Arus 3
C ₆ H ₁₂ O ₆	933,5				933,5
H ₂ O	164,7	457,6			622,3
Subtotal	1098,2	457,6	0,0	0,0	1555,8
Total	1555,8				1555,8

c. Arus 4

Kebutuhan HNO₃ 58% = $835 \times 3,66 = 3056,6$ kg/jam

Sehingga :

Komponen	% wt	Laju Massa	
HNO ₃	58%	1772,8	kg/jam
H ₂ O	42%	1283,8	kg/jam
Total	100%	3056,6	kg/jam

d. Arus 5

Berdasarkan US Patent No. 2057119, kebutuhan vanadium pentaoksida (V_2O_5) sebesar 0,1 – 0,5% dari jumlah umpan masuk (Simpson, 1936).

Dipilih = 0,1%

Massa V_2O_5 = 0,1% * (1098,2 + 3056,6) = 4,6 kg/jam

Sehingga NM :

Komponen	% wt	Laju Massa	
V_2O_5	0,1%	4,6	kg/jam
Total	0,1%	4,6	kg/jam

e. Reaktor (R – 01)

Komponen	BM	Feed			Reaksi		Produk			
	(g/mol)	Massa	Mol	Fr. Mol	Koef. Stoi	Mol	Mol	Fr. Mol	Massa	Fr. Massa
$C_6H_{12}O_6$	180,0	933,5	5,2	0,0	-1,0	-4,7	0,5	0,00	93,3	0,0
H_2O	18,0	1906,1	105,9	0,8	6,0	28,0	133,9	0,76	2410,2	0,5
HNO_3	63,0	1772,8	28,1	0,2	-6,0	-28,0	0,1	0,0	8,0	0,0
V_2O_5	181,9	4,6	0,03	0,0	0,0	0,0	0,03	0,0	4,6	0,0
$C_2H_2O_4$	90,0	0,0	0,0	0,0	3,0	14,0	14,0	0,08	1260,7	0,3
NO	30,0	0,0	0,0	0,0	6,0	28,0	28,0	0,16	840,1	0,2
Total		4617,0	139,2	1,0	8,0	37,3	176,6	1,00	4617,0	1,0

Sehingga NM Reaktor :

Komponen	Input			Output
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
$C_6H_{12}O_6$	933,5			93,3
H_2O	622,3	1283,8		2410,2
HNO_3		1772,8		8,0
V_2O_5			4,612	4,6
$C_2H_2O_4$				1260,7
NO				840,1
Subtotal	1556	3056,6	4,612	4617
Total	4617			4617

f. Centrifuge 1 (CF – 01)

Komponen	Output		
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₂ O ₆	93,3	0,0	93,3
H ₂ O	2410,2	24,1	2386,1
HNO ₃	8,0	0,0	8,0
V ₂ O ₅	4,6	4,6	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	1260,7	0,0	1260,7
NO	840,1	0,0	840,1
Subtotal	4617,0	28,7	4588,3
Total	4617,0	4617,0	

g. Evaporator (EV – 01)

Umpan masuk C₂H₂O₄ = 1.260,7 kg/jam

Umpan H₂O = 2.386,1 kg/jam

Kelarutan C₂H₂O₄ = 190 g/100ml (Lide, 2005)

Kebutuhan pelarut = (1260,7/190) × 100 = 663,5 kg/jam

H₂O yang diuapkan = 2.386,1 – 663,5 = 1.722,5 kg/jam

Sehingga NM :

Komponen	Output		
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₂ O ₆	93,3		93,3
H ₂ O	2386,1	1722,5	663,5
HNO ₃	8,0	8,0	0,0
V ₂ O ₅	0,0		0,0
C ₂ H ₂ O ₄	1260,7		1260,7
NO	840,1	840,1	0,0
Subtotal	4588,3	2570,7	2017,6
Total	4588,3	4588,3	

h. Crystallizer (CZ – 01)

Penentuan kristal yang terbentuk (Perry *et al.*, 1997b) :

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)}$$

Dengan,

P = berat kristal asam oksalat dihidrat

R = BM hidrat/BM anhidrat

S = kelarutan asam oksalat

W_0 = massa asam oksalat umpan

H_0 = total massa larutan umpan

E = penguapan; asumsi 0

Diketahui,

Kelarutan $C_2H_2O_4$ pada $80^\circ C = 99,16 \text{ g/ml} = 0,99 \text{ kg/L}$ (Dean, 1999)

BM $C_2H_2O_4 = 90,04$

BM $C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O = 126,07$

BM Ratio (R) = $126,07/90,04 = 1,4$

$S = 0,99/(1 - 0,99) = 118,9$

$W_0 = 1.260,7 \text{ kg/jam}$

$H_0 = 756,9 \text{ kg/jam}$

$E = 0$

Jadi,

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)} = 1,4 \frac{100(1248,9) - 99(749,8 - 0)}{100 - 99(1,4 - 1)} = 963,6 \text{ kg/jam}$$

$Output \ C_2H_2O_4 = 1260,7 - 963,6 = 297,1 \text{ kg/jam}$

Sehingga :

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Arus 10	Arus 11
$C_6H_{12}O_6$	93,3	93,3
H_2O	663,5	663,5
$C_2H_2O_4$	1260,7	297,1
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	0,0	963,6
Total	2017,6	2017,6

i. Centrifuge 2 (CF – 02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_6H_{12}O_6$	93,3	93,3	0,0
H_2O	663,5	630,4	33,2
$C_2H_2O_4$	297,1	297,1	0,0
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	963,6	0,0	963,6
Subtotal	2017,6	1020,8	996,8
Total	2017,6	2017,6	

j. Rotary Dryer (RD – 01)

Komponen	Input		Output	
	Arus 13	Arus 14	Arus 14	Arus 15
H ₂ O	33,2	31,5		1,7
C ₂ H ₂ O ₄ .6H ₂ O	963,6	0,0		963,6
Subtotal	996,8	31,5		965,3
Total	996,8		996,8	

k. Silo (SL – 01)

Komponen	Input
	Arus 15
C ₂ H ₂ O ₄ .6H ₂ O	963,6
H ₂ O	1,7
Subtotal	965,3
Total	965,3

1.4 Neraca Massa Scale Up Setelah Recycle

a. Mixer 1 (Mx – 01)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ 85\%} &= \text{feed fresh diawal} - (\text{massa di arus 7} + \text{ arus 12}) \\ &= 933,5 - (0+93,3) = 840,1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga :

Komponen	Input				Output
	Arus 1	Arus 2	Arus 7	Arus 12	Arus 3
C ₆ H ₁₂ O ₆	840,1		0,0	93,3	933,461
H ₂ O	148,3	0,0	24,1	630,4	802,7
V ₂ O ₅			4,6		4,6
C ₂ H ₂ O ₄			0,0	297,1	297,1
C ₂ H ₂ O ₄ .6H ₂ O	988,4	0,0	28,7	1020,8	2037,9
Subtotal	840,1		0,0	93,3	933,461
Total			2037,9		2037,9

b. Arus 4

Komponen	% wt	Input	
HNO ₃	58%	1772,84	kg/jam
H ₂ O	42%	1283,8	kg/jam
Total	100%	3056,6	kg/jam

c. Reaktor (R – 01)

Komponen	BM	Feed			Reaksi		Produk			
	(g/mol)	Massa	Mol	Fr. Mol	Koef. Stoi	Mol	Mol	Fr. Mol	Massa	Fr. Massa
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	933,5	5,2	0,0	-1,0	-4,7	0,5	0,0	93,3	0,0
H ₂ O	18	2086,5	115,9	0,8	6,0	28,0	143,9	0,8	2590,6	0,5
HNO ₃	63,02	1772,8	28,1	0,2	-6,0	-28,0	0,1	0,0	8,0	0,0
V ₂ O ₅	181,9	4,6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,6	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	90,04	297,1	3,3	0,0	3,0	14,0	17,3	0,1	1557,9	0,3
NO	30	0,0	0,0	0,0	6,0	28,0	28,0	0,1	840,1	0,2
Total		5094,6	152,6	1,0	8,0	37,3	189,9	1,0	5094,6	1,0

NM Reaktor :

Komponen	Input			Output
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₆ H ₁₂ O ₆	933,5			93,3
H ₂ O	802,7	1283,8		2590,6
HNO ₃		1772,8		8,0
V ₂ O ₅	4,6		0,0	4,6
C ₂ H ₂ O ₄	297,1			1557,9
NO				840,1
Subtotal	2037,9	3056,6	0,0	5094,6
Total	5094,6			5094,6

d. Centrifuge 1 (CF – 01)

Komponen	Input	Output	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₁₂ O ₆	93,3	0,0	93,3
H ₂ O	2590,6	25,9	2564,7
HNO ₃	8,0	0,0	8,0
V ₂ O ₅	4,6	4,6	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	1557,9	0,0	1557,9
NO	840,1	0,0	840,1
Subtotal	5094,6	30,5	5064,0
Total	5094,6	5094,6	

e. Evaporator (EV – 01)

 Umpan masuk C₂H₂O₄ = 1.557,9 kg/jam

 Umpan H₂O = 2.564,7 kg/jam

 Kelarutan C₂H₂O₄ = 190 g/100ml (Lide, 2005)

Kebutuhan pelarut = (1557,9/190) × 100 = 819,9 kg/jam

 H₂O yang diuapkan = 2564,7 – 819,9 = 1.744,7 kg/jam

Sehingga NM evaporator :

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₂ O ₆	93,3		93,3
H ₂ O	2564,7	1744,7	819,9
HNO ₃	8,0	8,0	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	1557,9		1557,9
NO	840,1	840,1	0,0
Subtotal	5064,0	2592,9	2471,1
Total	5064,0	5064,0	

f. Crystallizer (CZ – 01)

Penentuan kristal yang terbentuk (Perry *et al.*, 1997b) :

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)}$$

Dengan,

P = berat kristal asam oksalat dihidrat

R = BM hidrat/BM anhidrat

S = kelarutan asam oksalat

W₀ = massa asam oksalat umpan

H₀ = total massa larutan umpan

E = penguapan; asumsi 0

Diketahui,

Kelarutan C₂H₂O₄ pada 80°C = 99,166 g/ml = 0,99 kg/L (Dean, 1999)

BM C₂H₂O₄ = 90,04

BM C₂H₂O₄.6H₂O = 126,07

BM Ratio (R) = 126,07/90,04 = 1,4

S = 0,99/(1 – 0,99) = 118,9

W₀ = 1.557,9 kg/jam

H₀ = 913,3 kg/jam

E = 0

Jadi,

$$P = R \frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)} = 1,4 \frac{100(1323,1) - 99(788,8 - 0)}{100 - 99(1,4 - 1)} = 1260,6 \text{ kg/jam}$$

Output C₂H₂O₄ = 1557,9 – 1260,6 = 297,3 kg/jam

Sehingga NM :

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Arus 10	Arus 11
$C_6H_{12}O_6$	93,3	93,3
H_2O	819,9	819,9
$C_2H_2O_4$	1557,9	297,3
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	0,0	1260,6
Total	2471,1	2471,1

g. Centrifuge 2 (CF – 02)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
$C_6H_{12}O_6$	93,3	93,3	0,0
H_2O	819,9	778,9	41,0
$C_2H_2O_4$	297,3	297,3	0,0
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	1260,6	0,0	1260,6
Subtotal	2471,1	1169,6	1301,6
Total	2471,1	2471,1	

h. Rotary Dryer (RD – 01)

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H_2O	41,0	38,9	2,0
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	1260,6	0,0	1260,6
Subtotal	1301,6	38,9	1262,6
Total	1301,6	1301,6	

i. Silo (SL – 01)

Komponen	<i>Input</i>
	Arus 15
$C_2H_2O_4 \cdot 6H_2O$	1260,6
H_2O	2,0
Subtotal	1262,6
Total	1262,6

2. Neraca Panas

Basis perhitungan = 1 jam operasi

T referensi = 25°C = 298,2 K

Satuan = kilojoule (kJ)

Rumus yang digunakan :

$$Q = \Delta H = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p = (A(T_2 - T_1)) + \left(\frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2)\right) + \left(\frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3)\right) + \left(\frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4)\right) + \left(\frac{E}{5}(T_2^5 - T_1^5)\right)$$

Data temperatur tiap alat proses :

Alat	T	
	C	K
T - 01	30	303,2
T - 02	30	303,2
Mx - 01	30	303,2
R - 01	68	341,2
CF - 01	30	303,2
EV - 01	90	363,2
CZ - 01	80	353,2
CF - 02	30	303,2
RD - 01	90	363,2
SL - 01	30	303,2

Data laju massa dan laju mol tiap arus akan disajikan pada halaman berikutnya.

Data laju massa tiap arus :

Komponen	BM	ARUS														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	840,1		933,5			93,3	0,0	93,3		93,3	93,3	93,3			
H ₂ O	18	148,3	0,0	802,7	1283,8		2590,6	25,9	2564,7	1744,7	819,9	819,9	778,9	41,0	38,9	2,0
HNO ₃	63,02				1772,8		8,0		8,0	8,0						
V ₂ O ₅	181,9			4,6		0,0	4,6	4,6								
C ₂ H ₂ O ₄	90,04			297,1			1557,9	0,0	1557,9		1557,9	297,3	297,3			
NO	30						840,1		840,1	840,1						
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	126,07											1260,6		1260,6		1260,6
Total		988,4	0,0	2037,9	3056,6	0,0	5094,6	30,5	5064,0	2592,9	2471,1	2471,1	1169,6	1301,6	38,9	1262,6

Data laju mol tiap arus :

Komponen	ARUS														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C ₆ H ₁₂ O ₆	4,67		5,19			0,52		0,52		0,52	0,52	0,52			
H ₂ O	8,24	0,00	44,60	71,32		143,92	1,44	142,48	96,93	45,55	45,55	43,27	2,28	2,16	0,11
HNO ₃				28,13		0,13		0,13	0,13						
V ₂ O ₅			0,03		0,00	0,03	0,03								
C ₂ H ₂ O ₄			3,30			17,30		17,30		17,30	3,30	3,30			
NO						28,00		28,00	28,00						
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O											10,00		10,00		10,00

Perhitungan neraca panas :

a. Mixer

Fungsi : mengencerkan $C_6H_{12}O_6$ 85% menjadi 60%.

1) NP Input

$$T_{\text{Input}} = 30^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}$$

Komponen	Laju Mol				Cp Pada 303,2K	ΔH input			
	Arus 1	Arus 2	Arus 7	Arus 12		$\Delta H1$	$\Delta H2$	$\Delta H7$	$\Delta H12$
$C_6H_{12}O_6$	4,67		0,00	0,52	1095,0	5110,7	0,0	0,0	567,9
H_2O	8,24	0,00	1,34	35,02	377,5	3109,1	0,0	505,4	13219,7
V_2O_5			0,03		653,0	0,0	0,0	16,6	0,0
$C_2H_2O_4$			0,00	3,30	455,0	0,0	0,0	0,0	1501,5
Total	12,90	0,00	1,36	38,84	2580,49	8219,84	0,00	522,00	15289,05

2) NP Output

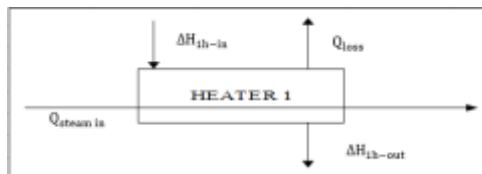
Komponen	Mol Arus 3	Cp at 303,2K	ΔH output
$C_6H_{12}O_6$	5,19	1095,0	5678,6
H_2O	44,60	377,5	16834,3
V_2O_5	0,03	653,0	16,6
$C_2H_2O_4$	3,30	455,0	1501,5
Total	53,11	2580,5	24030,9

3) NP total

Komponen	<i>Input</i>				<i>Output</i>
	Arus 1	Arus 2	Arus 7	Arus 12	Arus 3
$C_6H_{12}O_6$	5110,7	0,0	0,0	567,9	5678,6
H_2O	3109,1	0,0	505,4	13219,7	16834,3
V_2O_5	0,0	0,0	16,6	0,0	16,6
$C_2H_2O_4$	0,0	0,0	0,0	1501,5	1501,5
Subtotal	8219,8	0,0	522,0	15289,0	24030,9
Total	24030,9				24030,9

b. Heater 1

Fungsi: pemanasan awal (preheater) untuk arus 3 sebagai umpan reaktor R-01.



1) NP Input dan Output

Komponen	Laju Mol	ΔH_{1in}	ΔH_{1out} at 341,2K	
		at 303,2K	Cp	ΔH_{1h-out}
C ₆ H ₁₂ O ₆	5,2	5678,6	9417,0	48835,6
H ₂ O	44,6	16834,3	3234,9	144261,6
V ₂ O ₅	0,0	16,6	5615,8	142,4
C ₂ H ₂ O ₄	3,3	1501,5	3913,0	12912,8
Total	53,1	24030,9	22180,7	206152,3

2) Kebutuhan steam

Q loss = 5% dari Q steam (Ulrich, 1984)

Untuk mengetahui kebutuhan steam :

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{1h-in} + Q_{steam} = \Delta H_{1h-out} + Q_{loss}$$

$$Q_{steam} - Q_{loss} = \Delta H_{1h-out} - \Delta H_{1h-in}$$

$$100\%Q_{steam} - 5\%Q_{steam} = \Delta H_{1h-out} - \Delta H_{1h-in}$$

$$95\%Q_{steam} = \Delta H_{1h-out} - \Delta H_{1h-in}$$

$$Q_{steam} = 191706,7 \text{ Kjoule}$$

$$T_{in \text{ steam}} = 150^\circ\text{C} = 423,2 \text{ K}; T_{out \text{ steam}} = 100^\circ\text{C} = 373,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} = 4544,8 \text{ Kj/mol.K}$$

$$\text{Massa steam} = (Q_{steam}/C_p) \times \text{BM H}_2\text{O} = 759,3 \text{ kg/jam}$$

3) Q Loss

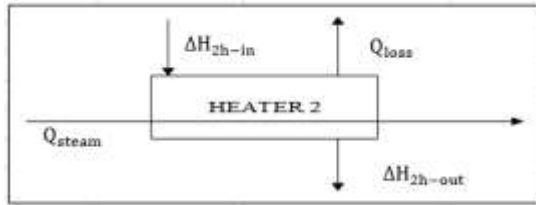
$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari } Q \text{ steam} = 5\% \times 191706,7 = 9585,3 \text{ Kjoule}$$

4) NP Total

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
C ₆ H ₁₂ O ₆	5678,6	48835,6
H ₂ O	16834,3	144261,6
V ₂ O ₅	16,6	142,4
C ₂ H ₂ O ₄	1501,5	12912,8
Subtotal	24030,9	206152,3
Q loss		9585,3
Beban pemanas	191706,7	
Total	215737,6	215737,6

c. Heater 2

Fungsi : pemanasan awal (preheater) untuk arus 4 sebagai umpan reaktor R-01.



1) NP Input dan Output

Komponen	Laju Mol	ΔH _{2h-in} at 303,2K		ΔH _{2h-out} at 341,2K	
		C _p	ΔH _{2h-in}	C _p	ΔH _{2h-out}
HNO ₃	28,1	554,0	15584,9	4832,6	135947,8
H ₂ O	71,3	377,5	26922,8	3234,9	230715,4
Total	99,5		42507,8		366663,2

2) Kebutuhan Steam

$Q_{loss} = 5\%$ dari Q_{steam} (Ulrich, 1984)

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{2h-in} + Q_{steam} = \Delta H_{2h-out} + Q_{loss}$$

$$Q_{steam} - Q_{loss} = \Delta H_{2h-out} - \Delta H_{2h-in}$$

$$100\%Q_{steam} - 5\%Q_{steam} = \Delta H_{2h-out} - \Delta H_{2h-in}$$

$$95\%Q_{steam} = \Delta H_{2h-out} - \Delta H_{2h-in}$$

$$Q_{steam} = 341216,2 \text{ Kjoule}$$

$$T_{in \text{ steam}} = 150^\circ\text{C} = 423,2 \text{ K}; T_{out \text{ steam}} = 100^\circ\text{C} = 373,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} = 4544,8 \text{ Kj/mol.K}$$

$$\text{Massa steam} = (Q_{steam}/C_p) \times \text{BM H}_2\text{O} = 1351,43 \text{ kg/jam}$$

3) Q Loss

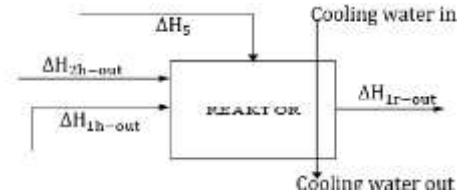
$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari } Q_{steam} = 5\% \times 341216,2 = 17060,8 \text{ Kjoule}$$

4) NP Total

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
HNO ₃	15584,9	135947,8
H ₂ O	26922,8	230715,4
Subtotal	42507,8	366663,2
Q loss		17060,8
Beban pemanas	341216,2	
Total	383724,0	383724,0

d. Reaktor

Fungsi: mengkonversi $C_6H_{12}O_6$ dan HNO_3 menjadi $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$ oleh V_2O_5 .



1) NP Input

Komponen	ΔH1r-in		
	ΔH1h-out	ΔH2h-out	ΔH5
$C_6H_{12}O_6$	48835,6		
H_2O	144261,6	230715,4	
HNO_3		135947,8	
V_2O_5	142,4		
$C_2H_2O_4$	12912,8		
NO			
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$			
Subtotal	206152,3	366663,2	0,0
Total	572815,5		

2) NP Reaksi

Komponen	Mol Reaksi	Mol Produk	ΔHf (Kj/mol)	ΔH reaksi	ΔH produk	ΔH1r-rx
$C_6H_{12}O_6$	-4,7	0,5	-1273,3	5942,9	-660,3	-6603,2
H_2O	28,0	143,9	-285,8	-8004,3	-41136,9	-33132,6
HNO_3	-28,0	0,1	-207,4	5806,9	-26,5	-5833,3
V_2O_5	0,0	0,0	-1550,0	0,0	-39,3	-39,3
$C_2H_2O_4$	14,0	17,3	-821,7	-11505,4	-14217,0	-2711,6
NO	28,0	28,0	91,3	2556,5	2556,5	0,0
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	0,0	0,00	-1492,0	0,0	0,0	0,0
Total	37,3	189,9	-5538,9	-5203,5	-53523,5	-48320,0

3) NP Output

Komponen	Laju Mol	Cp at 341,2K	ΔH_{1r-out}
$C_6H_{12}O_6$	0,5	9417,0	4883,6
H_2O	143,9	3234,9	465565,8
HNO_3	0,1	4832,6	616,7
V_2O_5	0,03	5615,8	142,4
$C_2H_2O_4$	17,3	3913,0	67702,3
NO	28,0	1288,6	36086,9
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	0,0	4898,2	0,0
Total	189,9	33200,1	574997,6

4) Q loss

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{1r-in} + \Delta H_{1r-rx} = \Delta H_{1r-out} + Q_{loss}$$

$$Q_{loss} = 46137,9 \text{ Kjoule}$$

Karena terdapat panas yang lepas ke lingkungan maka diperlukan sistem pendingin dengan menggunakan cooling water Tin 30°C dan Tout 45°C.

5) Kebutuhan cooling water

$$T_{in} = 30^\circ C = 303,2 \text{ K}; T_{out} = 45^\circ C = 318,2 \text{ K}$$

$$C_p H_2O = 4,181 \text{ KJ/kg.K}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Massa cooling water} = 735,7 \text{ kg/jam}$$

6) NP total

Komponen	Input			Output
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
$C_6H_{12}O_6$	48835,6	0	0	4883,6
H_2O	144261,6	230715,4	0	465565,8
HNO_3	0,0	135947,8	0	616,7
V_2O_5	142,4	0,0	0	142,4
$C_2H_2O_4$	12912,8	0,0	0	67702,3
NO	0,0	0,0	0	36086,9
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	0,0	0,0	0	0,0
Subtotal	206152,3	366663,2	0,0	574997,6
Panas Reaksi	48320,0			
Beban Pendingin				46137,9
Total		621135,5		621135,5

e. Centrifuge 1

Fungsi : memisahkan kristal $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$ dan larutan (mother liquor).

1) NP Input

Komponen	ΔH_{1r-out}
$C_6H_{12}O_6$	4883,6
H_2O	465565,8
HNO_3	616,7
V_2O_5	142,4
$C_2H_2O_4$	67702,3
NO	36086,9
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	0,0
Total	574997,6

2) NP Output

Komponen	Cp	$\Delta H_{1cf-out}$ at 341,2K		$\Delta H_{2cf-out}$ at 341,2K	
	at 341,2K	Mol Arus 7	$\Delta H_{1cf-out}$	Mol Arus 8	$\Delta H_{2cf-out}$
$C_6H_{12}O_6$	9417,0	0,0	0,0	0,5	4883,6
H_2O	3234,9	1,4	4655,7	142,5	460910,1
HNO_3	4832,6	0,0	0,0	0,1	616,7
V_2O_5	5615,8	0,0	142,4	0,0	0,0
$C_2H_2O_4$	3913,0	0,0	0,0	17,3	67702,3
NO	1288,6	0,0	0,0	28,0	36086,9
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	4898,2	0,0	0,0	0,0	0,0
Total	33200,1	1,5	4798,1	188,4	570199,6

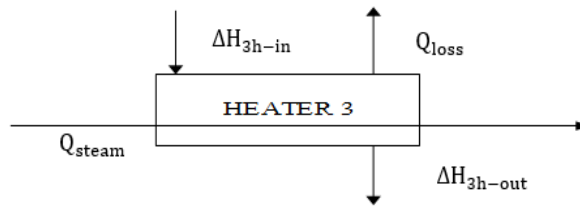
Pada Centrifuge tidak ada beban pemanasan atau pendinginan sehingga prosesnya adiabatik $Q_{in}=Q_{out}$

3) NP total

Komponen	Input	Output	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
$C_6H_{12}O_6$	4883,6	0,0	4883,6
H_2O	465565,8	4655,7	460910,1
HNO_3	616,7	0,0	616,7
V_2O_5	142,4	142,4	0,0
$C_2H_2O_4$	67702,3	0,0	67702,3
NO	36086,9	0,0	36086,9
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	0,0	0,0	0,0
Subtotal	574997,6	4798,1	570199,6
Total	574997,6	574997,6	

f. Heater 3

Fungsi : pemanasan awal untuk arus 8 sebagai umpan evaporator EV-01.



1) NP Input dan Output

Komponen	Laju Mol	$\Delta H_{3h-in} = \Delta H_{2cf-out}$		ΔH_{3h-out} at 363,2K	
		Cp	$\Delta H_{2cf-out}$	Cp	ΔH_{3h-out}
$C_6H_{12}O_6$	0,5	9417,0	4883,6	14235,0	7382,1
H_2O	142,5	3234,9	460910,1	4888,8	696562,8
HNO_3	0,1	4832,6	616,7	7399,1	944,2
$C_2H_2O_4$	17,3	3913,0	67702,3	5915,0	102340,6
NO	28,0	1288,6	36086,9	1948,4	54561,3
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	0,0	4898,2	0,0	7542,7	0,0
Total	188,4	27584,3	570199,6	41928,9	861791,1

2) Kebutuhan Steam

$Q_{loss} = 5\%$ dari Q steam (Ulrich, 1984)

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{2cf-out} + Q_{steam} = \Delta H_{3h-out} + Q_{loss}$$

$$100\%Q_{steam} - 5\%Q_{steam} = \Delta H_{3h-out} - \Delta H_{2cf-out}$$

$$95\%Q_{steam} = \Delta H_{3h-out} - \Delta H_{2cf-out}$$

$$Q_{steam} = 306938,5 \text{ Kjoule}$$

$$T_{in \text{ steam}} = 150^\circ C = 423,2 \text{ K}; T_{out \text{ steam}} = 100^\circ C = 373,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} = 4544,8 \text{ Kj/mol.K}$$

$$\text{Massa steam} = (Q_{steam}/C_p) \times \text{BM } H_2O = 1215,7 \text{ kg/jam}$$

3) Q Loss

$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari } Q \text{ steam} = 5\% \times 306938,5 = 15346,9 \text{ Kjoule}$$

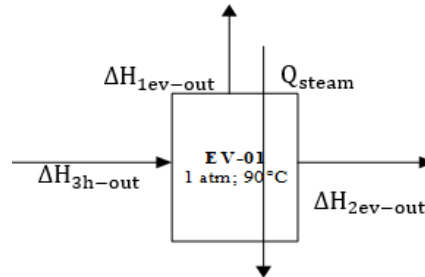
4) NP Total

Komponen	Input	Output
$C_6H_{12}O_6$	4883,6	7382,1
H_2O	460910,1	696562,8
HNO_3	616,7	944,2
$C_2H_2O_4$	67702,3	102340,6

NO	36086,9	54561,3
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0	0,0
Subtotal	570199,6	861791,1
Q loss		15346,9
Beban Pemanas	306938,5	
Total	877138,0	877138,0

g. Evaporator

Fungsi : untuk memekatkan larutan C₂H₂O₄.



1) NP Input

Komponen	ΔH3h-out
C ₆ H ₁₂ O ₆	7382,1
H ₂ O	696562,8
HNO ₃	944,2
C ₂ H ₂ O ₄	102340,6
NO	54561,3
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0
Total	861791,1

2) NP Output Arus 10

Komponen	ΔH2ev-out at 363,2K		
	Mol Arus 10	Cp	ΔH2ev-out
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,5	14235,0	7382,1
H ₂ O	45,6	4888,8	222691,6
HNO ₃	0,0	7399,1	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	17,3	5915,0	102340,6
NO	0,0	313598,9	0,0
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0	7542,7	0,0
Total	63,4	353579,5	332414,4

3) NP Output Arus 9

Komponen	$\Delta H_{1ev-out}$ at 363,2K				
	Mol arus 9	Cp	λ vapor	$\Delta H_{1ev-out}$	Laten
H ₂ O	96,9	2198,6	40706,1	213106,4	3945654,3
HNO ₃	0,1	3711,1		473,6	
NO	28,0	1948,4		54561,3	
Subtotal	125,1	7858,0	40706,1	268141,3	3945654,3
Total	4213795,7				

(Ref λ : perry 7ed, T.2-190 : konversi 1 kal/mol = 4,184 j/mol)

4) Kebutuhan Steam

$Q_{loss} = 5\%$ dari Q steam (Ulrich, 1984)

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{3h-out} + Q_{steam} = \Delta H_{1ev-out} + \Delta H_{2ev-out} + Q_{loss}$$

$$100\%Q_{steam} - 5\%Q_{steam}$$

$$= \Delta H_{1ev-out} + \Delta H_{2ev-out} - \Delta H_{3h-out}$$

$$95\%Q_{steam} = \Delta H_{1ev-out} + \Delta H_{2ev-out} - \Delta H_{3h-out}$$

$$Q_{steam} = 3878335,7 \text{ Kjoule}$$

$$T_{in \text{ steam}} = 150^\circ\text{C} = 423,2 \text{ K}; T_{out \text{ steam}} = 100^\circ\text{C} = 373,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} = 4544,8 \text{ Kj/mol.K}$$

$$\text{Massa steam} = (Q_{steam}/C_p) \times \text{BM H}_2\text{O} = 15360,6 \text{ kg/jam}$$

5) Q Loss

$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari } Q \text{ steam} = 5\% \times 3878335,7 = 193916,8 \text{ Kjoule}$$

6) NP Total

Komponen	Input	Output	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₂ O ₆	7382,1		7382,1
H ₂ O	696562,8	4158760,8	222691,6
HNO ₃	944,2	473,6	0,0
C ₂ H ₂ O ₄	102340,6		102340,6
NO	54561,3	54561,3	0,0
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0		0,0
Subtotal	861791,1	4213795,7	332414,4
Q loss		193916,8	
Beban Pemanas	3878335,7		
Total	4740126,8	4740126,8	

h. Condensor

Fungsi : untuk mengkondensasi H₂O, HNO₃, dan NO.

1) NP Input

Komponen	$\Delta H_{1\text{ev-out at } 363,2\text{K}}$				
	Mol arus 9	Cp	λ vapor	$\Delta H_{1\text{ev-out}}$	Laten
H ₂ O	96,9	2198,6	40706,1	213106,4	3945654,3
HNO ₃	0,1	3711,1		473,6	
NO	28,0	1948,4		54561,3	
Subtotal	125,1	7858,0	40706,1	268141,3	3945654,3
Total	4213795,7				

2) NP Output

Komponen	$\Delta H_{1\text{c-out at } 303,2\text{K}}$				
	Mol arus 9	Cp	λ cair	ΔH output	Laten
H ₂ O	96,9	377,5	6008,224	36589,8	582378,4
HNO ₃	0,1	554,0	2510,4	70,7	320,4
NO	28,0	46699,4	2301,2	1307762,0	64442,4
Subtotal	125,1	47630,9	10819,8	1344422,5	647141,2
Total	1991563,7				

3) Kebutuhan Cooling Water

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{1\text{ev-out}} = \Delta H_{1\text{c-out}} + Q_{\text{cooling water}}$$

$$Q_{\text{cooling water}} = 2222232 \text{ kJ}$$

Kebutuhan cooling water :

$$T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K}; T_{\text{out}} = 45^\circ\text{C} = 318,2 \text{ K}$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 4,181 \text{ KJ/kg.K}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Massa cooling water} = 35433,8 \text{ kg/jam}$$

4) NP Total

Komponen	Input	Output
H ₂ O	4158760,8	618968,3
HNO ₃	473,6	391,1
NO	54561,3	1372204,4
Subtotal	4213795,7	1991563,7
Beban pendingin		2222232,0
Total	4213795,7	4213795,7

i. Cooler 1

Fungsi : menurunkan suhu arus 10 dari 90°C menjadi 80°C.

1) NP Input dan Output

Komponen	$\Delta H_{2ev-out}$ at 363,2K	ΔH_{4h-out} at 353,2K		
		Mol Arus 10	Cp	ΔH_{4h-out}
C ₆ H ₁₂ O ₆	7382,1	0,5	12045,0	6246,4
H ₂ O	222691,6	45,6	4136,4	188417,9
C ₂ H ₂ O ₄	102340,6	17,30	5005,0	86595,9
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0	0,0	6330,1	0,0
Total	332414,4	63,4	27516,5	281260,3

2) Kebutuhan Cooling Water

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{2ev-out} = \Delta H_{4h-out} + Q_{cooling\ water}$$

$$Q_{cooling\ water} = 51154,1\ kJ$$

Kebutuhan cooling water :

$$T_{in} = 30^{\circ}C = 303,2\ K; T_{out} = 45^{\circ}C = 318,2\ K$$

$$C_p\ H_2O = 4,181\ kJ/kg.K$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Massa cooling water} = 815,7\ kg/jam$$

3) NP Total

Komponen	Input	Output
C ₆ H ₁₂ O ₆	7382,1	6246,4
H ₂ O	222691,6	188417,9
C ₂ H ₂ O ₄	102340,6	86595,9
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0	0,0
Subtotal	332414,4	281260,3
Beban pendingin		51154,1
Total	332414,4	332414,4

j. Crystallizer

Fungsi : mengkristalkan slurry C₂H₂O₄.

1) NP Input dan Output

Komponen	ΔH_{4h-out} at 353,2K	$\Delta H_{1cz-out}$ at 353,2K		
		Mol Arus 11	Cp	$\Delta H_{1cz-out}$
C ₆ H ₁₂ O ₆	6246,4	0,5	12045,0	6246,4
H ₂ O	188417,9	45,6	4136,4	188417,9
C ₂ H ₂ O ₄	86595,9	3,30	5005,0	16525,0
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0	10,0	6330,1	63294,7
Total	281260,3	59,4	27516,5	274484,0

2) Kebutuhan Cooling Water

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{4h-out} = \Delta H_{1cz-out} + Q_{cooling\ water}$$

$$Q_{cooling\ water} = 6776,2\ kJ$$

Kebutuhan cooling water :

$$T_{in} = 30^{\circ}C = 303,2\ K; T_{out} = 45^{\circ}C = 318,2\ K$$

$$C_p\ H_2O = 4,181\ kJ/kg.K$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Massa cooling water} = 108\ kg/jam$$

3) NP Total

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Arus 10	Arus 11
C ₆ H ₁₂ O ₆	6246,4	6246,4
H ₂ O	188417,9	188417,9
C ₂ H ₂ O ₄	86595,9	16525,0
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,0	63294,7
Subtotal	281260,3	274484,0
Beban Pendingin		6776,2
Total	281260,3	281260,3

k. Cooler 2

Fungsi : menurunkan suhu arus 11 dari 80°C menjadi 30°C.

1) NP Input dan Output

Komponen	$\Delta H_{1cz-out}$	ΔH_{5h-out} at 303,2K		
	at 353,2K	Mol Arus 11	Cp	ΔH_{5h-out}
C ₆ H ₁₂ O ₆	6246,4	0,5	1095,0	567,9
H ₂ O	188417,9	45,6	377,5	17195,1
C ₂ H ₂ O ₄	16525,0	3,3	455,0	1502,3
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	63294,7	10,0	549,4	5493,5
Total	274484,0	59,4	2476,9	24758,7

2) Kebutuhan Cooling Water

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{1cz-out} = \Delta H_{5h-out} + Q_{cooling\ water}$$

$$Q_{cooling\ water} = 249725,3\ kJ$$

Kebutuhan cooling water :

$$T_{in} = 30^{\circ}C = 303,2\ K; T_{out} = 45^{\circ}C = 318,2\ K$$

$$C_p\ H_2O = 4,181\ kJ/kg.K$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Massa cooling water} = 3981,9\ kg/jam$$

3) NP Total

Komponen	Input	Output
C ₆ H ₁₂ O ₆	6246,4	567,9
H ₂ O	188417,9	17195,1
C ₂ H ₂ O ₄	16525,0	1502,3
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	63294,7	5493,5
Subtotal	274484,0	24758,7
Beban pendingin		249725,3
Total	274484,0	274484,0

1. Centrifuge 2

Fungsi : memisahkan kristal C₂H₂O₄.2H₂O dan larutan (mother liquor).

1) NP Input

Komponen	ΔH5h-out
C ₆ H ₁₂ O ₆	567,9
H ₂ O	17195,1
C ₂ H ₂ O ₄	1502,3
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	5493,5
Total	24758,7

2) NP Output

Komponen	Cp	ΔH1cf-out at 303,2K		ΔH2cf-out at 303,2K	
	at 303,2K	Mol arus 12	ΔH1cf-out	Mol arus 13	ΔH2cf-out
C ₆ H ₁₂ O ₆	1095,0	0,5	567,9	0,0	0,0
H ₂ O	377,5	43,3	16335,3	2,3	859,8
C ₂ H ₂ O ₄	455,0	3,3	1502,3	0,0	0,0
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	549,4	0,0	0,0	10,0	5493,5
Total	2476,9	47,1	18405,4	12,3	6353,3

Pada Centrifuge tidak ada beban pemanasan atau pendinginan sehingga prosesnya adiabatik $Q_{in}=Q_{out}$

3) NP Total

Komponen	Input		Output	
	Arus 11	Arus 12	Arus 12	Arus 13
$C_6H_{12}O_6$	567,9	567,9	567,9	0,0
H_2O	17195,1	16335,3	16335,3	859,8
$C_2H_2O_4$	1502,3	1502,3	1502,3	0,0
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	5493,5	0,0	0,0	5493,5
Subtotal	24758,7	18405,4	18405,4	6353,3
Total	24758,7	24758,7		

m. Rotary dryer

Fungsi : untuk mengeringkan produk hingga menjadi 99%.

1) NP Input

Komponen	$\Delta H_{2cf-out}$
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	5493,5
H_2O	859,8
Total	6353,3

2) NP Output Arus 14

Komponen	$\Delta H_{1rd-out}$ at 363,2K				
	Mol Arus 14	C_p	λ vapor	$\Delta H_{1rd-out}$	Laten
H_2O	2,2	2198,6	40706,1	4757,0	88075,7
Subtotal	2,2	2198,6	40706,1	4757,0	88075,7
Total	92832,7				

3) NP Output Arus 15

Komponen	$\Delta H_{2rd-out}$ at 363,2K		
	Mol Arus 15	C_p	$\Delta H_{2rd-out}$
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	10,00	7542,7	75419,7
H_2O	0,11	4888,8	556,7
Total	10,11	12431,50	75976,4

4) Umpan Masuk Udara Panas

Umpan masuk pada suhu 30°C dan RH 70%

Berdasarkan data suhu dan RH, didapat jumlah air sebesar :

Air = 19 g/kg udara kering

Dengan Relative humidity 70% maka berdasarkan humidity chart (Perry 7th ed, gambar 12-3), diperoleh $H=0,019$ kg uap air/kg udara kering. Asumsi bahwa humidity tidak berubah saat udara dipanaskan hingga $H_2 = 0,019$ kg uap air/kg udara kering. (Geankoplis, 1993 hal 563)

Komponen	Massa	Fraksi (x)	Cp in	Cp out
	(kg air/kg udara kering)		at 363,2K	at 333,2K
Udara	1	0,98	1898,4	1024,2
H ₂ O	0,02	0,02	2198,6	1451,5
Total	1,02	1	4097,0	2475,8

$T_{in} = 90^{\circ}\text{C} = 363,2 \text{ K}$; $T_{out} = 60^{\circ}\text{C} = 333,2 \text{ K}$

$C_p \text{ udara at } 298\text{K} = 1,0048 \text{ KJ/kg.K} = 29,1 \text{ KJ/kmol.K}$

Dengan mencari H udara pengering :

$$H_{\text{dryer in}} = (m. C_p. \Delta T \text{ udara in}) + (m. C_p. \Delta T \text{ air in}) = 66,5$$

$$H_{\text{dryer out}} = (m. C_p. \Delta T \text{ udara out}) + (m. C_p. \Delta T \text{ air out}) = 36,2$$

Maka dapat mencari massa umpan udara panas dengan neraca panas sebagai berikut,

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{2cf-out} + H_{\text{dryer in}} = \Delta H_{1rd-out} + \Delta H_{2rd-out} + H_{\text{dryer out}}$$

$$\Delta H_{2cf-out} - \Delta H_{1rd-out} - \Delta H_{2rd-out} = H_{\text{dryer out}} - H_{\text{dryer in}}$$

Massa = 5351,7 kg/jam

Sehingga diperoleh,

Komponen	Massa		Qheater udara	
	(Kg/jam)	(Kmol/jam)	in	out
Udara	5251,9	181,1	343806,5	185491,9
Air	99,8	5,5	12188,2	8046,8

5) NP Total

Komponen	Input		Output	
	Arus 13	Arus Udara	Arus 14	Arus 15
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	5493,5			75419,7
H ₂ O	859,8	12188,2	100879,6	556,7
Udara		343806,5	185491,9	
Subtotal	6353,3	355994,6	286371,5	75976,4
Total	362347,9		362347,9	

n. Heater Udara

Fungsi : untuk memanaskan suhu udara umpan RD-01 sampai dengan 120°C.

1) NP Input dan Output

Komponen	Mol	ΔH_{7h-in} at 303,2K		ΔH_{7h-out}
	(kmol/jam)	Cp	ΔH_{7h-in}	at 363,2K
Udara	1,0	151,5	151,5	1898,4
Air	0,02	168,25	3,2	2198,6
Total	1,0	319,8	154,7	4097,0

2) Kebutuhan Steam

$Q_{loss} = 5\%$ dari Q steam (Ulrich, 1984)

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{7h-in} + Q_{steam} = \Delta H_{9h-out} + Q_{loss}$$

$$100\%Q_{steam} - 5\%Q_{steam} = \Delta H_{7h-out} - \Delta H_{7h-in}$$

$$95\%Q_{steam} = \Delta H_{7h-out} - \Delta H_{7h-in}$$

$$Q_{steam} = 4149,7 \text{ Kjoule}$$

$$T_{in \text{ steam}} = 150^\circ\text{C} = 423,2 \text{ K}; T_{out \text{ steam}} = 100^\circ\text{C} = 373,2 \text{ K}$$

$$C_{pdt} = 4544,8 \text{ KJ/mol.K}$$

$$\text{Massa steam} = (Q_{steam}/C_p) \times \text{BM } H_2O = 16,4 \text{ kg/jam}$$

3) Q loss

$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari } Q \text{ steam} = 5\% \times 4149,7 = 207,5 \text{ Kjoule}$$

4) NP Total

Komponen	Input	Output
Udara	151,5	1898,4
Air	3,2	2198,6
Subtotal	154,7	4097,0
Q loss		207,5
Beban Pemanas	4149,7	
Total	4304,5	4304,5

o. Cooling Conveyor

Fungsi : untuk mendinginkan produk asam oksalat dihidrat.

1) NP Input dan output

Komponen	$\Delta H_{2rd-out}$	$\Delta H_{1cc-out}$ at 303,2K		
	at 363,2K	Mol Arus 15	Cp	$\Delta H_{1cc-out}$
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	75419,7	10,00	549,4	5493,5
H_2O	556,7	0,11	377,5	43,0
Total	75976,4	10,11	926,9	5536,5

2) Kebutuhan Cooling Water

panas masuk = panas keluar

$$\Delta H_{2rd-out} = \Delta H_{1cc-out} + Q_{cooling\ water}$$

$$Q_{cooling\ water} = 70439,9\ kJ$$

Kebutuhan cooling water :

$$T_{in} = 30^\circ C = 303,2\ K; T_{out} = 45^\circ C = 318,2\ K$$

$$C_p\ H_2O = 4,181\ kJ/kg \cdot K$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Massa cooling water} = 1123,2\ kg/jam$$

3) NP Total

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	75419,7	5493,5
H_2O	556,7	43,0
Subtotal	75976,4	5536,5
Beban Pendingin		70439,9
Total	75976,4	75976,4

LAMPIRAN B

PERANCANGAN ALAT PROSES

1. Perancangan Tangki Glukosa

- Kode : T – 01
 Fungsi : Menyimpan Glukosa 85% untuk keperluan bahan baku
 Bentuk : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *conical (cone roof)* dan tutup bawah datar
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm
 Waktu penyimpanan : 7 Hari

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan bagian tutup bawah berupa plate dengan pertimbangan :

- a. Tekanan operasi 1 atm
- b. Konstruksi sederhana sehingga biaya perancangan tergolong ekonomis

(perry 7ed, hal 10 – 138)

Dipilih tutup atas berupa *conical (cone roof)* dengan pertimbangan :

- a. Syarat suhu operasi -20 – 40°C
- b. Syarat tinggi maksimum yaitu 15 m dan diameter maksimum yaitu 90 m
- c. Syarat volume tangki maksimum yaitu 100.000 m³
- d. Cocok untuk bahan baku berupa liquid
- e. Maksimal waktu penyimpanan 30 hari

(ulrich, tabel 4 – 27)

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel* dengan pertimbangan :

- a. Bahan baku yang disimpan adalah glukosa, bahan konstruksi ini cocok untuk glukosa
- b. Lebih ekonomis dibanding bahan konstruksi lainnya

(Ulrich tabel 4-28)

Menghitung dimensi tangki

Diketahui data sebagai berikut.

Komponen	Input	P	Fraksi	p.x
	(kg/jam)	(kg/m ³)	(x)	
C ₆ H ₁₂ O ₆	840,1	1323,664	0,85	1125,11
H ₂ O	148,3	1022,87527	0,15	153,43
Total	988,371		1	1278,5

Jadi,

$$\rho \text{ campuran} = 1.278,5 \text{ kg/m}^3 = 79,781 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = \frac{988,371}{1278,5} = 0,773 \text{ m}^3/\text{jam} = 27,3 \text{ cuft/jam}$$

V larutan 1 tangki, 7 hari :

$$V = 27,3 \times 24 \times 7 = 4586,4 \text{ cuft}$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$V \text{ tangki} + \text{overdesign} = 5503,6 \text{ cuft} = 155,8 \text{ m}^3$$

a. Tinggi dan diameter tangki

Dengan volume 71354 cuft sehingga termasuk kategori small tank dengan $H=D$ (Brownell, 1959 hal 43), maka:

$$H = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 5503,6}{3,14}} = 19,14 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$H = 19,14 \text{ ft} = 229,7 \text{ in} = 5,8 \text{ m}$$

$$D = H$$

Distandarisasi menjadi :

$$H = 24 \text{ ft} = 288 \text{ in}$$

$$D = H$$

b. Tebal plate shell

$$t_s = \frac{Pd}{2fE} + c \quad (\text{Brownell, pers 3.16})$$

Dengan,

t_s = tebal shell

f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi *carbon steel*
 = 9000 psi (Brownell, appendix D hal 335)

E = efisiensi pengelasan, dipilih *double welded butt joint*
 = 0,8

d = diameter tangka

C = faktor korosi pakai 1/8 in
 = 0,125 in

P = tekanan internal = $\rho(H - 1)/144$

ρ = densitas campuran pada 30°C
 = 79,78 lb/cuft

H = tinggi course
 = 6 ft

Dari Appendix E item 1 Brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course*.

Jumlah plate ke atas = $H/\text{butt welded course} = 3$ plate

Jumlah plate ke samping = $D/10 = 2$ plate

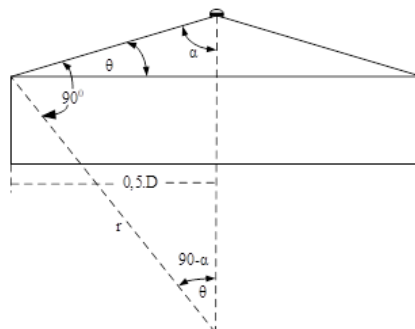
Sehingga diperoleh tebal shell :

plate ke -	H (ft)	ts (in)	t standar (in)	L (ft)
1	18	0,1407	0,1875	31,4074
2	12	0,13516	0,1875	31,4074
3	6	0,12962	0,1875	31,4074

Jadi,

Tebal shell = 0,1875 in; OD = ID + 2ts = 288,375 in

Menentukan desain head



- a. Menghitung *top angle* untuk *conical roof*

Top angle untuk *conical roof* dengan diameter 35 ft atau kurang adalah $2\frac{1}{2} \times 2\frac{1}{2} \times \frac{1}{4}$ in (Brownell, hal 53)

$$\sin \theta = \frac{D}{340.t} = \frac{24 \text{ ft}}{340.(\frac{1}{4})} \quad (\text{Brownell pers 4.6})$$

$$\sin \theta = 0,223$$

$$\theta = 0,221 \text{ rad}$$

- b. Tinggi dan tebal *head*

Untuk tebal menggunakan rumus :

$$t_h = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f.E) - (0,6.Pd))} + C \quad (\text{Brownell, pers 6.154})$$

Tebal *head* = 0,17 in

distandarisasi = 0,1875 in

Tinggi *conical head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial:

$$\tan \theta = \frac{H_h}{0,5D}$$

$$H_h = \tan \theta \times 0,5D = \tan(0,221) \times 0,5(24) = 2,7 \text{ ft}$$

- c. Tinggi tangki total

$$\text{Tinggi tangki total} = H \text{ tutup} + H \text{ tangki} = 8 \text{ m} = 27 \text{ ft}$$

Spesifikasi

Volume Tangki	:	156 m ³	=	41170 gallon
		288,37		
Diameter Luar	:	5 in	=	7,3 m
Diameter Dalam	:	288 in	=	7,3 m
Tebal <i>Shell</i>	:	0,1875 in	=	0,0048 m
Tebal Tutup Atas	:	0,1875 in		
Tinggi Total Tangki	:	8 m		
		2		bua
Jumlah Tangki	:			h

2. Perancangan Tangki Asam nitrat

Kode	:	T – 02
Fungsi	:	Menyimpan asam nitrat 58% untuk keperluan bahan baku
Bentuk	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>conical (cone roof)</i> dan tutup bawah datar
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm
Waktu penyimpanan	:	7 hari

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal bagian tutup bawah datar dengan pertimbangan :

- Tekanan operasi 1 atm
- Konstruksi sederhana sehingga biaya perancangan tergolong ekonomis

(perry 7ed, hal 10 – 138)

Dipilih tutup atas berupa *conical (cone roof)* dengan pertimbangan :

- Syarat suhu operasi -20 – 40°C
- Syarat tinggi maksimum yaitu 15 m dan diameter maksimum yaitu 90 m
- Syarat volume tangki maksimum yaitu 100.000 m³
- Cocok untuk bahan baku berupa liquid
- Maksimal waktu penyimpanan 30 hari

(ulrich, tabel 4 – 27)

Bahan konstruksi yang dipilih *304 stainless steel* dengan pertimbangan :

- Tahan terhadap bahan baku asam kuat yang bersifat korosif

b. Bahan yang cocok untuk bentuk desain tangki

(Ulrich tabel 4-28)

Menentukan dimensi tangki

Diketahui data berikut.

Komponen	Input	P	Fraksi	$\rho \cdot x$
	(kg/jam)	(kg/m ³)	(x)	
HNO ₃	1772,8	1500,4	0,6	870,2
H ₂ O	1283,8	1022,9	0,4	429,6
Total	3056,6		1,0	1299,8

$$\rho \text{ campuran} = 1299,81 \text{ kg/m}^3 = 81,1083 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 2,3516 \text{ m}^3/\text{jam} = 83,046 \text{ cuft/jam}$$

Dengan lama penyimpanan bahan baku 7 hari, maka volume larutan dalam 1 tangki selama 7 hari adalah sebagai berikut.

$$V = 83,046 \times 24 \times 7 = 13951,679 \text{ cuft}$$

Dengan overdesign 20% maka :

$$V \text{ tangki} + \text{overdesign} = 16742,015 \text{ cuft} = 474,08 \text{ m}^3$$

a. Tinggi dan diameter tangki

Volume kurang dari 71354 cuft sehingga termasuk kategori small tank dengan H=D (Brownell, 1959 hal 43), maka:

$$H = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 16742,015}{3,14}} = 27,73 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$H = 27,73 \text{ ft} = 332,78 \text{ in} = 8,45 \text{ m}$$

$$D = H$$

Distandarisasi menjadi :

$$H = 30 \text{ ft} = 360 \text{ in}$$

$$D = H$$

b. Tebal plate shell

$$t_s = \frac{Pd}{2fE} + c \quad (\text{Brownell, pers 3.16})$$

Dengan,

t_s = tebal shell

f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel
 = 18750 psi (Brownell, appendix D hal 342)

E = efisiensi pengelasan, dipilih *double welded butt joint*
 = 0,8 (Brownell, tabel 13.2 hal 254)

d = diameter tangki

- C = faktor korosi
 = 0,125 in
 P = tekanan internal
 = $\rho(H - 1)/144$ (Brownell, pers 3.17 hal 46)
 ρ = densitas campuran pada 30°C
 = 81,1 lb/cuft
 H = tinggi course
 = 6 ft

Dari Appendix E item 1 Brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course*.

Jumlah plate ke atas = H/butt welded course = 4 plate

Jumlah plate ke samping = D/10 = 3 plate

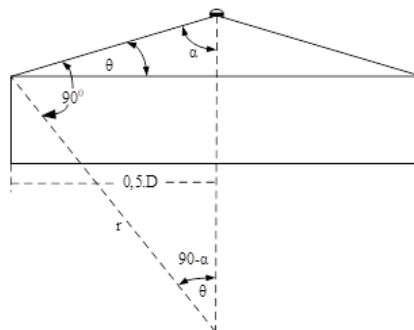
Sehingga diperoleh tebal shell :

plate ke -	H (ft)	ts (in)	t standar (in)	L (ft)
1	24	0,13795	0,1875	31,4033
2	18	0,13458	0,1875	31,4033
3	12	0,1312	0,1875	31,4033
4	6	0,12782	0,1875	31,4033

Jadi,

Tebal shell = 0,1875 in; OD = ID + 2ts = 360,375 in = 30 ft

Menentukan desain head



- a. Menghitung *top angle* untuk *conical roof*

Top angle untuk *conical roof* dengan diameter 35 ft atau kurang adalah $2\frac{1}{2} \times 2\frac{1}{2} \times \frac{1}{4}$ in (Brownell, hal 53)

$$\sin \theta = \frac{D}{340.t} = \frac{25 \text{ ft}}{340.\left(\frac{1}{4}\right)} \quad (\text{Brownell pers 4.6})$$

$$\sin \theta = 0,279$$

$$\theta = 0,275 \text{ rad}$$

b. Tinggi dan tebal *head*

Untuk tebal menggunakan rumus :

$$t_h = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f.E) - (0,6.Pd))} + C \quad (\text{Brownell, pers 6.154})$$

$$\text{Tebal } head = 0,161 \text{ in}$$

$$\text{distandarisasi} = 0,1875 \text{ in}$$

Tinggi *conical head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial:

$$\tan \theta = \frac{H_h}{0,5D}$$

$$H_h = \tan \theta \times 0,5D = \tan(0,275) \times 0,5(30) = 4,2 \text{ ft}$$

c. Tinggi tangki total

$$\text{Tinggi tangki total} = H \text{ tutup} + H \text{ tangki} = 4,2 \text{ ft} + 30 \text{ ft} = 34,2 \text{ ft} = 10 \text{ m}$$

Spesifikasi

Suhu Penyimpanan	:	30 °C	
Tekanan Penyimpanan	:	1 atm	
Waktu Penyimpanan	:	7 hari	
Volume Tangki	:	474 m ³	= 125238,9 gallon
Diameter Luar	:	360,375 in	= 9,2 m
Diameter Dalam	:	360 in	= 9,1 m
Tebal <i>Shell</i>	:	0,1875 in	
Tebal Tutup Atas	:	0,1875 in	
Tinggi Total Tangki	:	10 m	
Jumlah Tangki	:	2 buah	

3. Perancangan Mixer

Kode	:	Mx – 01
Fungsi	:	Mengencerkan larutan glukosa 85% menjadi 60%
Bentuk	:	Silinder vertikal dengan head dan bottom berbentuk torispherical
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data fluida sebagai berikut.

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$	μ	$\mu \cdot x$	k	k.x
							(W/m.K)	
C ₆ H ₁₂ O ₆	933,5	0,458	1323,66	606,297	34,00	15,574	0,150	0,069
H ₂ O	802,7	0,394	1022,88	402,903	0,82	0,321	0,613	0,242
V ₂ O ₅	4,6	0,002	3778,65	8,552	2,01	0,005	0,380	0,001
C ₂ H ₂ O ₄	297,1	0,146	1683,97	245,522	5,26	0,767	0,000	0,000
Total	2037,9	1,000	7809,15	1263,274	42,09	16,666	1,143	0,311

$$\mu \text{ campuran} = 16,6663 \text{ cP}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1263,27 \text{ kg/m}^3 = 78,83 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 1,61321 \text{ m}^3/\text{jam} = 56,97 \text{ cuft}$$

$$V \text{ larutan} = 56,97 \text{ cuft}$$

Dengan overdesign 20% maka volume tangki sebesar :

$$V \text{ tangki} + \text{overdesign} = 68,364 \text{ cuft}$$

$$= 1,936 \text{ m}^3$$

Bentuk tangki yang dipilih adalah Tangki Silinder Tegak Tertutup dan tutup berbentuk torispherical dengan pertimbangan :

- Tekanan operasi 1 atm
- Tekanan hidrostatis tidak terlalu besar
- Perlu adanya baffle untuk mengurangi arus putar (swirling) dan mencegah terbentuknya vortex

Menghitung dimensi tangki

Perbandingan antara diameter dan tinggi mixer yang optimum = 1 : 1 (D : H = 1 : 1), karena jika digunakan tinggi yang berlebih akan menyebabkan tekanan hidrostatisnya semakin tinggi. (Brownell, 1959, hal 43)

- Tinggi dan diameter

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$D = 1,351 \text{ m} = 53,1905 \text{ in} = 4,433 \text{ ft}$$

$$D = H$$

- Volume total

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times D^3 \quad (\text{Brownell, hal 88})$$

$$= 0,0043 \text{ cuft}$$

$$V \text{ untuk 2 head} = 0,0043 \times 2 = 0,0085 \text{ cuft}$$

$$V \text{ total mixer} = V \text{ shell} + V \text{ head}$$

$$= 68,364 + 0,0085$$

$$= 68,373 \text{ cuft} = 1,936 \text{ m}^3 = 12,178 \text{ barrel}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ bottom} &= 0,5 \times V \text{ head} = 0,00213 \text{ cuft} \\
 V \text{ cairan} &= V \text{ mixer} - V \text{ bottom} = 68,370 \text{ cuft} \\
 H \text{ cairan} &= \frac{4V_{\text{cairan}}}{\pi D^2} = 4,433 \text{ ft} = 1,351 \text{ m} \\
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 P \text{ hidrostatik} &= \rho \cdot g \cdot h \\
 &= 16727,54 \text{ Pa} \\
 &= 0,17 \text{ atm} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 25\% \\
 P \text{ desain} &= 1,25(P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) \\
 &= 1,456 \text{ atm} \\
 &= 21,408 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

a. Tebal shell

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13.1 hal 254})$$

Dengan,

t_s = tebal shell

f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel

= 18750 psi (Brownell, appendix D hal 342)

E = efisiensi pengelasan

= 0,85 (Brownell, tabel 13.2 hal 254)

r = jari – jari

C = faktor korosi

= 0,125 in

P = tekanan desain

= 21,4 psi

Sehingga,

$t_s = 0,161 \text{ in}$

menggunakan ketebalan standar = 0,1875 in

b. Tebal head dan bottom

Jenis head yang dipilih adalah torispherical dengan pertimbangan :

a) Tekanan operasi antara 15 – 200 psig

b) Cocok untuk tangki silinder vertikal

(Brownell, hal 88)

Diketahui data sebagai berikut.

$$p = P \text{ desain} - P \text{ udara luar} = 6,71 \text{ psi}$$

$$OD = ID + 2ts = 53,51 \text{ in}$$

Menggunakan OD standar = 54 in (Brownell, hal 90)

Dari tabel 5.7 hal 90 Brownell, diperoleh :

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

$$r = 54 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$t_{\text{head}} = \frac{p \cdot r \cdot W}{2fE - 0,2p} + C \quad (\text{Brownell pers. 7.77 hal 138})$$

Dengan,

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r/icr}) = 1,77 \text{ in}$$

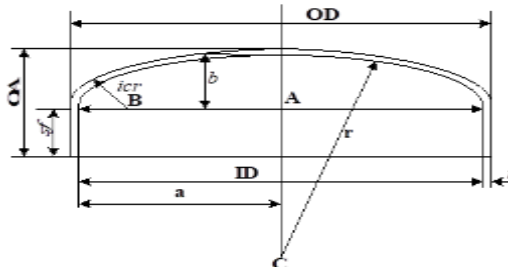
maka,

$$t_{\text{head}} = 0,145 \text{ in}$$

menggunakan tebal standar = 0,1875 in

Menentukan tinggi total

a. Tinggi head



Dari tabel 5.8 hal 93 Brownell, diperoleh :

$$Sf = 2 \text{ in}$$

Persamaan hal 87 Brownell :

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 26,6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - (icr) \\ &= 50,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ &= 23,35 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 45,06 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

- $$= 8,94 \text{ in}$$
- $$\text{OA} = t \text{ head} + b + sf$$
- $$= 11,08 \text{ in}$$
- $$= 0,92 \text{ ft}$$
- $$= 0,28 \text{ m}$$
- b. Tinggi mixer total
- $$\text{H mixer total} = \text{H silinder} + (2 \times \text{H head})$$
- $$= 75,36 \text{ in} = 6,28 \text{ ft} = 1,91 \text{ m}$$

Menentukan jumlah dan jenis pengaduk

Dipilih turbin dengan pertimbangan :

- Memiliki jangkauan viskositas yang sangat luas
- Percampuran sangat baik
- Menimbulkan arus yang sangat deras di keseluruhan tangki
(Ludwig, 1991, Volume I, Halaman 305)

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 blade disk standar, dengan pertimbangan :

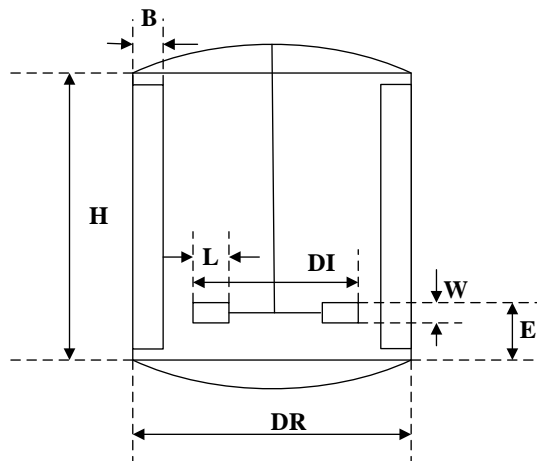
- Mempunyai efisiensi yang besar untuk campuran
- Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar
- Pencampuran sangat baik
- Memiliki jangkauan viskositas yang luas
(Ludwig, 1991, Volume I, Halaman 305)

Perbandingan ukuran, umumnya :

$$D_i/DR = 1/3 \quad W = D_i / 5 \quad B = DR/10$$

$$E/D_i = 1 \quad L = D_i/4$$

(Geankoplis, hal 144)



Keterangan		
Diameter mixer	DR	1,35104 m
Diameter pengaduk	Di	0,45035 m
Pengaduk dari dasar	E	0,45035 m
Tinggi pengaduk	W	0,09007 m
Lebar pengaduk	L	0,11259 m
Lebar baffle	B	0,1351 m

Menghitung jumlah impeler (pengaduk)

WELH adalah Water Equivalen Liquid High,

$$\text{WELH} = H \text{ cairan} \times \text{sg} = 1,71 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \text{WELH}/D = 1,71/1,35104 = 1,3 = 2$$

Putaran pengaduk :

(Rase, 1977)

$$N = \frac{600}{\frac{\pi \cdot Di}{0,3048}} \cdot \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot Di}} = 178,4 \text{ rpm} = 3 \text{ rps}$$

Menentukan power pengaduk

$$NRe = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

(Geankoplis, hal 145)

Dengan,

$$N = 2,97 \text{ rps}$$

$$\rho = 78,83 \text{ lb/cuft}$$

$$\mu = 16,67 \text{ cP}$$

$$= 0,01 \text{ lb/ft.s}$$

$$Di = 0,45 \text{ m}$$

$$= 1,48 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$NRe = 45693$$

Dari hasil Nre, melalui grafik Geankoplis hal 145 dengan menggunakan curve 1 maka diperoleh :

$$Np = 5$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$P = \frac{N^3 \cdot Di^5 \cdot \rho \cdot Np}{550 \cdot g_c} = 4,12 \text{ Hp}$$

Dengan hasil power tersebut diperoleh efisiensi motor sebesar :

Efisiensi motor = 0,85 (fig. 14.38, Peters, hal 521)

Safety factor = 20%

Power = 5,8 Hp

Sehingga untuk 2 pengaduk, total power mixer sebesar :

Power = 12 Hp

Spesifikasi :

Diameter shell	:	1,351	m		
Tinggi shell	:	1,351	m		
Volume shell	:	68,364	cuft	=	1,9359 m ³
Volume head	:	0,004	cuft	=	0,0001 m ³
Volume mixer	:	68,373	cuft	=	1,9361 m ³
Tinggi mixer total	:	1,914	m		
Jenis pengaduk	:	turbin dengan 6 blade disk standar			
Jumlah pengaduk	:	2	buah		
Putaran pengaduk	:	178,421	rpm		
Power (P)	:	12	Hp		

4. Perancangan Reaktor

Kode	:	R – 01
Fungsi	:	mengkonversi C ₆ H ₁₂ O ₆ dan HNO ₃ menjadi C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O oleh V ₂ O ₅
Bentuk	:	Silinder vertikal dengan head dan bottom berbentuk torispherical
Suhu	:	68°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data berikut.

Komponen	Laju Massa		Laju Mol		
	Massa	Frakasi	Mula - mula	Reaksi	Produk
C ₆ H ₁₂ O ₆	93,35	0,02	5,19	4,67	0,52
H ₂ O	2590,58	0,51	115,92	28,00	143,92
HNO ₃	8,04	0,00	28,13	28,00	0,13
V ₂ O ₅	4,61	0,00	0,03	0,00	0,03
C ₂ H ₂ O ₄	1557,86	0,31	3,30	14,00	17,30
NO	840,12	0,16	0,00	28,00	28,00
Total	5094,55	1,00	152,56	102,68	189,90

Komponen	ρ	F_v	$x \cdot \rho$	Viskositas	$\mu \cdot x$
	(kg/m^3)	(m^3/jam)		(μ)	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	1489,59	0,06	27,29	7,00	0,13
H_2O	987,15	2,62	501,97	0,41	0,21
HNO_3	1434,45	0,01	2,26	0,51	0,00
V_2O_5	4252,30	0,00	3,85	1,12	0,00
$\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4$	1634,31	0,95	499,76		0,00
NO	399,83	2,10	65,93	0,00	0,00
Total	10197,63	5,75	1101,06	9,05	0,34

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1101,1 \text{ kg/m}^3 \\ &= 68,7 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_v &= 5,7 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 203 \text{ cuft} \\ &= 5748,1 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,34 \text{ cP}$$

$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$$\text{Cao} = 0,9022 \text{ mol/L}$$

$$\text{Ca} = 0,812 \text{ mol/L}$$

HNO_3

$$\text{Cbo} = 4,8941 \text{ mol/L}$$

$$\text{Cb} = 4,8719 \text{ mol/L}$$

$$\text{Xa} = 0,99$$

$$\text{K} = 0,00089 \text{ L/mol.menit} \quad (\text{Pratiwi, 2021})$$

Orde 2 :

$$(-r_a) = k \cdot C_A \cdot C_B^2$$

(Levenspiel, hal 99)

$$(-r_a) = 0,017$$

Maka, waktu reaksi yang diperoleh sebesar :

$$t = \frac{V}{F_v} = \frac{X_a}{(-r_a)} = \frac{C_{A0} \cdot X_a}{(-r_a)}$$

$$t = 52 \text{ menit}$$

(Levenspiel, hal 94)

Menentukan dimensi tangki

- a. Volume larutan

$$V \text{ larutan} = 203 \text{ cuft}$$

Dengan overdesign 20% maka volume tangki sebesar :

$$V \text{ tangki} + \text{overdesign} = 243,5 \text{ cuft} = 6,9 \text{ m}^3$$

- b. Tinggi dan diameter

Perbandingan antara diameter dan tinggi reaktor yang optimum = 1 : 1 (D : H = 1 : 1), karena jika digunakan tinggi yang berlebih akan menyebabkan tekanan hidrostatiknya semakin tinggi. (Brownell, 1959, hal 43)

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$D = 2,06 \text{ m} = 81,24 \text{ in} = 6,8 \text{ ft}$$

$$D = H$$

- c. Volume total

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times D^3 \quad (\text{Brownell, hal 88})$$

$$= 0,0152 \text{ cuft}$$

$$V \text{ untuk 2 head} = 0,0152 \times 2 = 0,0304 \text{ cuft}$$

$$V \text{ total reaktor} = V \text{ shell} + V \text{ head}$$

$$= 243,6 + 0,0304$$

$$= 243,62 \text{ cuft} = 6,9 \text{ m}^3 = 43,4 \text{ barrel}$$

$$V \text{ bottom} = 0,5 \times V \text{ head} = 0,0076 \text{ cuft}$$

$$V \text{ cairan} = V \text{ mixer} - V \text{ bottom} = 243,61 \text{ cuft}$$

$$H \text{ cairan} = \frac{4V_{\text{cairan}}}{\pi D^2} = 5,91140967 \text{ ft} = 2,064 \text{ m}$$

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

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 22268,464 \text{ Pa}$$

$$= 0,22 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 25\%$$

$$P \text{ desain} = 1,25(P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik})$$

$$= 1,52 \text{ atm}$$

$$= 22,41 \text{ psi}$$

Menentukan tebal tangki

- a. Tebal shell

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13.1 hal 254})$$

Dengan,

$$t_s = \text{tebal shell}$$

- f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel
 = 18750 psi (Brownell, appendix D hal 342)
- E = efisiensi pengelasan
 = 0,85 (Brownell, tabel 13.2 hal 254)
- r = jari – jari
 = 40,6 in
- C = faktor korosi
 = 0,125 in
- P = tekanan desain
 = 22,4 psi

Sehingga,

$$t_s = 0,182 \text{ in}$$

menggunakan ketebalan standar = 0,1875 in

c. Tebal head dan bottom

Jenis head yang dipilih adalah torispherical dengan pertimbangan :

c) Tekanan operasi antara 15 – 200 psig

d) Cocok untuk tangki silinder vertikal

(Brownell, hal 88)

Diketahui data sebagai berikut.

$$p = P \text{ desain} - P \text{ udara luar} = 7,71 \text{ psi}$$

$$OD = ID + 2t_s = 81,6 \text{ in}$$

Menggunakan OD standar = 84 in

(Brownell, hal 90)

Dari tabel 5.7 hal 90 Brownell, diperoleh :

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$t_{\text{head}} = \frac{p \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2p} + C \quad (\text{Brownell pers. 7.77 hal 138})$$

Dengan,

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r/icr}) = 1,762 \text{ in}$$

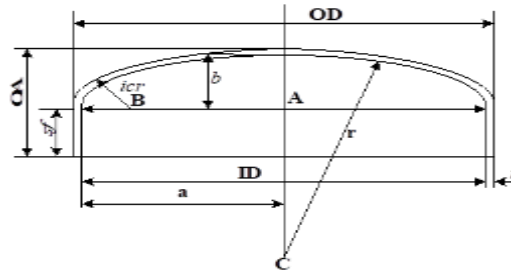
maka,

$$t_{\text{head}} = 0,161 \text{ in}$$

menggunakan tebal standar = 0,1875 in

Menentukan tinggi total

a. Tinggi head



Dari tabel 5.8 hal 93 Brownell, diperoleh :

$$Sf = 2 \text{ in}$$

Persamaan hal 87 Brownell :

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 40,62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - (icr) \\ &= 78,9 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ &= 35,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 70,44 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 13,6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t \text{ head} + b + sf \\ &= 15,72 \text{ in} \\ &= 1,31 \text{ ft} \\ &= 0,4 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Tinggi mixer total

$$\begin{aligned} H \text{ mixer total} &= H \text{ silinder} + (2 \times H \text{ head}) \\ &= 112,7 \text{ in} = 9,4 \text{ ft} = 2,9 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jumlah dan jenis pengaduk

Dipilih turbin dengan pertimbangan :

- d. Memiliki jangkauan viskositas yang sangat luas
- e. Percampuran sangat baik
- f. Menimbulkan arus yang sangat deras di keseluruhan tangki
(Ludwig, 1991, Volume I, Halaman 305)

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 blade disk standar, dengan pertimbangan :

- e. Mempunyai efisiensi yang besar untuk campuran
- f. Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar
- g. Pencampuran sangat baik
- h. Memiliki jangkauan viskositas yang luas

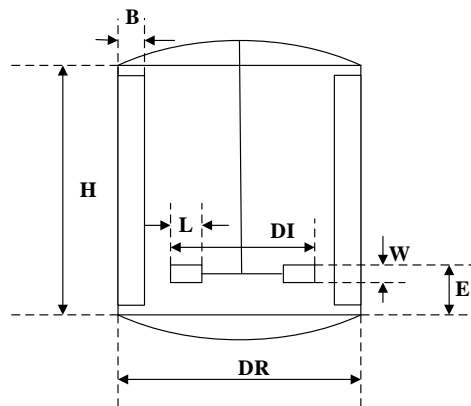
(Ludwig, 1991, Volume I, Halaman 305)

Perbandingan ukuran, umumnya :

$$D_i/DR = 1/3 \quad W = D_i / 5 \quad B = DR/10$$

$$E/D_i = 1 \quad L = D_i/4$$

(Geankoplis, hal 144)



Keterangan		
Diameter mixer	DR	2,06 m
Diameter pengaduk	Di	0,68784 m
Pengaduk dari dasar	E	0,68784 m
Tinggi pengaduk	W	0,13757 m
Lebar pengaduk	L	0,17196 m
Lebar baffle	B	0,20635 m

Menghitung jumlah impeler (pengaduk)

WELH adalah Water Equivalen Liquid High,

$$WELH = H \text{ cairan} \times sg = 2,3 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = WELH/D = 2,3/2,06 = 1,1 = 1$$

Putaran pengaduk :

(Rase, 1977)

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \cdot \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot D_i}} = 109,1 \text{ rpm} = 1,82 \text{ rps}$$

Menentukan power pengaduk

$$NRe = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

(Geankoplis, hal 145)

Dengan,

$$N = 1,8176 \text{ rps}$$

$$\rho = 68,7063 \text{ lb/cuft}$$

$$\mu = 0,3406 \text{ cP}$$

$$= 0,0002 \text{ lb/ft.s}$$

$$Di = 0,6878 \text{ m}$$

$$= 2,2567 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$NRe = 2778668,44$$

Dari hasil Nre, melalui grafik Geankoplis hal 145 dengan menggunakan curve 1 maka diperoleh :

$$Np = 5$$

$$gc = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$P = \frac{N^3 \cdot Di^5 \cdot \rho \cdot Np}{550 \cdot gc} = 6,82 \text{ Hp}$$

Dengan hasil power tersebut diperoleh efisiensi motor sebesar :

$$\text{Efisiensi motor} = 0,8 \quad (\text{fig. 14.38, Peters, hal 521})$$

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\text{Power} = 10,2 \text{ Hp}$$

Menentukan desain pendingin

$$Q_{reaksi} = 48320 \text{ kJ/jam}$$

$$= 45797,7 \text{ btu/jam}$$

Pendingin yang digunakan adalah air (H₂O)

$$\text{Kebutuhan pendingin} = 735,7 \text{ kg/jam}$$

$$T_{out \text{ reactor}} = 68 \text{ }^\circ\text{C} = 154,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{in \text{ air}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out \text{ air}} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 154,4 - 113 = 41,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 154,4 - 86 = 68,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 53,7750114 \text{ }^\circ\text{F}$$

Pada Tabel 8. Kern, 1969 hal 840 terdapat nilai UD untuk fluida air sebesar :

Untuk fluida air, $UD = 250 - 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$

Oleh karena itu, diambil nilai $UD = 250 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \text{LMTD}} = 3,4 \text{ ft}^2$$

Menentukan luas tangki reaktor :

$$\begin{aligned} L \text{ tangki} &= \pi \cdot D \cdot H \\ &= 143,92 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L \text{ penampung} &= \pi / 4 \cdot D^2 \\ &= 0,02 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas total selubung reaktor} = 143,94 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan transfer panas lebih kecil dari luas tangki reaktor maka dipilih pendingin jenis jaket.

$$\begin{aligned} \rho \text{ air pada suhu } 25^\circ\text{C} &= 1,03 \text{ kg/L} \\ &= 1030 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$V \text{ air pendingin} = m/\rho = 714,3 \text{ L/jam} = 0,71 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{ID jaket (D1)} &= \text{OD Tangki} \\ &= 81,6 \text{ in} = 2,07 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H \text{ jaket} = H \text{ reaktor} = 2,06 \text{ m}$$

Dengan asumsi jarak jaket 5 in, maka :

$$\text{Diameter luar jaket (D2)} = D1 + 2 \text{ Jarak jaket} = 91,6 \text{ in} = 2,3 \text{ m}$$

Sehingga luas yang dilalui panas sebesar :

$$A' = \frac{\pi}{4(D_2^2 - D_1^2)}$$

$$A' = 0,7 \text{ m}^2$$

Kecepatan superficial pendingin sebesar :

$$V' = V \text{ pendingin}/A' = 1,02 \text{ m/jam}$$

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

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 20829,3 \text{ Pa} \\ &= 0,2 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 25\%$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1,25(P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) \\ &= 1,51 \text{ atm} \\ &= 22,2 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal jaket :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13.1 hal 254})$$

Dengan,

ts = tebal shell

f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel

= 18750 psi (Brownell, appendix D hal 342)

E = efisiensi pengelasan

= 0,85 (Brownell, tabel 13.2 hal 254)

r = jari – jari

= 40,8 in

C = faktor korosi

= 0,125 in

P = tekanan desain

= 22,2 psi

Sehingga,

ts = 0,182 in

menggunakan ketebalan standar = 0,1875 in

Spesifikasi :

Suhu reaksi	: 68	°C
Tekanan reaksi	: 1	atm
Waktu reaksi	: 52	menit
Volume reactor	: 6,89854	m ³
Diameter reactor	: 81,6057 in	= 2,0727859 m
Tinggi total reactor	: 2,86232	m
Tebal shell	: 0,18217 in	= 0,0046272 m
Jenis pengaduk	: turbin dengan 6 blade disk standar	
Jumlah pengaduk	: 1	buah
Power pengaduk	: 11	Hp
Kecepatan pengaduk	: 109,058	rpm
Tinggi jaket pendingin	: 2,06	m
Tebal jaket pendingin	: 0,18176 in	= 0,00462 m
Jumlah reaktor	: 1	buah

5. Perancangan Centrifuge 1

Kode : CF – 01

Fungsi : untuk memisahkan slurry C₂H₂O₄ dengan katalis

Tipe : Nozzle discharge centrifuge

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Diketahui data berikut.

ρ campuran	=	1101,06	kg/m ³
	=	68,7063	lb/cuft
Fv campuran	=	5,74807	m ³ /jam
	=	202,991	cuft/jam
V larutan	=	202,991	cuft/jam
overdesign	=	20%	
V total	=	243,589	cuft/jam
	=	0,06766	cuft/s
	=	30,3696	gall/menit

Berdasarkan volume centrifuge, diperoleh tipe dan spesifikasi centrifuge dari Perry 8 ed tabel 18 – 12 sebagai berikut.

Spesifikasi	:		
Kapasitas maksimum	:	10	gpm
Diameter bowl	:	7 in	= 0,1778 m
Panjang bowl	:	14 in	= 0,3556 m
Speed	:	12000	Rpm
centrifugal force	:	14300	lbf/ft ²
power motor	:	2	Hp
jumlah	:	1	Buah

6. Perancangan Evaporator

Kode	:	EV – 01
Fungsi	:	Memekatkan larutan C ₂ H ₂ O ₄
Bentuk	:	Standart Vertical Tube Evaporator
Dasar pemilihan	:	Sesuai untuk proses pemekatan larutan
Suhu	:	90°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data sebagai berikut.

Q pemanas	=	3878335,72	kJ/jam
	=	3675886,599	btu/jam
Tin	=	68	°C
Tout	=	90	°C
ΔT	=	39,6	°F
UD	=	250	Btu/ft ² .°F.jam (Kern tabel 8 hal 840)

Digunakan 1 buah evaporator, sehingga luas perpindahan panas evaporator :

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T}$$

$$A = 371,3 \text{ ft}^2 = 34,5 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas = 30 – 300 m² (Ulrich ; T.4-7)

Kondisi tube calandria berdasarkan (Minton, 1986); hal. 78 :

Panjang tube = 4 – 10 ft

Diameter tube = 2 – 3 in

Sehingga dipilih :

Panjang tube = 4 ft

Diameter tube = 2 in

Digunakan :

Tube standard ukuran OD 1 in Triangular pitch 1 passes (Kern, table 9 hal 842)

Sehingga diperoleh : (Kern, table 10 hal 843)

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in triangular pitch}$$

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,87 \text{ in}$$

$$\text{Ketebalan} = 0,065 \text{ in}$$

$$a't = 0,594 \text{ in}^2$$

$$= 0,0495 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2$$

Jadi jumlah tube :

$$Nt = \frac{A'}{a'' \cdot L} = 354,6 \text{ tube}$$

Digunakan jumlah tube standar = 398 tube

sehingga pada kern tabel 9 hal 842 diperoleh :

$$\text{ID Shell} = 31 \text{ in} = 0,8 \text{ m}$$

a. Diameter dan tinggi

$$A = Nt \cdot a't$$

Dengan,

$$A = \text{luas penampang}$$

$$Nt = \text{jumlah tube}$$

$$a't = \text{flow area per tube}$$

sehingga diperoleh :

$$A = 19,7 \text{ ft}^2$$

Dengan nilai A yang diperoleh, maka nilai diameter dapat diketahui dengan menyelesaikan persamaan berikut.

$$D_{\text{evaporator}} = \sqrt{4 \cdot \frac{A}{\pi}}$$

$$D_{\text{evap}} = 5 \text{ ft} = 60,1 \text{ in} = 1,53 \text{ m}$$

Untuk tinggi evaporator :

$$H = 2D = 10 \text{ ft} = 120,23 \text{ in} = 3,1 \text{ m}$$

b. Tebal shell

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13.1 hal 254})$$

Dengan,

t_s = tebal shell

f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel

$$= 18750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, appendix D hal 342})$$

E = efisiensi pengelasan

$$= 0,85 \quad (\text{Brownell, tabel 13.2 hal 254})$$

r = jari – jari

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

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in}$$

P = tekanan desain

$$= 27,5625 \text{ psi}$$

Sehingga,

$$t_s = 0,177 \text{ in}$$

menggunakan ketebalan standar = 0,1875 in

c. Tebal head dan bottom

Jenis head yang dipilih adalah torispherical dengan pertimbangan :

a) Tekanan operasi antara 15 – 200 psig

b) Cocok untuk tangki silinder vertikal

(Brownell, hal 88)

Diketahui data sebagai berikut.

$$p = P \text{ desain} - P \text{ udara luar} = 12,8625 \text{ psi}$$

$$OD = ID + 2t_s = 60,5 \text{ in}$$

Menggunakan OD standar = 66 in (Brownell, hal 90)

Dari tabel 5.7 hal 90 Brownell, diperoleh :

$$i_{cr} = 4 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$t_{\text{head}} = \frac{p \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2p} + C \quad (\text{Brownell pers. 7.77 hal 138})$$

Dengan,

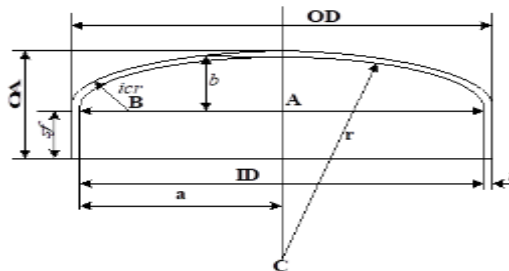
$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r/icr}) = 1,8 \text{ in}$$

maka,

$$t_{\text{head}} = 0,172 \text{ in}$$

menggunakan tebal standar = 0,1875 in

d. Tinggi head



Dari tabel 5.8 hal 93 Brownell, diperoleh :

$$Sf = 2 \text{ in}$$

Persamaan hal 87 Brownell :

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 30,1 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - (icr) \\ &= 62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ &= 26,1 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 56,3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 9,74 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t_{\text{head}} + b + sf \\ &= 11,9 \text{ in} \\ &= 0,99 \text{ ft} \\ &= 0,3 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tinggi total evaporator

$$\begin{aligned} H_{\text{mixer total}} &= H_{\text{silinder}} + (2 \times H_{\text{head}}) \\ &= 144,1 \text{ in} = 12 \text{ ft} = 3,7 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Bagian Shell	:			
Diameter	:	1,5	m	
Tinggi total	:	3,7	m	
Tebal shell	:	0,177	in = 0,0045	m
Tebal tutup	:	0,172	in = 0,00437	m
Tube Calandria	:			
OD	:	1	in = 0,0254	m
ID	:	0,87	in = 0,0221	m
Panjang	:	4	ft	
Jumlah	:	355	tube dirancang	398 tube
Bahan konstruksi	:	304 Stainless Steel		
Jumlah evaporator	:	1	buah	

7. Perancangan Crystallizer

Kode	:	CZ – 01
Fungsi	:	Kristalisasi larutan $C_2H_2O_4$
Tipe	:	<i>Swenson-walker crystallizer</i>
Suhu	:	80°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data berikut.

Komponen	BM	Massa	x	ρ	$\rho \cdot x$
		(kg/jam)		(kg/m^3)	
$C_6H_{12}O_6$	180	93,35	0,04	1541,98	58,25
H_2O	18	819,93	0,33	975,49	323,67
$C_2H_2O_4$	90,04	1557,86	0,63	4401,88	2775,05
Total	469,94	2471,13	1,00	8537,70	3156,96

ρ campuran	=	3156,96	kg/m^3
	=	196,99	lb/cuft
Fv campuran	=	0,78	m^3/jam
	=	27,64	cuft/jam
t kristalisasi	=	1	Jam
V larutan	=	27,64	cuft/jam
Overdesign	=	20%	
V tangki+overdesign	=	33,17	cuft/jam

a. Diameter dan panjang

Digunakan rasio :

$$m = L/D = 3,3$$

(Hugo, hal 697)

$$V = \frac{m \cdot D^3}{2} \cdot \left(1 + \frac{\pi}{4}\right)$$

$$\frac{m \cdot D^3}{2} = \frac{V}{1 + \frac{\pi}{4}}$$

$$D = 2,24 \text{ ft}$$

$$L = 7,4 \text{ ft}$$

b. Cooling area

$$S = V \cdot \frac{2 + 4m}{m \cdot D}$$

$$S = 68,2 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

c. Power crystallizer

Power pengaduk yang digunakan adalah 16 Hp tiap 1000 cuft bahan

(Hugo, hal 694)

$$\text{Power} = \frac{33,17}{1000} \times 16 = 0,53 \text{ Hp}$$

Digunakan power standar = 1 Hp

Spesifikasi :

Kapasitas	:	33,17 cuft	=	0,94 m ³
Diameter	:	2,24 ft	=	0,68 m
Panjang	:	7,4 ft	=	2,25 m
Luas cooling area	:	68,16 ft ² /ft ³		
Power	:	0,53 Hp	dirancang	1 Hp
Jumlah	:	1 buah		

8. Perancangan Centrifuge 2

Kode : CF – 02

Fungsi : untuk memisahkan slurry C₂H₂O₄ dengan glukosa

Tipe : Nozzle discharge centrifuge

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Diketahui data berikut.

$$\rho \text{ campuran} = 1451,01 \text{ kg/m}^3$$

$$= 196,995 \text{ lb/cuft}$$

$$F_v \text{ campuran} = 0,78276 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 27,6428 \text{ cuft/jam}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ larutan} &= 27,6428 \text{ cuft/jam} \\
 \text{overdesign} &= 20\% \\
 V \text{ total} &= 33,1714 \text{ cuft/jam} \\
 &= 0,00921 \text{ cuft/s} \\
 &= 4,13565 \text{ gall/menit}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan volume centrifuge, diperoleh tipe dan spesifikasi centrifuge dari perry 8 ed tabel 18 – 12 sebagai berikut.

Spesifikasi	:		
Kapasitas maksimum	:	10 gpm	
Diameter bowl	:	7 in	= 0,1778 m
Panjang bowl	:	14 in	= 0,3556 m
Speed	:	12000 rpm	
centrifugal force	:	14300 lbf/ft ²	
power motor	:	2 Hp	
jumlah	:	1 Buah	

9. Perancangan Rotary Dryer

Kode	:	RD – 01
Fungsi	:	untuk mengeringkan produk dengan bantuan udara panas
Bentuk	:	Rotary drum
Bahan konstruksi	:	304 stainless steel
Suhu	:	90°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data berikut.

Komponen	Input	x	ρ	$\rho \cdot x$
	(kg/jam)		(kg/m ³)	
C ₂ H ₂ O ₄ ·2H ₂ O	1260,58	0,97	1683,97	1630,93
H ₂ O	41,00	0,03	1022,88	32,22
Total	1301,57	1,00	2706,84	1663,15

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 1663,15 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,07 \text{ lb/cuft} \\
 F_v \text{ campuran} &= 0,78 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 27,64 \text{ cuft/jam} \\
 &= 0,46 \text{ cuft/menit} \\
 V \text{ larutan} &= 0,46 \text{ cuft/menit}
 \end{aligned}$$

a. Diameter dan tinggi

$$\begin{aligned}
 \text{Laju massa feed} &= 1301,57 \text{ kg/jam} \\
 &= 2869,48 \text{ lb/jam} \\
 \text{kebutuhan Q} &= 355995 \text{ kJ/jam} \\
 &= 337412 \text{ btu/jam} \\
 \text{kebutuhan udara} &= 5351,73 \text{ kg/jam} \\
 &= 11798,5 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Mass velocity gas yang diijinkan 200 - 2500 lb/jam.ft² sehingga dipilih :

$$G_s = 2500 \text{ lb/jam.ft}^2$$

(Mc.Cabe hal 795)

$$A = \text{udara masuk}/G_s = 4,72 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{A \cdot 4}{\pi}}$$

(Mc.Cabe hal 797)

$$D = 2,5 \text{ ft} = 0,75 \text{ m} = 29,4 \text{ in}$$

Dengan suhu :

$$\begin{aligned}
 \text{Tin bahan} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{Tout bahan} &= 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{Tin udara} &= 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{Tout udara} &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 248 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta t_1 &= 248 - 212 = 36 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta t_2 &= 194 - 86 = 108 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

bahan panas		udara dingin	Diff.	
194	Higher Temp	194	0	F
86	Lower Temp	140	-54	F
108	Differences	54	54	($\Delta t_2 - \Delta t_1$)

 $(T_1 - T_2)$ $(t_2 - t_1)$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(t_2 - t_1) - (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}\right)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 77,9 \text{ }^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Mc.Cabe hal 796 mencari panjang sebagai berikut.

$$\text{Panjang (L)} = \frac{Q_t}{0,125 \times \pi \times D \times G^{0,67} \times \text{LMTD}}$$

$$L = 23,8 \text{ ft} = 7,25 \text{ m}$$

- b. Kecepatan putaran
 Batas kecepatan inner = 25 – 35 m/menit
 Dipilih = 25 m/menit
 $\text{rpm} = \text{batas kecepatan}/D = 33,5 \text{ rpm} = 34 \text{ rpm}$
- c. Flight
 Perhitungan berdasarkan Perry 7ed hal 12-56, terdapat ketentuan :
 Tinggi flight = $1/12 - 1/8D$
 Panjang flight = $0,6 - 2 \text{ m}$
 Jumlah flight 1 circle = $2,4 - 3D$
 Pengambilan data :
 Tinggi flight = $1/8D = 0,1 \text{ m}$
 Panjang flight = 1 m
 Jumlah flight = $2,4D = 2 \text{ buah/circle}$
- d. Hold up padatan
 Volume dryer yang ditempati oleh padatan pada setiap saat berkisar 7 – 8% (Walas 3ed hal 239)
 $\text{Hold up} = V \text{ larutan}/0,08 = 0,46/0,08 = 5,8 \text{ cuft} = 0,16 \text{ m}^3$
- e. Waktu rata – rata padatan dalam rotary dryer

$$t = \frac{\text{hold up} \cdot \rho_{\text{campuran}}}{\text{feed}} \quad (\text{Walas 3ed hal 249})$$
 $t = 0,20833 \text{ jam} = 12,5 \text{ menit}$
- f. Tebal shell

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13.1 hal 254})$$
 Dengan,
 t_s = tebal shell
 f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel
 $= 18750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, appendix D hal 342})$
 E = efisiensi pengelasan
 $= 0,85 \quad (\text{Brownell, tabel 13.2 hal 254})$
 r = jari – jari
 $= 14,7 \text{ in}$
 C = faktor korosi
 $= 0,125 \text{ in}$
 P = tekanan desain
 $= 27,5625 \text{ psi}$

Sehingga,

$$ts = 0,15 \text{ in}$$

menggunakan ketebalan standar = 0,1875 in

g. Tinggi bahan dalam rotary dryer

Berdasarkan Perry tabel 10-64 dengan :

$$Fv \text{ campuran} = 0,7826 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Maka :

$$H/D = 0,53$$

$$H \text{ bahan} = 0,4 \text{ m}$$

Batu isolasi dipakai setebal 4 in (Perry 7ed, hal 12 – 42)

$$ID \text{ rotary} = 29,4 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2ts = 29,8 \text{ in}$$

Maka, diameter isolator sebesar :

$$D \text{ isolasi} = OD \text{ rotary} + 2ts \text{ isolator} = 37,8 \text{ in}$$

h. Power

Berdasarkan Perry 7ed pers 12 – 60 :

$$Hp = \frac{N \times (4,75 dw + 0,1925 DW + 0,33 W)}{100000}$$

Dengan,

N = putaran rotary

d = diameter shell

w = berat bahan

D = d+2 m

W = berat total

= w bahan + w shell + w isolasi

Untuk mencari w, digunakan persamaan penyelesaian :

$$W = \frac{\pi}{4} \cdot (Do^2 - Di^2) \cdot L \cdot \rho$$

Dengan,

w = Berat

Do = diameter luar

Di = diameter dalam

L = Panjang

ρ = density

Untuk mencari w shell, digunakan density steel, diketahui :

$$Do = 29,80 \text{ In}$$

$$= 2,48 \text{ Ft}$$

$$Di = 29,42 \text{ In}$$

$$= 2,45 \text{ Ft}$$

$$L = 23,80 \text{ Ft}$$

$$\rho_{\text{steel}} = 482 \text{ lb/cuft}$$

Sehingga,

$$W_{\text{shell}} = 1388,95 \text{ lb}$$

Untuk mencari w isolator, digunakan density isolator, diketahui :

$$D_o = 37,80 \text{ in}$$

$$= 3,15 \text{ ft}$$

$$D_i = 29,80 \text{ in}$$

$$= 2,48 \text{ ft}$$

$$L = 23,80 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{isolasi}} = 19 \text{ lb/cuft}$$

Sehingga,

$$W_{\text{isolasi}} = 1333,21 \text{ lb}$$

Untuk mencari w bahan, diketahui :

$$w_{\text{bahan}} = 1301,57 \text{ kg}$$

$$\text{hold up factor} = 8\%$$

$$w_{\text{bahan total}} = 1405,7 \text{ kg}$$

$$= 3099,04 \text{ lb}$$

Sehingga diperoleh w atau berat total sebesar :

$$W = w_{\text{bahan}} + w_{\text{shell}} + w_{\text{isolasi}} = 5821,2 \text{ lb}$$

Dengan data yang ada, dapat menentukan power rotary dryer yaitu :

Diketahui,

$$N = 34 \text{ rpm}$$

$$d = 2,45194 \text{ Ft}$$

$$w = 1301,57 \text{ kg}$$

$$= 2869,48 \text{ lb}$$

$$D = 4,45194 \text{ ft}$$

$$W = 5821,2 \text{ lb}$$

Maka,

$$H_p = \frac{N \times (4,75 dw + 0,1925 DW + 0,33 W)}{100000}$$

$$\text{Power} = 13,7121 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 75\% \quad (\text{Perry 7ed, pers 12 - 60})$$

$$\text{Power} = 18 \text{ Hp}$$

Spesifikasi :

Kapasitas : 1301,57 kg/jam

Isolasi : Batu isolasi

Diameter : 0,74735 m

Panjang	:	7,25501	m	
Tebal isolasi	:	4	in	= 0,1016 m
Tebal shell	:	0,1875	in	= 0,00476 m
Tinggi bahan	:	0,03169	m	
Time of passes	:	12,5	menit	
Jumlah Flight	:	2	buah	
Power	:	19	Hp	
Jumlah Rotary dryer	:	1	buah	

10. Perancangan Silo

Kode	:	SL – 01
Fungsi	:	Menyimpan produk asam oksalat dihidrat
Bentuk	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas datar dan tutup bawah <i>conis</i>
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm
Waktu penyimpanan	:	7 hari

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan tuutp atas datar dan tutup bawah *conis* dengan pertimbangan :

- Tekanan operasi 1 atm
- Suhu operasi 30°C, Syarat suhu operasi -20 – 40°C
- Syarat tinggi maksimum yaitu 50 m dan diameter maksimum yaitu 10 m
- Bahan yang disimpan berupa padatan
- Syarat maksimal penyimpanan 8 hari
- Konstruksi sederhana sehingga biaya perancangan tergolong ekonomis

(ulrich, tabel 4 – 27)

Bahan konstruksi yang dipilih *304 stainless steel* dengan pertimbangan :

- Bahan yang disimpan merupakan jenis asam organik kuat
- Tahan terhadap bahan baku yang bersifat korosif
- Bahan yang cocok untuk bentuk desain tangki

(Ulrich tabel 4-28)

Diketahui data berikut.

Komponen	Input	x	ρ	ρ.x
	(kg/jam)		(kg/m ³)	
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	1260,6	0,998377	1683,97	1681,2
H ₂ O	2,0	0,001623	1022,88	1,7
Total	1262,6	1	2706,84	1682,9

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1682,90 \text{ kg/m}^3 \\ &= 105,01 \text{ lb/cuft} \\ F_v \text{ campuran} &= 0,75 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 26,50 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

Dengan lama penyimpanan 7 hari, maka :

$$V \text{ tangki} = 26,50 \times 24 \times 7 = 4451,25 \text{ cuft}$$

Dengan overdesign 20%, maka :

$$V \text{ tangki} + \text{overdesign} = 5341,51 \text{ cuft} = 151,25 \text{ m}^3$$

a. Tinggi dan diameter

Volume kurang dari 71354 cuft sehingga termasuk kategori small tank dengan $H=D$ (Brownell, 1959 hal 43), maka:

$$H = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 5341,51}{3,14}} = 18,95 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$H = 18,95 \text{ ft} = 227,4 \text{ in} = 5,8 \text{ m}$$

$$D = H$$

b. Tekanan desain

$$P = P_B + P_L$$

Dengan,

P_B = tekanan vertikal dasar bejana

P_L = tekanan lateral

Nilai P_B dapat diketahui berdasarkan Mc.Cabe, pers 26 – 24 :

$$P_B = \frac{r \cdot \rho_{\text{bahan}} \cdot \left(\frac{g}{g_c}\right)}{2\mu' \cdot k'} \cdot \left[1 - e^{-\frac{2\mu' k' z_T}{r}}\right]$$

Dengan,

$$\begin{aligned} R &= \text{jari} - \text{jari} \\ &= 9,5 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ bahan} &= \text{densitas solid campuran} \\ &= 105,013 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} g/g_c &= \text{percepatan gravitasi} \\ &= 1 \text{ ft/s}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu' &= \text{koefisien gesek} \\ &= 0,35 - 0,55 \quad (\text{Mc.Cabe hal 299}) \\ &= 0,45 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k' &= \text{rasio tekanan normal (sudut } 30^\circ) \\ &= 0,21191 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z_t &= \text{tinggi total material} \\
 &= 15,160 \text{ ft} \\
 PB &= 1371,99 \text{ lbf/ft}^2 \\
 &= 9,53 \text{ psi} \\
 PL &= k'.PB && (\text{Mc.Cabe hal 302}) \\
 &= 2,02 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga tekanan desain dapat diketahui sebesar :

$$P = 11,55 \text{ psi}$$

Dengan *safety factor* 20%, maka :

$$P \text{ desain} = 13,86 \text{ psi}$$

c. Tebal shell

Dirancang menggunakan 304 stainless steel

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13.1 hal 254})$$

Dengan,

t_s = tebal shell

f = tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi 304 stainless steel

$$= 18750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, appendix D hal 342})$$

E = efisiensi pengelasan

$$= 0,85 \quad (\text{Brownell, tabel 13.2 hal 254})$$

r = jari – jari

$$= 113,7 \text{ in}$$

C = faktor korosi

$$= 0,125 \text{ in}$$

P = tekanan desain

$$= 13,86 \text{ psi}$$

Sehingga,

$$t_s = 0,2239 \text{ in}$$

menggunakan ketebalan standar = 0,24 in

$$OD = ID + 2t_s = 19,4 \text{ ft}$$

d. Tinggi dan tebal tutup bawah tangki

Tebal conical bottom dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$th = \frac{Pd \times D}{2 \cos \alpha ((f \cdot E) - (0,6 \cdot Pd))} + C$$

dengan α adalah 1/2 sudut conis yaitu $30/2 = 15$:

$$th = 0,12275 \text{ in}$$

menggunakan ketebalan standar = 0,1875 in

Tinggi conical bottom dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial :

$$\tan \theta = \frac{H_h}{0,5D}$$

$$H_h = \tan \theta \times 0,5D = \tan(-15) \times 0,5(18,95) = 8,1 \text{ ft}$$

Jadi, tinggi total tangki :

$$H \text{ total} = H \text{ bottom} + H \text{ tangki} = 27 \text{ ft} = 8 \text{ m}$$

Spesifikasi	:		
Suhu penyimpanan	:	30	C
Tekanan penyimpanan	:	1	atm
Waktu penyimpanan	:	7	hari
Volume Tangki	:	151,2544	m ³
Diameter Luar	:	19,39731	ft = 5,9123 m
Diameter Dalam	:	18,94951	ft = 5,77581 m
Tebal <i>Shell</i>	:	0,22390	in dirancang 0,24 in
Tebal Tutup bawah	:	0,122745	in dirancang 0,1875 in
Tinggi Total Tangki	:	27	ft 8,25 m
Jumlah Tangki	:	1	buah

11. Perancangan Screw Conveyor 1

Kode	:	SC – 01
Fungsi	:	untuk memindahkan bahan dari kristalizer ke centrifuge
Bentuk	:	<i>Plain spouts or chutes</i>
Dasar pemilihan	:	Umum digunakan untuk slurry dengan sistem tertutup
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data sebagai berikut.

ρ campuran	=	1451,01	kg/m ³
	=	196,995	lb/cuft
Fv campuran	=	0,78276	m ³ /jam
	=	27,6428	cuft/jam
	=	0,46071	cuft/menit
V larutan	=	0,46071	cuft/menit
overdesign	=	20%	
V total	=	0,55286	cuft/menit

Bahan termasuk kelas D dan F = 3 (Badger, tabel 16 – 6)

a. Diameter dan panjang

Digunakan rasio :

$$M = L/D = 6 \quad (\text{Hugot hal 697})$$

Sehingga dapat diketahui nilai D dengan persamaan : (Hugot, pers 35.5)

$$V = \frac{m \cdot D^3}{2} \cdot \left(1 + \frac{\pi}{4}\right)$$

$$\frac{m \cdot D^3}{2} = \frac{V}{1 + \frac{\pi}{4}}$$

$$D = 0,53 \text{ m}$$

$$L = 3,16 \text{ m}$$

b. Power

Berdasarkan Badger, persamaan 16 – 5 :

$$\text{Power motor} = \frac{C \cdot L \cdot W \cdot F}{33000}$$

Dengan,

C = kapasitas

L = panjang

W = densitas bahan

F = faktor bahan

Sehingga,

$$\text{Power motor} = 0,1027 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

Jadi,

$$\text{Power motor} = 0,13 \text{ Hp}$$

Digunakan power standar = 1 Hp

Dari Perry, tabel 21.6 untuk kapasitas terkait diperoleh spesifikasi sebagai berikut :

Diameter flight = 9 in

Speed putaran = 40 rpm

Spesifikasi :

Kapasitas	:	33,17	cuft/jam	=	0,94	m ³ /jam
Diameter CC	:	0,5	m			
Panjang CC	:	3,16	m			
Diameter flight	:	9	in			
Kecepatan putaran	:	40	rpm			
Power	:	1	Hp			
Jumlah	:	1	buah			

12. Perancangan Screw Conveyor 2

Kode	: SC – 02
Fungsi	: untuk memindahkan bahan dari centrifuge 2 ke rotary dryer
Bentuk	: <i>Plain spouts or chutes</i>
Dasar pemilihan	: Umum digunakan untuk slurry dengan sistem tertutup
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm

Diketahui data sebagai berikut.

ρ campuran	= 1663,15 kg/m ³
	= 103,78 lb/cuft
Fv campuran	= 0,7826 m ³ /jam
	= 27,6372 cuft/jam
	= 0,46062 cuft/menit
V larutan	= 0,46062 cuft/menit
overdesign	= 20%
V total	= 0,55274 cuft/menit

Bahan termasuk kelas D dan F = 3 (Badger, tabel 16 – 6)

a. Diameter dan panjang

Digunakan rasio :

$$M = L/D = 6 \quad (\text{Hugot hal 697})$$

Sehingga dapat diketahui nilai D dengan persamaan : (Hugot, pers 35.5)

$$V = \frac{\rho \cdot D^3}{2} \cdot \left(1 + \frac{\pi}{4}\right)$$

$$\frac{\rho \cdot D^3}{2} = \frac{V}{1 + \frac{\pi}{4}}$$

$$D = 0,53 \text{ m}$$

$$L = 3,16 \text{ m}$$

b. Power

Berdasarkan Badger, persamaan 16 – 5 :

$$\text{Power motor} = \frac{C \cdot L \cdot W \cdot F}{33000}$$

Dengan,

C = kapasitas

L = panjang

W = densitas bahan

F = faktor bahan

Sehingga,

Power motor = 0,054 Hp

Efisiensi motor = 80%

Jadi,

Power motor = 0,1 Hp

Digunakan power standar = 1 Hp

Dari Perry, tabel 21.6 untuk kapasitas terkait diperoleh spesifikasi sebagai berikut :

Diameter flight = 9 in

Speed putaran = 40 rpm

Spesifikasi :

Kapasitas	:	33,1646	cuft/jam	=	0,93912	m ³ /jam
Diameter CC	:	0,5	m			
Panjang CC	:	3,2	m			
Diameter flight	:	9	in	=	0,2	m
Kecepatan putaran	:	40	rpm			
Power	:	1	Hp			
Jumlah	:	1	buah			

13. Perancangan Cooling Conveyor

Kode : CC – 01

Fungsi : untuk mendinginkan produk sampai dengan 30°C

Bentuk : *Plain spouts or chutes*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk slurry dengan sistem tertutup

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Diketahui data sebagai berikut.

ρ campuran = 2783,61 kg/m³

= 1603,9 lb/cuft

Fv campuran = 100,083 cuft/jam

V larutan = 27,813 cuft/jam

overdesign = 27,813

V total = 20% cuft/jam

= 33,3756 cuft/menit

Bahan termasuk kelas D dan F = 3 (Badger, tabel 16 – 6)

a. Diameter dan panjang

Berdasarkan Ulrich hal 71 tabel 4 – 4, diameter dan panjang yang diijinkan untuk cooling conveyer sebesar :

$$D = 0,15 - 0,5 \text{ m}$$

$$L = 5 - 25 \text{ m}$$

Dengan panjang 8 m, maka diameter cooling conveyer sebesar :

$$D = 0,24 \text{ m}$$

b. Power

Berdasarkan Badger, persamaan 16 – 5 :

$$\text{Power motor} = \frac{C \cdot L \cdot W \cdot F}{33000}$$

Dengan,

C = kapasitas

L = panjang

W = densitas bahan

F = faktor bahan

Sehingga,

$$\text{Power motor} = 0,13284 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

Jadi,

$$\text{Power motor} = 0,16605 \text{ Hp}$$

Digunakan power standar = 1 Hp

Dari Perry, tabel 21.6 untuk kapasitas terkait diperoleh spesifikasi sebagai berikut :

Diameter flight = 9 in

Speed putaran = 40 rpm

Spesifikasi :

Kapasitas : 33,3756 cuft/jam = 0,94509 m³/jam

Diameter CC : 0,2 m

Panjang CC : 8 m

Diameter flight : 9 in = 0,2 m

Kecepatan putaran : 40 rpm

Power : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

14. Perancangan Bucket Elevator

Kode : BE – 01

Fungsi : untuk memindahkan bahan dari cooling conveyer ke silo

Bentuk : Continous Discharge Bucket Elevator
 Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu
 Suhu : 30°C
 Tekanan : 1 atm

Diketahui data berikut.

Laju massa = 1262,63 kg/jam
 = 1,26263 ton/jam
 H bucket = H silo + jarak dari dasar
 = 6,8 m
 = 22,23 ft

Menentukan power :

Berdasarkan Perry 7ed tabel 21 – 8 :

Kapasitas maksimum = 14 ton/jam
 Power head shaft = 1 Hp
 Power tambahan = 0,02 Hp/ft
 = 0,02 × 22,23
 = 0,445 Hp

Sehingga,

Power total = power head shaft + power tambahan
 = 1 + 0,445
 = 1,445 Hp

Efisiensi motor = 80%
 Power = 1,80576 Hp

Digunakan power standar = 2 Hp

Dari Perry 7ed tabel 21 – 8 sesuai kapasitas terkait dipilih spesifikasi sebagai berikut.

Ukuran = 6 in x 4 in x 4 ¼ in
 = 0,1524 m x 0,1016 m x 0,1080 m

Bucket spacing = 12 in = 30,48 cm

Elevator spacing = 25 ft = 7,6200 m

Tinggi tumpukan bahan = ¾ in = 1,9050 cm

Bucket speed = 225 ft/min

Putaran head shaft = 43 rpm

Lebar belt = 7 in = 0,1778 m

15. Perancangan Heater 1

Kode : HE – 01

- Fungsi : Memanaskan bahan larutan keluaran dari mixer untuk diumpankan menuju reaktor dari suhu 30°C ke 68°C
- Alat : Heat exchanger tipe Shell and Tube
- Letak : Setelah Mixer – 01
- Shell : Bahan
- Tube : Steam

Perancangan berdasarkan Kern hal 149

- a. Kebutuhan pemanas

$$Q = 191706,7498 \text{ kJ/jam}$$

- b. LMTD

Fluida panas : steam

$$T_{in} = 150 \text{ C} = 423,15 \text{ K}$$

$$= 302 \text{ F}$$

$$T_{out} = 100 \text{ C} = 373,15 \text{ K}$$

$$= 212 \text{ F}$$

Fluida dingin : Glukosa

$$t_{in} = 30 \text{ C}$$

$$= 86 \text{ F}$$

$$t_{out} = 68 \text{ C}$$

$$= 154,4 \text{ F}$$

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
302	Higher Temp	154,4	147,6
212	Lower Temp	86	126
90	Differences	68,4	21,6

$$(T_1 - T_2) = 90 \text{ F}$$

$$(t_2 - t_1) = 68,4 \text{ F}$$

$$(\Delta t_2 - \Delta t_1) = 147,6 - 126 = 21,6 \text{ F}$$

Untuk aliran counter – current Kern persamaan 5.14 :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\text{LMTD} = 136,6687524 \text{ F}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 1,315789474$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 0,316666667$$

$$F_t = 0,64 \quad (\text{Kern, fig.18})$$

$$\Delta t = \text{LMTD} * F_t \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 87,46800155 \quad F$$

c. T_c dan t_c

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 0,76$$

$$K_c = 0,955958549$$

$$F_c = 0,43$$

$$T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2) \quad (\text{Kern, pers 5.28})$$

$$= 250,7$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.29})$$

$$= 115,412$$

d. Diketahui data berikut.

Hot fluid :

$$\rho = 394,5066052 \quad \text{kg/m}^3$$

$$= 24,61721217 \quad \text{lb/cuft}$$

$$\mu = 0,182423438 \quad \text{cP}$$

$$k = 0,68395914 \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 0,120532808 \quad \text{BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$s = 1 \quad (\text{Perry 7ed, tabel 2 - 1})$$

Specific heat :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
H ₂ O	18	4544,8	58,1

Cold fluid :

$$\rho \text{ campuran} = 1263,27 \quad \text{kg/m}^3$$

$$= 78,8283 \quad \text{lb/cuft}$$

$$\mu \text{ campuran} = 16,6663 \quad \text{cP}$$

$$k = 0,31114 \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 0,05483 \quad \text{BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Specific heats :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	5678,56	7,25593
H ₂ O	18	16834,3	215,105
V ₂ O ₅	181,9	16,558	0,02094
C ₂ H ₂ O ₄	90,04	1501,48	3,83542
Total	469,94	24030,9	226,217

Spesific gravity :

Komponen	x	s	x.s
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,45804	1,562	0,71547
H ₂ O	0,39389	1	0,39389
V ₂ O ₅	0,00226	3,357	0,0076
C ₂ H ₂ O ₄	0,1458	1,653	0,24101
Total	1	7,572	1,35796

Berdasarkan Ker hal 840, untuk heater 1 dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan larutan diperoleh nilai Ud :

$$U_d = 200 - 700 \quad \text{Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

$$\text{dipilih} = 200 \quad \text{Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} = 7 \text{ ft}^2$$

$$A = 10,96 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \quad (\text{kern hal 843})$$

$$L = 6 \text{ Ft}$$

$$\text{jumlah tube (Nt)} = A/a'' \cdot L$$

$$= 9,3$$

$$\text{Standarisasi} = 26 \quad (\text{Kern, hal 841})$$

Tabel 9 Kern hal 841, parameter desain :

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ square pitch}$$

Shell side :

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 3$$

$$\text{Passes} = 1$$

Tube side :

$$\text{Number \& length} = 26$$

$$\text{OD} = 0,75$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$\text{Pitch} = 1$$

$$\text{Passes} = 2$$

Tabel 10, Kern hal 843

Keterangan	=	in	ft	m
OD pipe	=	3/4	0,0625	0,01905
ID pipe	=	0,532	0,044333333	0,013513
Pitch, PT	=	1	0,083333333	0,0254
Panjang pipa, Lt	=		6	1,8288

	=	in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a"t (outside)	=	28,2672	0,1963	0,018236
Flow area per tube, a't	=	0,836	0,005805556	0,000539

Koreksi Ud :

$$A = a'' \cdot N_t \cdot L$$

$$= 30,6228 \text{ ft}^2$$

$$U_d = Q/A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$= 71,57202455 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

e. *Cold fluid : shell side*

$$\text{Flow area, as} = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

Dengan,

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 3 \text{ in}$$

$$P_t = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, as} = 0,96 \text{ ft}^2$$

$$W = 2037,93 \text{ kg/jam} = 4492,86 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = W/as = 4688,2 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$\mu = 16,7 \text{ cP} = 40,33 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$Re = \frac{D \times G_s}{\mu} = 77,5$$

$$j_H = 5 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } t_c = 115,4 \text{ F,}$$

$$c = 226,22 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,055 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 55,003$$

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi$$

$$h_o/\phi_s = 22,62$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 150,2 \text{ F}$$

Pada suhu t_w ,

Komponen	x	μ	x. μ
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,46	1,20	0,55
H ₂ O	0,39	0,43	0,17
V ₂ O ₅	0,00	2,01	0,00
C ₂ H ₂ O ₄	0,15	5,26	0,77
Total	1,00	8,90	1,49

$$\mu_w = 1,49 \text{ cP} = 3,6 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1,4$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_o = \frac{h_o}{\phi_s} = 31,72 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

f. *Hot fluid : tube side*

$$\text{Flow area, } a_t = Nt \times a't/144n = 0,45283333 \text{ ft}^2$$

$$W = 759,3 \text{ kg/jam} = 1673,92 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = W/a_t = 3696,54 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,18242344 \text{ cP} = 0,44146472 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re_t = (D \times G_t)/\mu = 523,33$$

$$L/D = 96$$

$$jH = 8 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } T_c = 250,7 \text{ F,}$$

$$c = 58,07 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,121 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 5,96$$

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \phi_t$$

$$h_i/\phi_t = 92,1$$

$$h_{io}/\phi_t = (h_i/\phi_t) \times (ID/OD) = 65,33$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$tw = 150,2 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,428 \text{ cP} = 1,04 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 0,89$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} = 57,97 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Clean overall coefficient (U_c),

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 20,5 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

$$U_d = 71,57 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Faktor kotor (maksimall 0,006 dari water 0,003 + feed 0,003 berdasarkan Kern hal 846),

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}$$

$$R_d = 0,003$$

g. Pressure drop

Hot fluid : shell side

$$Re_s = 77,5$$

$$f = 0,003$$

$$s = 1,36$$

$$De = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{No. of crosses, } N+1 = 12L/B = 104 \text{ in} = 8,666666667 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = 0,0011 \text{ psi}$$

Cold fluid : tube side

$$Re_t = 523,33$$

$$f = 0,01$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_t = 0,00022$$

$$G_t = 3696,54$$

Berdasarkan Kern fig.27 diperoleh :

$$V2/2g' = 0,001$$

$$\Delta P_T = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'}$$

$$\Delta P_T = 0,0088 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{tube total}} = \Delta P_t + \Delta P_T = 0,009 \text{ psi}$$

31,72	<i>h outside</i>	57,97
Uc	<i>Calculated</i>	20,5
Ud	<i>Trial</i>	200
Ud	<i>Calculated</i>	71,57
Rd	<i>Calculated</i>	0,003
Rd	<i>Required</i>	0,003
ΔP_s	<i>Calculated</i>	0,001
ΔP_t	<i>Calculated</i>	0,009

16. Perancangan Heater 2

Kode : HE – 02

Fungsi : Memanaskan bahan baku asam nitrat untuk diumpankan menuju reaktor dari suhu 30°C ke 68°C

Alat : Heat exchanger tipe Shell and Tube

Letak : Setelah tangki asam nitrat

Shell : Bahan

Tube : Steam

Perancangan berdasarkan Kern hal 149

a. Kebutuhan pemanas

$$Q = 341216,2226 \text{ kJ/jam}$$

b. LMTD

Fluida panas : steam

$$T_{in} = 150 \text{ C} = 423,15 \text{ K}$$

$$= 302 \text{ F}$$

$$T_{out} = 100 \text{ C} = 373,15 \text{ K}$$

$$= 212 \text{ F}$$

Fluida dingin : Asam nitrat

$$t_{in} = 30 \text{ C}$$

$$= 86 \text{ F}$$

$$t_{out} = 68 \text{ C}$$

$$= 154,4 \text{ F}$$

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
302	Higher Temp	154,4	147,6
212	Lower Temp	86	126
90	Differences	68,4	21,6

$$(T_1 - T_2) = 90 \text{ F}$$

$$(t_2 - t_1) = 68,4 \text{ F}$$

$$(\Delta t_2 - \Delta t_1) = 147,6 - 126 = 21,6 \text{ F}$$

Untuk aliran counter – current Kern persamaan 5.14 :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\text{LMTD} = 136,6687524 \quad \text{F}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 1,315789474$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 0,316666667$$

$$F_t = 0,64 \quad (\text{Kern, fig.18})$$

$$\Delta t = \text{LMTD} * F_t \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 87,46800155 \quad \text{F}$$

c. T_c dan t_c

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 0,76$$

$$K_c = 0,955958549$$

$$F_c = 0,43$$

$$T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2) \quad (\text{Kern, pers 5.28})$$

$$= 250,7$$

$$T_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.29})$$

$$= 115,412$$

d. Diketahui data berikut.

Hot fluid :

$$\rho = 394,5066052 \quad \text{kg/m}^3$$

$$= 24,61721217 \quad \text{lb/cuft}$$

$$\mu = 0,182423438 \quad \text{cP}$$

$$k = 0,68395914 \quad \text{W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 0,120532808 \quad \text{BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$s = 1 \quad (\text{Perry 7ed, tabel 2 - 1})$$

Spesific heat :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
H ₂ O	18	4544,751286	58,07182

Cold fluid :

$$\rho \text{ campuran} = 1299,813 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 &= 81,10834 \text{ lb/cuft} \\
 \mu \text{ campuran} &= 0,758822 \text{ cP} \\
 k &= 0,296538 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} \\
 &= 0,052258 \text{ BTU/jam.ft}^2\cdot\text{F}
 \end{aligned}$$

Specific heats :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
HNO ₃	63,02	554,00	2,02
H ₂ O	18	377,49	4,82
Total	81,02	931,49	6,85

Specific gravity :

Komponen	x	s	x.s
HNO ₃	0,58	1,5	0,87
H ₂ O	0,42	1	0,42
Total	1	2,5	1,29

Berdasarkan Kern hal 840, untuk heater 1 dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan larutan diperoleh nilai Ud :

$$U_d = 200 - 700 \text{ Btu/Ft}^2\cdot\text{F}\cdot\text{jam}$$

$$\text{Dipilih} = 200 \text{ Btu/Ft}^2\cdot\text{F}\cdot\text{jam}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} = 12,78 \text{ ft}^2$$

$$A = 19,51 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \quad (\text{kern hal 843})$$

$$L = 6 \text{ Ft}$$

$$\text{jumlah tube (Nt)} = A/a'' \cdot L$$

$$= 16,6$$

$$\text{Standarisasi} = 26 \quad (\text{Kern, hal 841})$$

Tabel 9 Kern hal 841, parameter desain :

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ square pitch}$$

Shell side :

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 3$$

$$\text{Passes} = 1$$

Tube side :

$$\text{Number \& length} = 26$$

$$OD = 0,75$$

$$BWG = 12$$

$$\text{Pitch} = 1$$

$$\text{Passes} = 2$$

Tabel 10, Kern hal 843

Keterangan	=	in	ft	m
OD pipe	=	3/4	0,0625	0,01905
ID pipe	=	0,532	0,044333333	0,013513
Pitch, PT	=	1	0,083333333	0,0254
Panjang pipa, Lt	=		6	1,8288

	=	in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a"t (outside)	=	28,2672	0,1963	0,018236
Flow area per tube, a't	=	0,836	0,005805556	0,000539

Koreksi Ud :

$$A = a'' \cdot N_t \cdot L$$

$$= 30,6228 \text{ ft}^2$$

$$U_d = Q/A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$= 127,39 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

e. *Cold fluid : shell side*

$$\text{Flow area, } a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

Dengan,

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 3 \text{ in}$$

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, } a_s = 0,96 \text{ ft}^2$$

$$W = 3056,63 \text{ kg/jam} = 6738,71 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = W/a_s = 7031,7 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,75882163 \text{ cP} = 1,836348344 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$Re = \frac{D \times G_s}{\mu} = 2552,78$$

$$j_H = 30 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } t_c = 115,4 \text{ F,}$$

$$c = 6,845348971 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,052258286 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 6,219161491$$

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi$$

$$h_o/\phi_s = 14,62512229$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 140,2 \text{ F}$$

Pada suhu t_w ,

Komponen	x	μ	x. μ
HNO ₃	0,58	0,55	0,32
H ₂ O	0,42	0,47	0,20
Total	1	1,02	0,51

$$\mu_w = 0,514 \text{ cP} = 1,24 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1,06$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \phi_s = 15,44 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

f. *Hot fluid : tube side*

$$\text{Flow area, } a_t = Nt \times a't/144n = 0,452 \text{ ft}^2$$

$$w = 1351,43 \text{ kg/jam} = 2979,38 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = W/a_t = 6579,42 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,1824234 \text{ cP} = 0,4414647 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Ret} = (D \times G_s)/\mu = 931,48$$

$$L/D = 96$$

$$jH = 8 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } T_c = 250,7 \text{ F,}$$

$$c = 58,072 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,1205328 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 5,97$$

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_t$$

$$h_i/\phi_t = 92,1$$

$$h_o/\phi_t = (h_i/\phi_t) \times (ID/OD) = 65,33$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 140,2 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,467 \text{ cP} = 1,13 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 0,88$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \phi_t = 57,3 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Clean overall coefficient (U_c),

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 12,2 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

$$U_d = 127,4 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Faktor kotor (maksimal 0,006 dari water 0,003 + feed 0,003 berdasarkan Kern hal 846),

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}$$

$$R_d = 0,007$$

g. Pressure drop

Hot fluid : shell side

$$Re_s = 2552,784$$

$$f = 0,003$$

$$s = 1,29$$

$$D_e = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{No. of crosses, } N+1 = 12L/B = 104 \text{ in} = 8,666666667 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = 0,0026 \text{ psi}$$

Cold fluid : tube side

$$Re_t = 931,5$$

$$f = 0,01$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_t = 0,00098 \text{ psi}$$

$$G_t = 6579,43$$

Berdasarkan Kern fig.27 diperoleh :

$$V^2/2g' = 0,001$$

$$\Delta P_T = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'}$$

$$\Delta P_T = 0,012 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{tube total}} = \Delta P_T + \Delta P_T = 0,013 \text{ psi}$$

15,44	<i>h outside</i>	57,3
Uc	<i>Calculated</i>	12,2
Ud	<i>Trial</i>	200
Ud	<i>Calculated</i>	127,4
Rd	<i>Calculated</i>	0,007
Rd	<i>Required</i>	0,003
ΔP_s	<i>Calculated</i>	0,003
ΔP_t	<i>Calculated</i>	0,013

17. Perancangan Heater 3

Kode : HE – 03

Fungsi : Memanaskan produk centrifuge 1 untuk diumpankan menuju evaporator dari suhu 68°C ke 90°C

Alat : Heat exchanger tipe Shell and Tube

Letak : Setelah Reaktor

Shell : Bahan

Tube : Steam

Perancangan berdasarkan Kern hal 149

a. Kebutuhan pemanas

$$Q = 306938,4727 \text{ kJ/jam}$$

b. LMTD

Fluida panas : steam

$$T_{in} = 150 \text{ C}$$

$$= 302 \text{ F}$$

$$T_{out} = 100 \text{ C}$$

$$= 212 \text{ F}$$

Fluida dingin : Produk reaktor

$$t_{in} = 68 \text{ C}$$

$$= 154,4 \text{ F}$$

$$t_{out} = 90 \text{ C}$$

$$= 194 \text{ F}$$

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
302	Higher Temp	194	108
212	Lower Temp	154,4	57,6
90	Differences	39,6	50,4

$$(T_1 - T_2) = 90 \text{ F}$$

$$(t_2 - t_1) = 39,6 \text{ F}$$

$$(\Delta t_2 - \Delta t_1) = 108 - 57,6 = 50,4 \text{ F}$$

Untuk aliran counter – current Kern persamaan 5.14 :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\text{LMTD} = 80,267 \quad \text{F}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 2,2727$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 0,27$$

$$F_t = 0,9 \quad (\text{Kern, fig.18})$$

$$\Delta t = \text{LMTD} * F_t \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 72,24 \quad \text{F}$$

c. T_c dan t_c

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 0,44$$

$$K_c = 0,56$$

$$F_c = 0,43$$

$$T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2) \quad (\text{Kern, pers 5.28})$$

$$= 250,7$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.29})$$

$$= 171,4$$

d. Diketahui data berikut.

Hot fluid :

$$\rho = 394,5066052 \text{ kg/m}^3$$

$$= 24,61721217 \text{ lb/cuft}$$

$$\mu = 0,182423438 \text{ cP}$$

$$k = 0,68395914 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 0,120532808 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$s = 1 \quad (\text{Perry 7ed, tabel 2 – 1})$$

Specific heat :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
H ₂ O	18	4544,75	58,07

Cold fluid :

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1101,06 \text{ kg/m}^3 \\ &= 68,71 \text{ lb/cuft} \\ \mu \text{ campuran} &= 0,34 \text{ cP} \\ k &= 0,74 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} \\ &= 0,13 \text{ BTU/jam.ft}^2\cdot\text{F} \end{aligned}$$

Termal konduktivitas (k) :

Komponen	x	k	x.k
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,02	0,15	0,00
H ₂ O	0,51	0,65	0,33
HNO ₃	0,00	0,32	0,00
C ₂ H ₂ O ₄	0,31	1,31	0,40
NO	0,17	0,04	0,01
Total	1,00	2,85	0,74

Specific heats :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	9417,00	12,03
H ₂ O	18	3234,87	41,33
HNO ₃	63,02	4832,59	17,64
C ₂ H ₂ O ₄	90,04	3913,00	10,00
NO	30	1288,64	9,88
Total	562,96	22686,11	90,88

Specific gravity :

Komponen	x	s	x.s
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,02	1,56	0,03
H ₂ O	0,51	1,00	0,51
HNO ₃	0,00	1,50	0,00
C ₂ H ₂ O ₄	0,31	1,65	0,51
NO	0,17	1,27	0,21
Total	1	6,98	1,26

Berdasarkan Ker hal 840, untuk heater 1 dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan larutan diperoleh nilai Ud :

$$U_d = 200 - 700 \text{ Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

$$\text{dipilih} = 200 \text{ Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} = 13,95 \text{ ft}^2$$

$$A = 21,2442 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin} \cdot \text{ft} \quad (\text{kern hal 843})$$

$$L = 6 \text{ Ft}$$

$$\text{jumlah tube (Nt)} = A/a'' \cdot L$$

$$= 18,04$$

$$\text{Standarisasi} = 26 \quad (\text{Kern, hal 841})$$

Tabel 9 Kern hal 841, parameter desain :

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ square pitch}$$

Shell side :

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 3$$

$$\text{Passes} = 1$$

Tube side :

$$\text{Number \& length} = 26$$

$$\text{OD} = 0,75$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$\text{Pitch} = 1$$

$$\text{Passes} = 2$$

Tabel 10, Kern hal 843

Keterangan		in	ft	m
OD pipe	=	3/4	0,0625	0,01905
ID pipe	=	0,532	0,044333333	0,013513
Pitch, PT	=	1	0,083333333	0,0254
Panjang pipa, Lt	=		6	1,8288

		in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a''t (outside)	=	28,2672	0,1963	0,018236
Flow area per tube, a't	=	0,836	0,005805556	0,000539

Koreksi Ud :

$$\begin{aligned}
 A &= a'' \cdot N_t \cdot L \\
 &= 30,6228 \quad \text{ft}^2 \\
 Ud &= Q/A \cdot \Delta T_{LMTD} \\
 &= 9138,75 \quad \text{Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

e. *Cold fluid : shell side*

$$\text{Flow area, as} = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

Dengan,

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 3 \text{ in}$$

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, as} = 0,96 \text{ ft}^2$$

$$W = 5064,04 \text{ kg/jam} = 11164,3 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = W/as = 11649,7 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,34 \text{ cP} = 0,82 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$Re = \frac{D \times G_s}{\mu} = 9421,93$$

$$j_H = 50 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } t_c = 171,4 \text{ F,}$$

$$c = 90,9 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,131 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 8,3$$

$$h_o = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi$$

$$h_o/\phi_s = 81,6$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{i0}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 221 \text{ F}$$

Pada suhu t_w ,

Komponen	x	μ	$x \cdot \mu$
$C_6H_{12}O_6$	0,02	0,59	0,01
H_2O	0,51	0,26	0,13
HNO_3	0,00	0,39	0,00
$C_2H_2O_4$	0,31	1,24	0,38
NO	0,17	0,00	0,00
Total	1,00	2,48	0,53

$$\mu_w = 0,527 \text{ cP} = 1,28 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 0,94$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_o = \frac{h_o}{\phi_s} = 76,75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

f. *Hot fluid : tube side*

$$\text{Flow area, } a_t = N_t \times a' / 144n = 0,4528333 \text{ ft}^2$$

$$w = 1215,7 \text{ kg/jam} = 2680,1 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = W/a_t = 5918,5 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,1824 \text{ cP} = 0,4415 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re_t = (D \times G_t) / \mu = 837,9$$

$$L/D = 96$$

$$j_H = 6 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } T_c = 250,7 \text{ F,}$$

$$c = 58,1 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,1205 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 5,97$$

$$h_i = j_H \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \phi_t$$

$$h_i / \phi_t = 69,1$$

$$h_{io} / \phi_t = (h_i / \phi_t) \times (ID/OD) = 49$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 221 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,27 \text{ cP} = 0,64 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 0,95$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} = 46,5 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Clean overall coefficient (Uc),

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 28,96 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

$$U_d = 138,75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Faktor kotor (maksimall 0,006 dari water 0,003 + feed 0,003 berdasarkan Kern hal 846),

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}$$

$$R_d = 0,0027$$

g. Pressure drop

Hot fluid : shell side

$$Re_s = 9421,93$$

$$f = 0,003$$

$$s = 1,26$$

$$De = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{No. of crosses, } N+1 = 12L/B = 104 \text{ in} = 8,666666667 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = 0,0082 \text{ psi}$$

Cold fluid : tube side

$$Re_t = 837,9$$

$$f = 0,01$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_t = 0,00074 \text{ psi}$$

$$G_t = 5918,5$$

Berdasarkan Kern fig.27 diperoleh :

$$V2/2g' = 0,001$$

$$\Delta P_T = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'}$$

$$\Delta P_T = 0,012 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{tube total}} = \Delta P_t + \Delta P_T = 0,0127 \text{ psi}$$

76,75	<i>h outside</i>	46,5
Uc	<i>Calculated</i>	28,96
Ud	<i>Trial</i>	200
Ud	<i>Calculated</i>	138,75
Rd	<i>Calculated</i>	0,003
Rd	<i>Required</i>	0,003
ΔP_s	<i>Calculated</i>	0,0082
ΔP_t	<i>Calculated</i>	0,0127

18. Perancangan Cooler 1

Kode	: HE – 04
Fungsi	: Mendinginkan larutan $C_2H_2O_4$ hingga $80^\circ C$
Alat	: Heat exchanger tipe Shell and Tube
Letak	: Setelah Evaporator
Shell	: Bahan
Tube	: Steam

Perancangan berdasarkan Kern hal 149

a. Kebutuhan pemanas

$$Q = 51154,11289 \text{ kJ/jam}$$

b. LMTD

Fluida panas : produk evaporator

Tin	= 90 C
	= 194 F
Tout	= 80 C
	= 176 F

Fluida dingin : *cooling water*

tin	= 30 C
	= 86 F
tout	= 45 C
	= 113 F

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
194	Higher Temp	113	81
176	Lower Temp	86	90
18	Differences	27	-9

$$(T_1 - T_2) = 18 \text{ F}$$

$$(t_2 - t_1) = 27 \text{ F}$$

$$(\Delta t_2 - \Delta t_1) = 81 - 90 = -9 \text{ F}$$

Untuk aliran counter – current Kern persamaan 5.14 :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\text{LMTD} = 85,52 \text{ F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 0,67$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,25 \\
 Ft &= 0,9 && \text{(Kern, fig.18)} \\
 \Delta t &= LMTD * Ft && \text{(Kern, pers 5.14)} \\
 &= 76,97 && F
 \end{aligned}$$

c. Tc dan tc

$$\begin{aligned}
 \Delta t_c / \Delta t_h &= 1,5 \\
 K_c &= 0,716814159 \\
 F_c &= 0,43 \\
 T_c &= T_2 + F_c * (T_1 - T_2) && \text{(Kern, pers 5.28)} \\
 &= 183,74 \\
 t_c &= t_1 + F_c * (t_2 - t_1) && \text{(Kern, pers 5.29)} \\
 &= 97,61
 \end{aligned}$$

d. Diketahui data berikut.

Cold fluid :

$$\begin{aligned}
 \rho &= 1022,875267 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 63,82741667 \text{ lb/cuft} \\
 \mu &= 0,815034472 \text{ cP} \\
 k &= 0,613284939 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \\
 &= 0,10807803 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \\
 s &= 1 && \text{(Perry 7ed, tabel 2 - 1)}
 \end{aligned}$$

Specific heat :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
H ₂ O	18	377,49	4,82

Hot fluid :

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= 3233,92 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 201,797 \text{ lb/cuft} \\
 \mu \text{ campuran} &= 0,81472 \text{ cP} \\
 k &= 0,46706 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \\
 &= 0,08231 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}
 \end{aligned}$$

Termal konduktivitas (k) :

komponen	x	k	x.k
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,038	0,150	0,006
H ₂ O	0,332	0,669	0,222
C ₂ H ₂ O ₄	0,630	0,380	0,240
Total	1,000	1,199	0,467

Specific heats :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	14235	18,1892
H ₂ O	18	4888,79	62,4678
C ₂ H ₂ O ₄	90,04	5915	15,1094
Total	469,94	25038,8	95,7664

Specific gravity :

Komponen	x	s	x.s
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,04	1,56	0,06
H ₂ O	0,33	1,00	0,33
V ₂ O ₅	0,63	1,65	1,04
C ₂ H ₂ O ₄	1	4,22	1,43
Total	0,04	1,56	0,06

Berdasarkan Ker hal 840, untuk heater 1 dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan larutan diperoleh nilai Ud :

$$U_d = 200 - 700 \quad \text{Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

$$\text{dipilih} = 200 \quad \text{Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} = 3,3 \text{ ft}^2$$

$$A = 3,3 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \quad (\text{kern hal 843})$$

$$L = 6 \text{ Ft}$$

$$\text{jumlah tube (Nt)} = A/a'' \cdot L$$

$$= 2,280064732$$

$$\text{Standarisasi} = 16 \quad (\text{Kern, hal 841})$$

Tabel 9 Kern hal 841, parameter desain :

$$\text{OD tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1,25 \text{ square pitch}$$

Shell side :

$$\text{ID} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 3$$

$$\text{Passes} = 1$$

Tube side :

$$\text{Number \& length} = 16$$

$$OD = 1$$

$$BWG = 8$$

$$Pitch = 1$$

$$Passes = 2$$

Tabel 10, Kern hal 843

Keterangan	=	in	ft	m
OD pipe	=	1	0,083333333	0,0254
ID pipe	=	0,67	0,055833333	0,017018
Pitch, PT	=	1,25	0,104166667	0,03175
Panjang pipa, Lt	=		6	1,8288

	=	in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a"t (outside)	=	28,2672	0,1963	0,018236
Flow area per tube, a't	=	0,836	0,005805556	0,000539

Koreksi Ud :

$$A = a'' \cdot N_t \cdot L$$

$$= 30,6228 \text{ ft}^2$$

$$U_d = Q/A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$= 21,7 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

e. *Hot fluid : shell side*

$$\text{Flow area, as} = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

Dengan,

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 3 \text{ in}$$

$$P_t = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, as} = 0,77 \text{ ft}^2$$

$$W = 281260,26 \text{ kg/jam} = 620072,83 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = W/as = 808790,65 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$\mu = 1,6 \text{ cP} = 1,97 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$Re = \frac{D \times G_s}{\mu} = 273476,74$$

$$j_H = 300 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } T_c = 183,7 \text{ F,}$$

$$c = 95,8 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,082 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 13,2$$

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi$$

$$h_o/\phi_s = 488,5$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 181,7 \text{ F}$$

Pada suhu t_w ,

Komponen	x	μ	x. μ
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,04	0,10	0,00
H ₂ O	0,33	0,34	0,11
C ₂ H ₂ O ₄	0,63	1,12	0,71
Total	1	1,56	0,82

$$\mu_w = 0,82 \text{ cP} = 1,99 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 0,998$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \phi_s = 487,8 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

f. *Cold fluid : tube side*

$$\text{Flow area, } a_t = Nt \times a't/144n = 0,279 \text{ ft}^2$$

$$W = 815,7 \text{ kg/jam} = 1798,2 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = W/a_t = 6452,95 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 1 \text{ in} = 0,083 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,81503447 \text{ cP} = 1,97238342 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re = (D \times G_t)/\mu = 272,64$$

$$L/D = 72$$

$$jH = 3 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } t_c = 97,61 \text{ F,}$$

$$c = 4,823 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,108 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 4,448$$

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \phi_t$$

$$h_i/\phi_t = 17,3$$

$$h_{io}/\phi_t = (h_i/\phi_t) \times (ID/OD) = 11,6$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 181,7 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,34 \text{ cP} = 0,82 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1,131$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \phi_t = 13,12 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Clean overall coefficient (U_c),

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 12,77 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

$$U_d = 21,7 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Faktor kotor (maksimall 0,006 dari water 0,003 + feed 0,003 berdasarkan Kern hal 846),

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}$$

$$R_d = 0,003$$

g. Pressure drop

Hot fluid : shell side

$$Re_s = 273476,74$$

$$f = 0,0015$$

$$s = 1,43$$

$$D_e = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{No. of crosses, } N+1 = 12L/B = 64 \text{ in} = 5,3 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = 10 \text{ psi}$$

Cold fluid : tube side

$$Re_t = 272,64$$

$$f = 0,01$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_t = 0,00034 \text{ psi}$$

$$G_t = 6452,95$$

Berdasarkan Kern fig.27 diperoleh :

$$V/2g' = 0,001$$

$$\Delta P_T = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'}$$

$$\Delta P_T = 0,012 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{tube total}} = \Delta P_T + \Delta P_T = 0,0123 \text{ psi}$$

487,8	<i>h outside</i>	13,12
Uc	<i>Calculated</i>	12,77
Ud	<i>Trial</i>	200
Ud	<i>Calculated</i>	21,7
Rd	<i>Calculated</i>	0,003
Rd	<i>Required</i>	0,003
ΔP_s	<i>Calculated</i>	10
ΔP_t	<i>Calculated</i>	0,0123

19. Perancangan Cooler 2

Kode : HE – 05

Fungsi : Mendinginkan larutan $C_2H_2O_4$ hingga $30^\circ C$

Alat : Heat exchanger tipe Shell and Tube

Letak : Setelah Crystallizer

Shell : Bahan

Tube : Steam

Perancangan berdasarkan Kern hal 149

a. Kebutuhan pemanas

$$Q = 249725,3195 \text{ kJ/jam}$$

b. LMTD

Fluida panas : produk *crystallizer*

$$T_{in} = 80 \text{ C}$$

$$= 176 \text{ F}$$

$$T_{out} = 30 \text{ C}$$

$$= 86 \text{ F}$$

Fluida dingin : *cooling water*

$$t_{in} = 29 \text{ C}$$

$$= 84,2 \text{ F}$$

$$t_{out} = 45 \text{ C}$$

$$= 113 \text{ F}$$

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff.
176	Higher Temp	113	63
86	Lower Temp	84,2	1,8
90	Differences	28,8	61,2

$$(T_1 - T_2) = 90 \text{ F}$$

$$(t_2 - t_1) = 32,4 \text{ F}$$

$$(\Delta t_2 - \Delta t_1) = 63 - 5,4 = 57,6 \text{ F}$$

Untuk aliran counter – current Kern persamaan 5.14 :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\text{LMTD} = 17,23 \text{ F}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 3,13$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 0,3$$

$$F_t = 0,5 \quad (\text{Kern, fig.18})$$

$$\Delta t = \text{LMTD} * F_t \quad (\text{Kern, pers 5.14})$$

$$= 8,6 \quad \text{F}$$

c. T_c dan t_c

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 0,32$$

$$K_c = 0,557522124$$

$$F_c = 0,43$$

$$T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2) \quad (\text{Kern, pers 5.28})$$

$$= 124,7$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) \quad (\text{Kern, pers 5.29})$$

$$= 96,6$$

d. Diketahui data berikut.

Cold fluid :

$$\rho = 1022,875267 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,82741667 \text{ lb/cuft}$$

$$\mu = 0,815034472 \text{ cP}$$

$$k = 0,613284939 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 0,10807803 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$S = 1 \quad (\text{Perry 7ed, tabel 2 – 1})$$

Specific heat :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
H ₂ O	18	377,4863816	4,823437

Hot fluid :

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1737,03 \text{ kg/m}^3 \\ &= 108,391 \text{ lb/cuft} \\ \mu \text{ campuran} &= 0,88811 \text{ cP} \\ k &= 0,93933 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} \\ &= 0,16554 \text{ BTU/jam.ft}^2\cdot\text{F} \end{aligned}$$

Termal konduktivitas (k) :

komponen	x	k	x.k
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,04	0,15	0,01
H ₂ O	0,33	0,66	0,22
C ₂ H ₂ O ₄	0,12	0,38	0,05
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,51	1,31	0,67
Total	1,00	2,50	0,94

Specific heats :

Komponen	BM	Cp	c
		(kJ/mol.K)	(Btu/lb.F)
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	12045	15,3908
H ₂ O	18	4136,37	52,8536
C ₂ H ₂ O ₄	90,04	5005	12,7849
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	126,07	6330,09	11,5485
Total	596,01	27516,5	92,5778

Specific gravity :

Komponen	x	s	x.s
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,04	1,56	0,06
H ₂ O	0,33	1,00	0,33
C ₂ H ₂ O ₄	0,12	1,65	0,20
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,51	1,65	0,84
Total	1,00	5,87	1,43

Berdasarkan Ker hal 840, untuk heater 1 dengan pemanas steam dan fluida dingin merupakan larutan diperoleh nilai Ud :

$$U_d = 200 - 700 \quad \text{Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

$$\text{dipilih} = 200 \quad \text{Btu/Ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

Sehingga diperoleh nilai A :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} = 85,5 \text{ ft}^2$$

$$A = 144,9 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \quad (\text{kern hal 843})$$

$$L = 6 \text{ Ft}$$

$$\text{jumlah tube (Nt)} = A/a'' \cdot L$$

$$= 123,04$$

$$\text{Standarisasi} = 124 \quad (\text{Kern, hal 841})$$

Tabel 9 Kern hal 841, parameter desain :

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ square pitch}$$

Shell side :

$$\text{ID} = 15,25 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 3$$

$$\text{Passes} = 1$$

Tube side :

$$\text{Number \& length} = 124$$

$$\text{OD} = 0,75$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$\text{Pitch} = 1$$

$$\text{Passes} = 2$$

Tabel 10, Kern hal 843

Keterangan		in	ft	m
OD pipe	=	0,75	0,0625	0,01905
ID pipe	=	0,982	0,081833333	0,024943
Pitch, PT	=	1	0,083333333	0,0254
Panjang pipa, Lt	=		6	1,8288

		in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a''t (outside)	=	28,2672	0,1963	0,018236
Flow area per tube, a't	=	0,836	0,005805556	0,000539

Koreksi Ud :

$$\begin{aligned}
 A &= a'' \cdot N_t \cdot L \\
 &= 30,6228 \text{ ft}^2 \\
 Ud &= Q/A \cdot \Delta T_{LMTD} \\
 &= 946,43 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

e. *Hot fluid : shell side*

$$\text{Flow area, as} = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

Dengan,

$$C' = 0,25 \text{ in}$$

$$B = 3 \text{ in}$$

$$P_T = 1 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, as} = 1,83 \text{ ft}^2$$

$$W = 2471,13 \text{ kg/jam} = 5447,92 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = W/as = 2982,2 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 15,25 \text{ in} = 1,3 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,89 \text{ cP} = 2,15 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$Re = \frac{D \times G_s}{\mu} = 1763,4$$

$$jH = 50 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } T_c = 124,7 \text{ F,}$$

$$c = 92,6 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,165 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 10,63$$

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi$$

$$h_o/\phi_s = 69,25$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{i0}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 116,2 \text{ F}$$

Pada suhu t_w ,

Komponen	x	μ	x. μ
C ₆ H ₁₂ O ₆	0,04	0,50	0,02
H ₂ O	0,33	0,58	0,19
C ₂ H ₂ O ₄	0,12	1,12	0,14
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O	0,51	1,24	0,63
Total	1,00	3,45	0,98

$$\mu_w = 0,98 \text{ cP} = 2,37 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 0,99$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_o = \frac{h_o}{\phi_s} = 21,63 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

f. *Cold fluid : tube side*

$$\text{Flow area, } a_t = Nt \times a'/144n = 2,16 \text{ ft}^2$$

$$W = 3981,9 \text{ kg/jam} = 8778,6 \text{ lb/jam}$$

$$Gt = W/a_t = 4064,8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D = 0,75 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,8150345 \text{ cP} = 1,9723834 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Re = (D \times Gt)/\mu = 128,8$$

$$L/D = 96$$

$$jH = 3 \text{ (Kern, fig 28)}$$

$$\text{Pada } t_c = 96,6 \text{ F,}$$

$$c = 4,8 \text{ btu/lbF}$$

$$k = 0,108 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$(c\mu/k)^{1/3} = 4,448$$

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{D} \cdot \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_t$$

$$h_i/\phi_t = 23,1$$

$$h_{io}/\phi_t = (h_i/\phi_t) \times (ID/OD) = 30,22$$

suhu dinding tube,

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 116,2 \text{ F}$$

$$\mu_w = 0,58 \text{ cP} = 1,41 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1,05$$

$$\text{Koreksi } h_o, h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} = 31,66 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Clean overall coefficient (Uc),

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 21,63 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

$$U_d = 946,43 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F.jam}$$

Faktor kotor (maksimal 0,006 dari water 0,003 + feed 0,003 berdasarkan Kern hal 846),

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d}$$

$$R_d = 0,0045$$

g. Pressure drop

Hot fluid : shell side

$$Re_s = 1763,36$$

$$f = 0,002$$

$$s = 1,43$$

$$De = 1,27 \text{ ft}$$

$$\text{No. of crosses, } N+1 = 12L/B = 496 \text{ in} = 41,3 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

$$\Delta P_s = 0,001435 \text{ psi}$$

Cold fluid : tube side

$$Re_t = 128,8$$

$$f = 0,01$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_t = 0,0015 \text{ psi}$$

$$G_t = 4064,796$$

Berdasarkan Kern fig.27 diperoleh :

$$V^2/2g' = 0,001$$

$$\Delta P_T = \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'}$$

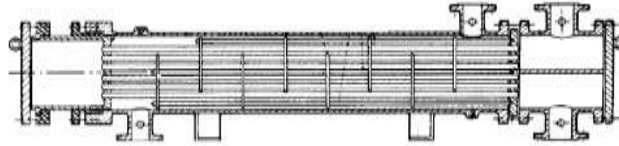
$$\Delta P_T = 0,012 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{tube total}} = \Delta P_t + \Delta P_T = 0,013 \text{ psi}$$

68,3	<i>h outside</i>	31,66
Uc	<i>Calculated</i>	21,63
Ud	<i>Trial</i>	200
Ud	<i>Calculated</i>	946,43
Rd	<i>Calculated</i>	0,004
Rd	<i>Required</i>	0,003
ΔP_s	<i>Calculated</i>	0,001
ΔP_t	<i>Calculated</i>	0,013

20. Perancangan Heater Udara

Kode	: HE – 06
Fungsi	: Memanaskan udara dari 30°C menjadi 120°C
Alat	: Heat exchanger tipe Shell and Tube
Waktu proses	: Kontinyu



Massa udara	=	5351,73	kg/jam
	=	11798,5	lb/jam
Q yang dibutuhkan	=	355995	kJ/jam
	=	337412	btu/jam
steam yang digunakan	=	16,4355	kg/jam
	=	36,2341	lb/jam

Tin udara	=	30	C	=	86	F
Tout udara	=	90	C	=	194	F
Tin steam	=	150	C	=	302	F
ΔT_1	=	302 – 194	=	108	F	
ΔT_2	=	302 – 86	=	216	F	

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 155,8 \text{ F}$$

Untuk 1 – 2 shell and tube,

$$F_t = 0,8 \quad (\text{Kern, hal 225})$$

$$\Delta T = F_t \times \text{LMTD} = 124,65 \text{ F}$$

$$T_c = T_{\text{av media}} = 302 \text{ F}$$

$$t_c = t_{\text{av bahan}} = 140 \text{ F}$$

Berdasarkan Kern hal 842 – 843, diperoleh :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

$$L = 6 \text{ ft}$$

$$a = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD} = 5 \text{ btu/jam.ft}^2 \quad (\text{Kern, tabel 8})$$

$$A = Q / (\text{UD} \times \Delta T) = 571,2 \text{ ft}^2$$

$$N_t = A / (L \times a) = 363,6 \text{ buah}$$

Digunakan,

Nt standar = 398 buah (Kern, tabel 9)

Tube passes = 2

ID shell = 31 in

Pitch = 1,25 in²

A = 625,2 ft²

Ud = 4,6 Btu/jam.ft²

Shell passes = 1

Spesifikasi :

Tube	:	
OD	:	1 in
Panjang	:	6 ft
Pitch	:	1 in
Jumlah Tube	:	398 buah
Passes	:	2
Shell	:	
ID	:	31 in
Passes	:	1
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
A	:	625,2 ft ²
Jumlah alat	:	1 Buah

21. Perancangan Filter udara

Kode	:	FU – 01
Fungsi	:	Menyaring debu yang terdapat dalam udara yang akan digunakan sebagai pengering rotary dryer
Bentuk	:	<i>Dry throwaway</i>
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm

Diketahui data berikut.

Laju massa = 1301,57 kg/jam

= 2869,48 lb/jam

Densitas udara = 0,07589 lb/cuft (Appendix A 3 – 3, Geankoplis hal 866)

Fv campuran = 37811 cuft/jam

= 630,18 cuft/menit

Dari tabel 17 – 8 Perry 7ed, diketahui kadar debu dalam udara adalah 1 g/1000 cuft. Sehingga,

$$\text{Kadar debu} = \frac{1}{1000} \times Fv = 0,63018 \text{ g/menit}$$

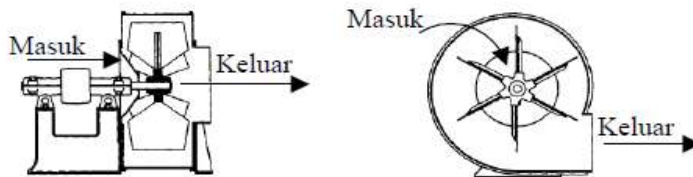
Berdasarkan Perry 7ed tabel 17 – 9, digunakan ukuran standar :

Face dimensions = 24 x 24 in

Depth less gaskets = 11,5 in

22. Perancangan Blower

Kode	: BL – 01
Fungsi	: Memindahkan udara ke rotary dryer
Bentuk	: <i>Centrifugal blower</i>
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm



Diketahui data berikut.

massa udara	= 5351,73 kg/jam
	= 11798,5 lb/jam
BM udara	= 29
P	= 1 atm
ρ	= 0,07589 lb/cuft
Fv	= 155469 cuft/jam
	= 2591,15 cuft/menit
	= 4402,39 m ³ /jam

Menentukan power :

Berdasarkan Perry 7ed hal 10 – 46, untuk mengetahui besar power blower yang digunakan dengan persamaan berikut.

$$\text{Power} = 1,57 \cdot 10^{-4} Q \cdot (P_2 - P_1) = 1,5 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 40 – 80 %

Dipilih = 80%

Power total = 1,9 Hp

Digunakan power standar = 2 Hp

23. Perancangan Pompa

Kode	: P – 01
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku glukosa dari truk ke tangki penyimpanan

Bentuk	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Jumlah alat	:	1 buah
Suhu	:	30°C
Tekanan	:	1 atm

Dipilih tipe pompa centrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- 1) Dapat digunakan untuk kapasitas 15 – 5000 gpm
- 2) Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- 3) Kecepatan putarannya stabil
- 4) Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

Dipilih bahan konstruksi *commercial steel* dengan pertimbangan :

- 1) Tahan korosi
- 2) Memiliki batas tekanan yang diijinkan yaitu sampai dengan 22500 psi
- 3) Memiliki batas suhu yang diijinkan yaitu -65 – 650 F

a. Ukuran pipa

Diketahui data berikut.

T	=	30	C
	=	303,15	K
P	=	1	atm
Rate massa	=	988,3708035	kg/jam
	=	0,605273613	lb/s
ρ campuran	=	1278,545395	kg/m ³
	=	79,78123268	lb/cuft
μ campuran	=	12,02225517	cP
	=	0,008078582	lb/ft.s
Fv campuran	=	0,773043184	m ³ /jam

Dalam 1 hari, bahan yang dipompa sebesar :

$$V = 0,773043184 \times 24 = 18,55303642 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Berdasarkan Carl Branen hal 459, kapasitas tangki 1,5 lipat dari tangker/truk, sehingga :

$$V \text{ tangki} = 155,85 \text{ m}^3$$

$$V \text{ truk} = 155,85/1,5 = 103,9 \text{ m}^3$$

Apabila glukosa tersebut harus dipompa dari truk ke tangki penyimpanan dalam waktu 60 menit, maka :

$$Q \text{ pompa} = 103,9 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,02 \text{ cuft/s} = 457,45 \text{ gpm}$$

Diperkirakan aliran fluida turbulen memiliki bilangan Reynold lebih dari 2100, sehingga untuk mencari nilai diameter dalam optimum (Di opt) menggunakan persamaan :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, pers 45 hal 365})$$

Dengan,

$D_i \text{ opt}$ = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, cuft/s

ρ = densitas fluida, lb/cuft

sehingga,

$$D_i \text{ opt} = 6,95 \text{ in}$$

Dari data tersebut, berdasarkan properties of pipe di Brownell hal 387 diperoleh :

$$\text{NPS} = 8,00 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 8,63 \text{ in} = 0,72 \text{ Ft}$$

$$\text{ID} = 7,00 \text{ in} = 0,58 \text{ ft} = 0,178 \text{ m}$$

$$A = 19,93 \text{ in}^2$$

$$= 0,14 \text{ ft}^2$$

$$v = Q/A = 7,36 \text{ ft/s}$$

b. Bilangan Reynold

Berdasarkan Cuolson vol 6, pers 5.4 hal 202, penyelesaian bilangan Reynold :

$$\text{NRe} = \frac{\rho v D}{\mu} = 42428,3$$

Bilangan Reynold > 2100, jadi alirannya bersifat turbulen

Dari NRe yang ada, untuk commercial steel maka diperoleh :

Absolute roughness = 0,046 mm (Cuolson Vol 6, tabel 5.2)

Relative roughness, $\epsilon/D = 0,00026$ mm

$f = 0,0025$ (Cuolson vol 6, fig 5.7 hal 203)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			(ft)	(m)	(m)
Pipa lurus	Horizontal	3	10,9	3,3	10
	Vertical	3	4,6	1,4	4
Fitting	standar elbow 90°	3	35	10,7	1,9
	Coupling	3	2	0,6	0,1
	gate valve (wide open)	1	9	2,7	0,5
Total					16,7

Sumber : Cuolson Vol 6, tabel 5.3 hal 204 dan geankoplis tabel 2.10-1

Berdasarkan Cuolson Vol 6, pers 5.3 hal 201 :

$$\Delta P_f = 8 \cdot f \left(\frac{L}{ID} \right) \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} = 6050,28 \text{ N/m}^2$$

c. Energi mekanik pompa

Berdasarkan Cuolson vol 6 persamaan 5.5 hal 206 :

$$g\Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_f}{\rho} - W = 0$$

dengan,

W = energi

Δz = perbedaan tinggi

$$= 0 - 12 \text{ ft} = -12 \text{ ft} = -3,7 \text{ m}$$

ΔP = perbedaan tekanan operasi

$$= 1 - 1,82 = -0,82 \text{ atm} = -83437,75 \text{ N/m}^2$$

ΔP_f = pressure drop

$$= 6050,28$$

ρ = densitas fluida

$$= 1278,54 \text{ kg/m}^3$$

g = percepatan gravitasi

$$= 9,8 \text{ m/s}^2$$

Sehingga,

$$-W = 106,35 \text{ J/kg}$$

d. Head total

Berdasarkan Cuolson Vol 6, example 5.3 hal 210 :

Head total = static head + dynamic head

$$= \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta P_f}{\rho g}$$

$$= 6,66 + 0,48$$

$$= 7,142 \text{ m}$$

$$= 23,43 \text{ ft}$$

Berdasarkan Cuolson Vol 6, fig 5.6 hal 200, diperoleh :

Jenis centrifugal pump = single – stage

Kecepatan putaran = 3500 rpm

e. Specific speed

Berdasarkan Cuolson Vol 6, pers 5.1 hal 200 :

$$N_s = \frac{NQ^{(1/2)}}{(gh)^{(3/4)}} \cdot 1,73 \cdot 10^4$$

Dengan,

$$N = \text{Rpm}$$

$$= 3500 \text{ rpm}$$

Q = Flow

$$= 0,029 \text{ m}^3/\text{s}$$

H = Head

$$= 7,142 \text{ m}$$

Sehingga,

$$N_s = 7185 \text{ rpm}$$

Menurut Coulson and Richardson (halaman 200), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed-nya, jika :

- $N_s < 1000$, pilih Radial Flow Impellers
- $N_s = 1001 - 7000$, pilih Mixed Flow Impellers
- $N_s > 7000$, pilih Axial Flow Impellers

Sehingga, untuk pompa dengan $N_s = 7185 \text{ rpm}$ digunakan pompa jenis axial flow impellers.

f. Power pompa

Berdasarkan Cuolson Vol 6, pers 5.6a hal 207 :

$$\text{Power} = \frac{W \cdot m}{\eta}$$

Dengan,

m = mass flow rate

$$= 0,275 \text{ kg/s}$$

η = Efisiensi

$$= 70\%$$

(Efisiensi dari Cuolson Vol 6, fig 5.9 hal 207)

Sehingga,

$$\text{Power} = 41,71 \text{ W}$$

$$= 0,06 \text{ Hp}$$

$$\text{safety factor} = 25\%$$

$$\text{power total} = 0,1 \text{ Hp}$$

$$\text{Power standar} = 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi :

tipe : Centrifugal pump single stage 3500 rpm

Jenis impeller : Axial flow impellers

Driver : Motor electric 1 Hp

LAMPIRAN B UTILITAS

1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air
 - a. Air untuk keperluan sanitasi jumlah total 206 kg/jam
 - b. Air proses total 457,6 kg/jam
 - c. Air untuk boiler total 20573,7 kg/jam dan make up 1870,3 kg/jam
 - d. Air untuk cooling tower 6907,4 kg/jam dan make up 142,9 kg/jam
2. Unit Pengadaan Tenaga Listrik
 - a. Listrik keperluan proses

Alat proses	Power (Hp)	Jumlah	Σ Power (Hp)
Mixer M-01	12	1	12
Reaktor (R)	11	1	11
Evaporator -01	1	1	1
Pompa (P-01)	1	1	1
Pompa (P-02)	1	1	1
Pompa (P-03)	1	1	1
Pompa (P-04)	1	1	1
Pompa (P-05)	1	1	1
Pompa (P-06)	1	1	1
Pompa (P-07)	1	1	1
Pompa (P-08)	1	1	1
Pompa (P-09)	1	1	1
Pompa (P-10)	1	1	1
Kristalizer (H)	1	1	1
Centrifuge (CF)	2	1	2
Centrifuge (CF) II	2	1	2
Rotary Dryer (B)	19	1	19
Screw Conveyor (SC-01)	1	1	1
Screw Conveyor (SC-02)	1	1	1
Blower	2	1	2
Bucket Elevator	2	1	2
Cooling Conveyor	1	1	1
Total	65	31	65

Diketahui, 1 Hp = 0,75 KW

Jadi, kebutuhan listrik untuk proses = 48,5 KW

b. Listrik untuk utilitas

Alat proses	Power (Hp)	Jumlah	Σ Power (Hp)
Tangki koagulasi	302	1	302
LU-01	5	1	5
LU-02	525	1	525
LU-03	723	1	723
LU-04	383	1	383
LU-05	11	1	11
LU-06	5	1	5
LU-07	1	1	1
LU-08	1	1	1
LU-09	33	1	33
LU-10	34	1	34
LU-11	1	1	1
LU-12	183	1	183
LU-13	181	1	181
LU-14	197	1	197
LU-15	4	1	4
LU-16	4	1	4
LU-17	419	1	419
Fan Cooling Tower	5	1	5
Blower boiler	5	1	5
Kompresor	3	1	3
Total	3025	21	3025

Jadi, power total untuk utilitas = 2255,54 KW

c. Listrik untuk AC dan penerangan

AC

Bangunan	Ukuran (m)		Luas (m)	Kebutuhan AC
	Panjang	Lebar		
Kantor	25	25	250	7
Gedung Pertemuan	25	10	250	7
Laboratorium QA	10	10	100	3
Warehouse	20	30	600	17
Total			1200	33

Diketahui:

AC 2 PK untuk ruangan dengan luas 36 m², sehingga dapat diketahui jumlah kebutuhan AC.

Daya AC 2 PK sebesar = 1920 W

Sehingga, daya total AC = 64000 W atau 64 KW

Penerangan

Bangunan	Ukuran (m)		Luas	Kebutuhan
	Panjang	Lebar		penerangan (lumens)
Kantor	25	10	250	62500
Gedung Pertemuan	25	10	250	62500
Tempat Ibadah	10	10	100	25000
Tempat untuk Makan	10	12	120	30000
Utilitas	30	20	600	150000
Laboratorium QA	10	10	100	25000
Ruang Kontrol	15	10	150	37500
Area Proses	50	30	1500	375000
Warehouse	20	30	600	150000
UPL	20	10	200	50000
Ruang Maintenance dan bengkel	20	10	200	50000
Ruang K3	20	5	100	25000
Pos Security	3	5	15	3750
Tempat Parkir Truk	13	12	156	39000
Tempat Parkir Karyawan	10	16	160	40000
Garasi	13	12	156	39000
Taman	35	10	350	87500
Jalan	400	7	2800	700000
Area Pengembangan	100	50	5000	0
Halaman depan Pabrik	5	7	35	8750
Total				1960500

Ruangan dengan luas 100 m² membutuhkan penerangan sebesar 25000 lumens, sedangkan :

1 watt = 90 lumens

Lumens merupakan satuan pencahayaan untuk menghitung kebutuhan lampu.

Sehingga :

Dapat diketahui total daya sebesar = 21783,3 W atau 21,78 KW

Total listrik AC dan penerangan = 85,78 KW

d. Listrik laboratorium dan bengkel

Untuk laboratorium = 20000 W

Untuk bengkel = 20000 W

Total = 40000 W atau 40 KW

e. Listrik untuk instrumentasi

Diperkirakan = 5000 W atau 5 KW

f. Total kebutuhan listrik

Sehingga diperkirakan total kebutuhan listrik = 2434,79 KW

g. Emergency generator

Total kebutuhan listrik = 2434,79 KW

Efisiensi generator = 80%

Input generator = $(2434,79)/(80\%) = 3043,49$ KW

Digunakan input standar = 3250 KW

Spesifikasi :

Fungsi = Sebagai sumber listrik cadangan jika ada pemadaman listrik

Penggunaan = Diasumsikan dalam setahun pemadaman listrik terjadi selama 6 jam dalam setahun

Tipe = AC generator

Kapasitas = 3250 KW

Tegangan = 220/360 Volt

Efisiensi = 80%

Frekuensi = 50 Hz

Bahan bakar = solar

3. Unit Pengadaan Bahan Bakar

a. Kebutuhan bahan bakar generator

Jenis bahan bakar = solar

Heating value = 19647 btu/lb

Efisiensi = 80%

Densitas solar = 53 lb/ft³

Kapasitas input = 3250 KW = 11090339 btu/jam

Kebutuhan solar = $11090339/(80\%*53*19647) = 13,3$ ft³/jam = 0,38 m³/jam

Kebutuhan solar selama 1 tahun = 2,3 m³/tahun

b. Tangki bahan bakar solar

Fungsi = Menampung bahan bakar solar untuk generator dan boiler

Jenis = Tangki silinder tegak

Kebutuhan solar generator = $2,3 \text{ m}^3/\text{tahun} = 0,4 \text{ m}^3/\text{jam}$

Kebutuhan minyak bakar untuk boiler = $1246 \text{ L/jam} = 1,25 \text{ m}^3/\text{jam}$

Kebutuhan solar total = $1,62 \text{ m}^3/\text{jam} = 1168,1 \text{ m}^3/\text{tahun}$

Waktu tinggal = 3 hari

Overdesign = 20%

V tangki = $140,2 \text{ m}^3$

Tangki solar dirancang 1 buah, bentuk tangki silinder tegak, $H=D$;

V tangki = $\pi/4 \times D^2 \times H$

$D = (4 \times V / \pi)^{1/3} = 5,6 \text{ m}$

$D = H$

Bahan konstruksi = carbon steel

4. Perancangan Alat Utilitas

6.1 Tangki Alum

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur pada air yang lolos dari filter

Bentuk : Bak persegi panjang yang diperkuat beton bertulang

Jumlah alat : 1 buah

Kebutuhan air kontinyu = $2774,1 \text{ kg/jam}$

Konsentrasi alum dalam air yang diolah = 100 ppm

Kebutuhan alum = $(100 \times 6888,9269)/10^6 = 0,3 \text{ kg/jam}$

Kebutuhan larutan alum 8 % = $3,5 \text{ kg/jam}$

Densitas larutan dianggap = 2672 kg/m^3

Keperluan satu minggu operasi = $(7 \times 24 \times 3,5)/2672 = 0,22 \text{ m}^3$

Overdesign = 20%

V tangki + overdesign = $0,26 \text{ m}^3$

Dipilih tangki silinder tegak dengan $H/D = 2$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$D = 0,6 \text{ m}$

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

6.2 Clarifier

Fungsi : Mengendapkan gumpalan kotoran (flokulan) yang terbentuk di bak penggumpal

Jenis : Circular clarifiers

Bentuk : Tangki silinder tegak berbentuk kerucut

Diketahui data berikut.

W = $2774,5 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned}
 T &= \text{waktu pengendapan} \\
 &= 4 \text{ jam} \\
 \rho &= 1022,875267 \quad \text{kg/m}^3 \\
 V &= \text{volume liquid} \\
 &= (W/\rho) \times t \\
 &= 10848,04 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Overdesign} &= 20\% \\
 V_{\text{total}} &= 13017,6 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

Dengan dimensi tangki $H=D$,

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$D = 25,5 \text{ m}$$

$$H = D$$

Dimensi kerucut, dengan α adalah $1/2$ sudut conis yaitu $30/2=15$

$$H_k = \tan \alpha \cdot (0,5 \cdot D) = 7,1 \text{ m}$$

Sehingga,

$$H_{\text{total}} = H_{\text{tangki}} + H_{\text{kerucut}} = 32,6 \text{ m}$$

6.3 Tangki Karbon Aktif

Fungsi : Membersihkan air dari bau dan rasa yang kurang sedap

$$\begin{aligned}
 \text{Air yang diolah} &= 206,00 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0,21 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 &= 54,42 \quad \text{gallon/jam} \\
 &= 1.306,13 \quad \text{gal /hari} \\
 &= 39.184,00 \quad \text{gallon/bulan}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan karbon aktif} &= 6 \text{ lb}/100.000 \text{ gallon} \\
 &= (6 \times 39184)/100000 = 2,4 \text{ lb/bulan}
 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{karbon aktif}} = 27 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume} = 37,1089 \text{ lb/bulan} = 1,3744 \text{ ft}^3$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$\text{Volume} = 0,1 \text{ ft}^3 = 0,003 \text{ m}^3 = 0,8 \text{ gallon}$$

Bentuk tangki silinder vertikal ($H/D = 2$)

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$D = 0,4 \text{ ft} = 0,1 \text{ m}$$

$$H = 0,8 \text{ m} = 0,2 \text{ ft}$$

6.4 Tangki Kaporit

Fungsi : menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 bulan

Massa air = 206 kg/jam

Konsentrasi kaporit dalam air adalah sebesar 5 ppm, sehingga kebutuhan kaporit sebesar :

Kebutuhan = $(5/10^6) \times 206 = 0,001$ kg/jam

Digunakan kaporit 5%, sehingga kebutuhan kaporit sebesar :

Massa kaporit 5% = $(100/5) \times 0,001 = 0,02$ kg/jam

Densitas larutan dianggap = 997 kg/m³

Sehingga untuk keperluan 1 bulan operasi :

V cairan = $(0,02/997) \times 24 \times 30 = 0,015$ m³

Overdesign = 20%

V tangki + overdesign = $0,02$ m³

Bentuk tangki silinder vertikal (H/D = 2)

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

D = 0,23 m

H = 0,45 m

6.5 Tangki Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan sanitasi

Bentuk : Tangki silinder tegak

Massa air = 206 kg/jam

ρ = 1,022 kg/m³

Q = 241,7 m³/jam

t = 12 jam

Volume tangki untuk penyimpanan 12 jam sebesar :

overdesign = 20%

V tangki = Q.t = 2900,1 m³

Dengan dimensi tangki H=D,

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

D = 15,5 m

H = D

6.6 Tangki Kation Exchanger

Fungsi : Menurunkan kesadahan air

Jenis : Down flow cation exchanger

Resin : Natural greensand zeolit

Diketahui data berikut.

Massa air = 20573,7 kg/jam

$\rho = 1,022 \text{ kg/m}^3$

overdesign = 20%

$Q = 24136,3 \text{ m}^3/\text{jam}$

$= 106269,1 \text{ gpm}$

Perancangan waktu siklus kation exchanger :

Waktu operasi, $t_o = 16 \text{ jam}$

Waktu pencucian, $t_w = 4 \text{ jam}$

Waktu regenerasi, $t_r = 4 \text{ jam}$

Waktu siklus, $t_c = 24 \text{ jam}$

Berdasarkan Powell ST hal 171, kisaran laju air melalui Bed Zeolit : 3 - 4 gpm/ft²

Dirancang:

Kecepatan air, $u_l = 3 \text{ gpm/ft}^2 = 7,3 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$

Luas penampang kolom,

$A = Q/u_l = 3291,3 \text{ m}^2$

Diameter, $D = (4 A / \pi)^{0,5} = 65 \text{ m}$

Setelah proses pelunakan awal, berdasarkan Powell ST hal 90 kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm

Kapasitas Natural Green Sand Zeolit = 2800 grain hardness/ft³
 (Powell ST, hal 170)

Dipilih,

Kesadahan air = 70 ppm

Kesadahan yang dihilangkan $= (70/10^6) \times 20573,7 \times 16$
 $= 23,04 \text{ kg} = 355601,3 \text{ grain}$

Volume Bed,

$V = (\text{Kesadahan Air yang dihilangkan})/(\text{Kapasitas Zeolit})$
 $= 127 \text{ ft}^3 = 3,6 \text{ m}^3$

H bed zeolit = $A/V = 0,001 \text{ m}$

H cairan diatas bed = 0,25 m

H cairan dibawah bed = 0,25 m

H kolom = 0,5 m

Kebutuhan H₂SO₄ untuk regenerasi :

Efisiensi regenerasi = 0,45 lb/1000 grain hardness (Powell ST, hal 152)

Jumlah H₂SO₄ = 160,02 lb/waktu siklus

$= 72,6 \text{ kg/waktu siklus}$

$= 23952,8 \text{ kg/th}$

6.7 Tangki Asam Sulfat

Diketahui data berikut.

$$\rho = 1,84 \text{ g/cm}^3 = 1840 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 1 \text{ m}^3 = 260,5 \text{ gallon}$$

$$\text{Overdesign} = 20\%$$

$$V = 1,2 \text{ m}^3$$

Dengan dimensi tangki $H=D$,

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$D = 1,15 \text{ m}$$

$$H = D$$

6.8 Tangki Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan Anion dari air keluaran kation exchanger

Jenis : *Down flow cation exchanger*

Resin : *Strongly Basic Anion Exchanger*

Diketahui data berikut.

$$\text{Massa air} = 20573,7 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 1,022 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{overdesign} = 20\%$$

$$Q = 24136,3 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 106269,2 \text{ gpm}$$

Perancangan waktu siklus kation exchanger :

$$\text{Waktu operasi, } t_o = 22 \text{ Jam}$$

$$\text{Waktu pencucian, } t_w = 1 \text{ Jam}$$

$$\text{Waktu regenerasi, } t_r = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu siklus, } t_c = 24 \text{ jam}$$

Berdasarkan Powell ST tabel 6 hal 176, karakteristik strongly basic anion exchanger :

$$\text{Kapasitas} = 9000 - 13000 \text{ grain/ft}^3$$

$$\text{Kecepatan aliran air} = 5 - 7,5 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Kebutuhan regenerasi dengan NaOH} = 12 \text{ lb/ft}^3$$

Dirancang:

$$\text{Kecepatan air, } u_l = 5 \text{ gpm/ft}^2 = 12,2 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$$

Luas penampang kolom,

$$A = Q/u_l = 1974,8 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter, } D = (4 A / \pi)^{0,5} = 50,2 \text{ m}$$

Setelah proses pelunakan awal, berdasarkan Powell ST hal 90 kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm, digunakan :

Kapasitas resin = 10000 grain hardness/ft³ (Powell ST, hal 170)

Total anion = 70 ppm

$$\begin{aligned} \text{Total anion yang dihilangkan} &= (70/10^6) \times 20573,7 \times 22 \\ &= 31,7 \text{ kg} = 488951,14 \text{ grain} \end{aligned}$$

Volume Bed,

$$\begin{aligned} V &= (\text{Kesadahan Air yang dihilangkan})/(\text{Kapasitas resin}) \\ &= 48,9 \text{ ft}^3 = 1,4 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$H \text{ bed} = A/V = 0,0007 \text{ m}$$

$$H \text{ cairan diatas bed} = 0,25 \text{ m}$$

$$H \text{ cairan dibawah bed} = 0,25 \text{ m}$$

$$H \text{ kolom} = 0,5 \text{ m}$$

6.9 Tangki NaOH

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi :

$$\text{Efisiensi regenerasi} = 12 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Powell ST, hal 152)}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah NaOH} &= V * \text{efisiensi} \\ &= 586,7 \text{ lb/waktu siklus} \\ &= 266,1 \text{ kg/waktu siklus} \\ &= 87826,8 \text{ kg/th} \end{aligned}$$

6.10 Deaerator

Fungsi : Menghilangkan Kandungan Gas dalam Air terutama O₂, CO₂ dan H₂S

Jenis : *Spray deaerator*

Diketahui data berikut.

$$\begin{aligned} W &= 20573,73 && \text{kg/jam} \\ \rho &= 1,02 && \text{kg/m}^3 \\ \text{Overdesign} &= 20 && \% \\ \mathbf{Q = 1.2 * W / \rho} &= 24136,35 && \text{m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Kondisi operasi :

$$\text{Residual oksigen} = 0,007 \text{ mg/L}$$

$$\text{Suhu} = 100^\circ\text{C}$$

Dari Fig. 19. (Powell ST, hal 236) diperoleh :

$$\text{Tekanan absolute} = 1 \text{ atm}$$

Dirancang,

$$\text{Kecepatan air, ul} = 1 \text{ gpm/ft}^3 = 2,4445 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2$$

$$\text{Waktu tinggal, t} = 2 \text{ jam}$$

$$A = Q/\text{ul} = 9873,8 \text{ m}^2$$

$$D = (4 A / \pi)^{0.5} = 112,15 \text{ m}$$

$$V = Q * t = 48272,7 \text{ m}^3$$

$$H \text{ packing} = V/A = 4,9 \text{ m}$$

$$H \text{ ruang kosong diatas packing} = 0,25 \text{ m}$$

$$H \text{ ruang kosong dibawah packing} = 0,25 \text{ m}$$

$$H \text{ total} = 5,4 \text{ m}$$

Menghitung kebutuhan steam untuk memanaskan air, menurunkan kelarutan gas – gas yang terdapat dalam air sehingga dapat dipisahkan.

Berdasarkan steam table (kern tabel 7) :

$$h_2 = \text{entalpi feed water pada suhu yang ditentukan (100}^\circ\text{C)}$$

$$h_2 = 180,07 \text{ kJ/kg}$$

$$h_g = \text{entalpi steam pada tekanan 182,152 psi}$$

$$h_g = 1195,2 \text{ kJ/kg}$$

$$h_1 = \text{entalpi feed water pada suhu umpan (30}^\circ\text{C)}$$

$$h_1 = 54,12 \text{ kJ/kg}$$

$$m = \text{massa flow rate air make up ke deaerator}$$

$$m = 20573,7 \text{ kg/jam}$$

Jumlah steam yang dibutuhkan :

$$m_s = \frac{m(h_2 - h_1)}{h_g - h_2} = 2552,6 \text{ kg/jam}$$

6.11 Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan untuk proses pendinginan dari suhu 104 °F menjadi 86 °F

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower* dengan Bahan Isian Berl Saddle
1 in

a. Kapasitas

$$\text{Massa air} = 6907,4 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 1,022 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{overdesign} = 10\%$$

$$Q = 1.2 * W/\rho = 7428,2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Suhu air yang akan didinginkan :

$$TL_2 = 40 \text{ C} = 104 \text{ F}$$

Suhu akhir yang diinginkan :

$$TL_1 = 20 \text{ C} = 68 \text{ F}$$

Kapasitas panas pada suhu rata – rata :

$$C_p L = 4042,778 \text{ J/kg.C}$$

Laju alir cairan pada kapasitas :

$$L = Q * \rho = 7598,1 \text{ kg/jam} = 2,11 \text{ kg/detik}$$

Pada perencanaan Cooling Tower biasanya (TL1 - Tw1)
 berkisar antara (2,5 - 5) °C

Dipakai udara dengan suhu wet bulb (Tw) :

$$Tw1 = 25C = 77 F$$

- b. Kebutuhan minimum udara

$$L * CpL * (TL2 - TL1) = Gmin * (HG2' - HG1)$$

Pada kondisi udara minimum maka :

$$Tw2' = TL2 = 20C = 68 F$$

Dari Tabel 17.2 Kern (hal 585) diperoleh :

$$\text{Pada } Tw1 = 77 F; HG1 = 41,1 \text{ Btu/lb} = 95598,86 \text{ J/kg}$$

$$\text{Pada } Tw1' = 68F; HG1' = 51,6 \text{ Btu/lb} = 120021,93 \text{ J/kg}$$

$$\text{Pada } Tw2' = 104F; HG2' = 80,5 \text{ Btu/lb} = 187243,51 \text{ J/kg}$$

Sehingga diperoleh :

$$Gmin = 6703,6 \text{ kg/jam}$$

Dirancang,

$$G = 1,2 Gmin$$

$$= 8044,3 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,22 \text{ kg/detik}$$

- c. Luas penampang kolom

Berdasarkan Treybal, hal 259 – 261 :

$$\text{Laju alir air, } ul = 0,7 - 3,5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{dtk}$$

$$\text{Laju alir udara, } ug = 1,6 - 2,8 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{dtk}$$

Dirancang,

$$\text{Laju alir udara, } ug = 1,8 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{dtk}$$

$$\text{Sehingga, } A = G/ug = 1,2 \text{ m}^2$$

Cek laju alir air, $ul = L/A = 1,70 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{dtk}$ (masih sesuai kisaran)

Diameter kolom :

$$D = (4 A / \pi)^{0.5} = 1,3 \text{ m}$$

$$L * CpL * (TL2 - TL1) = G * (HG2 - HG1)$$

$$HG2 = HG1 + (L/G) * CpL * (TL2 - TL1)$$

$$\text{Sehingga diperoleh, } HG2 = 171969,41 \text{ J/kg.C}$$

Number of diffusion unit :

$$(HG' - HG) = 19492,04 \text{ J/kg} = 8,38 \text{ Btu/lb}$$

$$Nd = 2,1$$

(Harga yang diizinkan $nd = (0.5-2.5)$ jadi memenuhi syarat)

- d. Tinggi kolom

Dari Table 17.5 (Kern, hal 600)

Untuk Berl saddle 1 in,

$$L = 12241,1 \text{ kg/jam.m}^2 = 2507,2 \text{ lb/j.ft}^2$$

$$G = 6480 \text{ kg/jam.m}^2 = 1327,2 \text{ lb/j.ft}^2$$

Diperoleh, $C1 = 12,7$

$$\gamma = 0,69$$

$$Kxa = C1 * G^\gamma = 569 \text{ lb/jam.ft}^3$$

$$Z = nd * L / Kxa = 9,4645 \text{ ft} = 2,8848 \text{ m}$$

$$\text{height of diffusion, HDU} = z/nd = 4,4 \text{ ft} = 1,3 \text{ m}$$

e. Fan pada puncak kolom

Dianggap,

Percent of Standard Performance = 100 %

Dari Fig. 12-8d (Perry, hal 12-19) diperoleh : 0,03 Hp/ft²

Power Fan, $P = 1,7 \text{ Hp}$

Power motor,

Dianggap :

Efisiensi motor, $\epsilon_m = 80\%$

Power = 2 Hp

Digunakan motor standar = 5 Hp

$$= 12722,15 \text{ Btu/jam}$$

$$= 0,0127 \text{ million Btu/jam}$$

6.12 Boiler

Fungsi : Membuat steam jenuh dengan tekanan 114,94 psi

Jenis : *Fire tube boiler* (tekanan < 200 psi)

Diketahui data berikut.

Steam yang akan dihasilkan :

$$P = 182,052 \text{ psi} = 1255,2 \text{ Kpa} = 12,3 \text{ atm}$$

$$T = 302 \text{ F} = 150 \text{ C} = 423,2 \text{ K}$$

$$\text{Entalpi cair, } H_f = 347 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Entalpi uap, } H_g = 1197 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Panas laten steam, } \lambda = H_g - H_f = 849,97 \text{ Btu/lb}$$

$$\rho \text{ air} = 1022,875 \text{ kg/m}^3 = 63,856 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{kebutuhan steam} = 20573,7 \text{ kg/jam}$$

$$= 45357,3 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Overdesign 20\%, maka} = 54428,8 \text{ lb/jam}$$

$$= 24688,5 \text{ kg/jam}$$

a. Penentuan jenis boiler

Untuk steam dengan tekanan < 200 psi (1379 kPa) digunakan boiler pipa api, dengan pertimbangan :

- 1) Harga lebih murah
 - 2) Pengoperasian lebih murah
 - 3) Tekanan rendah
- b. Luas penampang perpindahan panas
 Daya yang diperlukan boiler dihitung berdasarkan Severn hal 140 dengan persamaan sebagai berikut.

$$\text{Daya} = \frac{ms(h-h_f)}{970,3 \times 34,5}$$

Dengan,

$$\begin{aligned} M_s &= \text{massa steam yang dihasilkan (lb/jam)} \\ &= 54428,8 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= \text{enthalpi steam pada P dan T tertentu (Btu/lb)} \\ &= 849,96 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

$$h_f = \text{enthalpi umpan (Btu/lb)}$$

menghitung entalpi umpan (Hf)

BFW terdiri dari 20% make up water dan 80% kondensat.

Make up water adalah air pada suhu 100 °C

Berdasarkan Kern tabel 7 :

$$h \text{ make up water} = 179,624 \text{ btu/lb}$$

$$h \text{ kondensat} = 347,054 \text{ btu/lb}$$

sehingga,

$$\begin{aligned} h_f &= 0,2(h \text{ make up water}) + 0,8(h \text{ kondensat}) \\ &= 313,568 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

Jadi, daya yang dibutuhkan adalah sebesar :

$$\text{Daya} = \frac{ms(h-h_f)}{970,3 \times 34,5}$$

$$\text{Daya} = 872,15 \text{ Hp}$$

Ditentukan luas bidang pemanasan = 12 ft²/Hp (Severn, hal 126)

$$\text{Total heating surface} = 10465,8 \text{ ft}^2 = 972,3 \text{ m}^2$$

- c. Kapasitas boiler
- $$\begin{aligned} Q &= ms.(h - h_f) = 29195484,5 \text{ btu/jam} \\ &= 30802866,7 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- d. Perhitungan kebutuhan bahan bakar
 Digunakan bahan bakar solar dengan :

$$\begin{aligned} \text{Heating value (h)} &= 19187,76 \text{ btu/lb} \\ &= 44630,74 \text{ kJ.kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas} = 54,26 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Efisiensi bahan bakar} = 0,85$$

Efisiensi boiler = 0,750 (Kern hal 678)

$m = Q / (\text{eff.} \times h) = 2386,8 \text{ lb/jam}$

$V = m / \rho = 44 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1245,6 \text{ L/jam} = 29893,9 \text{ L/hari}$

6.13 Blower

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam boiler

Jenis : *Centrifugal blower*

Diketahui data jumlah fuel yang dibakar.

$W_m = 1082,6 \text{ kg/jam}$

Menurut Nelson (Fig. 18.10), kebutuhan udara untuk pembakaran bahan bakar sekitar 20 lb/lb fuel, sehingga :

$W_u = 20 \times 1082,6 = 21652,4 \text{ kg/jam} = 52508,9 \text{ lb/jam}$

BM udara = 29

P = 1 atm

P = 0,07589 lb/cuft (App. A.3-3, Geankoplis hal 866)

Fv = 388464 cuft/jam

= 6474,4 cuft/menit

= 183,334 m³/jam

Menghitung power :

P1 = 14,7 psi

= 101,352 kPa

P2 = P1 + 15 kPa

= 116,352 kPa

= 16,8755 psi

Sehingga, berdasarkan Perry 7ed hal 10 – 46 :

$H_p = 1,57 \cdot 10^{-4} Q \cdot (P_2 - P_1)$

power = 5,2 Hp

efisiensi motor = 40 – 80%

dipilih = 80%

power total = 6,5 Hp

digunakan power standar = 7 Hp

6.14 Pompa

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal

Bentuk : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah alat : 1 buah

a. Ukuran pipa

Diketahui data berikut.

T = 30 C

	=	303,15	K
P	=	1	atm
Rate massa	=	34608,86	kg/jam
	=	21,19	lb/s
ρ campuran	=	1022,88	kg/m ³
	=	63,83	lb/cuft
μ campuran	=	0,82	cP
	=	0,001	lb/ft.s
Fv campuran	=	33,83	m ³ /jam
Q pompa	=	33,83	m ³ /jam
	=	0,33	cuft/s
	=	148,97	gall/menit

Diperkirakan aliran fluida turbulen memiliki bilangan Reynold lebih dari 2100, sehingga untuk mencari nilai diameter dalam optimum (Di opt) menggunakan persamaan :

$$Di \text{ opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, pers 45 hal 365})$$

Dengan,

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, cuft/s

ρ = densitas fluida, lb/cuft

sehingga,

Di opt = 4,08 in

Dari data tersebut, berdasarkan properties of pipe di Brownell hal 387 diperoleh :

NPS	=	12	in
OD	=	12,75	in = 1,06 ft
ID	=	11,75	in = 0,97 ft = 0,3 m
A	=	19,24	in ²
	=	0,13	ft ²

$$v = Q/A = 19,27 \text{ ft/s}$$

b. Bilangan Reynold

Berdasarkan Cuolson vol 6, pers 5.4 hal 202, penyelesaian bilangan Reynold :

$$NRe = \frac{\rho v D}{\mu} = 281757,8$$

Bilangan Reynold > 2100, jadi alirannya bersifat turbulen

Dari NRe yang ada, untuk commercial steel maka diperoleh :

Absolute roughness = 0,046 mm (Cuolson Vol 6, tabel 5.2)

Relative roughness, $\epsilon/D = 0,00015$ mm

$f = 0,0016$ (Cuolson vol 6, fig 5.7 hal 203)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			(ft)	(m)	(m)
Pipa lurus	Horizontal	150	65,6	20	3000
	Vertical	1	57,3	17,5	17
Fitting	standar elbow 90°	3	35	10,7	3,2
	Coupling	3	2	0,6	0,2
	gate valve (wide open)	1	9	2,7	0,8
Total					3021,7

Sumber : Cuolson Vol 6, tabel 5.3 hal 204 dan geankoplis tabel 2.10-1

Berdasarkan Cuolson Vol 6, pers 5.3 hal 201 :

$$\Delta P_f = 8 \cdot f \left(\frac{L}{ID} \right) \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} = 37997,6 \text{ N/m}^2$$

c. Energi mekanik pompa

Berdasarkan Cuolson vol 6 persamaan 5.5 hal 206 :

$$g\Delta z + \frac{\Delta P}{\rho} - \frac{\Delta P_f}{\rho} - W = 0$$

dengan,

W = energi

Δz = perbedaan tinggi

$$= 0 - 56 = -56 \text{ ft} = -17 \text{ m}$$

ΔP = perbedaan tekanan operasi

$$= 1 - 1 = 0 \text{ atm} = 0 \text{ N/m}^2$$

ΔP_f = pressure drop

$$= 37997,6 \text{ N/m}^2$$

ρ = densitas fluida

$$= 1022,875267 \text{ kg/m}^3$$

g = percepatan gravitasi

$$= 9,8 \text{ m/s}^2$$

Sehingga,

$$-W = 203,4 \text{ J/kg}$$

d. Head total

Berdasarkan Cuolson Vol 6, example 5.3 hal 210 :

Head total = static head + dynamic head

$$= \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta P_f}{\rho g}$$

$$= 0 + 3,8$$

$$= 3,8 \text{ m}$$

$$= 12,4 \text{ ft}$$

Berdasarkan Cuolson Vol 6, fig 5.6 hal 200, diperoleh :

Jenis centrifugal pump = single – stage

Kecepatan putaran = 3500 rpm

e. Specific speed

Berdasarkan Cuolson Vol 6, pers 5.1 hal 200 :

$$N_s = \frac{NQ^{(1/2)}}{(gh)^{(3/4)}} \cdot 1,73 \cdot 10^4$$

Dengan,

$$\begin{aligned} N &= \text{Rpm} \\ &= 3500 \text{ rpm} \\ Q &= \text{Flow} \\ &= 0,0094 \text{ m}^3/\text{s} \\ H &= \text{Head} \\ &= 3,8 \text{ M} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$N_s = 6594 \text{ rpm}$$

Menurut Coulson and Richardson (halaman 200), impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speed-nya, jika :

- d) $N_s < 1000$, pilih Radial Flow Impellers
- e) $N_s = 1001 - 7000$, pilih Mixed Flow Impellers
- f) $N_s > 7000$, pilih Axial Flow Impellers

Sehingga, untuk pompa dengan $N_s = 6594 \text{ rpm}$ digunakan pompa jenis mixed flow impellers.

f. Power pompa

Berdasarkan Cuolson Vol 6, pers 5.6a hal 207 :

$$\text{Power} = \frac{W \cdot m}{\eta}$$

Dengan,

$$\begin{aligned} m &= \text{mass flow rate} \\ &= 9,6 \text{ kg/s} \\ \eta &= \text{Efisiensi} \\ &= 70\% \end{aligned}$$

(Efisiensi dari Cuolson Vol 6, fig 5.9 hal 207)

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Power} &= 2794 \text{ W} \\ &= 3,7 \text{ Hp} \\ \text{safety factor} &= 25\% \\ \text{power total} &= 4,7 \text{ Hp} \\ \text{Power standar} &= 5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

- Tipe : Centrifugal pump single stage 3500 rpm
- Jenis impeller : Mixed flow impellers
- Driver : Motor electric 5 Hp

LAMPIRAN C

EVALUASI EKONOMI

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisis ekonomi guna mendapatkan perkiraan mengenai kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau suatu titik di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh.

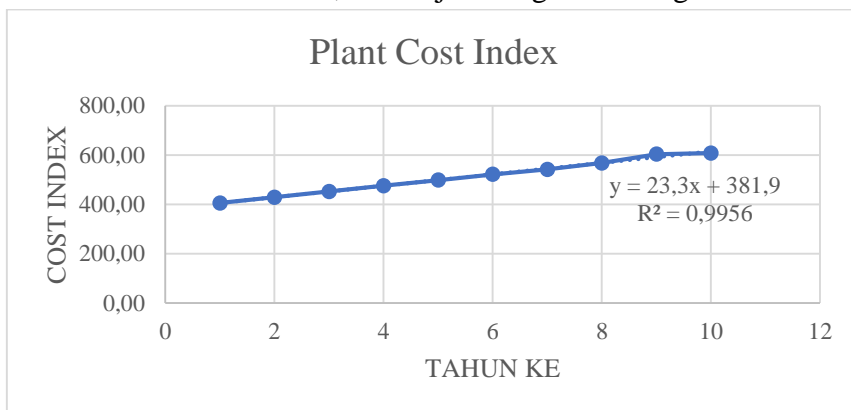
Dasar perhitungan:

Kapasitas produksi : 10.000 ton/tahun
 Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
 Umur alat : 10 tahun
 Nilai kurs 1 USD : Rp15.620,00 (www.bi.go.id)
 Tahun evaluasi : 2022
 Upah buruh : Rp2.009.000,00

Diketahui data *cost index* sebagai berikut.

Tahun ke	Cost Index	Tahun
1	405.20	2010
2	428.50	2011
3	451.80	2012
4	475.10	2013
5	498.40	2014
6	521.70	2015
7	541.70	2016
8	567.50	2017
9	603.10	2018
10	607.50	2019

Berdasarkan data *cost index*, menunjukkan grafik sebagai berikut.



Dari grafik diperoleh persamaan :

$$y = 23,3x + 381,9$$

sehingga dapat mengetahui *cost index* :

Tahun 2022 adalah tahun ke 13 = 684,8

Tahun 2027 adalah tahun ke 18 = 801,3

Tahun 2014 adalah tahun ke 5 = 498,4

Diketahui harga upah buruh di Majalengka Rp2.009.000,00

= Rp19.317,31/jam

Dengan harga alat diperhitungkan dari (www.Match.com)

No	Nama alat	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Harga 2027(\$)	Harga Total	Harga Rp
1	Mixer M-01	1	298300	479590,3	479590,3	7.491.199.999,60
2	Reaktor (R)	1	83000	133442,8	133442,8	2.084.376.801,77
3	Evaporator -01	1	32000	51447,8	51447,8	803.615.152,49
4	Pompa (P-01)	2	7500	12058,1	24116,2	376.694.602,73
5	Pompa (P-02)	2	11500	18489,1	36978,1	577.598.390,85
6	Pompa (P-03)	2	4900	7877,9	15755,9	246.107.140,45
7	Pompa (P-04)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
8	Pompa (P-05)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
9	Pompa (P-06)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
10	Pompa (P-07)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
11	Pompa (P-08)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
12	Pompa (P-09)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
13	Pompa (P-10)	1	4900	7877,9	7877,9	123.053.570,22
14	Kristalizer (H)	1	93500	150324,1	150324,1	2.348.063.023,68
15	Centrifuge 1	1	18000	28939,4	28939,4	452.033.523,27
16	Centrifuge 2	1	18000	28939,4	28939,4	452.033.523,27
17	Rotary Dryer	1	63100	101448,7	101448,7	1.584.628.628,81
18	Screw Conveyor 1	1	9000	14469,7	14469,7	226.016.761,64
19	Screw Conveyor 2	1	7900	12701,2	12701,2	198.392.490,77
20	Heater udara	1	39600	63666,7	63666,7	994.473.751,20
21	Heater 1	1	1100	1768,5	1768,5	27.624.270,87
22	Heater 2	1	1100	1768,5	1768,5	27.624.270,87
23	Heater 3	1	1100	1768,5	1768,5	27.624.270,87
24	Cooler-01	1	900	1447,0	1447,0	22.601.676,16
25	Cooler-2	1	3300	5305,6	5305,6	82.872.812,60
26	Tangki Glukosa	2	25600	41158,3	82316,5	1.285.784.243,98
27	Tangki HNO ₃	2	144200	231836,8	463673,6	7.242.581.561,80
28	Blower	1	4200	6752,5	6752,5	105.474.488,76
29	Bucket Elevator	1	9600	15434,3	15434,3	241.084.545,75
30	Cooling Conveyor	1	3600	5787,9	5787,9	90.406.704,65
31	Tangki Produk	1	34500	55467,2	55467,2	866.397.586,28
Total		36	949800,0	1527036,0	1838456,2	28.716.685.214,69

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased equipment cost total (PEC) = 1838456,2 \$

= Rp28.716.685.214,69

1. Delivered equipment cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters, hal 244) sehingga :

DEC = 10% x Rp28.716.685.214,69 = Rp2.871.668.512,47

2. Instalasi (Biaya pasang alat) 25 – 55% PEC (Peters, hal 245)

Material = 20% PEC
= Rp5.743.337.042,94

Buruh = 25% PEC
= Rp7.179.171.303,67

Jumlah manhour = buruh/Rp19317,31/manhour

= 387644,5/manhour

Buruh lokal = 100%
= Rp7.179.171.303,67

Total cost = Rp12.922.508.346,61

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan 80% PEC (Peters, hal 245)

Material = 30% PEC
= Rp8.615.005.564,41

Buruh = 50% PEC
= Rp14.358.342.607,34

Jumlah manhour = 743289,02/manhour

Buruh lokal = 100%
= Rp14.358.342.607,34

Total cost = Rp22.973.348.171,75

4. Instrumentasi (biaya pasang alat kontrol) 8 – 50% PEC (Peters, hal 245)

Material = 20%
= Rp5.743.337.042,94

Buruh = 25% PEC
= Rp7.179.171.303,67

Jumlah manhour = 371.644,51/manhour

Buruh lokal = 100%
= Rp7.179.171.303,67

Total cost = Rp12.922.508.346,61

5. Listrik 15 - 30% PEC (Peters, hal 273)

Material	= 15%
	= Rp4.307.502.782,20
Buruh	= 15% PEC
	= Rp4.307.502.782,20
Jumlah manhour	= 222.986,70/manhour
Buruh lokal	= 100%
	= Rp4.307.502.782,20
Total cost	= Rp8.615.005.564,41

6. Bangunan

Bangunan	Ukuran (m)		Luas
	Panjang	Lebar	
Kantor	25	10	250
Gedung Pertemuan	25	10	250
Tempat Ibadah	10	10	100
Tempat untuk Makan	10	12	120
Utilitas	30	20	600
Laboratorium QA	10	10	100
Ruang Kontrol	15	10	150
Area Proses	50	30	1500
Warehouse	20	30	600
UPL	20	10	200
Ruang Maintenance dan bengkel	20	10	200
Ruang K3	20	5	100
Pos Security	3	5	15
Tempat Parkir Truk	13	12	156
Tempat Parkir Karyawan	10	16	160
Garasi	13	12	156
Taman	35	10	350
Jalan	400	7	2800
Area Pengembangan	100	50	5000
Halaman depan Pabrik	5	7	35
Total			12842

Harga bangunan di majalengka	= Rp37.000.000.000,00 /4794 m ²
Harga bangunan	= Rp7.717.980,81 /m ²
Biaya bangunan	= Rp99.114.309.553,61

7. Tanah

Harga tanah di majalengka = Rp140.000,00 /m²

Kebutuhan tanah = 12842 m²

Total harga tanah = Rp1.797.880.000,00

8. Isolasi = 8%

= Rp2.277.847.149,73

9. Peralatan utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Harga 2027(\$)	Harga Total	Harga (Rp)
1	Filter	1	126.700	203.701	203701,26	3.181.813.744,38
2	Bak pengendap awal	1	800	1.286	1286,20	20.090.378,81
3	Bak koagulasi	1	67	107	107,09	1.672.776,04
4	Tangki tawas	1	9.500	15.274	15273,58	238.573.248,39
5	Clarifier	1	5.365	8.626	3473522,44	54.256.420.579,03
6	Sand filter	1	22.100	35.531	35531,16	554.996.714,69
7	Bak penampung sementara	1	152	244	244,17	3.813.929,38
8	Tangki karbon aktif	1	4.400	7.074	7074,08	110.497.083,47
9	Tangki kaporit	1	1.500	2.412	2411,62	37.669.460,27
10	Tangki air bersih	1	43.300	69.615	69615,35	1.087.391.753,21
11	Kation exchanger	1	43.377	69.739	69738,62	1.089.317.289,51
12	Anion exchanger	1	16.700	26.849	26849,34	419.386.657,70
13	Tangki asam sulfat	1	2.600	4.180	4180,14	65.293.731,14
14	Tangki NaOH	1	23.400	37.621	37621,23	587.643.580,26
15	Deaerator	1	800	1.286	1286,20	20.090.378,81
16	Bak penampung umpan boiler	1	735	1.182	4,75	74.246,87
17	Boiler	1	604.300	971.560	971560,17	15.175.769.895,26
18	Blower	1	200	322	321,55	5.022.594,70
19	Bak penampung air pendingin	1	0,6	1,0	2,53	39.494,41
20	Cooling tower	1	97.600	156.916	156915,89	2.451.026.215,09
21	Pompa-01	2	6.300	10.129	20257,58	316.423.466,29
22	Pompa-02	1	6.300	10.129	10128,79	158.211.733,15
23	Pompa-03	1	6.300	10.129	10128,79	158.211.733,15
24	Pompa-04	1	6.300	10.129	10128,79	158.211.733,15
25	Pompa-05	2	4.900	7.878	15755,90	246.107.140,45
26	Pompa-06	1	4.900	7.878	7877,95	123.053.570,22
27	Pompa-07	2	3.200	5.145	10289,57	160.723.030,50
28	Pompa-08	1	3.200	5.145	5144,78	80.361.515,25
29	Pompa-09	2	4.900	7.878	15755,90	246.107.140,45
30	Pompa-10	1	4.900	7.878	7877,95	123.053.570,22
31	Pompa-11	2	3.200	5.145	10289,57	160.723.030,50
32	Pompa-12	2	4.900	7.878	15755,90	246.107.140,45
33	Pompa-13	1	4.900	7.878	7877,95	123.053.570,22
34	Pompa-14	1	4.900	7.878	7877,95	123.053.570,22
35	Pompa-15	2	3.200	5.145	10289,57	160.723.030,50
36	Pompa-16	1	3.200	5.145	5144,78	80.361.515,25
37	Pompa-17	2	4.900	7.878	15755,90	246.107.140,45
	TOTAL				5263584,98	82.217.197.381,86

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased equipment cost total (PEC) = 5263584,98 \$
 = Rp82.217.197.381,86

1. Delivered equipment cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters, hal 244) sehingga :

DEC = 10% x Rp82.217.197.381,86 = Rp8.221.719.738,19

2. Instalasi (Biaya pasang alat) 25 – 55% PEC (Peters, hal 245)

Material = 20% PEC
 = Rp16.443.439.476,37

Buruh = 25% PEC
 = Rp20.554.299.345,46

Jumlah manhour = buruh/Rp19317,31/manhour
 = 1064035,4/manhour

Buruh lokal = 100%
 = Rp20.554.299.345,46

Total cost = Rp36.997.738.821,84

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan 80% PEC (Peters, hal 245)

Material = 30% PEC
 = Rp24.665.159.214,56

Buruh = 50% PEC
 = Rp41.108.598.690,93

Jumlah manhour = 2128070,813/manhour

Buruh lokal = 100%
 = Rp41.108.598.690,93

Total cost = Rp65.773.757.905,49

4. Instrumentasi (biaya pasang alat kontrol) 8 – 50% PEC (Peters, hal 245)

Material = 20%
 = Rp16.443.439.476,37

Buruh = 25% PEC
 = Rp20.554.299.345,46

Jumlah manhour = Rp1.064.035,41/manhour

Buruh lokal = 100%
 = Rp20.554.299.345,46

Total cost = Rp36.997.738.821,84

5. Listrik 15 - 30% PEC (Peters, hal 273)

Material = 15%
 = Rp12.332.579.607,28

Buruh = 15% PEC
 = Rp12.332.579.607,28
 Jumlah manhour = Rp638.421,24/manhour
 Buruh lokal = 100%
 = Rp12.332.579.607,28
 Total cost = Rp24.665.159.214,56

6. Limbah

Karyawan = 0,004 kg/jam
 = 31,01 kg/tahun
 H₂SO₄ = 23952,8 kg/tahun
 NaOH = 87826,8 kg/tahun
 Total = 111810,6 kg/tahun
 Pengolahan limbah = Rp122.991.620,75

PPC Utilitas = Rp135.781.367.300,82

Fixed Capital Investment	Rupiah
PEC	Rp28.716.685.214,69
Instalasi	Rp12.922.508.346,61
Pemipaan	Rp22.973.348.171,75
Instrumen	Rp12.922.508.346,61
Listrik	Rp8.615.005.564,41
Tanah	Rp1.797.880.000,00
Bangunan	Rp99.114.309.553,61
Utilitas	Rp135.781.367.300,82
Jumlah PPC	Rp322.843.612.498,49
Engineering & Construction, 20%	Rp48.426.541.874,77
Jumlah DPC	Rp371.270.154.373,27
Constructor's fee, 15%	Rp37.127.015.437,33
Contingency, 15%	Rp37.127.015.437,33
Jumlah FCI	Rp445.524.185.247,92

Syarat :

Engineering & Construction = 5 – 30% (Peters hal 273)

Contractors fee = 10 – 20% (Peters hal 273)

Contingency = 5 – 15% (Peters hal 273)

Manufacturing cost

1. Bahan baku

Bahan Baku	Kebutuhan (kg/jam)	kg/tahun	Harga/kg	Total Harga
Glukosa 85%	1098,2	8697663,07	Rp 5.998,08	Rp 52.169.278.909,62
HNO ₃ 58%	3056,6	24208495,55	Rp 2.999,04	Rp 72.602.246.482,55
V ₂ O ₅	4,6	4,6	Rp 290,53	Rp 1.340,05
Total				Rp124.771.526.732,21

2. Gaji karyawan

Gaji karyawan/tahun = Rp5.247.906.000,00

3. Supervisi karyawan = 15%

total gaji = Rp787.185.900,00

4. Maintenance = 2 – 10% FCI (Peters hal 268)

= 2%

= Rp8.910.483.704,96

5. Plant supplies =15% Maintenance (Peters hal 268)

= Rp21.336.572.555,74

6. Harga produk

C₂H₂O₄.H₂O = 2,5 \$/kg

= Rp39.050,00 /kg

Produk yang dihasilkan = 1262,63 kg/jam

Total = Rp390.500.000.000,00/th

7. Royalty dan patent = 0 - 6% total produk (Peters hal 269)

= 1%

= Rp3.905.000.000,00

8. Kebutuhan bahan utilitas

Satuan	Bahan	kebutuhan (kg/jam)	(kg/tahun)	harga/kg (Rp)	pembelian/th (Rp)
kg/th	H ₂ SO ₄	3,0	23952,8	45.500,00	Rp 1.089.851.650,59
kg/th	NaOH	11,1	87826,8	28.200,00	Rp 2.476.714.871,50
kg/th	Al ₂ (SO ₄) ₃ .18H ₂ O	0,3	2197,0	2.300,00	Rp 5.053.204,26
kg/th	Karbon aktif	0,0	281,5	20.000,00	Rp 5.630.663,50
kg/th	Kaporit	0,0	163,2	25.000,00	Rp 4.078.792,66
m ³ /th	Solar	0,4	2984,0	5.150,00	Rp 15.367.441,41
KWh/th	Listrik	2435,5	19289448,2	1.114,74	Rp21.502.719.500,72
Total					Rp25.099.416.124,63

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = Rp 25.099.416.124,63

Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead 10-20% dari labor cost (Peters, hal 273)
10% kary = Rp524.790.600,00
2. Laboratorium 10-20% dari labor cost (Peters, hal 273)
10% kary = Rp524.790.600,00
3. Packing dan Shipping 10-20% FCI (Peters, hal 274)
10% FCI= Rp44.552.418.524,79
4. Plant Overhead 50-70% dari labor cost (Peters, hal 274)
5. 50% kary = Rp2.623.953.000,00
6. Total Indirect Manufacturing Cost (IMC) = Rp48.225.952.724,79

Fixed manufacturing Cost

1. Depreciation = 10% FCI = Rp44.552.418.524,79 (10 % FCI, Hal 273 peter)
2. Property tax = 1% FCI = Rp4.455.241.852,48 (1-4% FCI hal 273 peter)
3. Asuransi = 0,4% FCI = Rp1.782.096.740,99 (0,4-1% FCI hal 273 peter)
4. Total Fixed Manufacturing Cost (FMC) = Rp50.789.757.118,26
5. Total Manufacturing Cost = Rp269.073.800.860,60

Working Capital (modal kerja)

1. Persediaan bahan baku = 1/12* bahan baku = Rp10.397.627.227,68
2. Bahan baku dlm proses = 0,5/330*MC = Rp407.687.577,06
3. Biaya sebelum terjual = 1/12*MC = Rp22.422.816.738,38
4. Persediaan uang = 1/12*MC = Rp22.422.816.738,38
5. Total Working Capital = Rp55.650.948.281,51

General Expense

1. Administrasi =3%MC = Rp8.072.214.025,82
2. Sales =5%MC = Rp13.453.690.043,03
3. Riset =5%MC = Rp13.453.690.043,03
4. Total general expense = Rp34.979.594.111,88

Total biaya produksi = MC + General expense = Rp304.053.394.972,48

Penjualan (Sa) = Rp390.500.000.000,00

Total cost = Rp304.053.394.972,48

Keuntungan sebelum pajak = Rp86.446.605.027,52

Keuntungan sesudah pajak = Rp60.512.623.519,26

Pajak 30% dari keuntungan = Rp25.933.981.508,26

Return On Investment (ROI)

Sebelum pajak :

Pr b = Pb/If

Sesudah pajak :

Pr b = Pb/If

dengan :

Prb = ROI sebelum pajak

Pra = ROI sesudah pajak

Pb = Keuntungan sebelum pajak

Pa = Keuntungan sesudah pajak

If = fixed capital investment

Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak :

$$POT = \frac{If}{Pb + 0,1 \cdot If}$$

Sesudah pajak :

$$POT = \frac{If}{Pa + 0,1 \cdot If}$$

Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \cdot 100\%$$

Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \cdot 100\%$$

Discounted Cash Flow

$$(FC + WC)(1 + i)^n - (SV + WC) = C((1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1)$$

dengan :

C = Annual cost

= Profit after tax + depreciation + finance

SV = Salvage value

= 0,1*FCI

WC = Working capital

FC = Fixed capital

i dicari dengan trial

PERHITUNGAN :

ROI sebelum pajak = 19,4 (untuk resiko rendah sebelum pajak minimal 11%)

ROI sesudah pajak = 13,6

POT sebelum pajak = 3,4 Tahun (untuk resiko rendah sebelum pajak <5 tahun)

POT sesudah pajak = 4,2 Tahun

Diketahui :

FCI = Rp445.524.185.247,92

Keuntungan sebelum pajak = Rp86.446.605.027,52

Keuntungan sesudah pajak = Rp60.512.623.519,26

Fixed Cost (Fa)	Rp
Depreciation	Rp44.552.418.524,79
Pajak	Rp4.455.241.852,48
Insurance	Rp1.782.096.740,99
	Rp50.789.757.118,26

Variable cost (Va)	Rp
Bahan Baku	Rp124.771.526.732,21
Royalty and Patent	Rp3.905.000.000,00
Utilitas	Rp25.099.416.124,63
Packaging and Shipping	Rp44.552.418.524,79
	Rp198.328.361.381,64

Regulateted Cost (Ra)	Rp
Labour	Rp5.247.906.000,00
Maintenance	Rp8.910.483.704,96
Plant Suplies	Rp1.336.572.555,74
Labolatory	Rp524.790.600,00
Payroll Overhead	Rp524.790.600,00
Plant Overhead	Rp2.623.953.000,00
General Expense	Rp34.979.594.111,88
	Rp54.148.090.572,58

BEP = Masukkan rumus diatas = 43,5%

SDP = Masukkan rumus diatas = 27%

C = Rp120.267.711.792,68

SV = Rp44.552.418.524,79

WC = Rp55.650.948.281,51

$FC = \text{Rp}445.524.185.247,92$

Rata – rata bunga bank per 2022 = 5,25%, untuk 1,5kali = 7,88%

Hasil trial bunga = 8%

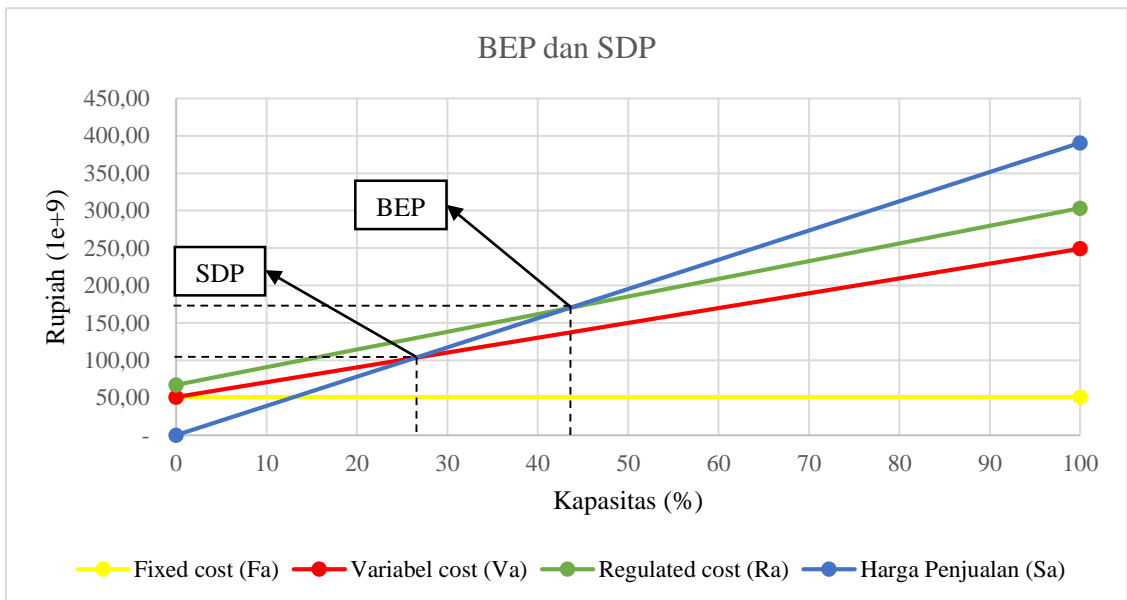
Ruas kiri = 1,08 E+12

Ruas kanan = 1,08 E+12

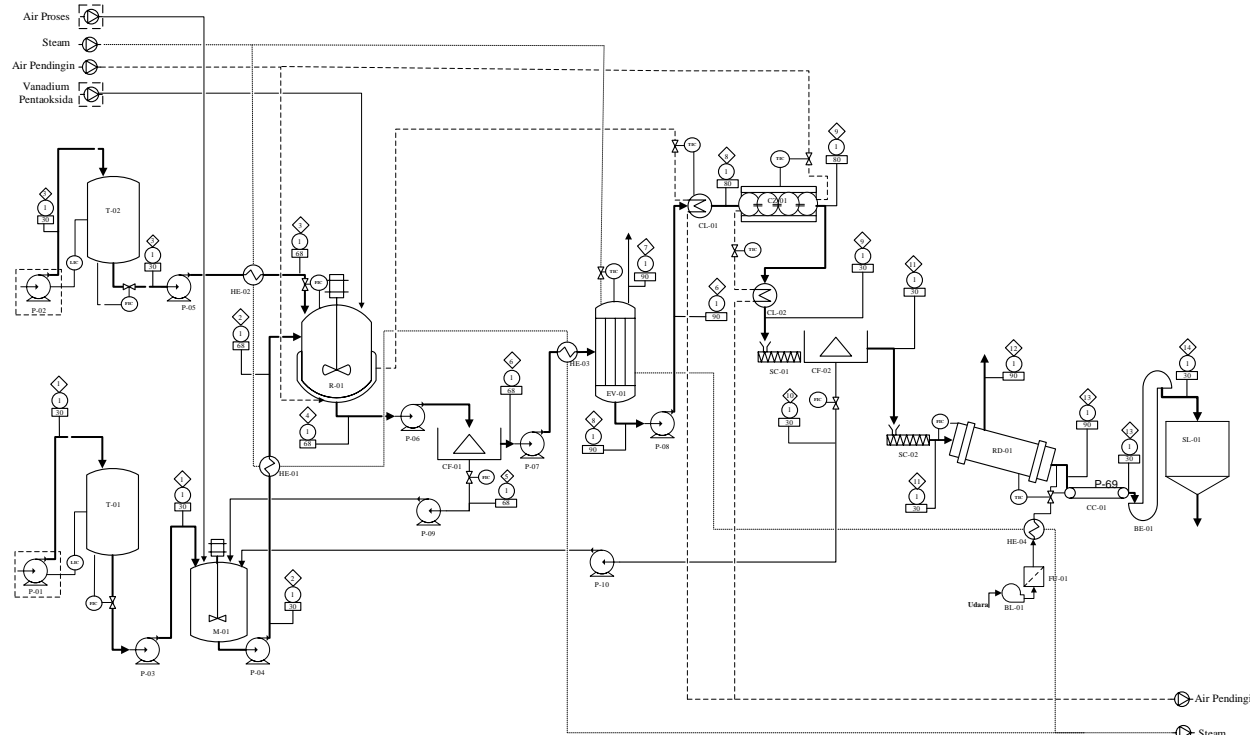
Membuat grafik BEP dan SDP

Kapasitas	Fixed cost (Fa)	Variabel cost (Va)	Regulated cost (Ra)	Harga Penjualan (Sa)	BEP	SDP
0	50,79	50,79	67,0342	0	43,4531	27,0270
100	50,79	249,1181	303,2662	390,5	43,4531	27,0270

Kemudian buat grafik hubungan antara persamaan Fa, Sa, Va, dan Ra dengan kapasitas, sehingga diperoleh grafik sebagai berikut.



**PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**



KODE	KETERANGAN
T-01	Tangki HNO ₃
T-02	Tangki C ₆ H ₁₂ O ₆
M-01	Mixer
R-01	Reaktor
EV-01	Evaporator
CZ-01	Kristalizer
CF-01	Centrifuge I
CF-02	Centrifuge II
RD-01	Rotary Dryer
HE-01	Heater 1
HE-02	Heater 2
HE-03	Heater 3
HE-04	Heater 4
CL-01	Cooler 1
CL-02	Cooler 2
SC-01	Screw Conveyor 1
SC-02	Screw Conveyor 2
CC-01	Cooling Conveyor
BE-01	Bucket Elevator
BL-01	Blower
FU-01	Filter Udara
P-01	Pompa 1
P-02	Pompa 2
P-03	Pompa 3
P-04	Pompa 4
P-05	Pompa 5
P-06	Pompa 6
P-07	Pompa 7
P-08	Pompa 8
P-09	Pompa 9
P-10	Screw Conveyor 3
SL-01	Silo Produk
SIMBOL KETERANGAN	
◇	Arus
○	Tekanan
□	Temperatur
FIC	Flow Control Indicator
TIC	Temperature Indicator Control
LIC	Level Indicator Control
—	Air Proses
—	Steam
- - - -	Air Pendingin

NERACA MASSA (KG/IAM)

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₁₂ O ₆ (l)	840,1	933,5		93,3		93,3		93,3	93,3	93,3				
H ₂ O (l)	148,3	802,7	1283,8		25,9	2564,7	1744,7	819,9	819,9	778,9	41,0	38,9	2	2
H ₂ O (g)				2590,6										
HNO ₃ (aq)			1772,8		8,0									
HNO ₃ (g)							8,0							
V ₂ O ₅		4,6		4,6	4,6									
NO (g)				840,1		840,1	840,1							
C ₆ H ₁₂ O ₆		297,1		1557,9		1557,9		1557,9	297,3	297,3				
C ₂ H ₂ O ₄ ·2H ₂ O									1260,6		1260,6		1260,6	1260,6
Total	988,4	2037,9	3056,6	5094,6	30,5	5064,0	2592,9	2471,1	2471,1	1169,6	1301,6	38,9	1262,6	1262,6

DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

<p>Program Studi S1 Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Setia Budi Surakarta 2022</p>	Oleh : BIRGITTA RENITA NINGSIH 23170309D	
	Dosen Pembimbing I :	Dosen Pembimbing II :
	Dr. Narimo, S.T.M.M.	Ir. Sumardiyo, M.T.