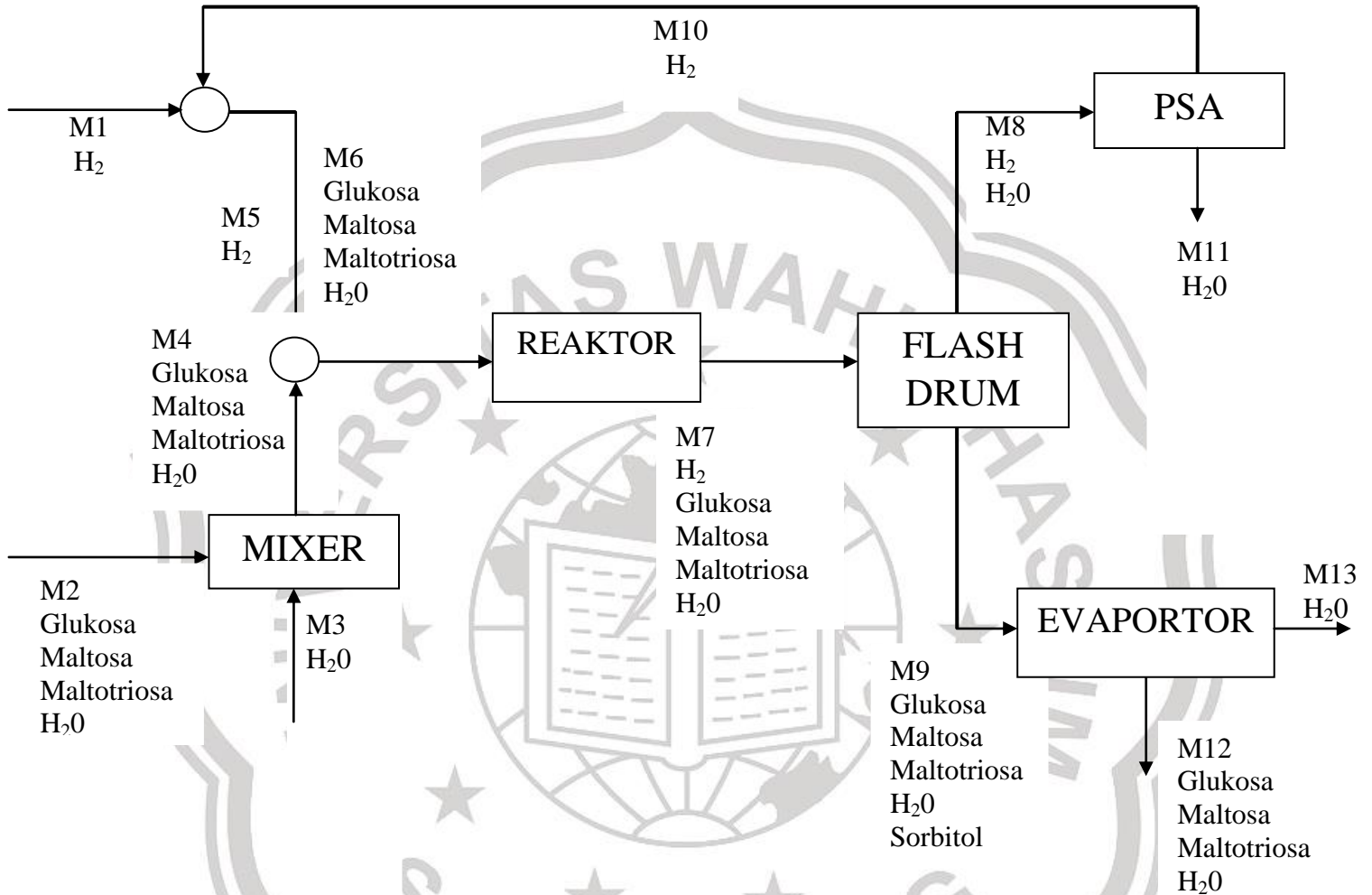


**LAMPIRAN A**  
**NERACA MASSA**



Gambar A.1. Blok digram neraca massa

1. Kapasitas pabrik

Massa operasi pabrik = 330 hari

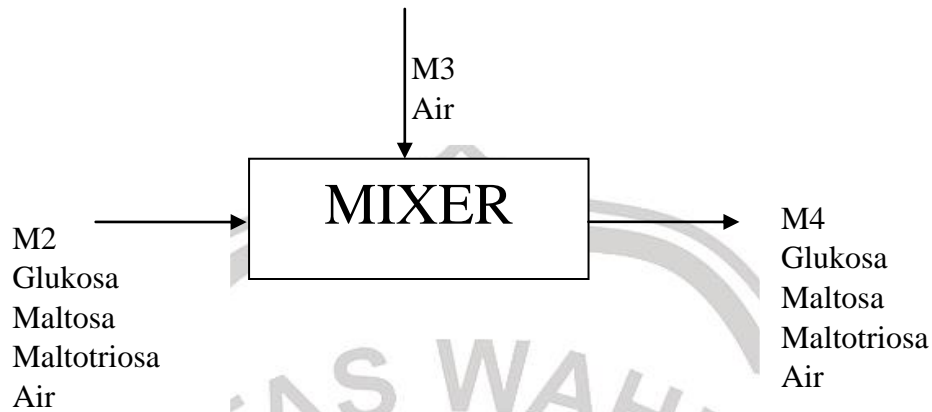
Kapasitas pabrik 10,000 ton/tahun = 1263.63 kg/jam

2. Komponen :

- a. Glukosa
- b.  $H_2O$
- c.  $H_2$

d. Sorbitol

3. Neraca massa larutan glukosa 30% di sekitar mixer



Gambar A.2.Neraca massa disekitar mixer

Keterangan

M2 = Laju alir glukosa cair masuk mixer

M3 = laju alir air masuk mixer

M54= Laju alir larutan glukosa keluar mixer

Persamaan neraca massa total

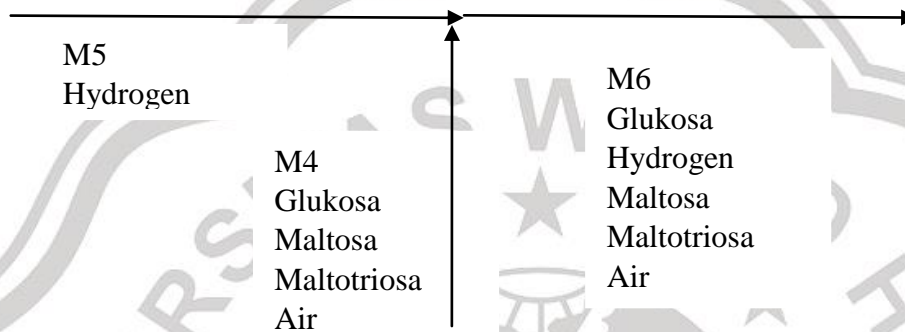
Trial M2 = 2000 kg/jam

Tabel A.1.Neraca massa input-output disekitar mixer

Komponen	Input				Output	
	M2		M3		M4	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	4662.5222	840	0	0	4662.522202	840
Air	63500	1143	44444.44444	800	107944.4444	1943
Maltosa	5.4768	16	0	0	5.4768	16
Maltriosa	0.50443	1	0	0	0.50443	1
Total	68168.5034	2000	44444.44444	800	112612.9479	2800

4.

### Neraca massa di pipa pencampuran



Gambar A.4.Neraca massa disekitar pipa pencampuran

#### Keterangan

M4 = laju alir larutan glukosa masuk titik pencampuran

M5 = Laju alir hidrogen masuk titik pencampuran

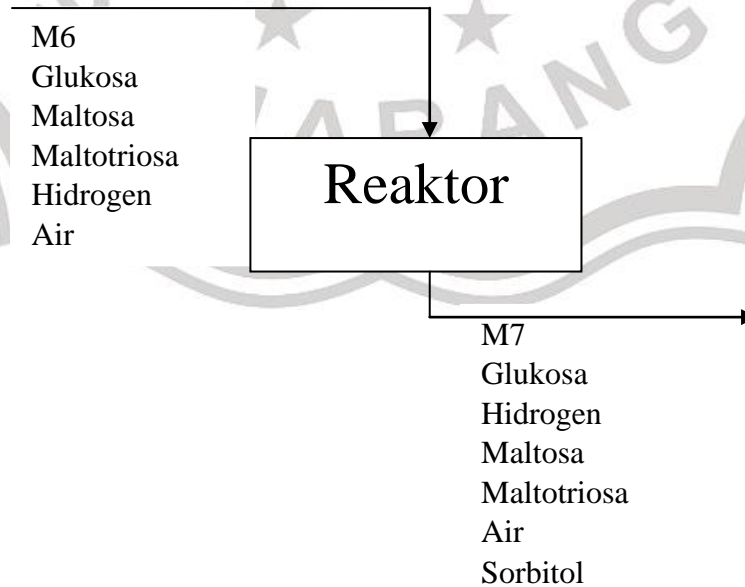
M6 = Laju alir keluar titik pencampuran

Rasio hidrogen : glukosa = 1800 : 1

Tabel A.2. Neraca massa input-output disekitar pipa pencampuran

Komponen	Input				Output	
	M4		M5		M6	
	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	4662.522	840	0	0	4662.522	840
Air	107944.44	1943	0	0	107944.44	1943
Hidrogen	0	0	8392539.96	16918.5213	8392539.96	8392539.96
Maltosa	5.4768	16	0	0	5.4768	16
Maltotriosa	0.50443	1	0	0	0.50443	1
Total	112612.94	2800	8392539.96	16918.5213	8505152.91	8395339.9

5. Neraca Massa Disekitar Reaktor



Gambar A.4. Neraca massa disekitar reactor

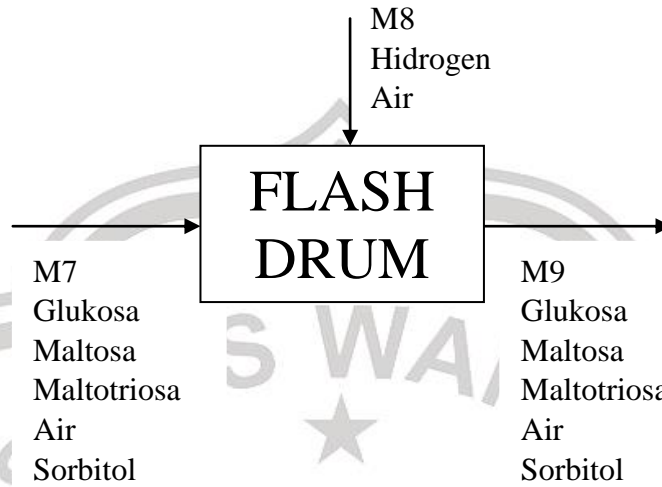
Konversi glukosa menjadi sorbitol : 99%

	$C_6H_{12}O_{6(aq)}$	+	$H_2$	$\xrightarrow{\text{Raney Ni}}$	$C_6H_{14}O_6(aq)$
Awal	4662.522		8392539.96		0
Reaksi	4615.89		4615.89		4615.89
Setimbang	46.625		8387924.067		4615.89

Tabel A.3. Neraca Massa Input dan Output disekitar Reaktor

Komponen	Input		Output	
	M6		M7	
	Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam
Glukosa	4662.5222	840	46.62522202	8.4
Air	107944.444	1943	107944.4444	1943
Hidrogen	8392539.96	16918.52131	8387924.067	16909.21613
Sorbitol	0	0	4615.89698	840.8779529
Maltosa	5.4768	16	5.4768	16
Maltriosa	0.50443	1	0.50443	1
Total	8505152.91	19718.52131	8500537.015	19718.49408

6. Neraca massa disekitar flash drum



Gambar A.5. Neraca massa disekitar flash drum

Keterangan :

M7 = Laju alir masuk flash drum

M8 = laju alir keluar flash drum

M9 = Laju alir larutan keluar flash drum

Diasumsikan glukosa dan sorbitol terpisah secara sempurna sebagai hasil, dibutuhkan tekanan uap masing-masing komponen yang akan dipisahkan

Tekanan uap komponen dapat dihitung dengan (perry vol 7,2-54)

$$P_i = \text{EXP} \left[ C_1 + \frac{C_2}{T} + C_3 \ln T + C_4 T^{C_5} \right]$$

Tabel A.4. Uap murni komponen pada suhu operasi

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5	Pi(Pa)	Pi(atm)	Ki(Pi/P)
Hidrogen	12.69	-94.896	1.1125	0.000392	2	3.47E+31	3.43E+26	4.95E+24
Air	73.649	-7258.2	-7.3037	4.17E-06	2	269713.1	2.661861	0.038394



Tabel A.5. Hasil perhitungan massa gas keluar flash drum

Komponen	M8	Yi	Zi	Ai=L/V Ki	Vi = M7Zi/ 1+ Ai	XI
Hidrogen	16909.310	0.962	0.8961	1.48E-26	1.52E+04	0
Air	1942	0.038	0.10387	1.8779	69.58	1
Total	18852.216		1			

Hubungan keseimbangan fasa gas cair ditunjukkan dengan persamaan

$$M8 z_i = v y_i + L x_i \quad (1)$$

keseimbangan fase gas-cair hydrogen

$$M8 H_2 z_{H_2} = V y_{H_2} + L x_{H_2} \quad (2)$$

Keseimbangan fase gas-cair air

$$M8 H_2 O z_{H_2 O} = V y_{H_2 O} + L x_{H_2 O} \quad (3)$$

Substitusi ke persamaan 2

$$16909.216 = V y_{H_2}$$

$$V = \frac{16909.216}{0.962}$$

$$V = 17584.448$$

Substitusi ke persamaan 3

$$16909.216 = V y_{H_2 O} + L$$

$$L = 16909.310 - (17584.448 \times 0.038) = 1284.861$$

$$\frac{L}{V} = \frac{1284.861}{17584.448} = 0.0721$$

Perhitungan L/V actual

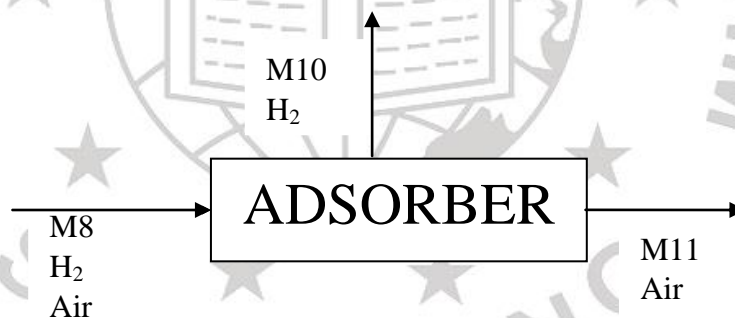
$$\frac{L}{V} = \frac{M7 - V}{V}$$

$$= \frac{18869.216 - 17584.448}{17584.448} = 0.0721$$

Tabel A.6.Neraca Massa Input-Output Disekitar Flash Drum

Komponen	Input		Output			
	M7		M8		M9	
	mol/jam	kg/jam	mol/jam	kg/jam	mol/jam	kg/jam
Glukosa	93.25044405	16.8	0	0	93.250444	16.8
Air	108888.8889	1960	3896.01369	69.58	104992.875	1889.872
Hidrogen	8387970.693	16909.31	8387970.693	16909.31012	0	0
Sorbitol	4569.271758	832.38424	0	0	4569.27176	832.3842
Total	8501522.104	19718.494	8391866.706	16979.43837	109655.397	2739.056

7. Neraca massa disekitar Adsorber



Gambar A.7.Neraca massa disekitar adsorber

Keterangan

M8 = Laju alir gas masuk adsorber

M10 = Laju alir air keluar dari adsorber

M11 = Laju alir gas hidrogen keluar dari adsorber



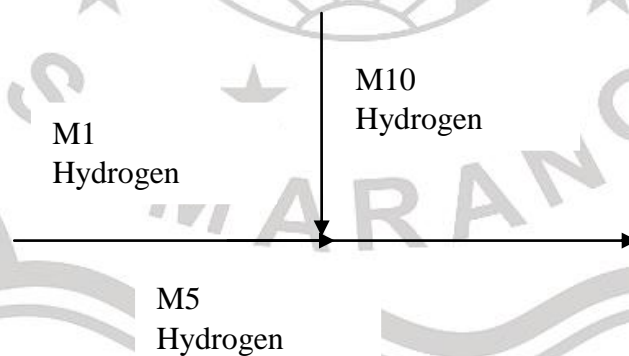
Tabel A.7.Neraca massa disekitar adsorber

Komponen	Input		Output			
	M8		M10		M11	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Air	3865.702264	69.58264076	0	0	3865.702264	69.5826408
Hidrogen	8387924.067	16909.21613	8387924.067	16909.21613	0	0
Total	8391789.77	16978.79877	8387924.067	16909.21613	3865.702264	69.5826408

8.

recycle

Neraca massa disekitar titik pencampuran



Gambar A.8.Neraca massa disekitar titik pencampuran recycle

M1 = Laju alir gas hidrogen dari pipeline

M5 = Laju alir gas hidrogen keluar titik pencampuran

M10 = Laju alir gas hidrogen hasil recycle

Neraca massa hydrogen

input=output

$M1+M10=M5$

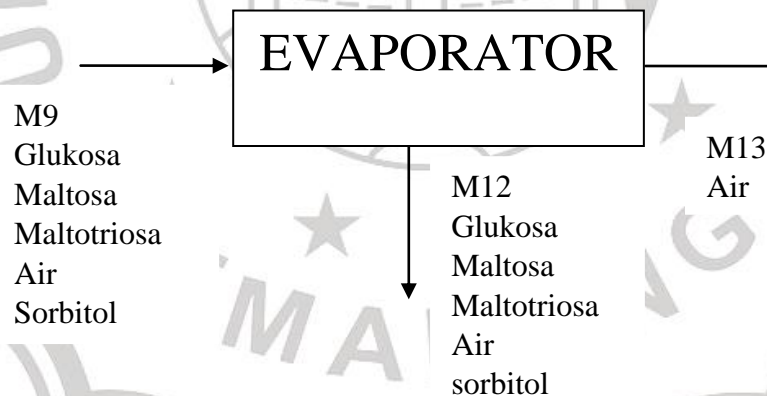
$M1 = 16109.216 \text{ kg/jam}$

Tabel A.8.Neraca massa input-output disekitar titik pencampuran recycle

Komponen	Input				Output	
	M1		M10		M5	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Hidrogen	4652.435	9.3048	8387924.067	16909.21613	8392539.96	16918.52131
Total	4652.435	9.3048	8387924.067	16909.21613	8392539.96	16918.52131

9.

Neraca massa evaporator



Gambar A.9.Neraca massa evaporator

M9 = Laju alir larutan masuk evaporator

M12 = Laju alir produk sorbitol keluar evaporator

M13 = Laju alir air yang diuapkan keluar evaporator

Neraca massa air

Input = output

$M9 = M12 + M13$

$M13 = 1889.87 - 21.0003 = 1868.87 \text{ kg/jam}$



Tabel A.9. Neraca Massa input-output disekitar evaporator

Komponen	Input		output			
	M9		M12		M13	
Arus	mol/jam	kg/jam	mol/jam	kg/jam	mol/jam	kg/jam
Glukosa	46.62522202	8.4	46.62522202	8.4	0	0
Air	104078.7422	1873.417359	21000	378	83078.742	1495.417
Sorbitol	4615.89698	840.8779529	4615.89698	840.8779	0	0
Maltosa	5.4768	16	5.4768	16	0	0
Maltotrios	0.50443	1	0.50443	1	0	0
Total	108747.2456	2739.695312	25668.50343	1244.277	83078.742	1495.417

Faktor Koreksi :

Laju alir produk yang di Inginkan : 1262.63 kg/jam

M1glukosa trial : 2000 kg/jam, Laju alir produk trial : 1244.27 kg/jam

Faktor Koreksi =  $\frac{\text{Laju alir produk yang di Inginka}}{\text{Laju alir produktrial}}$

$$= \frac{1262.63}{1244.27}$$

$$= 1.134$$

M1glukosa dengan kapasitas pabrik 10000 ton/tahun = 1.134 kg/jam x 2000 kg/jam

$$= 2269.853 \text{ kg/jam}$$

Jadi Neraca massa Kapasitas pabrik 10000 ton/tahun :

Tabel A.10. Neraca massa input-output disekitar mixer

Komponen	Input				Output	
	M2		M3		M4	
	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	4742.72869	854.45	0	0	4742.728686	854.45
Air	77481.1125	1394.660025	50441.17778	907.9412	127922.2903	2302.601
Hidrogen	0	0	0	0	0	0
Sorbitol	0	0	0	0	0	0
Maltosa	6.68265444	19.5228	0	0	6.68265444	19.5228
Maltriosa	0.61549288	1.220175	0	0	0.615492875	1.220175
Total	82231.1393	2269.853	50441.17778	907.9412	132672.3171	3177.794

Tabel A.11.Neraca massa disekitar pipa pecampuran

Komponen	Input		Output			
	M4		M 5		M6	
	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	4742.728686	854.45	0	0	4742.728686	854.45
Air	77481.1125	1394.660025	0	0	77481.1125	1394.660025
Hidrogen	0	0	8536911.634	17209.56016	8536911.634	8536911.634
Maltosa	6.68265444	19.5228	0	0	6.68265444	19.5228
Maltriosa	0.615492875	1.220175	0	0	0.615492875	1.220175
Total	82231.13933	2269.853	8536911.634	17209.56016	8619142.773	8539181.487



Tabel A.12. Neraca Massa Input dan Output disekitar Reaktor

Komponen	Input		Output	
	M6		M7	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	4742.72869	854.45	47.42728686	8.5445
Air	127922.29	2302.601225	127922.2903	2302.601225
Hidrogen	8536911.63	17209.56016	8532216.333	17200.09491
Sorbitol	0	0	4695.301399	855.3430558
Maltosa	6.68265444	19.5228	6.68265444	19.5228
Maltotriosa	0.61549288	1.220175	0.615492875	1.220175
Total	8669583.95	20387.35436	8664888.65	20387.32666



Tabel A.13. Neraca Massa Input-Output Disekitar Flash Drum

Komponen	Input		Output			
	M7		M8		M9	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	47.427	8.544	0	0	47.427	8.544
Air	127922.290	2302.601	4504.5297	81.0815	123417.761	2221.52
Hidrogen	8532216.333	17200.094	8532216.333	17200.09491	0	0
Sorbitol	4695.301	855.343	0	0	4695.301	855.343
Maltosa	6.682	19.522	0	0	6.682	19.522
Maltiosa	0.615	1.220	0	0	0.61549288	1.220
Total	8664888.65	20387.326	8536720.862	17281.17644	128167.787	3106.15

Tabel A.14. Neraca massa disekitar adsorber

Komponen	Input		Output			
	M8		M10		M11	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Air	4504.529	81.081	0	0	4504.529	81.0815
Hidrogen	8532216.333	17200.094	8532216.333	17200.0949	0	0
Total	8536720.862	17281.176	8532216.333	17200.0949	4504.529	81.0815

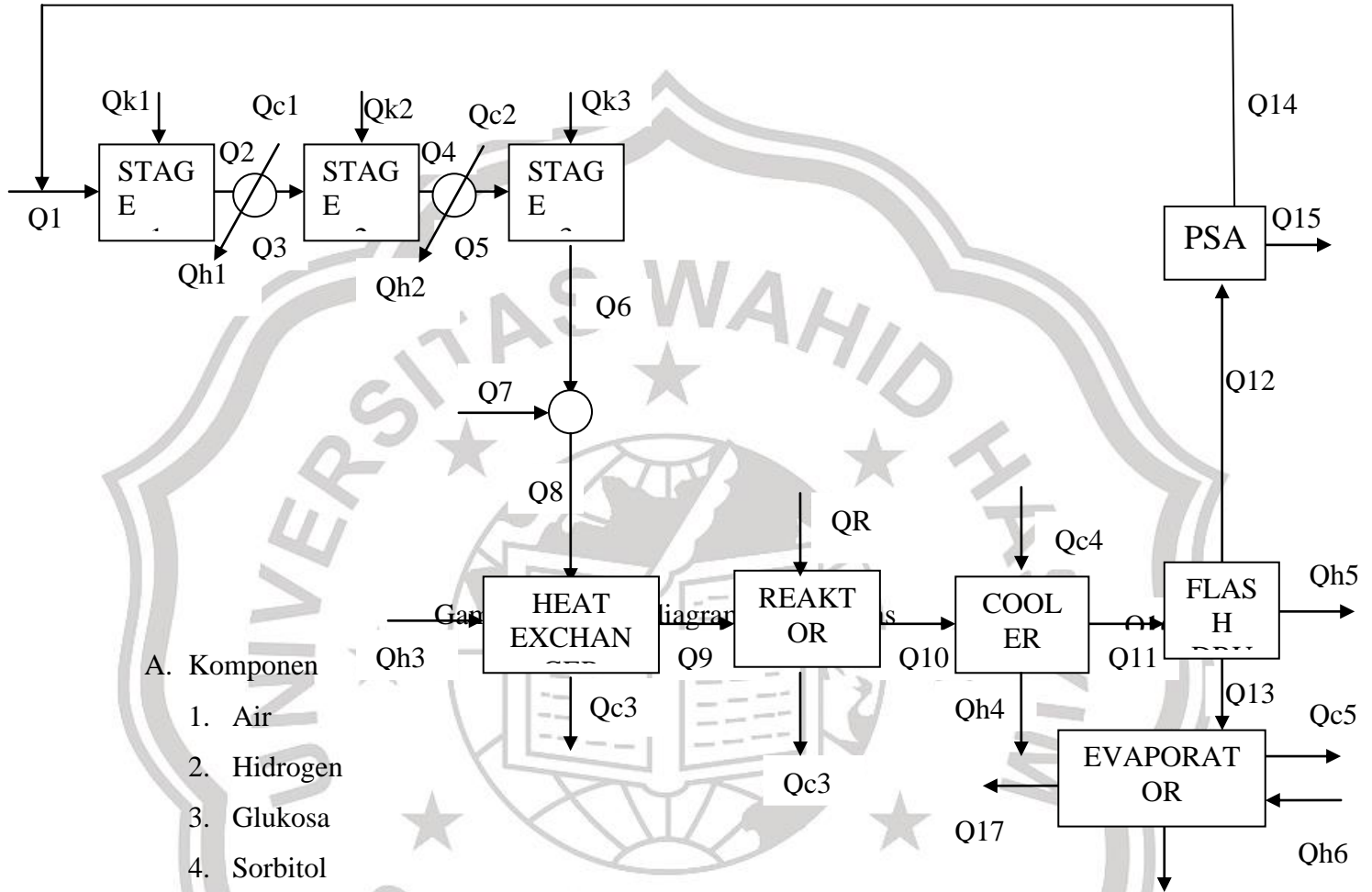
Tabel A.15. Neraca massa input-output disekitar titik pencampuran recycle

Komponen	Input				Output	
	M1		M10		M5	
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Hidrogen	4735	9.47	8532216.333	17200.09491	8536911.63	17209.56016
Total	4735	9.47	8532216.333	17200.09491	8536911.63	17209.56016

Tabel A.16. Neraca Massa input-output disekitar evaporator

Komponen	Input			Output		
	M9		M12	M13		
Arus	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam	Mol/Jam	Kg/Jam
Glukosa	47.427	8.5445	47.427	8.5445	0	0
Air	123417.760	2221.519	21000	378	102417.7606	1843.519
Sorbitol	4695.301	855.343	4695.301	855.343	0	0
Maltosa	6.682	19.522	6.682	19.522	0	0
Maltrosa	0.615492875	1.22	0.615492875	1.22	0	0
Total	128167.7874	3106.150221	25750.02683	1262.63	102417.760	1843.519

**LAMPIRAN B**  
**NERACA ENERGI**



A. Komponen

1. Air
2. Hidrogen
3. Glukosa
4. Sorbitol

B. Data yang diperlukan

- a. Suhureferensi : 25°C
- b. Heat Capacity solid Glukosa : 1.447 Kj/kg°K
- c. Heat capacity liquid

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

Tabel B.1.Data heat capacity liquid

Komponen	A	B	C	D
Air	92.053	-0.039959	-0.000211	$5.35 \times 10^{-7}$

Sorbitol	106.032	0.94243	-0.001648	$1.17 \times 10^{-6}$
----------	---------	---------	-----------	-----------------------

Sumber : Chemical properties Handbook (Ywas, 1999)

d. Heat capacity gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (\text{J/mol K})$$

Tabel B.2. Data heat capacity gas

Komponen	A	B	C	D	E
Hydrogen	25.399	0.020178	$-3.85 \times 10^{-5}$	$3.19 \times 10^{-8}$	$-8.76 \times 10^{-12}$
Air	33.933	$-8.4186 \times 10^{-3}$	$2.9906 \times 10^{-5}$	$1.782 \times 10^{-8}$	$3.6934 \times 10^{-12}$

Sumber : Chemical properties Handbook (Ywas, 1999)

e. Menghitung panas masuk dan keluar untuk komponen padat dengan persamaan :

$$Q = m C_p \Delta T$$

f. Menghitung panas masuk dan keluar untuk komponen gas dan cair dengan persamaan:

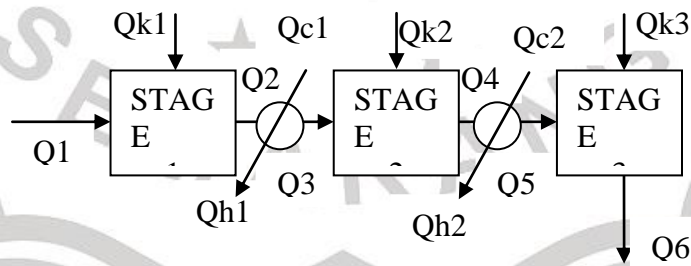
$$Q = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

C. Perhitungan Neraca Panas

$$Q = n \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

$$Q = n \int_{T_{ref}}^T A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT = n \left[ A + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 + \frac{E}{5}T^5 \right]_{T_{ref}}^T$$

1. Neraca Panas di Sekitar Kompresor



Gambar B.2. Neraca panas disekitar kompresor

Keterangan

Q1 : Kalor masuk kompresor stage 1

Q2 : Kalor keluar kompresor stage 1

Q3 : Kalor keluar intercooler 1



Q4 :kalorkeluarkompresor stage 2

Q5 :Kalorkeluar intercooler 2

Q6 :Kalorkeluarkompresor stage 3

Qc1: Kalor air pendinginmasuk intercooler 1

Qc2 :Kalor air pendinginmasuk intercooler 2

Qh1 :Kalor air pendinginkeluar intercooler 1

Qh2 :Kalor air pendinginkeluar intercooler 2

Qk1 :Kalor yang ditransferkompresor 1

Qk2 :Kalor yang ditransferkompresor 2

Qk3 :Kalor yang ditransferkompresor 3

Suhumasukkompresor :  $30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$

Suhukeluarkompresordihitungsebagaiberikut :

Tekananmasukkompresor ( $P_1$ ) = 3 atm

Tekanankeluarkompresor ( $P_2$ ) = 70 atm

Rasiokompresoruntukjenissentrifugaltidakbolehlebihdari 4 (Coulson,

J.M.,Richardson,J.F.,1983) olehkarenaitudipilih rasiokompresi( $r$ ) = 3

Makajumlahkompresordapatdihitungdenganpersamaan

$$r = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^{\frac{1}{n}}$$

$$\log r = \frac{1}{n} \log \left(\frac{P_1}{P_2}\right)$$

$$n = \frac{\log\left(\frac{P_1}{P_2}\right)}{\log r} = \frac{\log\left(\frac{3}{70}\right)}{\log 3} = 2.87$$

- Stage 1 kompresor

$T_1$  : 303 K ;  $P_1$  = 3 atm

$P_2$  dapatdihitungdenganpersamaan :

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = r = 2.87$$

maka,  $P_2 = 2.87 \times P_1 = 8.61 \text{ atm}$

**Cp dapat di hitung dengan :**

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

$$C_p = 28.79 \text{ J/mol K}$$

Jika gas ideal maka  $R = C_p - C_v$



Maka,  $C_v = C_p - R = 28.79 \text{ J/mol K} - 8.314 \text{ J/mol K} = 20.47 \text{ J/mol K}$

Lalu dapat dihitung  $k$  dan  $a$

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{28.79}{20.47} = 1.406 ; a = \frac{(k-1)}{k} = 0.288$$

Suhu keluar kompresor dihitung dengan persamaan :

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^a = 303 \text{ K} \left( \frac{8.61}{3} \right)^{0.288} = 410.711 \text{ K}$$

Digunakan intercooler,  $\eta = 90\%$  maka suhu keluar intercooler :

$$T_2' = T_2 - \eta(T_2 - T_1) = 410.711 \text{ K} - 0.90(410.711 \text{ K} - 303 \text{ K}) = 313.77 \text{ K}$$

Maka,

Suhu keluar stage 1 = 313.77 K

Tekanan keluar stage 1 = 8.61 atm

- Stage 2 kompresor

$$T_2' = 313.77 \text{ K}; P_2 = 8.61 \text{ atm}$$

$P_3$  dapat dihitung dengan persamaan :

$$\frac{P_2}{P_1} \cdot \frac{P_3}{P_2} \cdot \frac{P_4}{P_3} = r = 2.87$$

$$\text{maka, } P_3 = 2.87 \times P_2 = 24.67 \text{ atm}$$

$C_p$  dapat dihitung dengan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

$$C_p = 28.84 \text{ J/mol K}$$

Jika gas ideal maka  $R = C_p - C_v$

$$\text{Maka, } C_v = C_p - R = 28.84 \text{ J/mol K} - 8.314 \text{ J/mol K} = 20.52 \text{ J/mol K}$$

Lalu dapat dihitung  $k$  dan  $a$

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{28.84}{20.52} = 1.40 ; a = \frac{(k-1)}{k} = 0.288$$

Suhu keluar kompresor dihitung dengan persamaan :

$$T_3 = T_2' \left( \frac{P_3}{P_2} \right)^a = 313.77 \text{ K} \left( \frac{24.67}{8.61} \right)^{0.288} = 425.094 \text{ K}$$

Digunakan intercooler,  $\eta = 90\%$  maka suhu keluar intercooler :

$$T_3' = T_3 - \eta(T_3 - T_2') = 425.094 \text{ K} - 0.90(425.094 \text{ K} - 313.77 \text{ K}) = 354.28 \text{ K}$$

Maka

Suhu keluar stage 2 = 324.90 K

Tekanan keluar stage 2 = 24.661 atm

- Stage 3 kompresor

$$T_3' = 324.90 \text{ K}; P_3 = 24.661 \text{ atm}$$

P4 dapat dihitung dari persamaan :

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = r = 2.87$$

maka,  $P_4 = 2.87 \times P_2 = 70.708 \text{ atm}$

Cp dapat dihitung dengan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

$$C_p = 28.88 \text{ J/mol K}$$

Jika gas ideal maka  $R = C_p - C_v$

Maka,  $C_v = C_p - R = 28.88 \text{ J/mol K} - 8.314 \text{ J/mol K} = 20.57 \text{ J/mol K}$

Lalu dapat dihitung k dan a

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{28.88}{20.57} = 1.40 ; a = \frac{(k-1)}{k} = 0.287$$

Suhu keluar kompresor dihitung dengan persamaan :

$$T_4 = T_3' \left( \frac{P_4}{P_3} \right)^a = 324.90 \text{ K} \left( \frac{70.708}{24.661} \right)^{0.287} = 439.95 \text{ K}$$

Maka

Suhu keluar kompresor = 439.95 K

Tekanan keluar kompresor = 70.70 atm

$$Q_{input} = Q_{output}$$

$$Q_1 + Q_{c1} + Q_{c2} + Q_{k1} + Q_{k2} + Q_{k3} = Q_6 + Q_{h1} + Q_{h2}$$

$$Q_1 = (m_{H_2} \times \int_{298}^{303} C_p H_2 dT)$$

$$= 8536911.634 \text{ mol/jam} \times 16.9 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}$$

$$= 144273.806 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_2 = (m_{H_2} \times \int_{298}^{410.71} C_p H_2 dT)$$

$$= 8536911.634 \text{ mol/jam} \times 410.096 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}$$

$$= 3500953.313 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{k1} = Q_2 - Q_1$$

$$= 3500953.313 \text{ kJ/jam} - 144273.806 \text{ kJ/jam}$$

$$= 3356679.507 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= (m_{H_2} \times \int_{298}^{313.77} C_{pH_2} dT) \\
 &= 8536911.634 \text{ mol/jam} \times 53.71 \text{ J/mol} \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 458517.523 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap1}} &= Q_2 - Q_3 \\
 &= 3356679.507 \text{ kJ/jam} - 458517.523 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3042435.79 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned}
 m_1 &= \frac{Q_{\text{serap1}}}{(\int_{298}^{323} C_{pH_2} - \int_{298}^{303} C_{pH_2}) \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}}} \\
 &= 2151895.398 \text{ mol/jam} \\
 &= 38734.117 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{h1} &= (m_{H_2O} \times \int_{298}^{323} C_{pH_2O} dT) \\
 &= 38734.117 \text{ mol/jam} \times 1758.58 \text{ J/mol} \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 3784280.209 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{c1} &= (m_{H_2O} \times \int_{298}^{303} C_{pH_2O_{\text{gas}}} dT) \\
 &= 38734.117 \text{ kJ/jam} \times 344.74 \text{ J/mol} \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 741844.419 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_4 &= (m_{H_2} \times \int_{298}^{425.09} C_{pH_2} dT) \\
 &= 8536911.634 \times 458.29 \text{ J/mol} \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 3912381.233 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{k2} &= Q_4 - Q_3 \\
 &= 3912381.233 - 458517.523 \\
 &= 3453863.709 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_5 &= (m_{H_2} \times \int_{298}^{324.90} C_{pH_2} dT) \\
 &= 8536911.634 \text{ mol/jam} \times 92.27 \text{ J/mol} \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 787700.83 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap2}} &= Q_4 - Q_5 \\
 &= 3912381.233 \text{ kJ/jam} - 787700.83 \text{ KJ/jam} \\
 &= 3124680.396 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 m_2 &= \frac{Q_{\text{serap}}}{\left( \int_{298}^{323} C_{pH_2} - \int_{298}^{303} C_{pH_2} \right) \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}} \\
 &= 2210066.483 \text{ mol /jam} = 39781.19 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{h2} &= (m_{H_2O} \times \int_{298}^{322.01} C_{pH_2O} dT) \\
 &= 2210066.483 \text{ mol /jam} \times 1758.58 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 3886578.716 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{c2} &= (m_{H_2O} \times \int_{298}^{303} C_{pH_2O_{\text{gas}}} dT) \\
 &= 2210066.483 \text{ kJ/jam} \times 344.74 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 761898.319 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

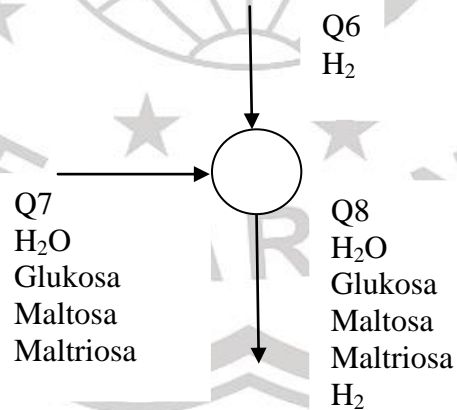
$$\begin{aligned}
 Q_6 &= (m_{H_2} \times \int_{298}^{439.95} C_{pH_2} dT) \\
 &= 8536911.634 \text{ mol/jam} \times 514.76 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} \\
 &= 4394460.633 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{k3} &= Q_6 - Q_5 \\
 &= 4394460.633 \text{ kJ/jam} - 787700.83 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3606759.79 \text{ /jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.3. Neraca panas input-output disekitarkompresor

Arus	Input	Output
Q1	144273.8066	
Q6		4394460.633
QC1	741844.4195	
QC2	761898.3195	
QK1	3356679.507	
QK2	3453863.709	
QK3	3606759.796	
QH1		3784280.209
QH2		3886578.716
Total	12065319.56	12065319.56

2. Neracapanas di titikpencampuran



Gambar B.3. Neracapanas disekitartitikpencampuran

Keterangan :

Q6 : Kalor gas hidrogenkeluarkompresor

Q7 : Kalorlarutanglukosa



Q8 : Kalor pencampuran larutan glukosa dan gas hydrogen

Tekanan campuran :

$$P_{\text{hidrogen}} = X_{\text{hidrogen}} \times P_{\text{hidrogen}}^{\circ}$$

$$P_{\text{hidrogen}} = 0.986 \times 70.70 \text{ atm} = 69.764 \text{ atm}$$

$$P_{\text{larut glukosa}} = X_{\text{larut glukosa}} \times P_{\text{larut glukosa}}^{\circ}$$

$$P_{\text{larut glukosa}} = 0.013 \times 3 = 0.943 \text{ atm}$$

$$P_{\text{campuran}} = P_{\text{hidrogen}} + P_{\text{larut glukosa}}$$

$$= 69.764 \text{ atm} + 0.943 \text{ atm}$$

$$= 70 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu masuk hidrogen} : 439.95 \text{ K}$$

$$\text{Suhu masuk larutan glukosa} : 303 \text{ K}$$

$$Q_6 : 6273496.924 \text{ KJ/jam}$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 75.456 \text{ J/mol K} = 4.6 \text{ KJ/kg K}$$

$$C_{p\text{H}_2} = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

$$C_{p\text{H}_2} = 29.210 \text{ J/mol K} = 14.49 \text{ KJ/kg K}$$

$$C_{p\text{glukosa}} = 1.447 \text{ KJ/kg K}$$

$$Q_{\text{lepas}} = Q_{\text{terima}}$$

$$m_{\text{H}_2} C_{p\text{H}_2} dT = (m_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} dT) + (m_{\text{glukosa}} C_{p\text{glukosa}} dT)$$

$$m_{\text{H}_2} C_{p\text{H}_2} (T_6 - T_8) = (m_{\text{H}_2\text{O}} C_{p\text{H}_2\text{O}} (T_8 - T_7)) + (m_{\text{glukosa}} C_{p\text{glukosa}} (T_8 - T_7)) + (m_{\text{maltosa}} C_{p\text{maltosa}} (T_8 - T_7)) + (m_{\text{maltotriosa}} C_{p\text{maltotriosa}} (T_8 - T_7))$$

$$17209.6 \text{ kg/jam} \times 14.49 \text{ KJ/kg K} \times (439.9 - T_8) = (2302.6 \text{ kg/jam} \times 4.6 \text{ KJ/kg K} \times (T_8 - 303)) + (854.45 \text{ kg/jam} \times 1.447 \text{ KJ/kg K} \times (T_8 - 303)) + (19.52 \text{ kg/jam} \times 1.27 \text{ KJ/kg K} \times (T_8 - 303)) + (1.22 \text{ kg/jam} \times 1.85 \text{ KJ/kg K} \times (T_8 - 303))$$

$$T_8 = 405 \text{ K}$$

$$\text{Sehingga didapat suhu keluaran titik pencampuran} = 405 \text{ K}$$

$$Q_6 = (m_{\text{H}_2} \int_{298}^{439.95} C_{p\text{H}_2} dT)$$

$$= 8536911.63 \text{ mol/jam} \times 514.76 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}$$

$$= 4394460.633 \text{ kJ/jam}$$



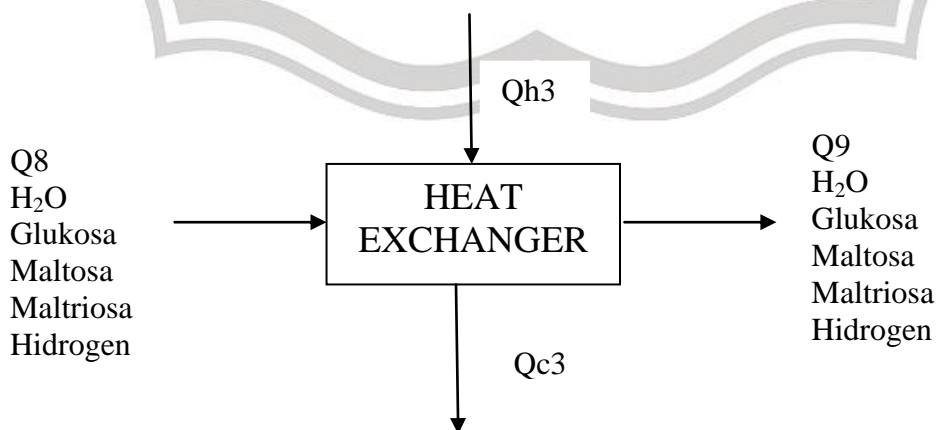
$$\begin{aligned}
 Q7 &= \left( \int_{298}^{303} m_{H_2O} C_{pH_2O} dt \right) + (m_{glukosa} \times C_{p_{glukosa}} \times (303-298) + \\
 &\quad (m_{maltosa} C_{p_{maltosa}} (303-298)) + (m_{maltriosa} C_{p_{maltriosa}} (303-298))) \\
 &= (127922.2903 \times 344.748 \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}) + (854.45 \times 1.447 \times (303-298)) + \\
 &\quad (19.52 \times 1.27 \times (303-298)) + (1.22 \times 1.85 \times (303-298)) \\
 &= 50453.3 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q8 &= (m_{H_2} \times \int_{298}^{407} C_{p_{H_2}} dT) + \left( \int_{298}^{407} m_{H_2O} C_{p_{H_2O}} dt \right) + (m_{glukosa} \times C_{p_{glukosa}} \times \\
 &\quad (408-298) + (m_{maltosa} C_{p_{maltosa}} (408-298)) + \\
 &\quad (m_{maltriosa} C_{p_{maltriosa}} (408-298))) \\
 &= (8536911.634 \text{ mol/jam} \times 390.18 \text{ J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}) + (854.45 \text{ mol/jam} \times 1.44 \\
 &\quad \text{J/mol} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}) + (16.52 \times 1.27 \times (408-298)) + (1.22 \times 1.85 \times (408-298)) \\
 &= 4424526.145 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.4. Neracapanas di titikpencampuran

Arus	input	Output
Q6	4394460.633	
Q7	50453.3	
Q8		4424526.145
Total	4424526.145	4424526.145

### 3. Neraca panas di Sekitar Heat Exchanger



Gambar B.4.Neracapanasdisekitar heat exchanger

Keterangan :

Q8 : Kalor larutan glukosa

Q9 : Kalorkeluaran heat exchanger

Qh3 : Kalor steam pemanas

Qc3 : Kalor steam keluaran heat exchanger

Suhu masuk :405 K

Suhu keluar : 413 K

Qinput = Qoutput

Q8+Qh3 = Q9 + Qc3

$$\begin{aligned}
 Q9 &= (m_{H_2} \times \int_{298}^{413} C_{pH_2}dT) + (m_{H_2O} \times \int_{298}^{413} C_{pH_2O}dT) + (m_{g} \times C_{pg} \times (413-298)) + (m_{maltosa} \times C_{p_{maltosa}} \times (413-298)) + \\
 &\quad (m_{maltotriosa} \times C_{p_{maltotriosa}} \times (413-298)) \\
 &= (8536911.6 \text{ mol/jam} \times 412.69 \text{ J/mol} \times \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}}) + (127922.29 \times 9354.85 \times \\
 &\quad \frac{1\text{kJ}}{1000 \text{ J}}) + (854.45 \times 1.447 \times (413-298)) + (19.52 \times 1.27 \times (413-298)) + \\
 &\quad (1.22 \times 1.85 \times (413-298)) \\
 &= 5109904.822 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Qserap = Q9-Q8

$$= 5109904.822 \text{ kJ/jam} - 4424526.145 \text{ KJ/jam}$$

$$= 685378.677 \text{ KJ/jam}$$

Menggunakan steam dengan suhu 205°C dantekanan1724.3 KPa

(Table A 4 ,Yunus A changel and Michael A Boles)

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah steam yang dibutuhkan } m &= \frac{Q_{serap}}{PanasLaten} \\
 &= \frac{685378.677}{(2794.8-874.87)} \\
 &= 355.85 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$Qh3 = m \times (H_{2O_{gas}})_{478}$$

$$= 355.85 \text{ kg/jam} \times 2794.8 \text{ kJ/kg}$$

$$= 80423.585 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{c3} = m \times (H_{\text{liquid}})_{478}$$

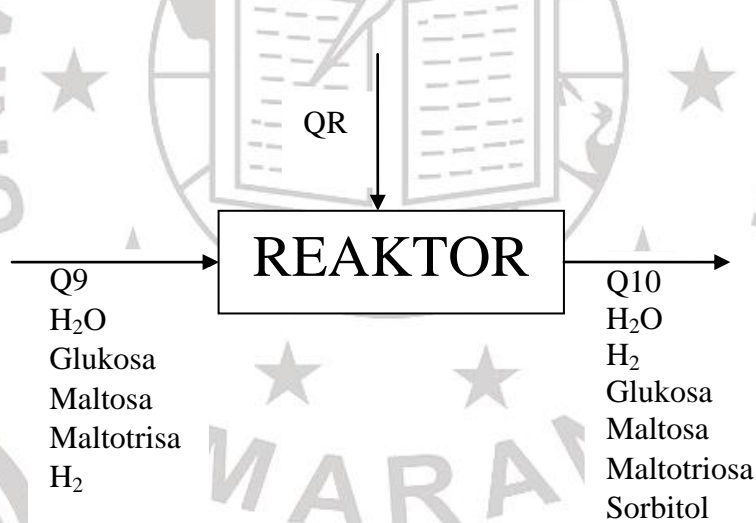
$$= 355.85 \text{ kg/jam} \times 874.87 \text{ kJ/kg}$$

$$= 118855.908 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5. Neraca Panas Input-Output disekitar Heat Exchanger

Arus	Input	Output
Q8	4424526.145	
Q9		5109904.822
Qh4	80423.585	
Qc4		118855.908
Total	5228760.73	5228760.73

4. Neraca Panas di Sekitar Reaktor



Gambar B.5. Neraca panas disekitar reaktor

Keterangan :

Q9 : Kalor keluaran heat Exchanger

Q10 : Kalor keluaran reactor

QR : Kalor reaksi

Suhu masuk : 413 K

Panas masuk + Panas reaksi = Panaskeluar

$$Q_9 + Q_R = Q_{10}$$

- Panas masuk

$$Q_9 = 5109904.822 \text{ kJ/jam}$$

- Panasreaksi ( QR)

$$\begin{aligned}\Delta H_R^\circ &= \sum \Delta H_F^\circ \text{Produk} - \sum \Delta H_F^\circ \text{Reaktan} \\ &= \sum \Delta H_F^\circ \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6 - (\sum \Delta H_F^\circ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \sum \Delta H_F^\circ \text{H}_2) \\ &= -1353.7 \text{ kJ/mol} - (-1295.2 \text{ kJ/mol} + 0) \\ &= -58.5 \text{ kJ/mol (reaksi eksotermis)}\end{aligned}$$

$$Q_R = -\Delta H_R^\circ = m \text{ glukosa yang bereaksi} \times \Delta H_R^\circ$$

$$\begin{aligned}Q_R &= 6635.36 \text{ kJ/jam} \times -58.5 \text{ kJ/mol} \\ &= 388162.71 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

- Panas keluar ( Q10 )

$$\text{Panas keluar ( Q10 )} = \text{Panas masuk ( Q9 + QR)}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas keluar ( Q10 )} &= 5109904.822 \text{ kJ/jam} + 388162.71 \text{ kJ/jam} \\ &= 5498067.532 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$Q_{\text{lepas}} = Q_{\text{terima}}$$

$$\begin{aligned}Q_{10} &= (m_{\text{H}_2} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{H}_2} dT) + (m_{\text{H}_2\text{O}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{H}_2\text{O}} dT) + (m_{\text{glukosa}} \times C_{p\text{glukosa}} \times \\ &\quad (T_c - 298)) + (m_{\text{sorbitol}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{sorbitol}} dT) + (m_{\text{maltosa}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{sorbitol}} dT) + \\ &\quad (m_{\text{sorbitol}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{maltosa}} dT)\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{10} - (m_{\text{H}_2} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{H}_2} dT) &+ (m_{\text{H}_2\text{O}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{H}_2\text{O}} dT) + (m_{\text{glukosa}} \times C_{p\text{glukosa}} \times \\ &\quad (T_c - 298)) + (m_{\text{sorbitol}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{sorbitol}} dT) + (m_{\text{maltosa}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{sorbitol}} dT) + \\ &\quad (m_{\text{sorbitol}} \int_{298}^{T_c} C_{p\text{maltosa}} dT) = 0\end{aligned}$$

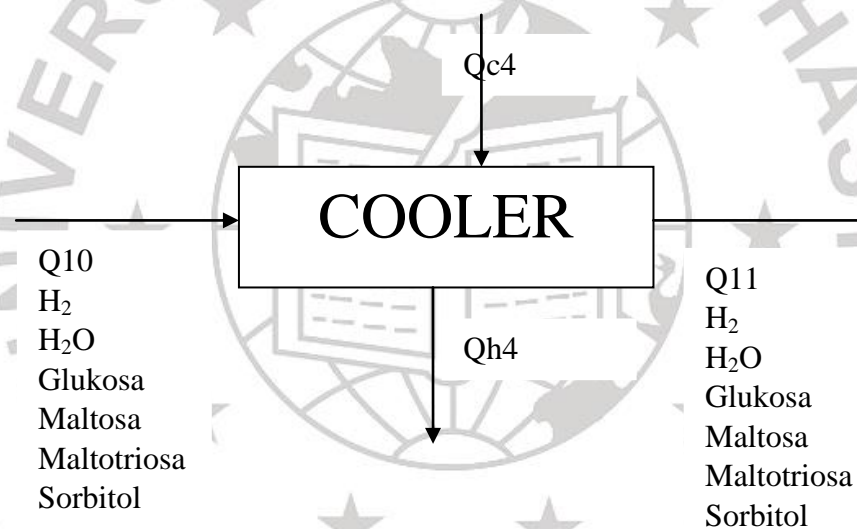
$$\begin{aligned}5498067.532 \text{ kJ/jam} - ((10240367 \int_{298}^{T_c} C_{p\text{H}_2} dT) &+ (121271.83 \int_{298}^{T_c} \\ C_{p\text{H}_2\text{O}} dT + (20.49 \times C_{p_g} \times (T_c - 298))) &+ (5575.311 \int_{298}^{T_c} C_{p_s} dT) + (207.42 \\ \int_{298}^{T_c} C_{p\text{sorbitol}} dT) + (1.2 \int_{298}^{T_c} C_{p\text{maltosa}} &dT)\end{aligned}$$

Di dapatsuhkeluaran reactor = 426 K

Tabel B.6.Neraca Panas input-output disekitarreactor

Arus	Input	Output
Q10	5109904.822	
Q11		5498067.532
QR	388162.71	
Total	5498067.532	5498067.532

5. NeracapanasdisekitarCooler



Gambar B.6.Neraca panasdisekitarcooler

Keterangan :

Q10 : Kalorkeluaran reactor

Q11 : Kalorkeluarancooler

Qh4 : Kalor air pendingincooler

Qc3 : Kalor air pendinginmasukcooler

Suhumasuk :426K



Suhukeluar : 413 k

Qinput = Qoutput

Q10 + Qc3 = Q11 + Qh4

$$Q11 = (\int_{298}^{413} m_{H_2O} C_{p,H_2O} dt) + (\int_{298}^{413} m_{H_2O} C_{p,H_2O} dt) + (m_{glukosa} \times C_{p,glukosa} \times (413-298) + (\int_{298}^{413} m_{sorbitol} C_{p,sorbitol} dt) + (\int_{298}^{413} m_{maltose} C_{p,maltose} dt) + (\int_{298}^{413} m_{maltriosa} C_{p,maltriosa} dt)$$
$$= (127922.3 \times 452.66 \times \frac{1kJ}{1000J}) + (8532216 \times 10429 \times \frac{1kJ}{1000J})$$

$$+ (8.54 \times 1.442 \times (413-298) + (4695.301 \times 45526.61 \times \frac{1kJ}{1000J}) + (19.2 \text{ kg/jam} \times 1.27 \text{ KJ/kg K} \times (413-298) + (1.22 \text{ kg/jam} \times 1.85 \text{ KJ/kg K} \times (413-298))$$

$$= 4922136 \text{ kJ/jam}$$

Qserap = Q10 - Q11

$$= 187768.8 \text{ kJ/jam}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan,

$$m = \frac{Q_{serap}}{(\int_{298}^{323} C_{p,H_2O} dt - \int_{298}^{303} C_{p,H_2O} dt) \times \frac{1kJ}{1000J}}$$

$$= 132787 \text{ mol/jam} = 2390.166 \text{ kg/jam}$$

Qh4 = (m<sub>H<sub>2</sub>O</sub> × ∫<sub>298</sub><sup>323</sup> C<sub>p,H<sub>2</sub>O</sub> dT)

$$= 132787 \text{ mol/jam} \times 1758.8 \times \frac{1kJ}{1000J}$$

$$= 233545.8 \text{ kJ/jam}$$

Qc4 = (m<sub>H<sub>2</sub>O</sub> × ∫<sub>298</sub><sup>303</sup> C<sub>p,H<sub>2</sub>O</sub> dT)

$$= 132787 \text{ mol/jam} \times 344.74 \times \frac{1kJ}{1000J}$$

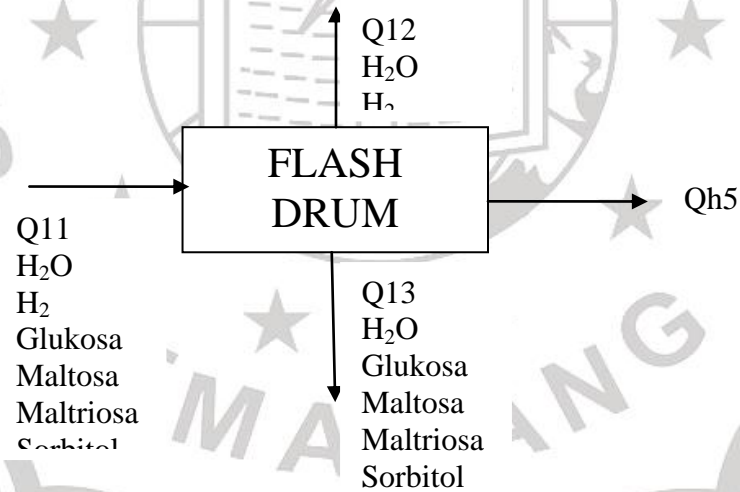
$$= 45776.99 \text{ kJ/jam}$$



Tabel B.7.Neracapanas input-output disekitar cooler

Arus	Input	Output
Q10	5109905	
Q11		4922136
Qc4	45776.99	
Qh4		233545.8
Total	5155682	5155682

6. Neraca panas di flash drum



Gambar B.7.Neraca panas disekitar flash drum

Keterangan :

Q11 :Kalor keluaran cooler

Q12 : Kalor gas keluar flash drum

Q13 : Kalor larutan keluar flash drum

Qh5 :Kalor hilang

Suhumasuk : 413 K

Suhukeluar : 303 K

Qinput = Qoutput

Q11 = Q12 + Q13 + Qh5

$$\begin{aligned} Q12 &= (\int_{298}^{303} m_{H_2} C_{p_{H_2}} dT) + (\int_{298}^{303} m_{H_2O} C_{p_{H_2O}} dT) \\ &= (8532216 \times 16.9 \times \frac{1kJ}{1000J}) + (4504.53 \times 344.74 \times \frac{1kJ}{1000J}) \\ &= 145747.3 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q13 &= (\int_{298}^{303} m_s C_{ps} dT) + (\int_{298}^{303} m_{H_2O} C_{p_{H_2O}} dT) + (m_g \times C_{p_g} \times (303-298)) + \\ &\quad (m_{maltosa} \times C_{p_{maltosa}} \times (303-298)) + (m_{maltotriosa} \times C_{p_{maltotriosa}} \times (303-298)) \\ &= (4695.301 \times 1764.89 \times \frac{1kJ}{1000J}) + (123417.76 \times 344.74 \times \frac{1kJ}{1000J}) + \\ &\quad (8.54 - 1.447 \times (303-298)) + (19.52 \text{ kg/jam} \times 1.27 \text{ Kj/kg K} \times \\ &\quad (303-298)) + (1.22 \text{ kg/jam} \times 1.85 \text{ Kj/kg K} \times (303-298)) \\ &= 51571.83 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

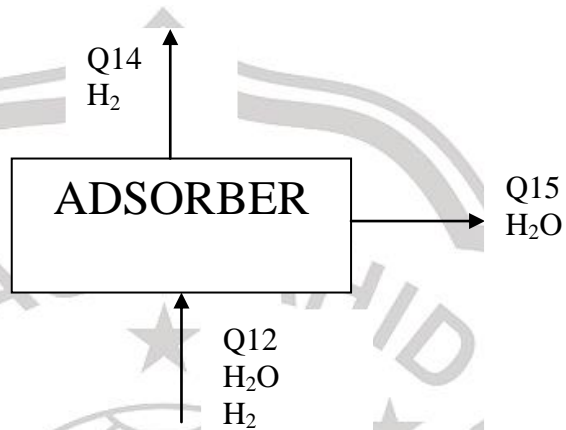
$$Qh5 = Q11 - (Q12 + Q13)$$

$$Qh5 = 4724816.866 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.8. Neraca panas input-output disekitar flash drum

Arus	Input	Output
Q11	4922136	
Q12		145747.3
Q13		51571.83
Qh5		4724816.8
Total	4922136	4922136

7. Neraca panas disekitar adsorber



Gambar B.8. Neraca panas disekitar adsorber

Keterangan :

Q12 : Kalor gas keluaran flash drum

Q14 : Kalor gas hydrogen yang akan direcycle

Q15 : Kalor air keluaran adsorber

Suhumasuk : 303 K

Suhukeluar : 303 K

Qinput = Qoutput

$$Q12 = Q14 + Q25$$

$$Q14 = (m_{H_2} \times \int_{298}^{303} Cp_{H_2} dT)$$

$$= 4504.53 \times 16.9 \times \frac{1kJ}{1000J}$$

$$= 76.12 \text{ kJ/jam}$$

$$Q15 = (m_{H_2O} \times \int_{298}^{303} Cp_{H_2O} dT)$$

$$= 4504.53 \times 344.74 \times \frac{1kJ}{1000J}$$

$$= 2941396 \text{ Kj/jam}$$

$$Q_{12} = Q_{14} + Q_{15}$$

$$= 2941472 \text{ kJ/jam}$$

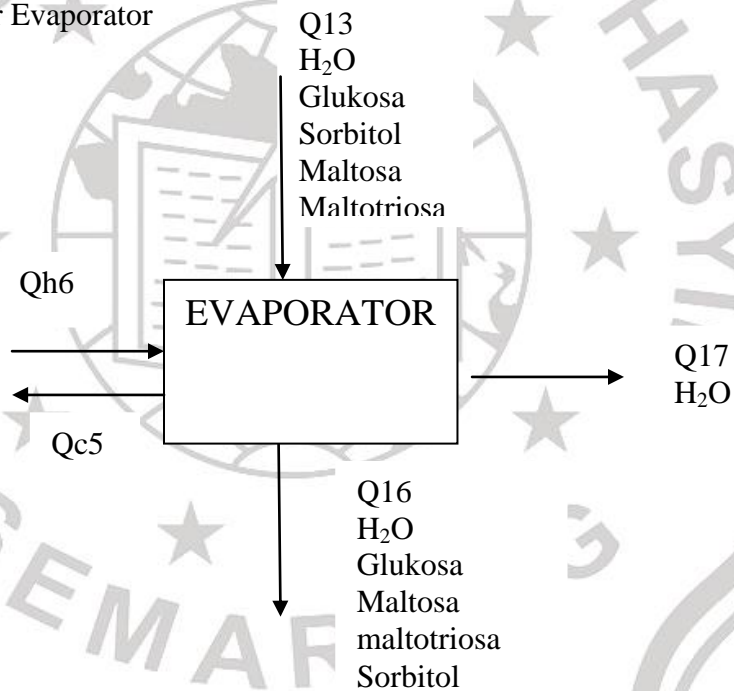
Tabel B.10. Neraca panas input-output di adsorber

Arus	Input	Output
Q14		76.12
Q15		2941396
Q12	2941472	
Total	2941472	2941472

8.

sadisekitar Evaporator

Neracamas



Gambar B.9. Neraca panas disekitar evaporator

Keterangan :

Q14 : Kalor larutan keluaran flash drum

Q17 : Kalor larutan sorbitol

Q13 : Kalor air keluaran evaporator

Qh6 : Kalor steam masuk evaporator

Qc5 : Kalor steam keluar evaporator

Suhumasuk : 303 K

Suhukeluar : 378 K

Qinput = Qoutput

$$Q_{13} + Q_{h6} = Q_{16} + Q_{17} + Q_{c5}$$

$$\begin{aligned} Q_{16} &= (\int_{298}^{378} m_{H_2O} C_{pH_2O} D t) + (m_g \times C_{p_g} \times (378-298)) + (\int_{298}^{378} m_s C_{p_s} D t) \\ &= (378 \times 6094.31 \times \frac{1 \text{kJ}}{1000 \text{J}}) + (8.54 \times 1.447 \times (378-298)) + \\ &\quad (855.4 \times 28712.18 \times \frac{1 \text{kJ}}{1000 \text{J}}) + (19.52 \text{ kg/jam} \times 1.27 \text{ KJ/kg K} \times \\ &\quad (378-298)) + (1.22 \text{ kg/jam} \times 1.85 \text{ KJ/kg K} \times (378-298)) \\ &= 134812.34 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{17} &= (m_{H_2O} \times \int_{298}^{378} C_{pH_2O} dT) \\ &= 102417.76 \times 6094.31 \times \frac{1 \text{kJ}}{1000 \text{J}} \\ &= 624165.58 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{serap} &= (Q_{16} + Q_{17}) - Q_{13} \\ &= (134812.34 + 624165.58) - 551571.83 \\ &= 707406.09 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Menggunakan steam dengansuhu 205°C dantekanan 1724.3 KPa (Table

A 4 ,Yunus A changel and Michael A Boles)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam yang dibutuhkan. } m &= \frac{Q_{serap}}{\text{panas laten}} \\ &= \frac{707406.09}{2794.8 - 874.87} \\ &= 368.45 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{h4} &= m \times (H_{gas})_{478} \\ &= 368.45 \text{ kg/jam} \times 2794.8 \text{ kJ/kg} \\ &= 1029755.53 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{c5} &= m \times (H_{liquid})_{478} \\ &= 368.45 \text{ kg/jam} \times 874.87 \text{ kJ/kg} \\ &= 322349.44 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Tabel B.11.Neraca panas input-output disekitar evaporator

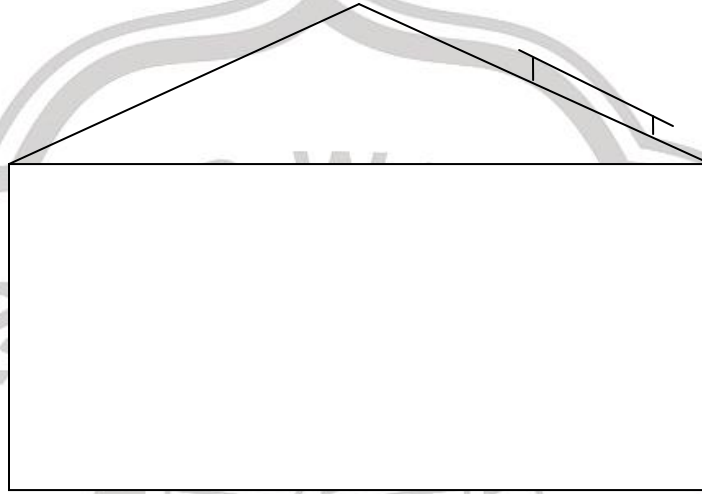
	Input	Output
Q13	51571.83	
Q16		134812.33
Q17		624165.58
Qh6	1029755.53	
Qc5		322349.44
Total	1081327.36	1081327.36





## LAMPIRAN C

### 1. Tangki penyimpanan Glukosa



Gambar 1. Tangki Penyimpanan Glukosa

Fungsi Untuk menyimpan bahan baku Glukosa dalam bentuk cair

Kondisi Operasi :

T : 30°C

P : 1 atm

Tujuan :

1. Menentukan tipe tangki
2. Menentukan bahan konstruksi tangki
3. Menentukan kapasitas tangki
4. Menghitung dimensi tangki

A. Menentukan tipe tangki

- Kondisi operasi tangki penyimpanan Glukosa pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C, dalam fase cair. Dengan kapasitas pabrik 10000 ton/tahun, Larutan glukosa dari tangki masuk ke mixer dengan laju alir 2269.85kg/jam. Dengan waktu penyimpanan selama 30 hari mempertimbangkan transportasi darat dari supier ke pabrik. Pada kondisi

tersebut, tangki yang dipilih tangki silender tegak dengan dasar datar ( flat bottom) dan tutup berbentuk kerucut (conical roof tank). ( coulson,4<sup>th</sup>vol 6 : 879)

Tabel C.1 Ketentuan tangki

	Aktual	Yang Dijinkan
Fase bahan yang disimpan	Cair	Cair
Suhu	30 °C	20 °C-60°C
Tekanan	1 atm	Max 15 bar
Waktu tinggal	30 hari	Max 30 hari

B. Menentukan bahan konstruksi tangki

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi carbon Steel SA 283 Grade C dengan Pertimbangan :

1. Kondisi penyimpanan pada suhu kamar dengan tekanan atmosferik. Kondisi ini tidak membutuhkan bahan khusus (misalnya tahan pada tekana tinggi) sehingga cukup menggunakan *carbon steel*.
2. Glukosa merupakan senyawa organic dan *carbon steel* cocok digunakan untuk bahan-bahan organic.
3. Tahan terhadap korosi
4. Memiliki allowable stress yang cukup besar
5. Harga relative murah dibandingkan dengan *stainlis steel* dan *carbon steel* jenis lain.

C. Menghitung kapasitas tangki

- Massa yang disimpan = massa glukosa x waktu penyimpanan  

$$= 2269.85 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 1634294 \text{ kg}$$
- Menghitung densitas

Tabel C.2. Densitas larutan glukosa

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Xi	xip
Air	1394.66	924.58	0.49	528.39
Glukosa	854.45	1560	0.42	655.2
Maltosa	19.52	1540	0.085	12.32
Maltotriosa	1.22	1540	0.0005	0.77
Densitas campuran				1196.687

- Menghitung volum pabrik yang disimpan

$$\begin{aligned} \text{Volume pabrik} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas Campuran}} = \\ &= \frac{1634294 \text{ kg}}{1196.687 \text{ kg/m}^3} = 1365.68 \text{ m}^3 = 8588.77 \text{ bbl} \end{aligned}$$

- Menghitung kapasitas tangki

$$\text{Over design} = 20\%$$

(Peter ang timmerhaus, 1991, hal 1991 hal.37)

$$\begin{aligned} \text{Volume perancangan tangki air} &= 120\% \times 1365.68 \text{ m}^3 \\ &= 1638.81 \text{ m}^3 = 10306.53 \text{ bbl} \end{aligned}$$

- Menentukan jumlah tangki

Berdasarkan appendix E, table item 3 pada Brownel (1979), untuk volume 10306.53 bbl digunakan tangki 96-in but welded course with 3 courses memiliki diameter 70 ft.

$$\text{Tinggi tangki} = \frac{10306.53}{685} = 15.04 \text{ ft}$$

$$\frac{D}{H} = \frac{8}{3}$$

$$H = \frac{3}{8} D = \frac{3}{8} 70 = 26.25 \text{ ft}$$

$$\text{Maka jumlah tangki} = \frac{15.04}{26.25} = 0.57 = 1$$

#### D. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki

Persamaan yang digunakan untuk menentukan diameter dan tinggi tangki :

$$D = \frac{8}{3} H$$

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

Dari kedua persamaan diatas:

$$V = \frac{\pi \left(\frac{8}{3} H\right)^2 H}{4}$$

$$H = \left(\frac{4V}{\pi \left(\frac{8}{3}\right)^2}\right)^{\frac{1}{3}} = 5.499 \text{ m} = 18.03 \text{ ft}$$

Setelah dihitung diameter tangki,

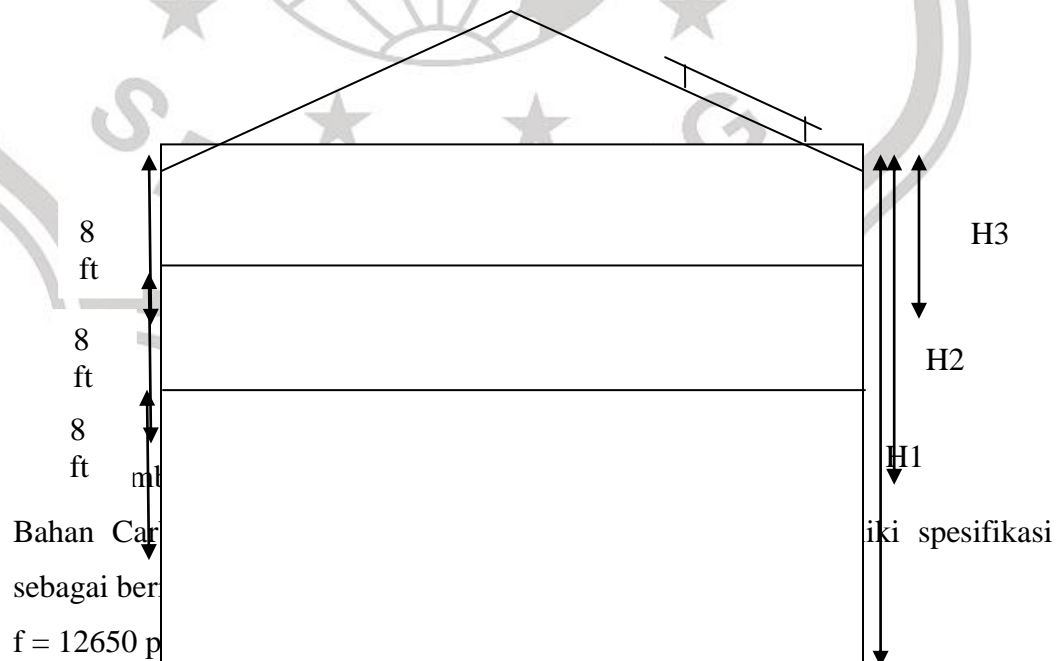
$$D = \frac{8}{3} 5.499 \text{ m} = 14.66 \text{ m} = 48.10 \text{ ft}$$

Berdasarkan ukuran standar tangki yang digunakan memiliki ukuran (Brownel Appendix E item 3, 1979: 348):

$$D = 70 \text{ ft dan } H = 24 \text{ ft}$$

#### E. Menentukan jumlah plate dan tebal shell tiap plate

Berdasarkan appendix E table item 3 pada brownel ( 1979 ) untuk  $D = 70 \text{ ft}$ , dan  $H = 24 \text{ ft}$  terdapat 3 buah course.



$$E = 85\%$$

$$c = 0.125 \text{ in}$$

(Brownel, 1979:251, 254)

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$t = \frac{Pd}{2fE} + c$$

Perhitungan tekanan internal (P):

$$P = \rho \frac{(H-1)}{144}$$

Keterangan :

t = Tebal shell, in

P = tekanan internal, psi

d = Inside diameter, in

f = Tegangan kerja (*Working stress*) yang diijinkan, psi

E = efisiensi pengelesan

c = *corrosion allowance*, in

$\rho$  = densitas produk, lb/ft<sup>3</sup>

H = tinggi course, ft

Dari kedua persamaan diatas diperoleh :

$$t = \frac{\rho(H-1)d}{2 \times 144 fE} + c = \frac{74.55 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (H-1) \text{ft} (70 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}})}{2 \times (144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2}) (12650 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}) \times 0.85} + 0.125 \text{ in}$$

- Course 1

- a. Menghitung tebal shell

$$t_1 = \frac{74.55 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (24-1) \text{ft} (70 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}})}{2 \times (144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2}) (12650 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}) \times 0.85} + 0.125 \text{ in} = 0.590 \text{ in}$$

Maka dipilih tebal shell standar = 0.625 in

- b. Menghitung panjang plate

Direncanakan dengan menggunakan 10 plate untuk tiapa course, allowance vertical welded joint ( jarak sambungan antar plate) = 5/32 in dan lebar course = ft

$$L = \frac{(\pi d) - \text{weld length}}{12n}$$



$Weld\ length = n \times allowable\ welded\ joint$

Dimana

L = Panjang tiap plate, ft

d = diameter dalam tangki + tebal shell, in

n = jumlah plate

$$L = \frac{(3.14 \times (70 \times 12 \frac{in}{ft} + 0.625\ in)) - (10 \times \frac{5}{32}\ in)}{12 \times 10} = 21.98\ in$$
$$= 1.83\ ft$$

Jadi data course 1 adalah

Tebal shell = 0.625 in

Lebar plate = 8 ft

Panjang plate = 1.83 ft

- Course 2

a. Menghitung tebal shell

$$t_2 = \frac{74.55 \frac{lb}{fts} (24 - 8 - 1)\ ft (70\ ft \times 12 \frac{in}{ft})}{2 \times (144 \frac{in^2}{ft^2}) (12650 \frac{lb}{in^2}) \times 0.85} + 0.125\ in$$
$$= 0.428\ in$$

Tebal shell standar adalah 0.4375 in

b. Menghitung panjang plate

$$L = \frac{(3.14 \times (70 \times 12 \frac{in}{ft} + 0.4375\ in)) - (10 \times \frac{5}{32}\ in)}{12 \times 10} = 12.558\ in$$
$$= 1.0465\ ft$$

Jadi data course 2 adalah:

Tebal shell = 0.4375 in

Lebar plate = 8 ft

Panjang plate = 1.0465 ft

- Course 3

a. Menghitung tebal shell



$$t_2 = \frac{74.55 \frac{\text{lb}}{\text{fts}} (24-16-1) \text{ft} (70 \text{ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}})}{2 \times (144 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2}) (12650 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}) \times 0.85} + 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.141 \text{ in}$$

Tebal shel standar adalah 0.1875 in

b. Menghitung panjang plate

$$L = \frac{(3.14 \times (70 \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} + 0.1875 \text{ in})) - (10 \times \frac{5}{32} \text{ in})}{12 \times 10} = 21.97 \text{ in}$$

$$= 1.830 \text{ ft}$$

Jadi data course 3 adalah:

Tebal shell = 0.1875 in

Lebar plate = 8 ft

Panjang plate = 1.830 ft

F. Menggunakan Top angle untuk Conical Roof

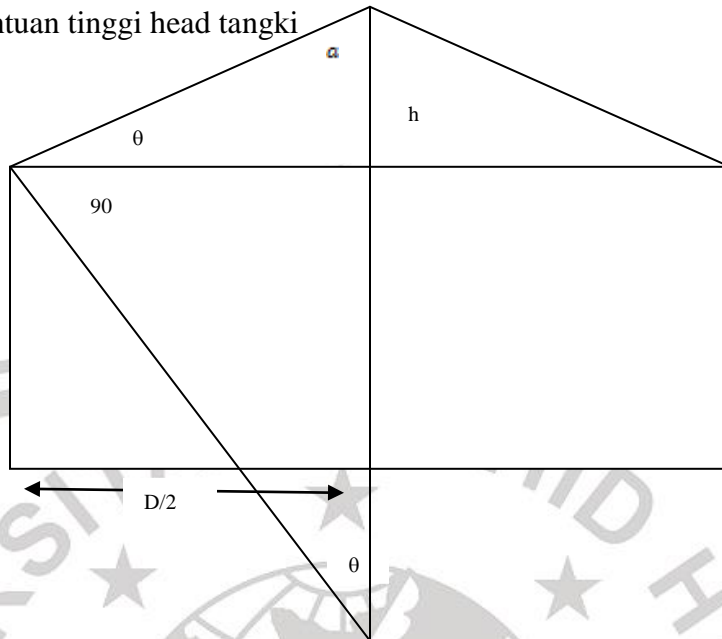
Top angle untuk tangki conical dengan diameter 35-70 ft adalah  $2\frac{1}{2} \times 2\frac{1}{2} \times \frac{5}{16}$

(Brownel, 1979 : 53)

Bila digunakan 10 plate tiap angle maka panjang tiap angle

$$L = \frac{(3.14 \times (70 \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} + \frac{5}{16} \text{ in})) - (10 \times \frac{5}{32} \text{ in})}{12 \times 10} = 20.41 \text{ in} = 1.70 \text{ ft}$$

G. Menentukan tinggi head tangki



Gambar C.3. Penampang tangki untuk menghitung tinggi head tangki

Persamaan untuk menghitung tebal shell head:

$$t_h = \frac{PXD}{2 \cos \alpha (f_x E - 0.6 P)}$$

Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm ( 14,7 psi), digunakan factor keamanan 20% maka:

$$P = 120\% \times 14.7 \text{ psi} = 17.64 \text{ psi}$$

$$t_h = \frac{17.64 \text{ psi} \times 840 \text{ in}}{2 \cos 30 (12650 \text{ psi} \times 0.85 - 0.6 \times 17.64)} = 0.801 \text{ in}$$

Sudut θ adalah sudut cone roof terhadap garis horizontal

$$\sin \theta = \frac{D}{430 t_h}$$

D = diameter tangki standar, ft

t<sub>h</sub> = Cone shell thickness, in

$$\sin \theta = \frac{70}{430 \times 0.801} = 0.2029$$

$$\theta = 11.7^\circ$$

Menghitung tinggi head (h) :

$$\sin \theta = \frac{h}{0.5 D}$$

$$h = 0.5 \times D \times \sin \theta = 0.5 \times 40 \times 0.2029 = 7.104 \text{ ft}$$

Jadi tinggi total tangki adalah  $24 + 7.104 \text{ ft} = 31.104 \text{ ft}$

H. Menentukan diameter pipa pengisian dan pengeluaran

Digunakan persamaan:

$$D_{i_{opt}} = 3.9 \times (Q_f)^{0.45} \times (\rho)^{0.13}$$

Dimana

$Q_f$  = Volume larutan glukosa ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )

$\rho$  = densitas campuran ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

Direncanakan waktu pengisian selama 5 jam:

$$Q_f = \frac{57866.66 \text{ ft}^3}{5 \times 3600 \text{ s}} = 3.214 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 74.55 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$D_{i_{opt}} = 3.9 \times (3.214)^{0.45} \times (74.55)^{0.13} = 11.55 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar (Brownell Appendix K, 1977: 389):

D nominal = 12 in

Schedule no = 40

OD = 12.750 in

ID = 11.938 in

Flow area = 111.9  $\text{in}^2$

Waktu pengeluaran selama 7 hari :

$$Q_f = \frac{57866.66 \text{ ft}^3}{720 \times 3600 \text{ s}} = 0.023 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 77.511 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$D_{i_{opt}} = 3.9 \times (0.023)^{0.45} \times (77.511)^{0.13} = 1.26 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar (Brownell Appendix K, 1977: 389):

D nominal = 1.5 in

Schedule no = 40

OD = 1.9 in

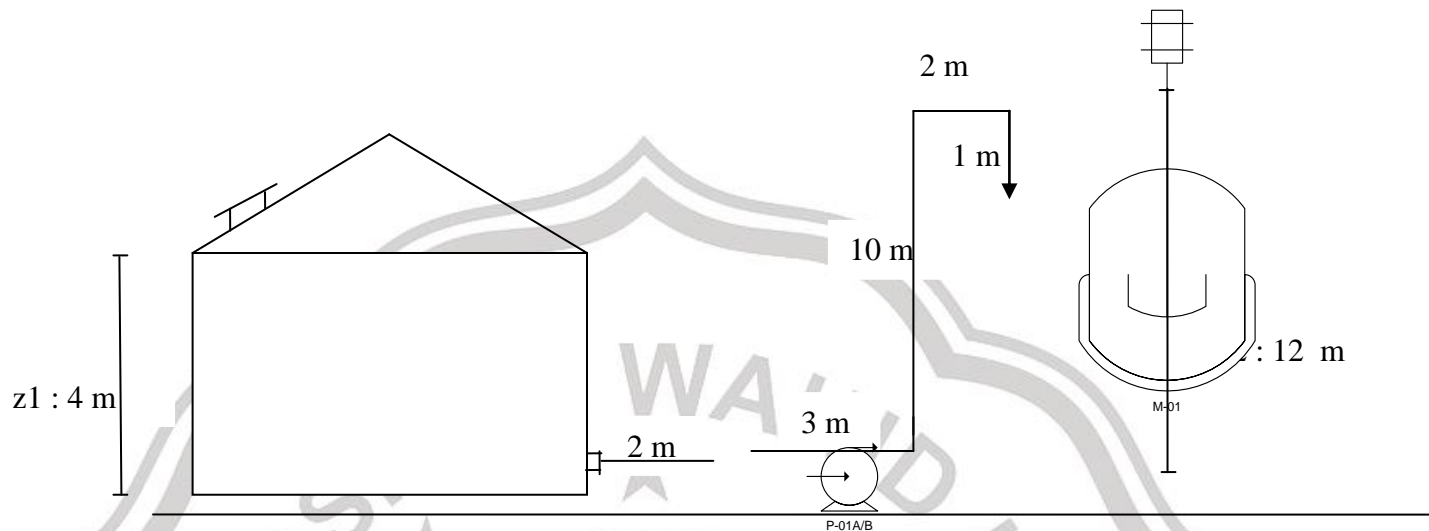
ID = 1.61 in

Flow area = 2.036  $\text{in}^2$

Tabel C.3 Spesifikaso tangki penyimpanan glukosa

<b>RINGKASAN TANGKI</b>	
Fungsi	Menampung larutan glukosa untuk persediaan selama 30 hari
Tipe	Silender vertical dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head conical roof</i>
Bahan kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Jumlah = 1 buah</li> <li>2. Diameter = 70 ft</li> <li>3. Tinggi = 24ft</li> <li>4. Jumlah course = 3 buah</li> </ol>
Course 1	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Tebal shell = 0.625 in</li> <li>2. Lebar plate = 8 ft</li> <li>3. Panjang plate = 1.83 ft</li> </ol>
Course 2	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Tebal shell = 0.4375 in</li> <li>2. Lebar plate = 8 ft</li> <li>3. Panjang plate = 1.04 ft</li> </ol>
Course 3	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Tebal shell = 0.1875 in</li> <li>2. Lebar plate = 8 ft</li> <li>3. Panjang plate = 1.83 ft</li> </ol>
Tinggi head	7.104 ft
Tebal head	0.801 in
Diameter pipa	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Pipa pengisian = 12 in</li> <li>2. Pipa pengeluaran = 1.5 in</li> </ol>

## 2. Pompa



Gambar C.4. Diagram alir glukosa dari tangki menuju mixer

Fungsi: Mengalirkan bahan baku dari tangki ( T-01) ke mixer (M-01)

Tujuan:

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung daya pompa yang dibutuhkan

Langkah perancangan:

1. Menentukan jenis pompa yang digunakan

Pompa yang dipilih adalah jenis sentrifugal dengan pertimbangan

- a. Dapat digunakan dengan range kapasitas yang besar
- b. Kontruksi sederhana hingga harganya relative murah
- c. Kecepatan putaran stabil
- d. Tidak memerlukan area luas

2. Menghitung daya pompa yang dibutuhkan

- a. Kapasitas air

Komposisi masuk pompa pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$

Tabel C.4.Data komposisi umpan masuk pompa



Komponen	wi (kg/jam )	mol/jam	Xi
Air	1684.49	93583	0.58
Glukosa	1219.806	6770.68	0.42
Maltosa	19.52	6.682	0.008
Maltotriosa	1.22	0.615	0.0005
Total	2269.85	82231.14	1

Menghitung densitas campuran untuk menentukan kapasitas sorbitol

Data dari Ywas,1999 dengan rumus  $\rho_L = AB^{-1(1-\frac{T}{T_c})^n}$  gr/ml

Tabel C.5. Densitas air pada suhu 303 K

Komponen	A	B	Tc	N	$\rho_L$ (Kg/m <sup>3</sup> )
Air	0.3471	0.274	647.13	0.2857	1023

$$\rho_{\text{Glukosa}} = 1.56 \text{ g/cm}^3 = 1560 \text{ Kg/m}^3$$

Kapasitas larutan glukosa (Q) :

$$Q = \frac{\text{Lajularutanglukosa}}{\rho_{\text{air}} x_{\text{air}} + \rho_{\text{glukosa}} x_{\text{glukosa}} + \rho_{\text{maltosa}} x_{\text{maltosa}} + \rho_{\text{maltotriosa}} x_{\text{maltotriosa}}}$$

$$Q = \frac{2269.85}{10230.58 + 1560 \cdot 0.42 + 1540 \cdot 0.0085 + 1540 \cdot 0.0005}$$

$$Q = 1.771 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$\rho_{\text{campuran}}$

$$\rho_{\text{air}} x_{\text{air}} + \rho_{\text{glukosa}} x_{\text{glukosa}} + \rho_{\text{maltosa}} x_{\text{maltosa}} + \rho_{\text{maltotriosa}} x_{\text{maltotriosa}}$$

$$= 1196.687 \text{ kg/m}^3 = 74.73 \text{ lb/ft}^3$$

Faktor keamanan = 20%

$$Q_{\text{perancangan}} = 120\% \times 1.771 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2.125 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.020 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Jenis pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal. Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen dengan rumus :

$$D = 3.9Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$



Walas (1990), persamaan 6.32

$$Q_{\text{perancangan}} = 0.020 \text{ ft}^3/\text{s} = 9.35 \text{ gpm}$$

$$\text{Densitas campuran} = 74.73 \text{ lb/ft}^3$$

$$D = 3.9Q^{0.45} \times \rho^{0.13} = D = 3.9 \times 0.020^{0.45} \times 74.73^{0.13} \\ = 1.1972 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar berdasarkan Appendix K, Item 2 Brownell (1959) halaman 388

$$\text{Nominal} = 1.25 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40 \text{ ST 40 S}$$

$$\text{OD} = 1.56 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1.38 \text{ in} = 0.115 \text{ ft}$$

$$\text{Flow area} = 2.036 \text{ in}^2 = 0.0141 \text{ ft}^2$$

b. Menghitung kecepatan linear cairan

$$v = \frac{Q}{A} \\ = \frac{0.020}{0.0141} \\ = 1.4743 \text{ ft/s}$$

v = Kecepatan linier

Q = Laju volumetric cairan

A = Luas area pipa dalam

c. Menghitung bilangan reynold

Menghitung viskositas 42% larutan glukosa pada suhu 30°C

Tabel C.6 Data viskositas larutan glukosa (Viskositas =  $A \times \exp\left(\frac{B}{T}\right)$ )

	A	B	$X_i$	Viskositas	$X_i \mu$
Air	0.00241	1774.9	0.58	0.843350394	0.489143229
Glukosa	8.5E-10	2502	0.42	3.27773E-06	1.37665E-06
Viscositas campuran =					0.489144605

$$\text{Viscositas larutan} = 0.489144605 \text{ cp} = 0.000329 \text{ lb/fts}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho ID v}{\mu} = \frac{77.96 \times 0.205 \times 1.731}{0.000329} = 84525.3$$

$N_{Re} > 2 \times 10^4$  maka alirannya turbulen (Geankoplis, 1993)

d. Neraca tenaga mekanis

Dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c} + \frac{\Delta z g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dengan :

$W_s$  : tenaga yang ditambahkan kedalam system (power pompa)

$\Delta v^2$  : perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa

$\alpha$  : 1.0 untuk aliran turbulen

$\Delta z$  : beda ketinggian cairan, ft

$\Delta P$  : beda tekanan

$\sum F$  : Friction loss

$g$  : konstanta gravitasi = 32.2 ft/s<sup>2</sup>

$g_c$  : gravitational conversion factor = 32.174 lbf/lbm s<sup>2</sup>

$\frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c}$  : beda tenaga kinetic fluida

$\frac{\Delta z g}{g_c}$  : beda tenaga potensial

- Beda energy kinetic

Karena diameter pipa yang digunakan sama maka kecepatan fluidanya sama,

maka  $\Delta v^2 = 0$  sehingga  $\frac{\Delta v^2}{2 \alpha g_c} = 0$

- Beda energy potensial

$$z_1 = 4 \text{ m} = 13.12 \text{ ft}$$

$$z_2 = 12 \text{ m} = 39.36 \text{ ft}$$

$$\frac{\Delta z g}{g_c} = (z_2 - z_1) \frac{g}{g_c}$$

$$= (39.36 - 13.12) \frac{32.2}{32.174} = 26.2612 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Beda tekanan

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116.22 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 70.2 \text{ atm} = 148558.644 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = (148558.644 - 2116.22) = 146442.42 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{146442.42}{77.96} = 1878.43 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Friction loss  $\sum F$

a. Friksi pada pipa lurus bahan yang digunakan adalah commercial steel

$$N_{Re} = 84525.3 = 8.4 \times 10^4$$

Dari Fig 2.10.3 halaman 88 Geankoplis (1993), untuk aliran turbulen dengan bilangan reynold  $8.4 \times 10^4$  dan nilai  $\epsilon/ID = 0.00058$  didapat  $f = 0.0048$

Panjang pipa lurus yang digunakan:  $(2+3+10+2+1)m = 18 \text{ m} = 59.04 \text{ ft}$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2gc}$$

(Geankoplis, persamaan 2.10-6)

$$F_f = 4 \cdot 0.0048 \cdot \frac{59.04}{0.205} \cdot \frac{1.731^2}{2 \cdot 32.174} = 0.256 \text{ lbf.ft/lbm}$$

b. Friksi pada elbow  $90^\circ$

Jumlah elbow  $90^\circ$  yang digunakan adalah 3 buah

Untuk menghitung friksi elbow  $90^\circ$  digunakan persamaan

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc}$$

(Geankoplis, persamaan 2.10-6)

$$h_f = 3 \cdot 0.75 \cdot \frac{1.731^2}{2 \cdot 32.174} = 0.104 \text{ lbf.ft/lbm}$$

c. Friksi gate valve

Jumlah gate valve yang digunakan adalah 2 buah dengan jenis gate valve fully open. Untuk menghitung friksi pada gate valve digunakan persamaan:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc}$$

(Geankoplis, persamaan 2.10-6)

Nilai  $k_f$  gate valve fully open diperoleh dari Tabel 2.10.1 Geankoplis (1993) yaitu 0.17

$$h_f = 2 \cdot 0.17 \cdot \frac{1.731^2}{2 \cdot 32.174} = 0.015 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{d. Friction loss } \sum F &= F_f + h_f \text{ Elbow} + h_f \text{ Gate valve} \\
 &= 0.256 + 0.104 + 0.015 \\
 &= 0.377 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan Bernoulli didapat :

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 a g c} + \frac{\Delta z g}{g c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F \\
 &= ( 0 + 26.2612 + 5.428 + 0.377 ) \\
 &= 32.067
 \end{aligned}$$

$$\text{Head pompa} = 32.067 \text{ ft} = 9.776 \text{ m}$$

Sesuai dengan Coulson & Richardson's (2005) Gambar 5.6 Halaman 200 dapat digunakan pompa sentrifugal single stage jika  $Q=0-1000 \text{ m}^3/\text{jam}$  dan head pompa 9.776 m dan dipakai pompa sentrifugal single stage .

e. Menghitung daya pompa

Dari Figure 7.11 Stanley M. Walas (1990) diperoleh efisiensi pompa 38%

$$\begin{aligned}
 \text{BPH} &= \frac{-W_s \times Q \times \rho}{550 \times h} \\
 &= \frac{32.067 \times 0.057 \times 77.96}{550 \times 0.38} = 0.099 \text{ HP} = 0.074 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

f. Menghitung daya motor

Dari Tabel 3.1 Coulson & Richardson's (2005) pada 0.074 kW efisiensi motor sebesar 80%

$$\begin{aligned}
 \text{HP motor} &= \frac{\text{HP Pompa}}{\text{efisiensi}} \\
 &= \frac{0.099}{0.8} = 1.24 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Tabel C.7 Spesifikasi pompa dari tangki glukosa menuju mixer

<b>RINGKASAN POMPA</b>	
Fungsi	Megalirkan glukosa dari tangki penyimpanan ke mixer
Tipe	<i>Single stage sentrifugal pump</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas	9.35 gpm
Power motor	1.24 HP
Efisiensi pompa	38%
Efisiensi Motor	80%
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Pipa	Nominal = 2 in Schedule Number = 40 ST 40 S OD = 2.375 in = 0.197 ft ID = 2.469 in = 0.205 ft Flow area = 4.79 in <sup>2</sup> = 0.033 ft <sup>2</sup>



### 3. Reaktor

Fungsi: Tempat berlansungnya reaksi antara hydrogen dan glukosa menjadi sorbitol dengan katalis Raney Nikel .

Tujuan:

- a. Menentukan jenis reaktor
- b. Menentukan bahan konstruksi
- c. Menentukan dimensi reaktor

Langkah perancangan :

#### 1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *Fixed Bed* menggunakan system *Trickle Bed* dengan pertimbangan:

- a. Reaksi berada dalam fas gas-cair dengan katalis padat
- b. Reaksi tidak terlalu eksotermis ( $\Delta H_R^\circ = -58.5 \text{ KJ/mol}$ ), maka tidak perlu dilakukan pendinginan
- c. Jenis reaktor didasarkan pada rezim flow reaktan masuk reaktor, aliran gas dan cairan masuk reaktor masing-masing adalah 24568.23 kg/jam serta aliran cairan 4066.01 kg/jam. Berdasarkan grafik 14.3.b-2 halaman 71 (Glibert F.Froment, 1979) rezim hubungan aliran gas dan cairan adalah trickle flow.
- d. Reaksi hidrogenasi glukosa untuk pembuatan sorbitol biasa digunakan reaktor trickle bed (Petter Harriott, Chemical Reaktor Design, 2003)
- e. Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor

#### 2. Menentukan bahan konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi stainless *steel 304* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Tahan terhadap korosi



- b. Tekanan maksimum yang diijinkan besar, sehingga cocok untuk kondisi operasi reactor
  - c. Bahan baku dan produknya adalah bahan konsumsi manusia
3. Menentukan dimensi reactor

a. Menghitung laju alir umpan

Aliran gas umpan reactor diharapkan berupa gas turbulen, sehingga kemungkinan molekul-molekul untuk menghasilkan tumbukan dan kemungkinan terjadinya reaksi menjadi lebih besar.

Untuk aliran turbulen pada memori, bilangan Reynold ( $Re$ ) > 3000 (Martin Rhodes, hal 155). Maka dalam perancangan ini, diambil  $Re = 3500$ .

$$Re = \frac{D_p \times F_{re} \times v \times \rho}{\mu}$$

Dengan :  $\rho$  = densitas gas masuk reactor =  $0.00899 \text{ kg/m}^3$

$D_p$  = diameter partikel katalis =  $0.00635 \text{ m}$

$\mu$  = viskositas umpan =  $1.121 \times 10^{-7} \text{ kg/m s}$

$v$  = kecepatan liner umpan m/s

$F_{re}$  = factor koreksi bilangan reynold, ditentukan dari grafik factor bilangan reynold sebagai fungsi porositas dan spherisitas = 52 ( Smith, 1961)

Sehingga laju aliran gas adalah:

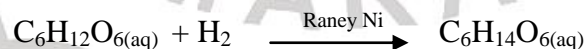
$$v = \frac{Re \times \mu}{D_p \times F_{re} \times \rho} = \frac{3500 \times 1.121 \times 10^{-7}}{0.00635 \times 52 \times 0.00899} = 0.132 \text{ m/s}$$

b. Menghitung waktu tinggal dalam reactor

Yang paling berpengaruh terhadap kinerja reactor adalah kinetika reaksi.

Reaksi berlangsung pada suhu  $140^\circ\text{C}$  dan tekanan  $70 \text{ atm}$  dengan konversi  $99\%$ .

Reaksi yang terjadi:



Massa umpan masuk dalam reactor adalah  $28634.25 \text{ kg/jam}$

$$v_0 = m / \rho = 24060 / 110 = 218.727 \text{ m}^3/\text{jam} = 218727.7 \text{ lt/jam}$$

$$C_{g0} = 6.7706 \text{ kmol/jam} / 218.727 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.0309 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{h0} = 12187.227 \text{ kmol/jam} / 218.727 \text{ m}^3/\text{jam} = 55.718 \text{ kmol/m}^3$$

Konversi glukosa =  $99\%$ .

$$\begin{aligned} \text{Glukosa yang bereaksi} &= C_{g0} \times \alpha = 0.0309 \times 99\% \\ &= 0.0306 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} C_g &= C_{g0} - C_{g0} \times \alpha \\ &= 0.0309 - 0.0306 = 0.00030 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

- Menghitung kecepatan reaksi

Reaksi yang terjadi adalah heterogen, maka untuk menghitung kecepatan reaksi menggunakan rumus:

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{ga} \alpha} + \frac{H_A}{k_{La} E} + \frac{H_A}{k_{CB} f_i}} \times P_A$$

(Levenspiel, pers.5, halaman 529)

$-r_A'''$  = kecepatan reaksi (mol/jam m<sup>3</sup>)

$K_{Ag}$  = Konstanta perpindahan massa gas = 2 mol/jam m<sup>3</sup>Pa (Levenspiel, hal 659)

$k$  = 4.2 x 10<sup>3</sup> m<sup>6</sup>/mol<sup>2</sup> jam

$D$  = difusivitas  $D_A$  (H<sub>2</sub>) =  $D_B$  glukosa = 10<sup>6</sup> m<sup>2</sup>/jam

$H_A$  = kelarutan gas dalam air, untuk hydrogen pada suhu 140°C adalah 2.9 x 10<sup>5</sup> Pa m<sup>3</sup>/mol (Levenspiel, table 23.2)

$P_A$  = tekanan hydrogen = 7.07 x 10<sup>6</sup> Pa

$E$  = liquid film enhancement factor

$C_B$  = konsentrasi larutan gula =  $C_g$  = 0.0309 kmol/m<sup>3</sup>

$$E = 1 + \frac{D_B C_B H_A}{b D_A P_A} = 1 + \frac{10^6 \times 150 \times 2.9 \times 10^5}{1 \times 10^6 \times 7.07 \times 10^6} = 7.15$$

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{2} + \frac{2.9 \times 10^5}{20 \times 7.15} + \frac{2.9 \times 10^5}{(4.2 \times 10^3) \times 87 \times 0.99}} \times 7.07 \times 10^6$$

$$= 3483.4926 \text{ mol/jam m}^3$$

$$= 3.4834926 \text{ kmol/jam m}^3$$

- Menghitung waktu tinggal dalam reactor ( $\tau$ ) dapat dihitung dari persamaan berikut :

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

$$= \frac{52936.97}{28634.3}$$

$$= 1.882 \text{ jam} = 6655.42 \text{ sekon}$$

(Harish Jagat Pant & Dkk, 2000)

c. Menghitung tinggi bed

Tinggi reactor berpengaruh terhadap laju alir umpan dan waktu tinggal dalam reactor maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reactor} &= v \times (C_{g0} - C_g) / -r_A \\ &= 475.2 \text{ m/jam} \times (0.02601 - 0.0005) / 3.4834926 \\ &= 3.48 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Menghitung diameter reactor

Sebelum menghitung diameter, terlebih dahulu menentukan volume umpan masuk reactor. Umpan masuk terdiri dari gas hydrogen dan larutan glukosa

$$\tau = \frac{v}{v_0}$$

Dimana kecepatan volumetric umpan total masuk reactor ( $v_0$ ) = 260.311 m<sup>3</sup>/jam  
waktu reaksi  $\tau$  = 1.882 jam

Volume umpan dalam reactor (V), sehingga :

$$\begin{aligned} V &= 425.2 \times (0.0309 - 0.0003) / 3.4834926 \\ &= 1.92 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Reaktor berupa *vessel* dengan tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical*.

Dipilih ukuran optimal : tinggi cairan (H) = diameter dalam tangki (ID)

(Seider, et.al, 1998)

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{silinder}}$$

$$1.92 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \text{ ID}^2 H$$

$$1.90 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \text{ ID}^2 4.18 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0.76 \text{ m} = 29.84 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari dalam} = 14.92 \text{ in}$$

e. Menghitung volume reactor

Karena *vessel* tutup atas dan bawah pada reactor berbentuk *torispherical*, maka untuk menghitung volume reactor adalah sebagai berikut.

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{silinder}} + (2 \times V_{\text{torispherical head}})$$

$$V_{\text{torispherical head}} = 0.000049 \text{ ID}^3$$

( Pers. 5.11 Brownell & Young )

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= \frac{1}{4} \pi \text{ ID}^2 H + 2 \times 0.000049 \text{ ID}^3 \\ &= 1.92 \text{ m}^3 + 2 \times 0.000049 \times 0.76^3 \\ &= 1.924 \text{ m}^3 = 67.94 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

f. Menghitung volume katalis

Tinggi unggun dapat digunakan untuk menghitung kebutuhan katalis.

Persamaan yang digunakan adalah

$$W = \frac{\pi}{4} \text{ ID}^2 Z (1-\varepsilon) \rho_B$$

W = berat katalis, kg

$\rho_B$  = densitas bulk katalis (1200 kg/m<sup>3</sup>)

$\varepsilon$  = porositas = 0.931

ID = diameter dalam shell

Dalam perhitungan diatas didapat berat katalis

$$W = \frac{3.14}{4} \times 0.76^2 \times 4.18 \times (1-0.931) \times 1200 = 159.32 \text{ kg}$$

Menghitung volume katalis

$$\text{Volume katalis} = \frac{W}{\rho_B} = \frac{159.32}{1200} = 0.132 \text{ m}^3$$

g. Menghitung tebal dinding reactor

Tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0.6 \times p)} + c$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal shell, in

P = Tekanan steam, Psi

$r_i$  = jari-jari , in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

Spesifikasi bahan konstruksi :

Tekanan yang di ijinakan (f) = 18750 psia

Efisiensi pengelasan (E) = 80% (Brownell, table 13.1 Faktor keamanan  
= 10%

Tekanan = 70 atm

Faktor perancangan = 110% x 70 x 14.7 = 1131.9 psi

*corrosion allowance* = 0.125 in

Jari-jari (ri) = 16.27 in

$$t_s = \frac{1131.9 \times 14.92}{(18750 \times 0.8) - (0.6 \times 1131.9)} + 0.125 \text{ in} = 1.30 \text{ in}$$

Tebal dipilih shell standar = 1.5 in (Brownell & Young)

h. Menghitung diameter luar shell

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell} &= ID_s + (2 \times t_s) \\ &= 29.84 + (2 \times 1.5) = 32.84 \text{ in} \end{aligned}$$

i. Menghitung tebal head

Bahan : Stainless steel 304

Jenis : Elliptical dished head (tahan samapai tekanan >200 psi)

Tebal head dicari dengan persamaan 13.10 Brownell

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times ID}{(2 \times f \times E) - (0.2 \times p)} + c$$

Dimana,

$T_{\text{head}}$  = Tebal head, in

P = Tekanan steam, Psi

ID = diameter , in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

$$t_{\text{head}} = \frac{1131.9 \times 29.84}{(2 \times 18750 \times 0.8) - (0.6 \times 1131.9)} + 0.125 \text{ in} = 1.13 \text{ in}$$

Tebal head dipilih berdasarkan tebal standar = 1.25 in (Brownel & Young)

j. Diameter luar head

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar head} &= ID_s + (2 \times t_{\text{head}}) \\ &= 29.84 + (2 \times 1.25) = 32.34 \text{ in} \end{aligned}$$

k. Menghitung tinggi reactor



Untuk menghitung tinggi reactor, terlebih dahulu menentukan tinggi head atas dan bawah reactor dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\text{Tinggi head} = b + sf + th$$

Standard Straight Flange sf pada tebal 1.25 in adalah  $1\frac{1}{2} - 4\frac{1}{2}$  (Tabel 5.8 Brownell and Young, 1979)

Sf yang diambil adalah 3 in

$$\text{Tinggi head} = b + sf + th$$

$$= ID_s/4 + sf + t_{\text{head}}$$

$$= 29.84 / 4 + 3 + 1.25 = 11.71 \text{ in}$$

$$= 0.292 \text{ m}$$

Tinggi reactor total

$$\text{Tinggi ruang kosong } (h_r) = 1 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = \text{Tinggi shell} + h_r$$

$$= 4.18 + 1 = 5.18 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi head})$$

$$= 5.18 + 2 \times 0.292 \text{ m}$$

$$= 5.77 \text{ m}$$



Tabel C.8 Spesifikasi Reaktor

<b>RINGKASAN REAKTOR</b>	
Fungsi	Tempat berlansungnya reaksi antara hydrogen dan glukosa menjadi sorbitol dengan katalis Raney Nikel
Tipe	Reactor <i>Fixed Bed</i> menggunakan system <i>Trickle Bed</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 304</i>
Tinggi reactor	5.77 m
IDs	29.84in
Tebal shell	1.5 in
Kondisi Operasi	
Suhu	140°C
Tekanan	70 atm

## 4. Cooler

a. Menentukan tipe heat exchanger

heat exchanger dipilih adalah shell and tube karena shell and tube karena konstruksi yang sederhana dan sering digunakan dan mempunyai area transfer lebih dari 200 ft<sup>2</sup> (kern)

b. Menentukan bahan konstruksi Heat exchanger

Dalam hal ini dipilih ini Heat exchanger dipilih stainless steel ASTM 304

c. Menentukan spesifikasi cooler

Data yang dibutuhkan

1. Suhu referensi = 25°C

2. Heat capacity

Glukosa = 1.447 Kj/kg°K

3. Heat capacity liquid

Tabel C.9 Data heat capacity liquid

Komponen	A	B	C	D
Air	92.053	-0.039959	-0.000211	5.35 x 10 <sup>-7</sup>
Sorbitol	106.032	0.94243	-0.001648	1.17 x 10 <sup>-6</sup>

Sumber : Chemical properties Handbook (Ywas, 1999)

4. Heat capacity liquid gas

Tabel C.10 Data heat capacity gas

Komponen	A	B	C	D	E
Hidrogen	25.399	0.020178	-3.85 x 10 <sup>-5</sup>	3.19 x 10 <sup>-8</sup>	-8.76x10 <sup>-12</sup>
Air	33.933	-8.4186 x 10 <sup>-3</sup>	2.9906 x 10 <sup>-5</sup>	1.782 x 10 <sup>-8</sup>	3.6934x10 <sup>-12</sup>

Sumber : Chemical properties Handbook (Ywas, 1999)

5. Data desain

a. Fluida panas/ hot fluid

Tabel C.11 Komponen fluida panas

Komponen	Arus	
	Laju Alir	
	kg/jam	Mol/jam
Glukosa	8.54	47.42
Maltosa	19.52	6.68
Maltriosa	1.22	0.61
Air	2302.60	127922.29
Hidrogen	17200.09	8532216.33
Sorbitol	855.34	4695.30
Total	28634.19	8664888.65

$$Q_{input} = 5109904.332 \text{ Kj/jam} = 44852.12 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{output} = 4922136.044 \text{ Kj/jam} = 16370 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu masuk} : 426 \text{ K} = 149 \text{ }^\circ\text{C} = 307.17 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar} : 413 \text{ K} = 140 \text{ }^\circ\text{C} = 284 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{avg} = \frac{426 + 413}{2} = 144.5 \text{ }^\circ\text{C} = 419.5 \text{ K}$$

Tabel C.12 Data viskositas glukosa  $\mu = A \times \exp\left(\frac{B}{T}\right)$  ( $\mu$  dalam centipoises)

	A	B	$X_i$
Glukosa	$8.65 \times 10^{-10}$	2502.0	0.00085

(Converti et al, 1999)

Tabel C.13 Data viskositas hydrogen

$$\mu = A + BT + CT^2 \quad (\mu \text{ dalam micropoise})$$

	A	B	C	Xi
Hydrogen	27.758	0.212	-0.000033	0.857536

Tabel C.14 Data viskositas komponen cair

$$\text{Log}_{10}\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (\mu \text{ dalam centipoises})$$

	A	B	C	D	Xi
Sorbitol	-26.25	5793	0.03477	-0.00001625	0.0422
Air	-10.216	1793	0.01773	-0.00001263	0.0993

$$\mu_{\text{larutan}} = \mu_{\text{Glukosa}} + \mu_{\text{Hydrogen}} + \mu_{\text{maltosa}} + \mu_{\text{maltotriosa}} + \mu_{\text{sorbitol}} + \mu_{\text{air}}$$

Menghitung konduktivitas larutan

Tabel C.15 Data konduktivitas termal hydrogen

$$K_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \quad (\text{w/m K})$$

	A	B	C
Hydrogen	0.03951	0.00044918	-6.4933E-08

(Ywas, 1999)

Tabel C.16 Data konduktivitas termal air

$$K = A + BT + CT^2 \quad (\text{w/m K})$$

	A	B	C
Air	-0.2758	0.004612	-5.5391E-06

(Ywas, 1999)

Tabel C.17 Data konduktivitas termal komponen cair

$$\text{Log}_{10} = A + B \left(1 - \frac{T}{C}\right)^{2/7} \quad (\text{w/m K})$$

	A	B	C
Sorbitol	-1.4973	0.9872	959
Glukosa	-1.4973	0.9872	959

(Ywas, 1999)

$$\text{Klarutan} = (K_{\text{Glukosa}} \times X_{\text{Glukosa}}) + (K_{\text{Hidrogen}} \times X_{\text{Hidrogen}}) + (K_{\text{sorbitol}} \times X_{\text{sorbitol}}) + (K_{\text{air}} \times X_{\text{air}})$$

Menghitung densitas larutan

Tabel C.18 Data densitas komponen cair

$$\rho = AB^{-1} \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \text{ (gr/ml)}$$

	A	B	N	Tc
Air	0.3471	0.274	0.28571	647.13
Sorbitol	0.37718	0.23266	0.21731	959

Tabel C.19 Data densitas Hidrogen

	W	Tc (K)	Tr = T/Tc	Pc	Pr = P/Pc	$\rho$
Hidrogen	-0.216	33.19	12.579	12.96	5.401	0.00400

1.56gr/ml

$$\rho_{\text{campuran}} = (\rho_{\text{Glukosa}} \times X_{\text{Glukosa}}) + (\rho_{\text{Hidrogen}} \times X_{\text{Hidrogen}}) + (\rho_{\text{maltosal}} \times X_{\text{maltosal}}) + (\rho_{\text{maltotriosa}} \times X_{\text{maltotriosa}}) + (\rho_{\text{sorbitol}} \times X_{\text{sorbitol}}) + (\rho_{\text{air}} \times X_{\text{air}})$$

Panas yang dibutuhkan (Q)

$$Q_{\text{input}} = 5109904.332 \text{ Kj/jam} = 44852.12 \text{ lb/jam}$$

$$Q_{\text{output}} = 4922136.044 \text{ Kj/jam} = 16370 \text{ lb/jam}$$

Fluida dingin ( Cold Fluid)

Komponen air

$$\text{Suhu masuk} : 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar} : 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K} = 122^\circ\text{F}$$

$$Q = 178004.8 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T = 122^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F} = 36^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.44 \text{ Btu/lb F ( Kern fig.3)}$$



$$Q = m C_p \Delta T$$

$$178004.80 \text{ BTU/jam} = m \times 0.44 \text{ Btu/lb F} \times 36 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$M = 11237.67 \text{ lb/jam}$$

### 1. Perhitungan LMTD

Tabel C.20 Perhitungan LMTD

Fluida panas (°F)	Suhu (°F)	Fluida dingin (°F)	Selisih
299.93	Tinggi	122	177.93( $\Delta t_1$ )
283.73	Rendah	86	197.73 ( $\Delta t_2$ )
16.2	Selisih	36	19.8 ( $\Delta t_{2-1}$ )

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 6.63 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{36}{299.93 - 86} = 0.61$$

$$R = \frac{16.2}{36} = 0.16$$

$$F_t = 1 \text{ ( kern )}$$

### 2. Penentuan Nilai Design overall coefficient (UD)

a. Hot fluid = Light organic

b. Cold fluid = Water

c. Range UD = 75 -150

Assumsi UD = 110

$$A = \frac{Q}{UD \Delta t} = \frac{178004.8}{110 \cdot 6.63} = 244.01 \text{ ft}^2$$

$$\text{Nomer tube} = \frac{244.01}{16 \cdot 0.1963} = 77.69$$

Dari table 9 Kern diperoleh data :

¾ in OD tube on 1 in square pitch

82 tube , 4 pass dan 13.25 in

Koreksi koefisien UD



$$A = 82 \times 16 \times 0.1963 = 257.54$$

$$UD = \frac{Q}{A \Delta t} = \frac{178004.8}{257.54 \times 6.63} = 104.22 = 101$$

Berdasarkan luas area  $A < 200 \text{ ft}^2$ , maka dipilih tipe shell and tube

3. Menentukan temperature kalorik

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{36}{16.2} = 2.222$$

$$Kc = \frac{t_2 - t_1}{\frac{1}{b} + t_1} = 0.41 \text{ (Kern, persamaan 5.25)}$$

$$Fc = \frac{\left(\frac{1}{Kc}\right) + \left(\frac{r}{r-1}\right)}{1 + \frac{\ln(Kc+1)}{lnr}} = 0.53 \text{ (Kern, persamaan 5.27)}$$

$$T_c = 283.73 + 0.53 \times 16.2 = 292.42 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = 86 + 0.53 \times 36 = 105.32 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Hot Fluida

$$\begin{aligned} \text{Flow area} &= ID \times C'B/144 \text{ Pt} \\ &= 13.25 \times 0.28 \times 9/144 \times 1 \\ &= 0.207 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass velocity, } G_s &= W/as = 44852.12/0.207 \\ &= 216644.19 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

$$De = 0.95/12 = 0.07 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re &= 0.07 \text{ ft} \times 216644.19 / 0.087 \\ &= 196866 \end{aligned}$$

$$JH = 200 \text{ (Fig 28 kern)}$$

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= jh \frac{k}{De} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{4}} \\ &= 245.34 \end{aligned}$$

5. Cold fluida

$$\text{Flow area} = 0.223$$

$$\begin{aligned} \alpha t &= Nt \alpha t' / 144n \\ &= 82 \times 0.223 / 144 \times 1 \\ &= 0.126 \end{aligned}$$

$$D = 0.479/12 = 0.03 \text{ ft}$$

$$Re = De = 0.95/12 = 0.07 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Re &= 0.07 \text{ ft} \times 128911.736 / 1.6 \\ &= 3216.07 \end{aligned}$$

$$JH = 200 \text{ ( Fig 28 kern)}$$

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\varphi} &= jh \frac{k}{D_e} \left( \frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 245.34 \text{ ft} \times 216644.19 / 0.087 \\ &= 196866 \end{aligned}$$

$$JH = 80 \text{ ( Fig 28 kern)}$$

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\varphi} &= jh \frac{k}{D_e} \left( \frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 719.10 \\ \frac{h_{oi}}{\varphi} &= \frac{h_i}{\varphi} \times \frac{ID}{OD} = 806.53 \end{aligned}$$

6. Tube wall temperature hot fluida

$$\begin{aligned} T_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\varphi}}{\frac{h_{oi}}{\varphi} + \frac{h_o}{\varphi}} \\ &= 152.16 \end{aligned}$$

At  $T_w$

$$\begin{aligned} \varphi &= \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\ &= 0.83 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= \frac{h_o}{\varphi} \times \varphi \\ &= 203 \end{aligned}$$

7. Tube wall temperature cold fluida

$$\begin{aligned} T_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\varphi}}{\frac{h_{oi}}{\varphi} + \frac{h_o}{\varphi}} \\ &= 152.16 \end{aligned}$$

At  $T_w$

$$\begin{aligned} \varphi &= \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \\ &= 1.09 \end{aligned}$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi} \times \varphi$$

$$= 806$$

8. Clean Overall UD

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} - h_o} = 162.75$$

9. Clean factor Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0034$$

$$10. \Delta P_s = \frac{f D_e (N+1) G_s^2}{5.22 \times 10^{10} D_e \phi} = 0.031$$

$$11. \Delta P_t = \frac{f L_n G_s^2}{5.22 \times 10^{10} D_e \phi} = 0.04$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 4.7$$

$$PT = 0.031 + 4.7 = 4.8 \text{ psi}$$

Tabel C.21 Spesifikasi cooler

<b>RINGKASAN COOLER</b>	
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran reactor
Tipe	Shell and Tube
Bahan konstruksi	Stainless steel ASTM 304
Shell Side	Tube Side
ID = 13.25 in	OD = 0.75 in
Baffle space = 9 in	Pich = 1 in
Pass = 4	Pass = 1
c = 0.25	Tipe = Square
	Bwg = 12

	Number = 82
Panjang	16 ft
Rd	0.0034



## 5. Evaporator

Fungsi : Menguapkan air

Tujuan :

- a. Menentukan tipe evaporator
- b. Menentukan bahan konstruksi
- c. Menentukan dimensi evaporator

### a. Menentukan tipe evaporator

Digunakan evaporator tipe Long Tube Vertical dengan pertimbangan :

1. Hold Upnya rendah
2. Luas permukaan perpindahan panas
3. Evaporator yang digunakan jenis single effect

### b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless steel ASTM 304 dengan pertimbangan :

1. Long tube vertical evaporator merupakan evaporator yang berbiaya perunit kapasitas paling rendah, tidak memerlukan ruangan yg luas dan memiliki koefesien perpindahan panas yang relative tinggi karena tubenya panjang sehingga dimungkinkan tercapainya unit kapasitas yang lebih besar dengan evaporator tipe lainnya .
2. Bahan konstruksi stainless steel merupakan bahan material yang cocok digunakan untuk menangani bahan yang dikonsumsi manusia.

### c. Menghitung dimensi evaporator :

#### 1. Data yang dibutuhkan

##### a. Suhu referensi : 25°C

Heat Capacity solid Glukosa : 1.447 Kj/kg°K

##### b. Heat capacity liquid

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (J/mol K)}$$

Tabel C.22 Data heat capacity liquid

Komponen	A	B	C	D
Air	92.053	-0.039959	-0.000211	$5.35 \times 10^{-7}$
Sorbitol	106.032	0.94243	-0.001648	$1.17 \times 10^{-6}$

Sumber : Chemical properties Handbook (Ywas, 1999)

c. Heat capacity gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (\text{J/mol K})$$

Tabel C.23 Data heat capacity gas

Komponen	A	B	C	D	E
Hidrogen	25.399	0.020178	$-3.85 \times 10^{-5}$	$3.19 \times 10^{-8}$	$-8.76 \times 10^{-12}$
Air	33.933	$-8.4186 \times 10^{-3}$	$2.9906 \times 10^{-5}$	$1.782 \times 10^{-8}$	$3.6934 \times 10^{-12}$

Sumber : Chemical properties Handbook (Ywas, 1999)

d. Menghitung panas masuk dan keluar untuk komponen padat dengan persamaan:

$$Q = m C_p \Delta T$$

e. Menghitung panas masuk dan keluar untuk komponen gas dan cair dengan persamaan:

$$Q = n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$$

## 2. Data Desain

Tekanan operasi  $P = 0.1 \text{ atm} = 80 \text{ mmHg} = 1.547 \text{ lbf/in}^2$

Pada tekanan tersebut dicari titik didih air dengan menggunakan Tabel Apprndix 7 (Mc Cbe & Smith, 1956)

Tabel C.24 Data titik didih air pada

T (°F)	P (lbf/in <sup>2</sup> )
110	1.2763
120	1.6945



$$T = \left( \frac{p_2 - p}{p_2 - p_1} \right) T_1 + \left( \frac{p - p_1}{p_2 - p_1} \right) T_2$$

$$= \left( \frac{1.6945 - 1.547}{1.6945 - 1.2763} \right) 110 + \left( \frac{1.547 - p_1}{1.6945 - 1.2763} \right) 120 = 116.47 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a. Fluida dingin

Komponen : Air

Suhu air (T) = 30°C = 86°F

Jumlah panas yang ditransfer

Qserap = 187768.8 Kj/jam = 178004.80 Btu/jam

Jumlah steam yang dibutuhkan = 2390.166 Kg/jam

b. Fluida Panas

Fluida panas terdiri dari beberapa komponen sebagai berikut

Tabel C.25 Komponen fluida panas

Komponen	input		output			
	M9		M12		M13	
Arus	mol/jam	kg/jam	mol/jam	kg/jam	mol/jam	kg/jam
Glukosa	47.4272	8.5445	47.42728686	8.5445	0	0
Air	123417.76	2221.51969	21000	378	102417.7606	1843.51969
Sorbitol	4695.301	855.3430558	4695.301399	855.3430558		
Maltosa	6.682654	19.5228	6.68265444	19.5228		
Maltotriosa	0.6154	1.220175	0.615492875	1.220175		
Total	128167.787	3106.150221	25750.02683	1262.630531	102417.7606	1843.51969

Suhu masuk = 30 °C = 86 °F

Suhu Keluar = 105 °C = 221 °F

Panas yang dibutuhkan :

Q = 707406.09 Kj/jam = 10831099 Btu/jam

c. Perhitungan area perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{UD \Delta t}$$

UD ditentukan berdasarkan table 16.1 ( Mc Cabe & Smith, 1956:475) untuk long tube vertical evaporator dengan natural circulation.

$$\text{Range UD} = 200 - 500 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$\text{UD ditentukan} = 250 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

Maka :

$$A = \frac{10831099}{250 (401 - 116.47)} = 152.26$$

d. Menghitung jumlah tube

Ditentukan tube : 1.25 in OD, 16 BWG,  $1 \frac{9}{16}$  square pitch ( Kern, table )

$$\text{OD} = 1.25 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1.12 \text{ in}$$

$$\alpha'' = 0.3271 \text{ in}$$

$$\alpha't = 0.136 \text{ in}^2$$

Panjang tube diambil adalah 12 ft (untuk long tube vertical)

$$\text{Nomer tube} = \frac{A}{L \alpha''} = \frac{152.26}{12 \cdot 0.3271} = 38.79$$

Berdasarkan table 9 kern, Diperoleh  $N_t = 40$ , 2 pass, 15.25 ID Shell

e. Koreksi Nilai UD dan A

$$A = N_t \times L \times \alpha'' = 40 \times 12 \times 0.3271 = 157 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD} = \frac{Q}{A \Delta t} = \frac{10831099}{157 (401 - 116.47)} = 242.45 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

f. Menghitung Resistance

Menggunakan persamaan

$$\frac{z^3 \times \rho_{av}}{144} \text{ (Static pressure)} = \frac{2.3 \times L}{144 (V_0 - V_1)} \times \log \frac{v_0}{v_1}$$

$$\rho_{av} = \frac{BM \times P}{R \times T} = \frac{18 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \times 0.1 \text{ atm}}{0.7302 \frac{\text{atm ft}^3}{\text{lbmol} \cdot \text{°R}} \times 576.47 \text{ °R}} = 0.0043 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_v = \frac{1}{\rho_{av}} = 232.55 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Menghitung densitas

Tabel C.26 Perhitungan densitas fluida dingin

	kg/jam	Xi	$\rho$ (gr/ml)	$\rho x_i$
Glukosa	8.54	0.006	1.56	0.00956826
Air	378	0.3	0.40482	0.1197
Maltosa	19.52	0.01	1.54	0.460
Maltotriosa	1.22	0.0009	1.54	0.02381
Sorbitol	855.34	0.68	1.394709	0.059089
Total	25270.02	1		0.712727409

$$\rho_L = 0.71272 \text{ gr/ml} = 40.727 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 = \frac{1}{\rho_L} = \frac{1}{40.727} = 0.0245 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Menghitung total Volume keluar :

$$C_{air} = 67.199 \text{ lb/jam} \times 0.0245 \text{ ft}^3/\text{lb} = 1.649 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$U_{ap} = 5981.39 \text{ lb/jam} \times 232.55 \text{ ft}^3/\text{lb} = 1391022 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Total} = 1.649 \text{ ft}^3/\text{jam} + 1391022 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1391024 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$v_o = \frac{\text{total volume}}{m_{cair} + m_{uap}} = \frac{1391024}{67.199 + 5981.39} = 229.97 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\frac{z \rho \alpha v}{144} (\text{Static pressure}) = \frac{2.3 \times 12}{144 (229.97 - 0.0245)} \times \log \frac{229.97}{0.0245}$$

$$= 0.00331 \text{ psi}$$

Menghitung flow area :

$$\alpha_t = N t \alpha'_t / 144 n = 40 \times 0.985 / 144 \times 2 = 0.136 \text{ ft}^2$$

$$G_t = W / \alpha_t = 8766.454 / 0.136 = 64079.67 \text{ lb/ft}^2/\text{jam}$$

$$\mu_{larutan} = 1.024 \text{ cp} = 2.47 \text{ lb/ft jam}$$

$$D = \frac{ID}{12} = 0.093 \text{ ft}$$

$$Re_t = D_t G_t / \mu = \frac{0.093 \text{ ft} \times 64079.67}{2.47} = 2412.504$$

$$f = 0.0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$S_{\text{mean}} = \frac{\frac{\text{plarutan}}{62.5} + \frac{62.5}{v_0}}{2} = \frac{\frac{40.72}{62.5} + \frac{62.5}{229.97}}{2} = 0.461$$

$$\Delta P = \frac{f G^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D \times S_{\text{mean}} \times \varphi} = \frac{0.0003 \times 64079.67^2 \times 12 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.093 \times 0.461 \times 1} = 0.013 \text{ psi}$$

$$\text{Total resistance} = \Delta P + \text{Static pressure} = 0.013 \text{ psi} + 0.00331 \text{ psi}$$

$$= 0.0164 \text{ psi}$$

Menghitung driving force :

$$Df = \frac{z1 \times \rho_{\text{av}}}{144} = \frac{12 \times 0.0043}{144} = 3.39 \text{ psi}$$

Nilai  $Df >$  Total resistance maka kondisi ini dapat digunakan

Fluida panas : Shell side ( steam)

$$h_o = 1100 \text{ Btu ft/jam ft}^2\text{°F}$$

Fluida dingin : Tube side , larutan

$$Re = 3592.791$$

$$jH = 50$$

Menghitung nilai kapasitas panas dan konduktifitas termal dengan

suhu 373 °F

$$k(c\mu/k)^{1/3} = 0.5325 \left( \frac{33.52 \times 2.47}{0.5325} \right)^{1/3} = 2.42$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{D} \times \left( \frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \times \varphi = \frac{50}{0.093} \times 2.42 \times 1 = 1297.92$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1297.92 \times \frac{1.12}{1.25} = 1162.94$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1162.94 \times 1100}{1162.94 + 1100} = 566.29 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{566.29 - 242.45}{566.29 \times 242.45} = 0.0023$$

g. Menghitung luas area actual ,Downtake, dan Calendria

Menurut persamaan 9.5 (Joshi dan Mahajani, 1996), luas area dibagi dengan factor proposional  $\beta = 0.9$

$$A_{\text{aktual}} = \frac{A}{\beta} = \frac{157}{0.9} = 174.45 \text{ ft}^2$$

Luas area downtake dengan range 40-70% luas area tube, umumnya digunakan nilai 50%

$$A_{\text{downtake}} = 50\% (\text{Luas area tube}) = 0.5 \times \left( N_t \times \frac{\pi D^2}{4} \right) =$$

$$A_{\text{downtake}} = 0.5 \times \left( 40 \times \frac{3.24 \times 0.093}{4} \right) = 0.135 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{downtake}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{downtake}}}{\pi}} = 0.41 \text{ ft}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{aktual}} + A_{\text{downtake}} = 174.45 + 0.135 = 174.58 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{tube sheet}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{\text{total}}}{\pi}} = 14.90 \text{ ft}$$

h. Menghitung diameter drum

$$R_d = \frac{\frac{v}{A}}{v \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}}$$

Uap memiliki kecepatan = 0.098 – 0.98 ft<sup>2</sup>/s, maka digunakan kecepatan minimum untuk perhitungan diameter drum.

Sedangkan untuk nilai  $R_d$  diasumsikan 0.8

$$A = \frac{v}{R_d \times v \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}} = \frac{386.39}{0.8 \times 0.098 \times \sqrt{\frac{40.72 - 0.0043}{0.0043}}} = 50.64 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{drum}} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 50.64}{3.14}} = 8.03 \text{ ft}$$

Tinggi drum umumnya 2-5 kali dari diameter tube sheet, maka diambil 2 x diameter tube side

$$H_{\text{drum}} = 2 \times D_{\text{tube sheet}} = 29.81 \text{ ft}$$

i. Menghitung tinggi barometric leg

Tinggi barometric leg dapat dihitung dengan persamaan :



$$X = \frac{P_1 - P_2}{\rho} \times \frac{gc}{g} = \frac{2116.8 - 211.7}{40.72} = 46.77 \text{ ft}$$

j. Menghitung tebal evaporator

- Tebal dinding shell

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0.6 \times p)} + c$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal shell, in

P = Tekanan steam, Psi

$r_i$  = jari-jari , in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

Spesifikasi bahan konstruksi :

Tekanan yang di ijinan (f) = 15.700 psia = 1068.32 atm

Efisiensi pengelasan (E) = 80% (Brownell, table 13.2 hal 254)

Faktor keamanan = 10%

Tekanan = 17.01 atm

Faktor perancangan = 110% x 17.01 = 18.7 atm

*corrosion allowance* = 0.125 in

$$t_s = \frac{18.7 \times 88.44}{(1068.32 \times 0.8) - (0.6 \times 18.7)} + 0.125 \text{ in} = 2 \text{ in}$$

Menghitung diameter luar evaporator

$$OD = ID_s + 2(t_s)$$

$$= 178.88 + 2(2) = 182.89 \text{ in}$$

Tebal head digunakan dengan persamaan

$$t_{th} = \frac{P \times ID}{(2 \times f \times E) - (0.2 \times p)} + c$$

Dimana,

$t_{th}$  = Tebal head, in

P = Tekanan steam, Psi



ID = diameter , in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = corrosion allowance, in

$$t_{hb} = \frac{18.7 \text{ atm} \times 178.88}{(2 \times 1068.32 \times 0.8) - (0.2 \times 18.7)} + 0.125 \text{ in} = 2 \text{ in}$$

- Tebal dinding tube

Berdasarkan Tabel 9.2 (Joshi & Mahajani, 1996) tube dengan OD = 1<sup>1</sup>/<sub>4</sub> memiliki ketebalan minimal 22.4 mm = 7/8 in

- Tebal dinding drum

Dimana :

t<sub>D</sub> = Tebal shell, in

P = Tekanan steam, Psi

r<sub>i</sub> = jari-jari , in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = corrosion allowance, in

Spesifikasi bahan konstruksi :

Tekanan yang di ijinan (f) = 15.700 psia = 1068.32 atm

Efisiensi pengelasan (E) = 80% (Brownell, table 13.2 hal 254)

Faktor keamanan = 10%

Tekanan = 1 atm

Faktor perancangan = 110% x 1 = 1.1 atm

corrosion allowance = 0.125 in

$$t_D = \frac{1.1 \times 48.19}{(1068.32 \times 0.8) - (0.6 \times 1.1)} + 0.125 \text{ in} = 0.186 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar <sup>3</sup>/<sub>16</sub> in = 0.187 in

OD = ID + 2(t<sub>D</sub>)

$$= 96.51 + 2(0.187) = 96.75 \text{ in}$$

Menghitung tebal head atas evaporator

$$t_{ha} = \frac{P \times ID}{(2 \times f \times E) - (0.2 \times p)} + c$$

Dimana,

$T_{ha}$  = Tebal head, in

P = Tekanan steam, Psi

ID = diameter, in

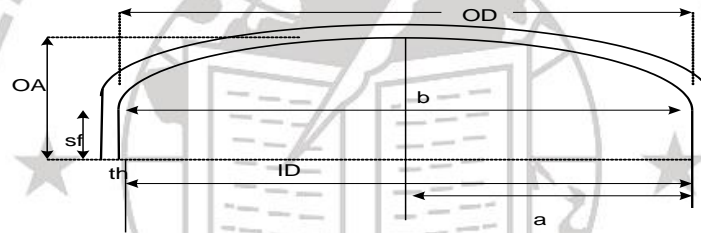
f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = corrosion allowance, in

$$t_{ha} = \frac{1.1 \text{ atm} \times 96.38}{(2 \times 1068.32 \times 0.8) - (0.6 \times 1.1)} + 0.125 \text{ in} = 0.187 \text{ in}$$

k. Menghitung tinggi evaporator



Gambar C.5 Penampang head evaporator

Menurut Brownel dan Young (1979: 80 ) head untuk bentuk elips memiliki perbandingan sebagai berikut :

$$a = 2b$$

$$a = \frac{1}{2}ID$$

$$b = \frac{1}{4}ID$$

Sehingga tinggi head dapat dihitung dengan persamaan :

$$OA = b + sf + t_h$$

$$OA = \frac{1}{4}ID + sf + t_h$$

Tinggi head atas :

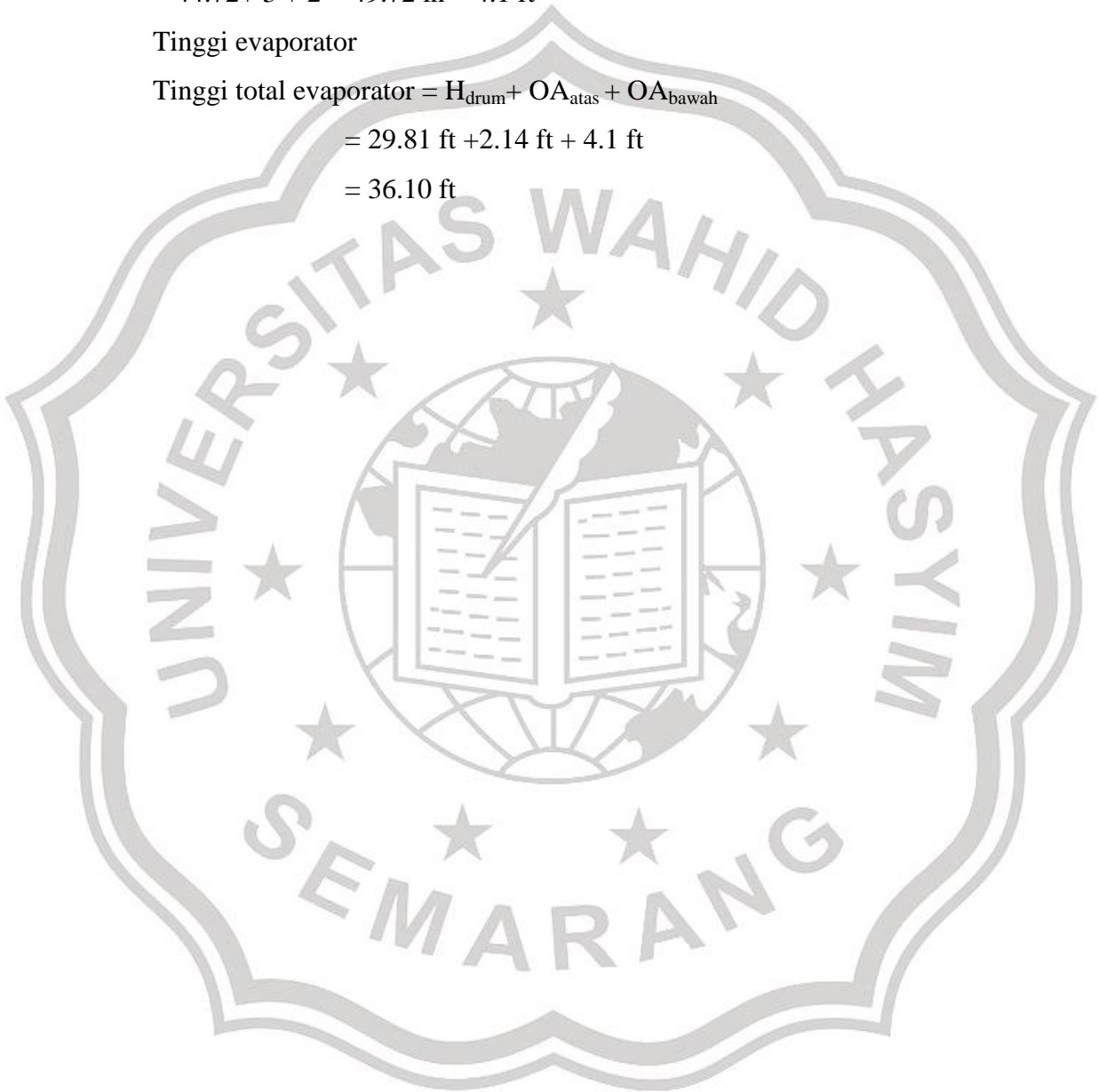
$$\begin{aligned} OA &= b + sf + t_{ha} \\ &= 24.09 + 1.5 + 0.187 = 24.78 \text{ in} = 2.14 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi head bawah:

$$\begin{aligned} OA &= b + sf + t_{ha} \\ &= 44.72 + 3 + 2 = 49.72 \text{ in} = 4.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total evaporator} &= H_{\text{drum}} + OA_{\text{atas}} + OA_{\text{bawah}} \\ &= 29.81 \text{ ft} + 2.14 \text{ ft} + 4.1 \text{ ft} \\ &= 36.10 \text{ ft} \end{aligned}$$



Tabel C.27 Spesifikasi evaporator

<b>RINGKASAN EVAPORATOR</b>	
Fungsi	Untuk memekatkan larutan sorbitol
Tipe	Long Tube Vertical
Bahan Konstruksi	Stainless Steel ASTM 304
Luas permukaan	157 ft <sup>2</sup>
Nominal Diameter Tube	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub> in
Panjang tube	12'0"
Jumlah Tube	40
Inside Diameter Shell	15 <sup>1</sup> / <sub>4</sub> in
Ud	242.45 Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Uc	566.29 Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Rd	0.0023
<b>Evaporator</b>	
Luas Tube Sheet	174.58 ft <sup>2</sup>
Diameter Tube Sheet	14.90 ft
Luas Drum	50.64 ft <sup>2</sup>
Diameter Drum	8.03 ft
<b>Tebal</b>	
Shell	2 in
Tube	<sup>7</sup> / <sub>8</sub> in
Drum	<sup>3</sup> / <sub>16</sub> in
Head Atas	<sup>3</sup> / <sub>16</sub> in
Head Bawah	2 in
<b>Tinggi Head</b>	
Head atas	2.14 ft
Head bawah	4.1 ft
Tinggi Evaporator	36.10 ft

Total	
-------	--

## 6. Adsorber

Fungsi : Menghilangkan kandungan air dari aliran gas hydrogen

Suhu : 30°C

Tekanan : 3 atm

### a. Umpan masuk

Tabel C.28 Neraca massa di sekitar Adsorber

Komponen	Input	Xi	Output	
	M8		M10	M11
	kg/jam		kg/jam	kg/jam
Air	81.081	0.004	0	81.081
Hidrogen	17200.094	0.996	17200.094	0
Total	17281.17	1	17200.094	81.081

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{campuran}} &= X_{\text{air}}\rho_{\text{air}} + X_{\text{H}_2}\rho_{\text{H}_2} \\
 &= 0.004 \cdot 0.263 \text{ kg/m}^3 + 0.996 \cdot 0.241 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0.24 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

### b. Data fisis

Adsorben yang digunakan adalah molucularr sieve, karena kandungan air dalam effluent gas diharapkan <0.1 ppmv. Untuk gas purification (H<sub>2</sub>O removal) digunakan molecular sieve dengan diameter rata-rata pori 8.4 Å (Walas, 1990), dipilih molecular sieve ukuran standar yaitu 10 Å dengan spesifikasi sebagai berikut:

Jenis resin : Molucular sieve 13X  
 Bentuk : Beads  
 Mesh size : 8 x 12  
 Bulk density ( $\rho_b$ ) : 45 lb/ft<sup>3</sup> = 720.9 kg/m<sup>3</sup>  
 Sphericity : 1



Void Fraction : 0.37

Diameter rata-rata : 10 A

Diameter partikel(Dp) : 0.0067 ft = 0.002 m

Sortive capacity : 28.5% w/w

(Walas, 1990 : Tabel 15.1-15.3)

Langkah perancangan :

1. Menentukan diameter dan tinggi adsorber

a. Menentukan gass velocity

$$W = 3600 (C\rho_g D_p)^{0.5}$$

Dimana :

W = Gas massa velocity (kg/h.m<sup>2</sup>)

C = Konstanta ( 0.25-0.32 )

$\rho_g$  = Densitas gas (kg/m<sup>3</sup>)

$$W = 3600 (0.3 \cdot 0.24 \text{ kg/m}^3 \cdot 720.9 \cdot 0.002 \text{ m})^{0.5}$$

$$= 1162.26 \text{ kg/h m}^2 = 48.42 \text{ kg/day m}^2$$

b. Menghitung diameter adsorber

$$W = \frac{B \cdot \text{Flowrate} \cdot MW_{\text{gas}}}{D^2}$$

$$D = \left( \frac{B \cdot \text{Flowrate} \cdot MW_{\text{gas}}}{W} \right)^{0.5}$$

Dimana :

W = Gas massa velocity (kg/h.m<sup>2</sup>)

B = Konstanta

Flowrate = Laju alir (std m<sup>3</sup>/day)

MW<sub>gas</sub> = Berat molekul gas (kg/kmol)

D = Diameter adsorber (m)

$$\text{Flowrate} = \frac{101.83}{0.24 \times 10^6} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} = 0.01 \text{ std m}^3/\text{day}$$

$$D = \left( \frac{2214 \times 0.01 \times 20}{2.4} \right)^{0.5} = 3.06 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi packing adsorber

Jumlah air yang akan diadsorb = 101.837 kg/jam

Kemampuan adsorbsi adsorbent = 28.5 kg air/ 100 kg adsorben

Menurut Campbell (1988), waktu yang dibutuhkan adsorber untuk regenerasi adalah 12 jam. Karena dalam pabrik sorbitol ini jumlah adsorber yang digunakan adalah 2 buah, sehingga waktu operasi masing-masing adsorber dipilih 12 jam

$$\begin{aligned} M_{ads} &= \frac{101 \text{ kg air}}{\text{jam}} \times \frac{100 \text{ kg adsorben}}{28.5 \text{ kg air}} \times 12 \text{ jam} \\ &= 4287.86 \text{ kg adsorben} \end{aligned}$$

$$V_{ads} = \frac{4287.86 \text{ kg}}{720.9 \text{ kg/m}^3} = 5.9 \text{ m}^3$$

$$V_{ads} = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$H = \frac{4V_{ads}}{\pi D^2} = \frac{4 \times 5.9 \text{ m}^3}{\pi \times 3.06^2} = 2.4 \text{ m}$$

d. Menghitung pressure drop

Pressure drop yang terjadi di adsorber dapat dihitung menggunakan persamaan Ergun sebagai berikut :

$$\Delta P = H \left( 150 \times \frac{1-\epsilon_b}{Re} + 1.75 \right) \left( \frac{\rho v}{gc D_p} \frac{1-\epsilon_b}{\epsilon_b} \right)$$

Dimana :

$\Delta P$  = Pressure drop (psi)

H = Tinggi adsorber (m)

$\epsilon_b$  = void fraction

Re = Bilangan reynold ( $N_{Re} > 2000$ )

$\rho$  = Densitas gas

gc = Konstanta gravitasi

$D_p$  = Diameter partikel adsorben

v = kecepatan superficial

Kecepatan surficial fluida dihitung menggunakan persamaan persamaan berikut:

$$V = \frac{C \cdot \text{Flowrate } ZT}{P D^2}$$

(Campbell, 1988)

Dimana:

C = Konstanta

Flowrate = Laju alir (std m<sup>3</sup>/day)

Z = factor kompresibilitas

T = Suhu (K)

P = Tekanan (kPa)

v = kecepatan superficial (m/min)

$$V = \frac{307 \times 0.01 \times 0.961 \times 303 \text{ k}}{303 \text{ kPa} \times 3.06^2} = 0.318 \text{ m/min} = 0.005 \text{ m/s}$$

Pressure drop:

$$\Delta P = H \left( 150 \times \frac{1-\epsilon_b}{Re} + 1.75 \right) \left( \frac{\rho v}{g_c D_p} \frac{1-\epsilon_b}{\epsilon_b} \right)$$

$$\Delta P = 2.4 \left( 150 \times \frac{1-0.37}{2100} + 1.75 \right) \left( \frac{0.24 \times 0.005}{9.8 \times 0.002} \frac{1-0.37}{0.37} \right)$$

$$= 0.04 \text{ psi} = 0.0027 \text{ atm}$$

2. Menghitung tebal adsorber

a. Menghitung tebal dinding (shell) adsorber

Tebal dinding (shell) under internal pressure menggunakan persamaan :

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0.6 \times P)} + c$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal shell, in

P = Tekanan operasi, Psi

$r_i$  = jari-jari adsorber, in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

Spesifikasi bahan konstruksi :

Tekanan yang di ijin (f) = 15.700 psia = 1068.32 atm

Efisiensi pengelasan (E) = 80% (Brownell, table 13.2 hal 254)

Faktor keamanan = 10%

Tekanan = 3 atm

Faktor perancangan = 110% x 3 = 3.3 atm

*corrosion allowance* = 0.125 in

Jari-jari adsorber = 1.53 m = 60.23 in

$$t_s = \frac{3.3 \times 60.23}{(1068.32 \times 0.8) - (0.6 \times 3.3)} + 0.125 \text{ in} = 0.358 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar  $\frac{3}{8}$  in = 0.375 in

b. Menghitung diameter luar adsorber (shell)

$$OD = ID_s + 2(t_s)$$

$$= 120.47 \text{ in} + 2(0.375 \text{ in}) = 121.22 \text{ in}$$

c. Menghitung tebal head adsorber

$$t_h = \frac{P \times ID_s}{(2 \times f \times E) - (0.2 \times p)} + c$$

Dimana,

$t_h$  = Tebal head, in

P = Tekanan steam, Psi

ID = diameter, in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

$$t_h = \frac{3.3 \text{ atm} \times 120.47}{(2 \times 1068.32 \times 0.8) - (0.2 \times 3.3)} + 0.125 \text{ in} = 0.357 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar  $\frac{3}{8}$  in = 0.375 in

d. Menghitung tinggi adsorber

Menurut Brownell & Young (1979: 80), hrad untuk bentuk ellips memiliki perbandingan sebagai berikut :

$$a = 2b$$

$$a = \frac{1}{2}ID$$

$$b = \frac{1}{4}ID$$

Sehingga tinggi head dapat dihitung dengan persamaan :

$$OA = b + sf + t_h$$

$$OA = \frac{1}{4}ID + sf + t_h$$

Tinggi head :

$$OA = b + sf + t_h$$

$$= 30.11 + 2 + 0.375 = 32.49 \text{ in} = 0.83 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi adsorber} = H + 2(OA)$$

$$= 2.4 \text{ m} + 2(0.83 \text{ m})$$

$$= 4.133 \text{ m}$$





Tabel C.29 Spesifikasi Adsorber

<b>RINGKASAN ADSORBER</b>	
Fungsi	Menghilangkan kandungan air dari aliran gas hydrogen
Bahan Kontruksi	Stainless steel 304
Kondusi Operasi	
Tekanan	3 atm
Suhu	30°C
Tinggi Adsorber	4.133 m
OD	3.07 m
ID	3.05 m
Pressure drop	0.0027 atm
Tebal shell	$\frac{3}{8}$ in
Head	Elliptical
Tebal Head	$\frac{3}{8}$ in

**LAMPIRAN D**  
**ANALISA EKONOMI**

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

**1. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)**

**A. Modal Investasi (*Capital Investment*) meliputi :**

A.1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

A.2. *Manufacturing Cost*

A.3. Modal Kerja (*Working Capital*)

**B. B. Pengeluaran Umum (*General Expense*) meliputi :**

B.1. Administrasi

B.2. Penjualan (*Sales*)

B.3. Riset dan Paten (*Research and Patent*)

B.4. Keuangan (*Finance*)

**2. Analisa Kelayakan (*Fit and Proper Test*)**

A. Keuntungan / Profit

B. *Return of Investment* (ROI)

C. *Pay Out time* (POT)

D. *Break Event Point* (BEP)

E. *Shut Down Point* (SDP)

**1. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)**

**A. Capital Investment**

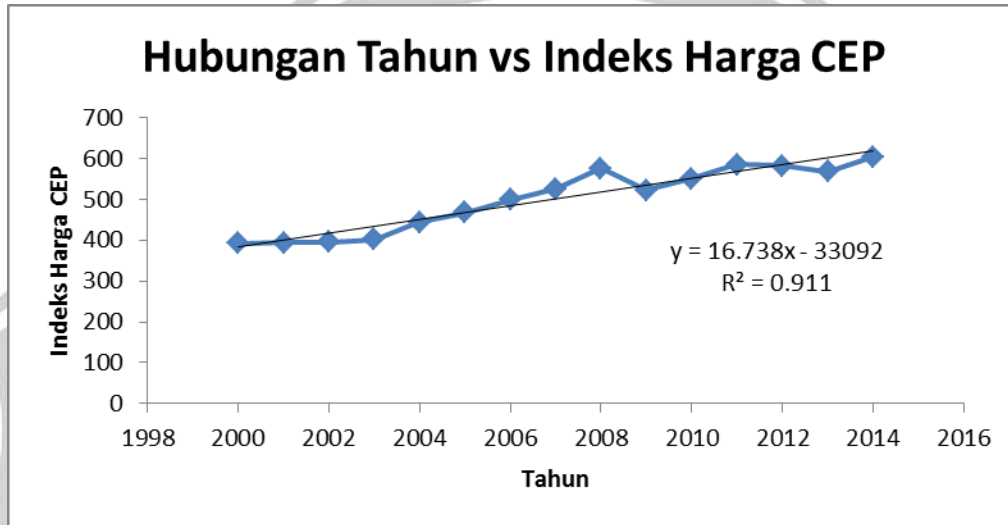
Harga alat tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada. Untuk memperkirakan harga alat diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga pada masa lalu agar dapat diperoleh harga di masa mendatang. Harga indeks tahun 2020 dicari dengan persamaan *least square*, dengan menggunakan data indeks dari tahun 2000 sampai 2014. Untuk tujuan tersebut digunakan data indeks sebagai berikut :

Tabel D.1. Indeks CEP tahun 2000 samapi dengan tahun 2014.

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	585,70
2012	582,20
2013	567,30
2014	604,20

(Chemical Engineering Magazine, 2012)

Dari data di atas di dapat grafik linier sebagai berikut :



Gambar D.1. Grafik Indeks CEP tahun 1996-2014

$$Y = 16,738x - 33092$$

Dalam hubungan ini :

X = tahun

Y = indeks harga

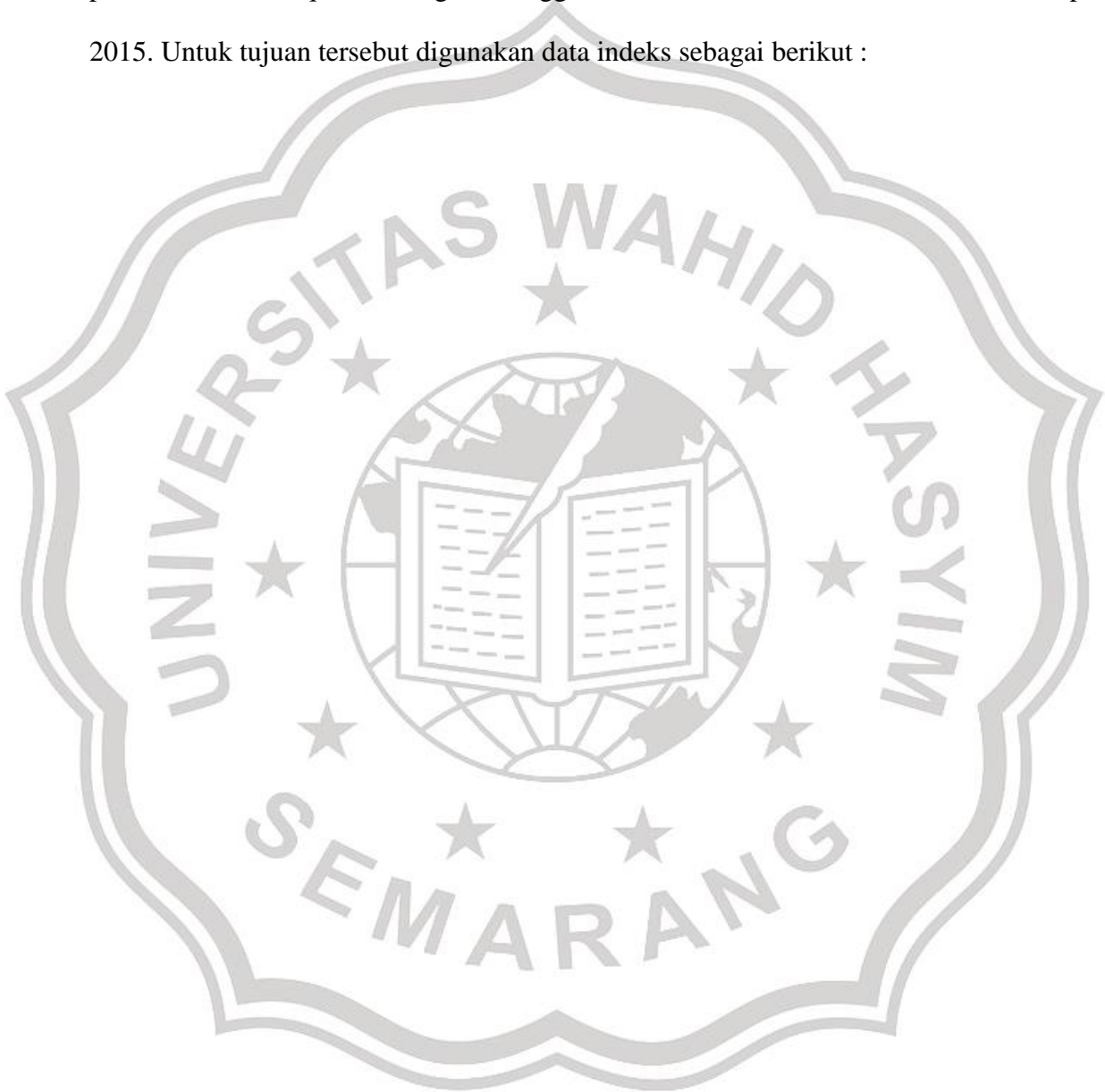
Nilai indeks tahun 2020 dapat dicari dengan berikut :

$$Y = mX + C$$

$$= 16,738(2020) - 33092$$

$$Y = 718,76$$

Untuk memperkirakan harga barang diperlukan indeks CPI (Consumer Price Index) yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga pada masa lalu sehingga dapat diperoleh harga di masa mendatang. Harga indeks tahun 2020 dicari dengan persamaan *least square*, dengan menggunakan data indeks dari tahun 1990 sampai 2015. Untuk tujuan tersebut digunakan data indeks sebagai berikut :



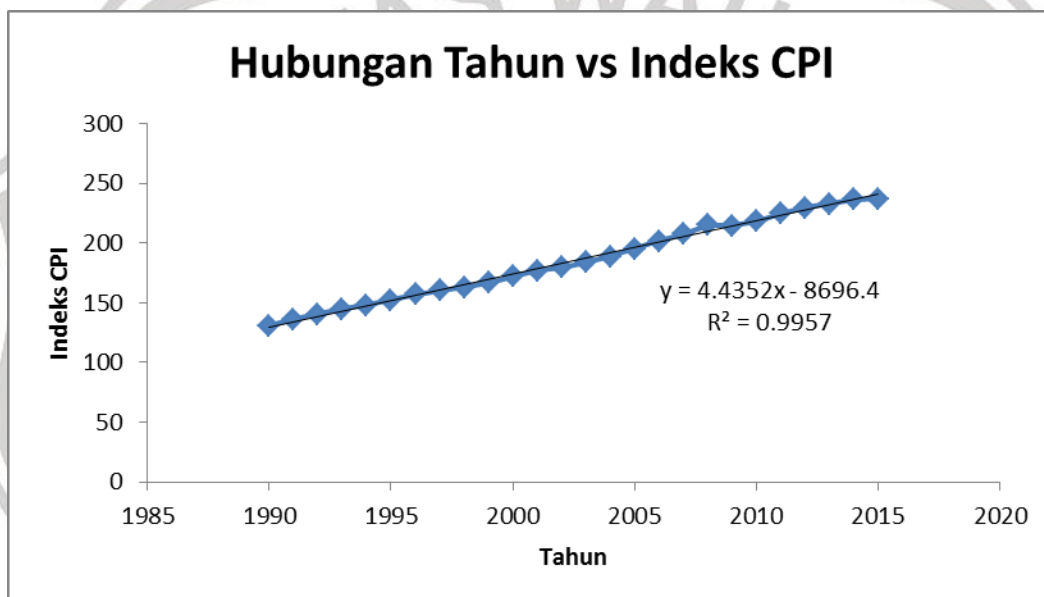


Tabel D.2 Indeks CPI tahun 1990 sampai dengan tahun 2015

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>
1990	130,700
1991	136,200
1992	140,300
1993	144,500
1994	148,200
1995	152,400
1996	156,900
1997	160,500
1998	163,000
1999	166,600
2000	172,200
2001	177,100
2002	179,900
2003	184,000
2004	188,900
2005	195,300
2006	201,600
2007	207,300
2008	215,303
2009	214,537
2010	218,056

2011	224,939
2012	229,594
2013	232,957
2014	236,736
2015	237,017

(U.S. Department of Labor Bureau of Labor Statistic, 2016)



Gambar D.2. Grafik Indeks CPI tahun 1990-2015

$$Y = 4,4352X - 8696,4$$

Dalam hubungan ini :

X = tahun

Y = indeks harga

Nilai indeks tahun 2020 dapat dicari dengan cara berikut :

$$Y = mX + C$$

$$= 4,4352(2020)-8696,4$$

$$Y = 262,704$$

Harga alat pada tahun 2018 dapat dicari dengan berikut :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dalam hubungan ini :

Ex = harga alat pada tahun 2020

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = indeks tahun 2020 = 262,704

Ny = indeks tahun y

Jika alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak dijumpai, maka harga alat tersebut dapat diestimasi dengan cara membandingkan dengan alat sejenis yang telah diketahui kapasitas dan harganya melalui persamaan :

$$Eb = Ea \left( \frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Dimana :

Eb = Harga untuk kapasitas b

Ea = Harga untuk kapasitas a

Cb = Kapasitas b

Ca = Kapasitas a

➤ Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun, Satu tahun = 330 hari

Tahun pendirian pabrik = 2020

Harga glukosa = US\$ 0,39/kg

Harga hydrogen = US\$ 3,4/kg  
 Harga air = US\$ 0,012/m<sup>3</sup>  
 Harga katalis Raney nikel = US\$ 15/kg  
 Harga jual sorbitol = US\$ 2.6/kg  
 Kurs jual = Rp 13.322,00 (19 Februari 2017)

Tabel D.3. Harga Pembelian Alat (PEC)

<b>Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga 2017(\$)</b>	<b>Harga 2020(\$)</b>	<b>Harga Total (\$)</b>
Tangki glukosa	1	173.900	186.961,5015	186.961,5015
Tangki air	1	143.760	154.557,7082	154.557,7082
Tangki sorbitol	1	121.900	131.055,8196	131.055,8196
Kompresor	1	53.940	57.991,39386	57.991,39386
Reaktor	1	644.000	692.370,3679	692.370,3679
Evaporator	1	12.699	13.652,81258	13.652,81258
Adsorber	1	1.580	1.698,672642	1.698,672642

Steam jet ejector	1	5.575,0894	5.993,830288	5.993,830288
Pompa air	2	1.970	2.117,965256	2.117,965256
Pompa dektrosa	2	1.452,8317	1.561,952797	1.561,952797
Pompa mixer	2	1.260	1.354,637676	2.709,275353
Pompa flash drum	2	1.260	1.354,637676	2.709,275353
Pompa evaporator	2	1.514	1.627,71543	3.255,43086
Boiler	1	251.850	270.766,2689	270.766,2689
Mixer	1	22.129,957	23.792,12181	23.792,12181
Heat exchanger	1	1.566	1.683,621112	1.683,621112
Cooler	1	1.659,7468	1.784,409136	1.784,409136
Flash drum	1	31.266	33.614,36634	33.614,36634
Valve	12	1.430	1.537,406	18.448,87502

1.610.405,587

214.538.232,26

A.1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

- *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Tabel D.4. *Total purchased equipment cost*

<b>Purchased Equipment Cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Harga alat ( <i>Equipment Cost, EC</i> )	1.610.405,587
Biaya pengangkutan sampai pelabuhan (15% EC)	241.560,838
Asuransi pengangkutan (0,6% EC)	9.662,43352
Pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi (15%EC)	241.560,838
Provisi bank (0,5%EC)	8.052,027933



EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut), (15%EC)	241.560,838
Pajak bea masuk barang (15%EC)	241.560,838
<b>Jumlah (US\$)</b>	<b>2.594.363,4</b>

- *Equipment Installation (EI)*

Biaya Instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari material dan buruh

Material = 11% PEC

Buruh = 32% PEC

1 man hour asing = US\$ 25,00

1 man hour Indonesia = US\$ 5,00

Perbandingan man hour Indonesia : Asing = 3:1

Jumlah man hour = US\$ 53.561,05084

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia

Ongkos buruh asing = 5% × man hour × 1 × US\$ 25,00

Ongkos buruh Indonesia = 95% × man hour × 3 × US\$ 5,00

Tabel D.5 Total biaya *equipment installation*

<b>Biaya Instalasi</b>	<b>US\$</b>
Material	285.379,974
Buruh asing	66.951,31355
Buruh Indonesia	763.244,9745
<b>Jumlah</b>	<b>1.115.576,262</b>

(Aries & Newton, hal 77)

- Pemipaan

Sistem *gas-fluid* besarnya 86% dari PEC, terdiri dari material dan buruh :

Material = 49% dari PEC

Buruh = 37% dari PEC

Perbandingan man hour Indonesia Asing = 3:1

Jumlah man hour = US\$ 61.929,96504

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia

Ongkos buruh asing =  $5\% \times \text{man hour} \times 1 \times \$25,00$

Ongkos buruh Indonesia =  $95\% \times \text{man hour} \times 3 \times \text{US\$ } 5,00$

Tabel D.6. Total biaya pemipaan

Biaya Instalasi	US\$
Material	1.271.238,066
Buruh asing	77.412,45629
Buruh Indonesia	882.502,0018
<b>Jumlah</b>	<b>2.231.152,524</b>

- Instrumentasi

Besarnya 30% dari PEC, terdiri dari material dan buruh

Material = 24% PEC

Buruh = 6% PEC

Jumlah man hour = US\$ 10.042,69703

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia

Ongkos buruh asing =  $5\% \times \text{man hour} \times 1 \times \$25,00$

Ongkos buruh Indonesia =  $95\% \times \text{man hour} \times 3 \times \$5,00$

Tabel D.7. Total biaya instrumentasi

<b>Biaya Instrumentasi</b>	<b>US\$</b>
Material	622.647,216
Buruh asing	12.553,37129
Buruh Indonesia	143.108,4327
<b>Jumlah</b>	<b>778.309,02</b>

(Aries & Newton, hal 97)

- Insulasi

Besarnya 8% dari PEC terdiri atas material dan buruh

Material = 3% PEC

Buruh = 5% PEC

Jumlah man hour = US\$ 8.647,878

Digunakan 100% tenaga Indonesia

Ongkos buruh Indonesia =  $100\% \times \text{man hour} \times 3 \times \text{US\$ } 5,00$

Tabel D.8. Total biaya insulasi

<b>Biaya Instalasi</b>	<b>US\$</b>
Material	77.830,902

Buruh Indonesia	129.718,17
<b>Jumlah</b>	<b>207.549,072</b>

(Aries & Newton, hal 98)

- Listrik

Besarnya 15% dari PEC terdiri dari material dan buruh

Material = 10% PEC

Buruh = 5% PEC

Jumlah man hour = US\$ 8.647,878

Digunakan 100% tenaga Indonesia

Ongkos buruh Indonesia =  $100\% \times \text{man hour} \times 3 \times \text{US\$ } 5,00$

Tabel D.9. Total biaya listrik

Biaya listrik	US\$
Material	25.943,634
Buruh Indonesia	129.718,17
<b>Jumlah</b>	<b>155.661,804</b>

(Peter & Timmerhaus, hal 210)

- Bangunan

Luas bangunan = 11.000m<sup>2</sup>

Harga rata-rata bangunan = Rp 5.000.000,00/m<sup>2</sup>

= Luas Bangunan × harga/m<sup>2</sup>

= 11.000 m<sup>2</sup> × Rp 5.000.000,00 /m<sup>2</sup>

= Rp 55.000.000.000,00

= US\$ 4.128.509,233

(Aries & Newton, hal 106)

- Tanah dan Perluasan

Luas tanah = 25.000 m<sup>2</sup>

Harga tanah = Rp 1.100.000,00/m<sup>2</sup>

= Luas Tanah × harga/m<sup>2</sup>

= 25.000m<sup>2</sup> × Rp 1.100.000/m<sup>2</sup>

= Rp 27.500.000.000,00

= US\$ 2.064.254,616

(Aries & Newton, hal 108)

- Utilitas

Besarnya 40% dari PEC = US\$ 1.037.745,36

(Aries & Newton, hal 109)

- Environmental

Besarnya 25% dari PEC = US\$ 648.590,85

Tabel D.10. Total physical plant cost (PPC)

Physical Plant Cost	US\$
PEC	2.594.363,4
Instalasi	1.115.576,262
Pemipaan	2.231.152,524
Instrumentasi	778.309,02
Insulasi	207.549,072
Listrik	155.661,804
Bangunan	4.128.509,233
Tanah dan perluasan	2.064.254,616
Utilitas	1.037.745,36
Environmental	648.590,85
<b>Jumlah</b>	<b>14.961.712,14</b>

(peter & Timmerhaus, hal 70)

- Engineering and Construction

Besarnya 20% dari PEC = US\$ 518872.68

- Direct Plant Cost (DPC)

DPC = PPC + Engineering and Construction = US\$ 15.480.584,82

- Contractor's Fee

Besarnya 10% dari DPC =  $10\% \times \text{US\$ } 15.480.584,82 = \text{US\$ } 1.548.058,482$

- Contingency



Besarnya 25% dari DPC =  $25\% \times \text{US\$ } 15.480.584,82 = \text{US\$ } 3.870.146,205$

Tabel D.11. Total fixed capital investment (FCI)

Fixed capital investment	US\$
Direct plant cost	15.480.584,82
Contractor's fee	1.548.058,482
Contingency	3.870.146,205
<b>Jumlah</b>	<b>20.898.789,51</b>

- Plant start up

Besarnya 5-10 % dari FCI =  $5\% \times \text{US\$ } 20.898.789,51 = \text{US\$ } 1.044.939,475$

#### A.2. Manufacturing Cost

- ✓ Direct Manufacturing Cost

- Bahan Baku (untuk 1 tahun = 330 hari produksi)

Tabel D.12. Total harga bahan baku per tahun

Bahan baku	Biaya (\$)
Glukosa	6.969.593.563
Hidrogen	3.366.360,96
Katalis Raney Nikel	56.721,6
Air	92.538.69
<b>Jumlah</b>	<b>10.485.214,82</b>

Asuransi = 1% × biaya bahan baku/tahun

= US\$ 104.852,1482

Biaya angkut = 5% × biaya bahan baku/tahun

= US\$ 524.260,741

Total biaya bahan baku = Bahan baku + Asuransi + Biaya angkut

= 10.485.214,82 + 104.852,1482+ 524.260,741

= US\$ 11.114.327,71

(Aries & Newton, hal 119)

- Labor Cost

Tabel D.13. Total gaji buruh per tahun

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/pertahun (Rp)
Karyawan proses dan utilitas	60	4.800.000,00	2.304.000.000,00
Karyawan produksi dan teknik	40	4.800.000,00	1.152.000.000,00
Karyawan bagian	30	4.800.000,00	1.728.000.000,00
Karyawan umum	30	3.000.000,00	1.080.000.000,00
<b>Total biaya tenaga kerja</b>			<b>6.264.000.000,00</b>
<b>US\$</b>			<b>643.146,6747</b>

- Supervisi

Tabel. D.14. Total gaji supervivi per tahun

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/pertahun (Rp)
Direktur Eksekutif	1	85.000.000,00	1.020.000.000,00

Direktur utama	1	75.000.000,00	900.000.000,00
Manager	2	15.000.000,00	360.000.000,00
Staff Ahli	3	10.000.000,00	360.000.000,00
Kepala bagian	5	6.000.000,00	360.000.000,00
Sekretaris	3	5.500.000,00	198.000.000,00
Tata Usaha	4	4.800.000,00	230.400.000,00
<b>Total biaya tenaga kerja</b>			<b>3.428.400.000,00</b>
		<b>US\$</b>	<b>257.348,7464</b>

- Maintenance

Besarnya 8 – 10% dari FCI =  $9\% \times \text{FCI} = \text{US\$ } 1.880.891,056$

(Aries & Newton, hal 163)

- Plant Supplies

Besarnya =  $15\% \times \text{biaya maintenance} = \text{US\$ } 282.133,6584$

(Aries & Newton, hal 168)

- Royalties and patent

Besarnya 1-5% dari harga jual produk

Kapasitas produksi pertahun = 10.000 ton

= 10.000.000/kg

Harga Produk = \$ 2,9/kg

Harga penjualan pertahun = \$ 26.565.032,37

Royalties and Patent =  $1\% \times \text{harga penjualan pertahun} = \text{US\$ } 265.650,3237$

(Aries & Newton, hal 168)

- Utilitas

Besarnya 25 – 50% dari biaya bangunan dan contingency

Utilitas =  $30\% \times \text{US\$ } 3.870.146,205 = \text{US\$ } 1.161.043,862$

Tabel D.15. Total direct manufacturing cost (DMC)

<b>Total Direct Manufacturing Cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Bahan baku	11.114.327,71
Labor cost	643.146,6747
Supervisi	257.348,7464
Maintenance	1.880.891,056
Plant supplies	282.133,6584
Royalti and Patent	265.650,3237
Utilitas	1.161.043,862
<b>Jumlah</b>	<b>15.604.542,03</b>

(Aries & Newton, hal 168)

✓ Indirect Manufacturing Cost

- *Payroll Overhead*

Besarnya 15% dari Total Labor Cost

Payroll Over =  $15\% \times \text{US\$ } 643.146,6747 = \text{US\$ } 96.472,0012$

(Aries & Newton, hal 173)

- Laboratorium

Besarnya 10-20% dari total Labor cost

Laboratorium =  $10\% \times \text{US\$ } 643.146,6747 = \text{US\$ } 64.314,66747$

(Aries & Newton, hal 174)

- *Plant Overhead*

Besarnya 50-100% dari total Labor cost

Plant Overhead =  $50\% \times \text{US\$ } 643.146,6747 = \text{US\$ } 321.573,3373$

(Aries & Newton, hal 174)

- *Packaging Product and Transportation*

Besarnya  $4\% \times \text{harga penjualan pertahun} = \text{US\$ } 1.062.601,295$

Tabel D.16. Total indirect manufacturing cost (IMC)

<b>Total indirect manufacturing cost</b>	<b>US\$</b>
Payroll Over	96.472,0012
Laboratorium	64.314,66747
<i>Plant Overhead</i>	321.573,3373
<i>Packaging Product and Transportation</i>	1.062.601,295
<b>Jumlah</b>	<b>1.544.961,301</b>

(Aries & Newton, hal 177)

- ✓ Fixed Manufacturing Cost (FMC)

- Depresiasi

Besarnya 8-10% dari FCI

Depresiasi =  $8\% \times \text{US\$ } 20.898.789,51 = \text{US\$ } 1.671.903,161$

(Aries & Newton, hal 179)

- Property tax

Besarnya 1-2% dari FCI

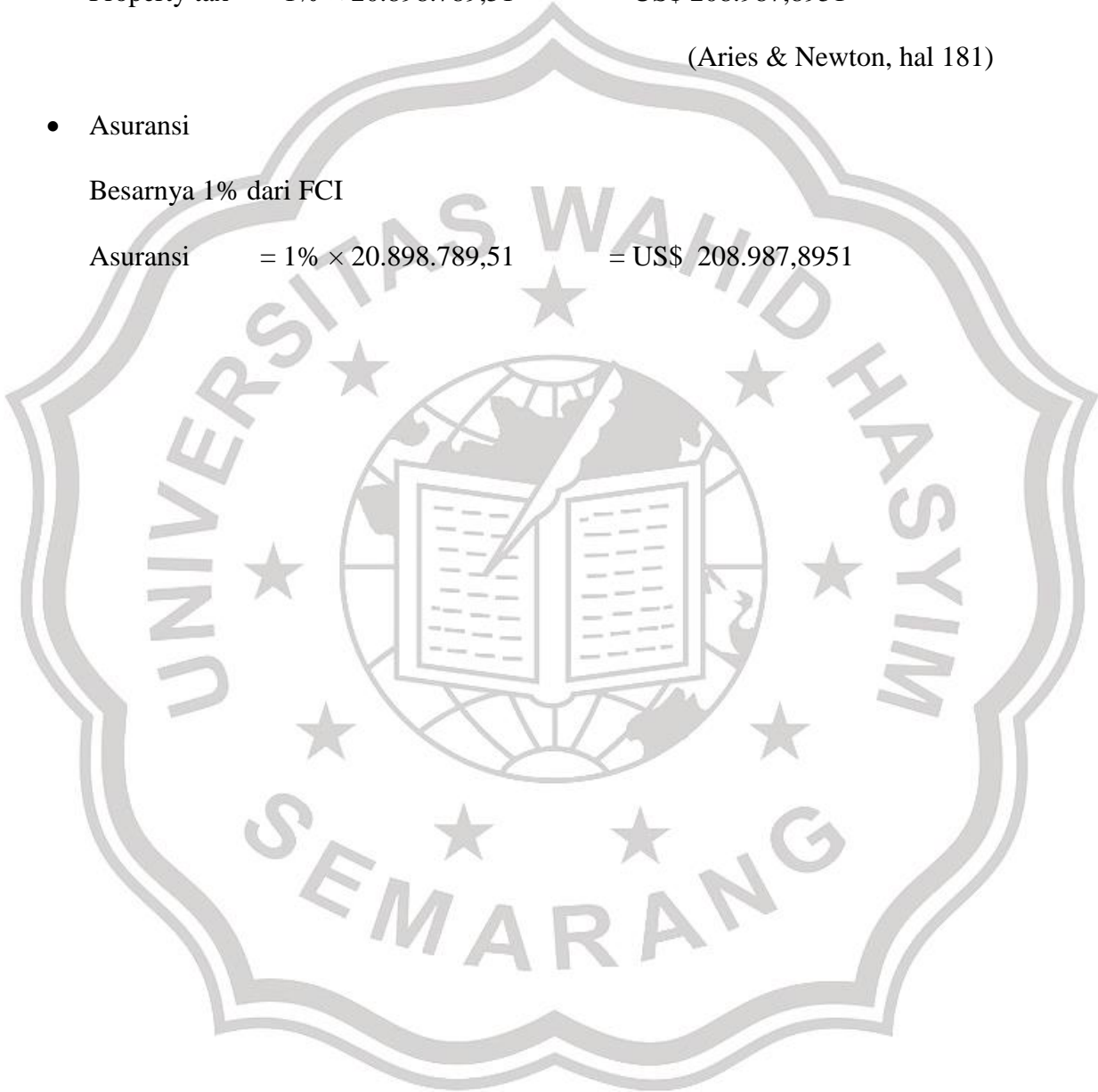
$$\text{Property tax} = 1\% \times 20.898.789,51 = \text{US\$ } 208.987,8951$$

(Aries & Newton, hal 181)

- Asuransi

Besarnya 1% dari FCI

$$\text{Asuransi} = 1\% \times 20.898.789,51 = \text{US\$ } 208.987,8951$$





Tabel D.17. Total fixed manufacturing cost (FMC)

<b>Total Manufacturing Cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Depresiasi	1.671.903,161
Property tax	208.987,8951
Asuransi	208.987,8951
<b>Jumlah</b>	<b>2.089.878,951</b>

Tabel. D.18. Total manufacturing cost (MC)

<b>Total Manufacturing Cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Direct manufacturing cost	15.604.542
Inderect manufacturing cost	1.544.961,3
Fixed manufacturing cost	2.089.879
<b>Jumlah</b>	<b>19.239.382</b>

A.3. *Working Capital (WC)*

- *Raw Material Inventory* (30 hari bahan baku)

Tabel D.19. Total biaya bahan baku perbulan

<b>Bahan baku</b>	<b>Harga 1 bulan (\$)</b>
Glukosa	580.799,46
Hidrogen	280.530,08
Katalis Raney Nikel	4.726,8
Air	7.711.55
<b>Jumlah</b>	<b>873.767,9017</b>

(Aries & Newton, hal 12)

- *In process Inventory*

Waktu siklus 1 bulan

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 0,5 \times \text{waktu siklus} \times \text{MC}/12 &&= 0,5 \times 1 \times \text{US\$ } 1.603.281,833 \\ &= \text{US\$ } 801.640,9284 \end{aligned}$$

(Aries & Newton, hal 12)

- *Product inventory*

Biaya sebesar Manufacturing Cost sebesar 1 bulan

$$\begin{aligned} \text{Biaya Product Inventory} &= 1/12 \times \text{MC} &&= 1/12 \times \text{US\$ } 19.239.382 \\ &= \text{US\$ } 1.603.281,857 \end{aligned}$$

(Aries & Newton, hal 12)

- *Available Cash*

Biaya sebesar Manufacturing Cost sebesar 1 bulan

$$\begin{aligned} \text{Biaya Product Inventory} &= 1/12 \times \text{MC} &&= 1/12 \times \text{US\$ } 19.239.382 \\ &= \text{US\$ } 1.603.281,857 \end{aligned}$$

(Aries & Newton, hal 12)

- *Extended Credit*

Biaya sebesar hasil penjualan selama 1 bulan

$$\text{Biaya Extended Credit } (1/12 \times \text{sales}) = \text{US\$ } 2.213.752,697$$

Tabel D.20. Total *working capital* (WC)

<b>Working capital</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Raw material inventory	873.767,9017
In process inventory	801.640,9284

Product inventory	1.603.281,857
Available cash	1.603.281,857
Extended credit	2.213.752,697
<b>Jumlah</b>	<b>7.095.725,241</b>

(Aries & Newton, hal 12)

Interest During Construction

Biaya IDC 5% pertahun dari FCI selama masa pembangunan (2 tahun)

$$\text{IDC} = 5\% \times \text{FCI} \times 2 = \text{US\$ } 2.089.878,951$$

Tabel D.21. *Total capital investment (TCI)*

<b>Total capital investment</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Fixed capital investment	20.898.789,51
Working capital	7.095.725,241
Plant start up	1.044.939,475
IDC	2.089.878,951
<b>Jumlah</b>	<b>24.033.607,94</b>

## B. GENERAL EXPENSE

### B.1. Administrasi

- Management Salaries

Tabel D.22. Total gaji pertahun

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah (orang)</b>	<b>Gaji/per bulan (Rp)</b>	<b>Gaji/per tahun (Rp)</b>
Direktur Eksekutif	1	90.000.000,00	1.080.000.000,00
Direktur utama	1	80.000.000,00	960.000.000,00

Manager	2	15.000.000,00	360.000.000,00
Staff Ahli	3	10.000.000,00	360.000.000,00
Kepala bagian	5	7.000.000,00	420.000.000,00
Sekretaris	3	5.500.000,00	198.000.000,00
Tata Usaha	4	4.800.000,00	230.400.000,00
<b>Total biaya tenaga kerja</b>			<b>3.608.400.000,00</b>
		<b>US\$</b>	<b>270.860,2312</b>

- *Legal Fee and Auditing*

Untuk legal fee and auditing disediakan = US\$ 150.000

- *Peralatan Kantor dan Komunikasi*

Untuk peralatan kantor dan komunikasi disediakan setiap tahun

Besarnya biaya peralatan kantor dan komunikasi = US\$ 30.000

Tabel D.23. Total biaya administrasi

<b>Biaya administrasi</b>	<b>Harga/kg (\$)</b>
Management salary	270.860,2312
Legal fee and auditing	150.000
Peralatan kantor dan komunikasi	30.000
<b>Jumlah</b>	<b>450.869,23</b>

(Peter & Timmerhaus hal 211)

## B.2. Sales expense

Besarnya antara 5-22% dari Manufacturing Cost

Besarnya sales =  $1\% \times \text{US\$ } 19.239.382$  = US\$ 192.393,82

(Aries & Newton, hal 185)

### B.3. Riset

Besarnya antara 3,5-8% dari Manufacturing Cost

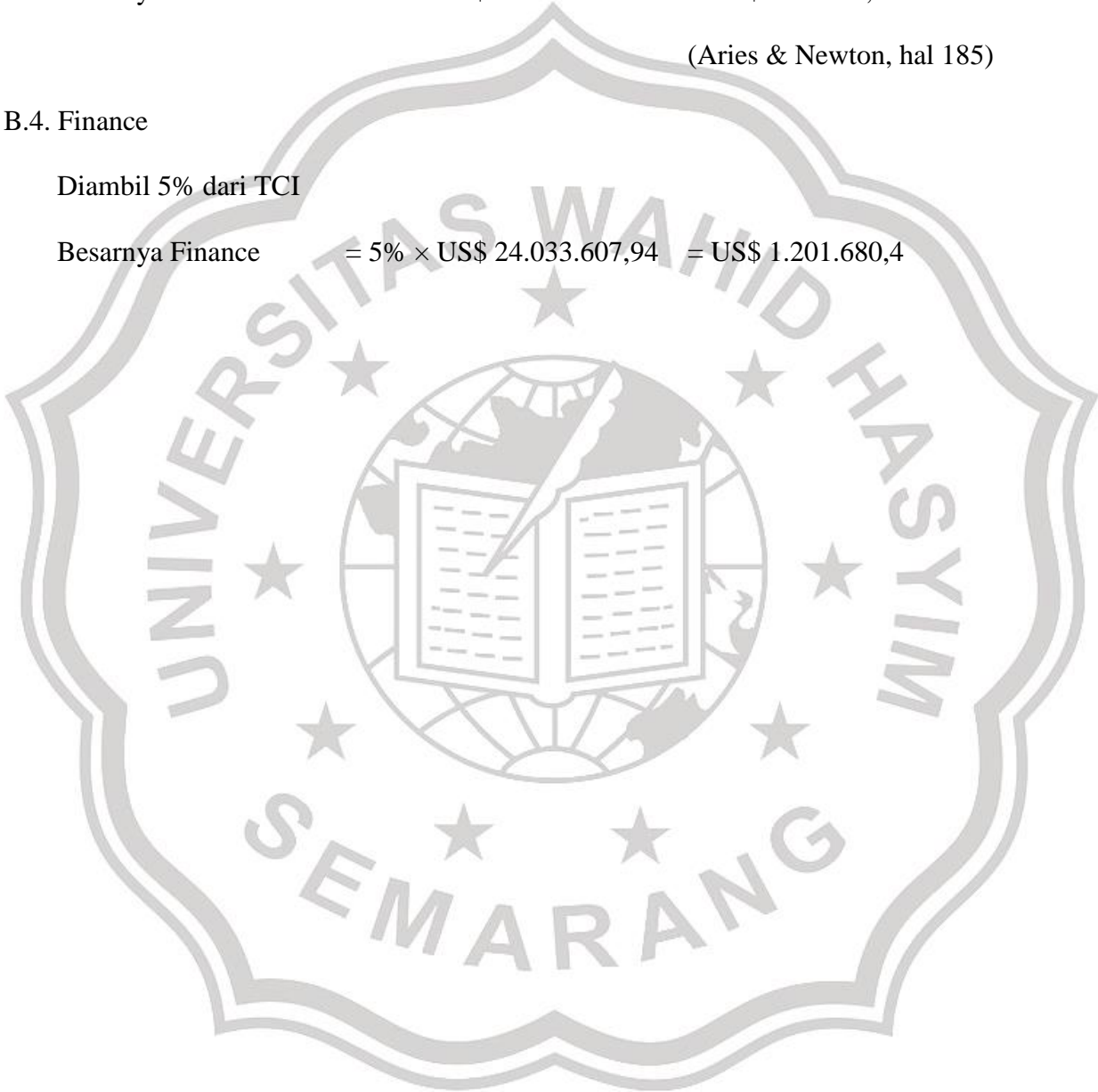
$$\text{Besarnya riset} = 5\% \times \text{US\$ } 19.239.382 = \text{US\$ } 673.378,38$$

(Aries & Newton, hal 185)

### B.4. Finance

Diambil 5% dari TCI

$$\text{Besarnya Finance} = 5\% \times \text{US\$ } 24.033.607,94 = \text{US\$ } 1.201.680,4$$



Tabel D.24. Total general expanse

<b>Total biaya produksi</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Administrasi	450.869,23
Sales	192.393,82
Riset	673.378,38
Finance	1.201.680,4
<b>Jumlah</b>	<b>2.518.312,8</b>

Tabel D.25. Total production cost

<b>Total biaya produksi</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Manufacturing cost	19.239.382
General expense	2.518.312,8
<b>Jumlah</b>	<b>21.757.695</b>

**3. Analisa Kelayakan (Fit and Proper Test)**

- A. Keuntungan / Profit
- B. Return of Investment (ROI)
- C. *Pay Out ztime* (POT)
- D. *Break Event Point* (BEP)
- E. *Shut Down Point* (SDP)



## A. Keuntungan / Profit

Pendapatan per tahun dari harga jual = US\$ 26.565.032

Total production cost per tahun = US\$ 21.757.695

Keuntungan sebelum pajak = pendapatan – total cost  
= US\$ (26.565.032 - 23.164.488)  
= US\$ 4.807.337,3

Pajak pendapatan = 28% dari keuntungan sebelum pajak  
(UU No. 36 Tahun 2008 Pasal 17 ayat 1 (b) tentang Pajak Penghasilan)  
= 28% × US\$ 4.807.337,3  
= US\$ 1.346.054,4

Keuntungan sesudah pajak = keuntungan sebelum pajak - (pajak)  
= US\$ (5.835.511,7 - 1.633.943,3)  
= US\$ 3.461.282,8

Percent Profit on Sales (% POS)

POS sebelum pajak =  $\frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Harga jual produk}} \times 100\%$   
 $= \frac{\text{US\$ 4.807.337,3}}{\text{US\$ 26.565.032}} \times 100\%$   
= 18,096486 %

POS sesudah pajak =  $\frac{\text{Profit setelah pajak}}{\text{Harga jual produk}} \times 100\%$   
 $= \frac{\text{US\$ 3.461.282,8}}{\text{US\$ 26.565.032}} \times 100\%$   
= 13,02947 %

## B. Percent Return of Investment (ROI)

ROI adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\text{Percent Return on Investment} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ 5.835.511,7}}{\text{US\$ 20.898.789,51}} \times 100\% = 23,002946 \%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = \frac{\text{US\$ 3.461.282,8}}{\text{US\$ 20.898.789,51}} \times 100\% = 16,562121 \%$$

## C. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperkirakan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang dilakukan kembali.

Pay Out Time (POT)

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{depresiasi}} = \frac{\text{US\$ 20.898.789,51}}{\text{US\$ 4.807.337,3} + \text{1.671.903,161}} = 3,22 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{US\$ 20.898.789,51}}{\text{US\$ 3.461.282,8} + \text{1.671.903,161}} = 4,07 \text{ tahun}$$

## D. Break Event Point (BEP) dan Shut Down Point

$$\text{BEP} = \frac{(Fa + 0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\% = 41,82869249 \%$$

$$\text{SDP} = \frac{0.3xRa}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\% = 19,46649145 \%$$

#### D.1. Fixed Manufacturing Cost (Fa)

Tabel D.26. Total fixed manufacturing cost (Fa)

<b>Fixed manufacturing cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Depresiasi	1.671.903,161
Property tax	208.987,8951
Asuransi	208.987,8951
<b>Jumlah</b>	<b>2.089.878,951</b>

#### D.2 Variable Cost (Va)

Tabel D.27. Total variable cost (Va)

<b>Fixed manufacturing cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Raw material	10.485.214,82
Utilitas	1.161.043,862
Packaging product and transport	1.062.601,295
Royalty and patent	265.650,3237
<b>Jumlah</b>	<b>12.974.510,3</b>

### D.3 Regulated Cost (Ra)

Tabel D.28. Regulated Cost (Ra)

<b>Regulated cost</b>	<b>Biaya (US\$)</b>
Labor cost	643.146,6747
Payroll overhead	96.472,0012
Supervise	257.348,7464
Laboratorium	64.314,66747
General expanse	2.518.312,831
Maintenance	1.880.891,056
Plant supplies	282.133,6584
Plant overhead	321.573,3373
<b>Jumlah</b>	<b>6.064.192,972</b>

### D.4 Penjualan Produk (Sa)

#### Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi Pabrik Sorbitol

Data yang digunakan untuk menggambar grafik kelayakan ekonomi adalah sebagai berikut:

Sa (\$)	Rp 27.841.367.384,44
Fa (\$)	Rp 172.846.426.215,18
Va (\$)	Rp 189.094.040.683,87
Ra (\$)	Rp 80.787.178.772,80

