APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Direncanakan	=	100,000 ton/tahun		
Jumlah hari kerja	=	1 tahun	=	330 hari
Jumlah waktu kerja perhari	=	1 hari	=	24 jam
Kapasitas Produksi	=	$\frac{100000\ \text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$		
Basis	=	12626.263 kg/jam		
Basis Perhitungan	=	18930.83 kg/jam		

Data Berat Molekul

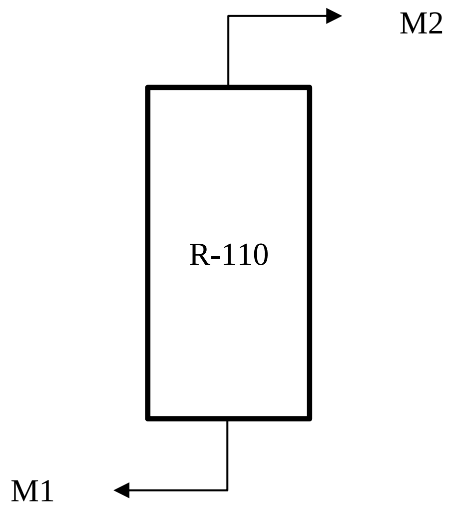
Komponen	Rumus Molekul	BM (kg/kmol)
Palmitic Acid (C16:0)	$C_{16}H_{32}O_2$	256.40
Stearic Acid (C18:0)	$C_{18}H_{36}O_2$	284.48
Oleic Acid (C18:1)	$C_{18}H_{34}O_2$	282.47
Linoleic Acid (C18:2)	$C_{18}H_{32}O_2$	280.45

Data Komposisi Bahan Baku

Komponen	% berat
$C_{16}H_{32}O_2$	41.25%
$C_{18}H_{36}O_2$	7.69%
$C_{18}H_{34}O_2$	42.07%
$C_{18}H_{32}O_2$	8.99%
Total	100%

N2	10% From Flowrate

1. REAKTOR (R-110)



Keterangan:

M1 = Massa Output dari Storage PFAD

M2 = Massa Output dari Reaktor

M1 = M2

Reaksi:

Decarboxylation

$C_{16}H_{32}O_{2\,(l)} \xrightarrow{88.1\%} C_{15}H_{32\,(l)} + CO_{2\,(g)}$

Asam Palmitat → Pentadecane + Karbon Dioksida

$C_{18}H_{36}O_{2\,(l)} \xrightarrow{88.1\%} C_{17}H_{36\,(l)} + CO_{2\,(g)}$

Asam Stearat → Heptadecane + Karbon Dioksida

$C_{18}H_{34}O_{2\,(l)} \xrightarrow{88.1\%} C_{17}H_{34\,(l)} + CO_{2\,(g)}$

Asam Oleat → 1-Heptadecene + Karbon Dioksida

$C_{18}H_{32}O_{2\,(l)} \xrightarrow{88.1\%} C_{17}H_{32\,(l)} + CO_{2\,(g)}$

Asam Linoleat → 1-Heptadecyne + Karbon Dioksida

Decarboxylation

Reaksi	:	$C_{16}H_{32}O_2$	→	$C_{15}H_{32}$	+	CO_2
Mula – Mula	:	30.5 kmol/jam		0 kmol/jam		0 kmol/jam
Bereaksi	:	26.8 kmol/jam		26.83 kmol/jam		26.83 kmol/jam
Sisa	:	3.62 kmol/jam		26.83 kmol/jam		26.83 kmol/jam

$C_{16}H_{32}O_2$	yang bereaksi	=	26.83	x	256.4	=	6880	kg/jam
$C_{15}H_{32}$	produk	=	26.83	x	212.4	=	5700	kg/jam
CO_2	produk	=	26.83	x	44	=	1181	kg/jam
$C_{16}H_{32}O_2$	sisa	=	3.62	x	256.4	=	929	kg/jam

Reaksi	:	$C_{18}H_{36}O_2$	$\longrightarrow$	$C_{17}H_{36}$	+ CO_2
Mula – Mula	:	5.117 kmol/jam		0 kmol/jam	0 kmol/jam
Bereaksi	:	4.508 kmol/jam		4.508 kmol/jam	4.508 kmol/jam
Sisa	:	0.609 kmol/jam		4.508 kmol/jam	4.508 kmol/jam

$C_{18}H_{36}O_2$	yang bereaksi	=	4.508	x	284	=	1283	kg/jam
$C_{17}H_{34}$	produk	=	4.508	x	240	=	1084	kg/jam
CO_2	produk	=	4.508	x	44	=	198	kg/jam
$C_{18}H_{36}O_2$	sisa	=	0.609	x	284.5	=	173	kg/jam

Reaksi	:	$C_{18}H_{34}O_2$	$\longrightarrow$	$C_{17}H_{34}$	+ CO_2
Mula – Mula	:	28.19 kmol/jam		0 kmol/jam	0 kmol/jam
Bereaksi	:	24.84 kmol/jam		24.8 kmol/jam	24.84 kmol/jam
Sisa	:	3.355 kmol/jam		24.8 kmol/jam	24.84 kmol/jam

$C_{18}H_{34}O_2$	yang bereaksi	=	24.84	x	282	=	7016	kg/jam
$C_{17}H_{34}$	produk	=	24.84	x	238	=	5923	kg/jam
CO_2	produk	=	24.84	x	44	=	1093	kg/jam
$C_{18}H_{36}O_2$	sisa	=	3.355	x	282	=	948	kg/jam

Reaksi	:	$C_{18}H_{32}O_2$	$\longrightarrow$	$C_{17}H_{32}$	+ CO_2
Mula – Mula	:	6.068 kmol/jam		0 kmol/jam	0 kmol/jam
Bereaksi	:	5.346 kmol/jam		5.346 kmol/jam	5.346 kmol/jam
Sisa	:	0.722 kmol/jam		5.346 kmol/jam	5.346 kmol/jam

$C_{18}H_{32}O_2$	yang bereaksi	=	5.346	x	280	=	7016	kg/jam
$C_{17}H_{32}$	produk	=	5.346	x	236	=	5923	kg/jam
CO_2	produk	=	5.346	x	44	=	1093	kg/jam
$C_{18}H_{32}O_2$	sisa	=	0.722	x	280	=	948	kg/jam

<table>
<tr><th rowspan="3">Komponen</th><th rowspan="3">BM</th><th rowspan="3">Comp</th><th colspan="2">Masuk</th><th colspan="2">Keluar</th></tr>
<tr><th colspan="2">M1</th><th colspan="2">M2</th></tr>
<tr><th>massa (kg)</th><th>kmol</th><th>massa (kg)</th><th>kmol</th></tr>
<tr><td>$C_{16}H_{32}O_2$</td><td>256.4</td><td>41.3%</td><td>7808.97</td><td>30.46</td><td>929.27</td><td>3.62</td></tr>
<tr><td>$C_{16}H_{36}O_2$</td><td>284.48</td><td>7.7%</td><td>1455.78</td><td>5.12</td><td>173.24</td><td>0.61</td></tr>
<tr><td>$C_{18}H_{34}O_2$</td><td>282.47</td><td>42.1%</td><td>7964.20</td><td>28.19</td><td>947.74</td><td>3.36</td></tr>
<tr><td>$C_{18}H_{32}O_2$</td><td>280.45</td><td>8.99%</td><td>1701.88</td><td>6.07</td><td>202.32</td><td>0.72</td></tr>
<tr><td>$C_{15}H_{32}$</td><td>212.42</td><td></td><td></td><td></td><td>5699.63</td><td>26.83</td></tr>
<tr><td>$C_{17}H_{36}$</td><td>240.47</td><td></td><td></td><td></td><td>1984.13</td><td>4.51</td></tr>
<tr><td>$C_{17}H_{34}$</td><td>238.46</td><td></td><td></td><td></td><td>5923.27</td><td>24.84</td></tr>
<tr><td>$C_{17}H_{32}$</td><td>236.44</td><td></td><td></td><td></td><td>1264.08</td><td>5.35</td></tr>
<tr><td>CO_2</td><td>44</td><td></td><td></td><td></td><td>2707.16</td><td>61.53</td></tr>
<tr><td>N2</td><td>28.02</td><td></td><td>1893.083</td><td>67.562</td><td>1893.1</td><td>67.6</td></tr>
<tr><td colspan="2">Total</td><td rowspan="2">100%</td><td colspan="2">20823.91</td><td colspan="2">20823.91</td></tr>
<tr><td colspan="2">Total Without N2</td><td colspan="2">18930.83</td><td colspan="2">18930.83</td></tr>
</table>

Kebutuhan N_2 $= \frac{\text{massa}}{\rho}$

$= \frac{1893.1}{1.16}$

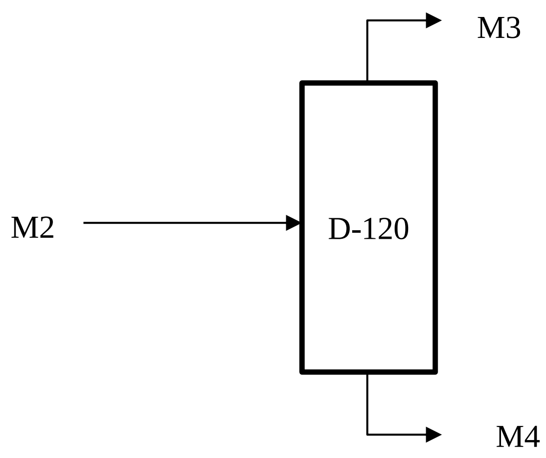
$= 1631.96804\ m^3/\text{jam}$

$= 1631.96804\ m^3/\text{jam} \times 0.5\ \text{jam} = 815.98402\ m^3$

Asumsi semua N_2 tidak ada yang tertinggal dalam reaktor

2. FLASH DRUM (D-120)

Fungsi : Untuk memisahkan fase uap dan fase liquid berdasarkan perbedaan tekanan



Keterangan:

M2 = Massa Output dari reaktor

M3 = Massa Vapor yang keluar dari Flash Drum

M4 = Massa Liquid yang keluar dari Flash Drum

NM = M2 = M3 + M4

a. Tekanan masing – masing uang murni dapat dicari dengan persamaan Antoine

$$\text{In P} = \text{A} - \frac{\text{B}}{\text{T} + \text{C}}$$

b. Menghitung nilai K dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\text{K} = \frac{P^{sat}}{P}$$

c. Untuk mengetahui komposisi uap dan liquid menggunakan persamaan:

$$\text{yi} = \frac{V_i}{V} x_i = \frac{F.z_i - V_i}{L} \qquad \text{Error} = \frac{\left| \frac{L}{V_{tebak}} - \frac{L}{V_{hitung}} \right|}{\frac{L}{V_{hitung}}}$$

Feed Masuk Flash Drum

Komponen	M2		Fraksi (z)
	kg/jam	mol/jam	
$C_{16}H_{32}O_2$	929.3	3.6242866	0.02759
$C_{16}H_{36}O_2$	173.2	0.6089634	0.0046358
$C_{18}H_{34}O_2$	947.7	3.3551874	0.0255415
$C_{18}H_{32}O_2$	202.3	0.7214192	0.0054918
$C_{15}H_{32}$	5699.6	26.831903	0.2042587
$C_{17}H_{36}$	1084.1	4.5083762	0.0343202
$C_{17}H_{34}$	5923.3	24.839665	0.1890927
$C_{17}H_{32}$	1264.1	5.3463099	0.0406989
CO_2	2707.2	61.526254	0.4683705
Total	18930.83	131.36237	1

Data Komponen Antoine Vapor Pressure

Komponen	A	B	C	T (K)	T (C)	P(Bar)	P (mmHg)	log (psat)	Psat
$C_{16}H_{32}O_2$	5.35728	3061.422	-55.077	373.2		5.00		-4.27	0.00005
$C_{16}H_{36}O_2$	5.72544	3348.131	-57.825	373.2		5.00		-4.89	0.00001
$C_{18}H_{34}O_2$	5.04842	2555.604	-127.258	373.2		5.00		-5.34	0.00000
$C_{18}H_{32}O_2$	3.82846	2066.995	-116.87	373.2		5.00		-4.24	0.00006
$C_{15}H_{32}$	7.02359	1789.95	161.38		100		3800	0.18	1.49801
$C_{17}H_{36}$	7.0143	1865.1	149.2		100		3800	-0.47	0.33881
$C_{17}H_{34}$	7.03925	1877.91	151.53		100		3800	-0.43	0.37437

$C_{17}H_{32}$	7.48829	2216.2	182		100		3800	-0.37	0.42601
CO_2	6.81228	1301.679	-3.494	391.2		1.01		3.45	2847.48

Komponen	KI	n	zi	Ki x zi	zi/ki
$C_{16}H_{32}O_2$	1.1E-05	3.6242866	0.0276	3.0E-07	2.6E+03
$C_{16}H_{36}O_2$	2.6E-06	0.6089634	0.0046	1.2E-08	1.8E+03
$C_{18}H_{34}O_2$	9.0E-07	3.3551874	0.0255	2.3E-08	2.8E+04
$C_{18}H_{32}O_2$	1.2E-05	0.7214192	0.0055	6.4E-08	4.7E+02
$C_{15}H_{32}$	0.000394213	26.831903	0.2043	8.1E-05	5.2E+02
$C_{17}H_{36}$	8.91593E-05	4.5083762	0.0343	3.1E-06	3.8E+02
$C_{17}H_{34}$	9.85185E-05	24.839665	0.1891	1.9E-05	1.9E+03
$C_{17}H_{32}$	0.000112109	5.3463099	0.0407	4.6E-06	3.6E+02
CO_2	2810.241015	61.526254	0.4684	1.3E+03	1.7E-04
Total		131.36237	1	1.3E+03	36272.36

L/V : 1.136

Komponen	KI	Ai	Vi	yi	xi
$C_{16}H_{32}O_2$	1.1E-05	1.1E+05	3.45E-05	5.60E-07	5.19E-02
$C_{16}H_{36}O_2$	2.6E-06	4.4E+05	1.37E-06	2.23E-08	8.72E-03
$C_{18}H_{34}O_2$	9.0E-07	1.3E+06	2.67E-06	4.34E-08	4.80E-02
$C_{18}H_{32}O_2$	1.2E-05	9.8E+04	7.36E-06	1.20E-07	1.03E-02
$C_{15}H_{32}$	3.9E-04	2.9E+03	9.31E-03	1.51E-04	3.84E-01
$C_{17}H_{36}$	8.9E-05	1.3E+04	3.54E-04	5.75E-06	6.45E-02
$C_{17}H_{34}$	9.9E-05	1.2E+04	2.15E-03	3.50E-05	3.56E-01
$C_{17}H_{32}$	1.1E-04	1.0E+04	5.28E-04	8.58E-06	7.65E-02
CO_2	2.8E+03	4.0E-04	61.501404	1.00E+00	3.56E-04
Total	2.8.E+03	1.9.E+06	6.15E+01	1	1

V Calc (kmol/jam) = 61.51

L Calc (kmol/jam) = 69.85

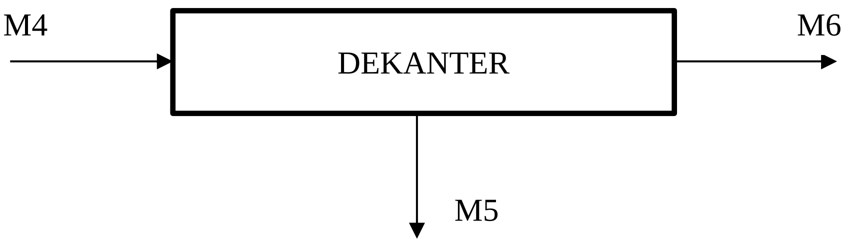
L/V = 1/135

Error = 0.0

Komponen	M2		M4		M3	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
$C_{16}H_{32}O_2$	929.3	3.6	929.25825	3.62425	0.00884	0.00003
$C_{16}H_{36}O_2$	173.2	0.6	173.23752	0.60896	0.00039	0.00000

$C_{18}H_{34}O_2$	947.7	3.4	947.73903	3.35518	0.00075	0.00000
$C_{18}H_{32}O_2$	202.3	0.7	202.31793	0.72141	0.00207	0.00001
$C_{15}H_{32}$	5699.6	26.8	5697.6548	26.82259	1.97805	0.00931
$C_{17}H_{36}$	1084.1	4.5	1084.0441	4.50802	0.08512	0.00035
$C_{17}H_{34}$	5923.3	24.8	5922.7526	24.83751	0.51387	0.00215
$C_{17}H_{32}$	1264.1	5.3	1263.9567	5.34578	0.12479	0.00053
CO_2	2707.2	61.5	1.0934114	0.02485	2706.062	61.50140
Total	18930.83		16222.05442		2708.78	
Total	18930.83		18930.83			

3. DEKANTER



Neraca Massa Total

$$M4 = M6 + M5$$

Keterangan:

M4 = Aliran liquid keluar menuju dekanter

M5 = Aliran liquid keluar menuju sisa produk tidak bereaksi dengan densitas yang tinggi

M6 = Aliran liquid keluar menuju tanki penyimpanan dengan densitas yang rendah

Komponen	M4	
	Kg/Jam	Density (gr/cm^3)
$C_{16}H_{32}O_2$	929.258	0.849
$C_{16}H_{36}O_2$	173.238	0.847
$C_{18}H_{34}O_2$	947.739	0.854
$C_{18}H_{32}O_2$	202.318	0.903
$C_{15}H_{32}$	5697.655	0.77
$C_{17}H_{36}$	1084.044	0.773
$C_{17}H_{34}$	5922.753	0.782

$C_{17}H_{32}$	1263.957	0.796
CO_2	1.093	0.001808
Total	16222.054	

Bahan yang masuk dekanter dari Flash Drum

Asumsi Pemisahan = 95%

Komponen			
Masuk (M4)		Tanki Penyimpanan (M6)	
$C_{16}H_{32}O_2$	929.258	C15H32	5412.772
$C_{16}H_{36}O_2$	173.238	C17H36	1029.842
$C_{18}H_{34}O_2$	947.739	C17H34	5626.615
$C_{18}H_{32}O_2$	202.318	C17H32	1200.759
$C_{15}H_{32}$	5697.655	$C_{16}H_{32}O_2$	46.463
$C_{17}H_{36}$	1084.044	$C_{16}H_{36}O_2$	8.662
$C_{17}H_{34}$	5922.753	$C_{18}H_{34}O_2$	47.387
$C_{17}H_{32}$	1263.957	$C_{18}H_{32}O_2$	10.116
CO_2	1.093	CO2	0.055
		Total	13382.67
		Tanki Sisa Raw Material (M5)	
		$C_{16}H_{32}O_2$	882.795
		$C_{16}H_{36}O_2$	164.576
		$C_{18}H_{34}O_2$	900.352
		$C_{18}H_{32}O_2$	192.202
		$C_{15}H_{32}$	284.8827
		$C_{17}H_{36}$	54.20221
		$C_{17}H_{34}$	296.1376
		$C_{17}H_{32}$	63.19784
		CO2	0.054671
		Total	2838.400
Total	16222.054	Total	16222.05

APPENDIKS B

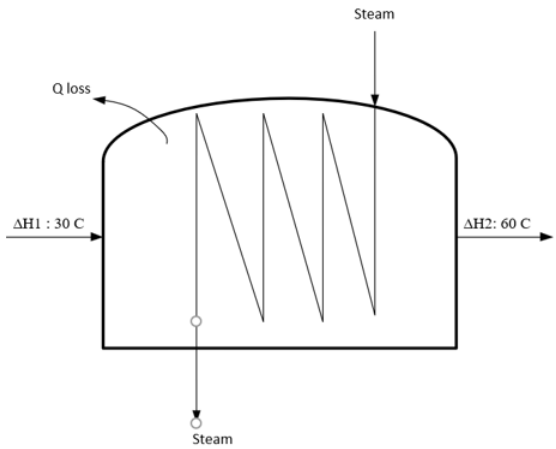
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Green Diesel yang direncanakan	=	100000	ton/tahun		
Jumlah hari kerja	=	1 tahun	=	330	hari
Jumlah waktu kerja perhari	=	1 hari	=	24 jam	
Kapasitas produksi Green Diesel	=	$\frac{100000}{\text{tahun}}$ x $\frac{1000}{\text{ton}}$ x $\frac{1}{330}$ x $\frac{1}{24}$			
	=	12626.26	kg/jam		
Suhu referensi	=	25^oC =	298.15 K		
Satuan	=	Kkal/jam			

Konstantas kapasitas panas

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06
$C_{15}H_{32}$	94.014	2.50E+00	-5.80E-03	5.56E-06
$C_{17}H_{36}$	113.571	2.85E+00	-6.40E-03	5.88E-06
$C_{17}H_{34}$	137.993	2.63E+00	-5.88E-03	5.53E-06
$C_{17}H_{32}$	588.957	-7.77E-01	1.71E-03	-
CO_2	27.437	4.23E-02	-1.96E-05	3,9968-09
H_2O	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08

1. STORAGE TANK PALM FATTY ACID DISTILLATE (F-111)



Dimana : ΔH_1 + Q_s = ΔH_2 + Q_{loss}

Keterangan:

ΔH_1 = Panas bahan masuk storage

ΔH_2 = Panas bahan keluar storage

Q_{stream} = Panas yang terkandung pada steam

Q_{loss} = Panas yang hilang

A. Menghitung Panas Bahan Masuk Storage

T masuk storage PFAD = 30°C = 303.15 K

T referensi = 25°C = 298.15 K

Komponen	A	B	C	D
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 3248.3 j/mol.k = 775.8778 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 3414.0 j/mol.k = 815.4760 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 3429.3 j/mol.k = 819.1155 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 3029.2 j/mol.k = 723.5655 kkal/kmol

Sumber: Yaws 1 Carl hal 56 cp liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Masa (kmol/jam)	Cp ΔT (kkal/kmol)	ΔH1 (kkal/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	7808.967091	256.4	30.4561899	775.88	23630
$C_{18}H_{36}O_2$	1455.780774	284.5	5.117339617	815.48	4173
$C_{18}H_{34}O_2$	7964.199892	282.5	28.19485217	819.12	23095
$C_{18}H_{32}O_2$	1701.881555	280.4	6.06845622	723.57	4391
Total					55289

B. Menghitung Panas Bahan Keluar Storage

T keluar storage PFAD = 60°C = 333.15 K

T referensi = 25°C = 298.15 K

Komponen	A	B	C	D
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 23125.8 j/mol.k = 5523.8345 kkal/kmol

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 24313.6 j/mol.k = 5807.5563 kkal/kmol

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 24315.4 j/mol.k = 5807.9650 kkal/kmol

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 21484.5 j/mol.k = 5131.7783 kkal/kmol

Sumber: Yaws 1 Carl hal 56 cp liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Masa (kmol/jam)	Cp ΔT (kkal/kmol)	ΔH2 (kkal/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	7808.967091	256.4	30.4561899	5523.83	168235
$C_{18}H_{36}O_2$	1455.780774	284.5	5.117339617	5807.56	29719
$C_{18}H_{34}O_2$	7964.199892	282.5	28.19485217	5807.96	163755
$C_{18}H_{32}O_2$	1701.881555	280.4	6.06845622	5131.78	31142
Total					392851

C. Menghitung Kebutuhan Media Pemanas (Steam)

ΔH_1 + Q_s = ΔH_2 + Q_{loss}

55289 + Q_s = 392851 + 2764.456 kkal/jam

Q_s = 395615.33 - 55289 kkal/jam

Q_s = 340326.22

D. Menghitung Panas Yang Hilang (Q_{loss})

Q_{loss} = 5% x ΔH_1

Q_{loss} = 5% x 55289.1137

Q_{loss} = 2764.4557

E. Menghitung massa steam sebagai media pemanas

Komponen	A	B	C	D	E
H2O	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12

T in	=	450	C	=	723.2	K
T out	=	400	C	=	673.2	K

Fluida pemanas yang dipakai pada suhu 450^oC sehingga diperoleh data

Q = 340326.2185 kkal/jam

Cp Steam = 1872.08688 j/mol.k = 447.167 kkal/kmol

T masuk Steam = 450^oC = 723.15 K

T keluar Steam = 400^oC = 673.15 K

ΔT = 50 K

Massa Steam (m) = $\frac{Q_{steam}}{Cp \times \Delta T}$

$= \frac{340326.219 \text{ kkal/jam}}{22{,}358.336 \text{ kkal/mol}}$

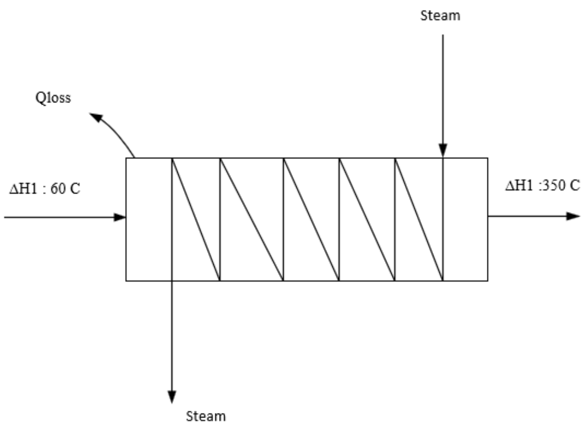
= 15.2214 kmol/jam

= 273.986 kg/jam

Neraca Panas Total Storage			
Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	55289.1137	ΔH_2	392850.8765
Qs	340326.2185	Qloss	2764.4557
Total	**395615.3322**	**Total**	**395615.3322**

2. HEATER (E-113)

Fungsi: Untuk memanaskan Palm Fatty Acid Distilalte sampai suhu 350^oC



Dimana: ΔH_1 + Q_s = ΔH_2 + Q_{loss}

Keterangan:

ΔH_1 = Panas bahan masuk heater

ΔH_2 = Panas bahan keluar heater

Q_{loss} = Panas yang hilang

Q_{steam} = Panas yang terkandung pada steam

Direncanakan:

Suhu bahan masuk	=	60	°C	=	333.15 K
Suhu bahan keluar	=	350	°C	=	623.15 K

A. Menghitung panas bahan masuk heater

T masuk heater	=	60	°C	=	333.15 °K
T referensi	=	25	°C	=	298.15 °K

Cp masing – masing komponen sebagai berikut:

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06

$\int Cp \,.\, \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 23125.8 j/mol.k = 5523.8345 kkal/kmol

$\int Cp \,.\, \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 24313.6 j/mol.k = 5807.5563 kkal/kmol

$\int Cp \,.\, \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 24315.4 j/mol.k = 5807.9650 kkal/kmol

$\int Cp \,.\, \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 21484.5 j/mol.k = 5131.7783 kkal/kmol

Sumber: Yaws 1 Carl hal 56 cp liquid

Tabel Aliran Panas Masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Masa (kmol/jam)	Cp ΔT (kkal/kmol)	ΔH1 (kkal/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	7808.967091	256.4	30.4561899	5523.83	168235
$C_{18}H_{36}O_2$	1455.780774	284.5	5.117339617	5807.56	29719
$C_{18}H_{34}O_2$	7964.199892	282.5	28.19485217	5807.96	163755
$C_{18}H_{32}O_2$	1701.881555	280.4	6.06845622	5131.78	31142
Total					392851

B. Menghitung panas bahan keluar heater

T keluar heater = 350 ^oC = 623.15 ^oK

T referensi = 25 ^oC = 298.15 ^oK

Cp masing – masing komponen sebagai berikut:

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 247606.1 j/mol.k = 59143.1813 kkal/kmol

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 259519.2 j/mol.k = 61988.7526 kkal/kmol

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 256837.0 j/mol.k = 61348.0915 kkal/kmol

$\int Cp\ .\ \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 229423.5 j/mol.k = 54800.1034 kkal/kmol

Sumber: Yaws 1 Carl hal 56 cp liquid

Tabel Aliran Panas Keluar

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Masa (kmol/jam)	Cp ΔT (kkal/kmol)	ΔH1 (kkal/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	7808.967091	256.4	30.4561899	59143.18	1801276
$C_{18}H_{36}O_2$	1455.780774	284.5	5.117339617	61988.75	317217
$C_{18}H_{34}O_2$	7964.199892	282.5	28.19485217	61348.09	1729700
$C_{18}H_{32}O_2$	1701.881555	280.4	6.06845622	54800.10	332552
Total					4180746

C. Menghitung kebutuhan media pemanas (steam)

ΔH_1 + Q_s = ΔH_2 + Q_{loss}

392851 + Q_s = 4180746 + 19642.5438 kkal/jam

Q_s = 4200388 - 392851 kkal/jam

Q_s = 3807538 kkal/jam

D. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Q_{loss} = 5% x ΔH_1

Q_{loss} = 5% x 392850.8765

Q_{loss} = 19642.5438

E. Menghitung massa steam sebagai media pemanas

Komponen	A	B	C	D	E
H2O	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12

T in = 450 C = 723.2 K

T out = 400 C = 673.2 K

Fluida pemanas yang dipakai pada suhu 450^{o}C sehingga diperoleh data

Q = 3807537.5270 kkal/jam

Cp Steam = 1872.08688 j/mol.k = 447.167 kkal/mol

T masuk Steam = 450 ^{o}C = 723.15 K

T keluar Steam = 400 ^{o}C = 673.15 K

ΔT = 50 K

Massa Steam (m) $= \frac{Q_{steam}}{Cp \times \Delta T}$

$= \frac{3807537.527 \text{ kkal/jam}}{22,358.3336 \text{ kkal/jam}}$

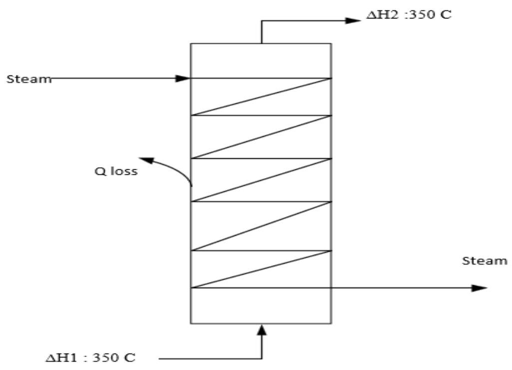
= 170.2961 kmol/jam

= 3065.330 kg/jam

Neraca Panas Total Reaktor			
Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	392850.8765	ΔH_2	4180745.8597
Qs	3807537.5270	Qloss	19642.5438
Total	**4200388.4035**	**Total**	**4200388.4035**

3. REAKTOR (R-110)

Fungsi: Untuk mereaksikan Palm Fatty Acid Distilate dengan katalis serta berlangsungnya reaksi dekarbosilasi



Dimana: ΔH_1 + Q_{steam} = ΔH_R + ΔH_2 + Q_{loss}

Keterangan:

ΔH_1 = Panas bahan masuk reaktor

ΔH_2 = Panas bahan kelaur reaktor

Q_{loss} = Panas yang hilang

Q_{steam} = Panas yang diserap dari steam

ΔH_R = Panas reaksi

Direncanakan:

Suhu masuk reaktor : 350°C = 623.15 K

Suhu keluar reaktor : 350°C = 623.15 K

A. Menghitung panas bahan masuk reaktor

Diketahui:

T masuk reaktor = 350 °C = 623.15 °K

T referensi = 25 °C = 298.15 °K

Cp masing – masing komponen sebagai berikut:

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 247606.1 j/mol.k = 59143.1813 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 259519.2 j/mol.k = 61988.7526 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 256837.0 j/mol.k = 61348.0915 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 229423.5 j/mol.k = 54800.1034 kkal/kmol

Sumber: Yaws 1 Carl hal 56 liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Massa (kmol/jam)	$\int Cp \cdot \Delta T$ (kkal/kmol)	ΔH_1 (kkal/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	7808.97	256.4	30.4562	59143.1813	1801275.9601
$C_{18}H_{36}O_2$	1455.78	284.48	5.1173	61988.7526	317217.4994
$C_{18}H_{34}O_2$	7964.20	282.47	28.1949	61348.0915	1729700.3719
$C_{18}H_{32}O_2$	1701.88	280.4472	6.0685	54800.1034	332552.0283

B. Menghitung panas bahan keluar reaktor

T keluar reaktor = 350 ^oC = 623.15 ^oK

T referensi = 25 ^oC = 298.15 ^oK

Cp masing – masing komponen sebagai berikut:

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**E**
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06	-
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06	-
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06	-
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06	-
$C_{15}H_{32}$	94.014	2.50E+00	-5.80E-03	5.56E-06	-
$C_{17}H_{36}$	113.571	2.85E+00	-6.40E-03	5.88E-06	-
$C_{17}H_{34}$	137.993	2.63E+00	-5.88E-03	5.53E-06	-
$C_{17}H_{32}$	588.957	-7.77E-01	1.71E-03	0	-
CO_2	27.437	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-05	-3.0E-13

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 247606.1 j/mol.k = 59143.1813 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 259519.2 j/mol.k = 61988.7526 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 256837.0 j/mol.k = 61348.0915 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 229423.5 j/mol.k = 54800.1034 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{15}H_{32}$ = 186111.8 j/mol.k = 44454.6758 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{17}H_{36}$ = 214803.1 j/mol.k = 51307.8691 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{17}H_{34}$ = 213427.6 j/mol.k = 50979.3130 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ $C_{17}H_{32}$ = 198243.1 j/mol.k = 47352.3517 kkal/kmol

$\int Cp \cdot \Delta T$ CO2 = 1441571.0 j/mol.k = 344333.638 kkal/kmol

Sumber: Yaws 1 Carl hal 56 liquid

Komponen	Massa	BM	Massa	Cp ΔT	ΔH2
	(kg/jam)		kmol/jam	kkal/kmol	kkal/jam
$C_{16}H_{32}O_2$	929.267	256.4	3.6243	59143.18	214351.84
$C_{18}H_{36}O_2$	173.238	284.48	0.6090	61988.75	37748.88
$C_{18}H_{34}O_2$	947.740	282.47	3.3552	61348.09	205834.34
$C_{18}H_{32}O_2$	202.320	280.4472	0.7214	54800.10	39533.85
$C_{15}H_{32}$	5699.633	212.42	26.8319	44454.68	1192803.56
C17H_{36}	1084.129	240.47	4.5084	51307.87	231315.18
$C_{17}H_{34}$	5923.266	238.46	24.8397	50979.31	1266309.04
$C_{17}H_{32}$	1264.082	236.44	5.3463	47352.35	253160.35
CO_2	2707.155	44	61.5263	344333.64	21185558.96

C. Menghitung ΔH_R 25°C:

T ref = 25^{c}C = 298.15 K

T reaksi = 350°C = 623.15 K

Komponen	**ΔHf**
$C_{16}H_{32}O_2$	-848.4
$C_{18}H_{36}O_2$	-891
$C_{18}H_{34}O_2$	-764.8
$C_{18}H_{32}O_2$	-634.7
$C_{15}H_{32}$	-428.8
$C_{17}H_{36}$	-479.5
$C_{17}H_{34}$	-276.99
$C_{17}H_{32}$	-270.50
CO_2	-393.51

Reaksi: $C_{16}H_{32}O_{2\,(1)} \longrightarrow C_{15}H_{32\,(1)} + CO_{2\,(g)}$

ΔH_f = $C_{16}H_{32}O_2$ = -848 kj/gmol = -202.6 kkal/kmol

ΔH_f = $C_{15}H_{32}$ = -428.8 kj/gmol = -102.42317 kkal/kmol

ΔH_f = CO_2 = -394 kj/gmol = -93.993799 kkal/kmol

ΔH_{R298} = $\Delta H_{f\ produk}$ - $\Delta H_{f\ reaktan}$

= -102.423168 + (-93.99 - -202.6488)

= 6.23 kkal/gmol

Reaksi: $C_{18}H_{36}O_2 \longrightarrow C_{17}H_{36} + CO_2$

ΔH_f	= $C_{18}H_{36}O_2$	= -891 kj/gmol	= -212.82	kkal/kmol
ΔH_f	= $C_{18}H_{34}O_2$	= -479.5 kj/gmol	= -114.53337	kkal/kmol
ΔH_f	= CO_2	= -394 kj/gmol	= -93.993799	kkal/kmol

ΔH_{R298} = $\Delta H_{f\ produk}$ - $\Delta H_{f\ reaktan}$

= -114.53337 + (-93.99 - -212.8243)

= 4.30 kkal/gmol

Reaksi: $C_{18}H_{34}O_2 \longrightarrow C_{17}H_{34} + CO_2$

ΔH_f	= $C_{18}H_{34}O_2$	= -765 kj/gmol	= -182.6801	kkal/kmol
ΔH_f	= $C_{17}H_{34}$	= -277.0 kj/gmol	= -66.161831	kkal/kmol
ΔH_f	= CO_2	= -394 kj/gmol	= -93.993799	kkal/kmol

ΔH_{R298} = $\Delta H_{f\ produk}$ - $\Delta H_{f\ reaktan}$

= -66.1618314 + (-93.99 - -182.6801)

= 22.524 kkal/gmol

Reaksi: $C_{18}H_{32}O_2 \longrightarrow C_{17}H_{32} + CO_2$

ΔH_f	= $C_{18}H_{32}O_2$	= -635 kj/gmol	= -151.60	kkal/kmol
ΔH_f	= $C_{17}H_{32}$	= -270.5 kj/gmol	= -64.61163	kkal/kmol
ΔH_f	= CO_2	= -394 kj/gmol	= -93.993799	kkal/kmol

ΔH_{R298} = $\Delta H_{f\ produk}$ - $\Delta H_{f\ reaktan}$

= -64.61163 + (-93.99 - -151.6044)

= -7.001 kkal/gmol

Total ΔH_{R298} = 26.052 kkal/gmol

Tabel B.7 $\Delta H_{reaktan}$

Tabel B.8 ΔH_{produk}

ΔH_R = ΔH_{produk} - $\Delta H_{reaktan}$ + ΔH_{R298}

= 24626616.0023 - 4180745.8597 + 26.0525

= 20445896.20 kkal/jam

D. Menghitung panas yang dibawa steam dalam reaktor

ΔH_1 + Q_s = ΔH_2 + Q_{loss} + ΔH_R

4180746 + Q_s = 24626616 + 209037.29 + 20445896.1950

Q_s = 45281549 - 4180746

Q_s = 41100803.63 kkal/jam

E. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Q_{loss} = 5% x ΔH_1

Q_{loss} = 5% x 4180745.8597

Q_{loss} = 209037.293 kkal/jam

F. Menghitung massa steam sebagai media pemanas

Komponen	A	B	C	D	E
H2O	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12

Fluida pemanas yang dipakai pada suhu 450^oC sehingga diperoleh data:

Q = 41100803.6305 kkal/jam

Cp Steam = 1872.08688 j/mol.k = 447.167 kkal/kmol

T masuk Steam = 450 ^oC = 723.15 K

T keluar Steam = 400 ^oC = 673.15 K

ΔT = 50 K

Massa Steam (m) = $\frac{Q_{steam}}{Cp \times \Delta T}$

= $\frac{41100803.631 \text{ kkal/jam}}{22{,}358.3336 \text{ kkal/kmol}}$

= 1838.2767 kmol/jam

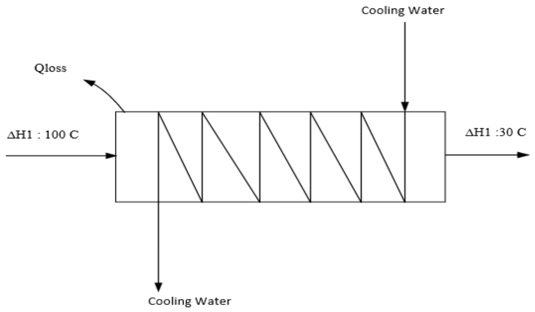
= 33088.981 kg/jam

Neraca Panas Total Reaktor			
Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	4180745.8597	ΔH_2	24626616.0023
Qs	41100803.6305	Q_{loss}	209037.2930

		ΔH_R	20445896.20
Total	**45281549.4902**	**Total**	**45281549.4902**

4. COOLER (E-122)

Fungsi: Menurunkan suhu produk keluaran flash drum dari 100^oC sampai suhu 30^oC



$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{pendingin} + Q_{out}$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk gas dari reaktor

ΔH_2 = Panas yang keluar dalam bahan keluar *cooler*

$Q_{pendingin}$ = Pendingin yang terkandung pada Dowhterm

Q_{out} = Pendingin yang keluar

A. Menghitung panas bahan masuk *cooler*

Suhu bahan masuk = 100 ^oC = 373.15 K

Suhu referensi = 25 ^oC = 298.15 K

Cp masing – masing komponen sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D	E
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06	-
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06	-
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06	-
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06	-
$C_{15}H_{32}$	94.014	2.50E+00	-5.80E-03	5.56E-06	-
$C_{17}H_{36}$	113.571	2.85E+00	-6.40E-03	5.88E-06	-
$C_{17}H_{34}$	137.993	2.63E+00	-5.88E-03	5.53E-06	-
$C_{17}H_{32}$	588.957	-7.77E-01	1.71E-03	0	-

CO_2	27.437	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-05	-3.0E-13

∫Cp . ΔT $C_{16}H_{32}O_2$ = 50570.3065 j/mol.k = 12079.22342 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{18}H_{36}O_2$ = -10850.7502 j/mol.k= -2591.81019 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{18}H_{34}O_2$ = 4928.8405 j/mol.k = 1177.3028 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{18}H_{32}O_2$ = 2050.2667 j/mol.k = 489.726707 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{15}H_{32}$ = -14625.1700 j/mol.k= -3493.36811 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{17}H_{36}$ = -13518.0134 j/mol.k= -3228.91267 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{17}H_{34}$ = -9467.6881 j/mol.k = -2261.4520 kkal/kmol

∫Cp . ΔT $C_{17}H_{32}$ = 54305.2732 j/mol.k = 12971.35756 kkal/kmol

∫Cp . ΔT CO_2 = 117724.8434 j/mol.k = 28119.756 kkal/kmol

Tabel B.9. Panas bahan masuk *cooler*

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Massa kmol/jam	Cp ΔT kkal/kmol	ΔH_1 kkal/jam
$C_{16}H_{32}O_2$	929.2582	256.4	3.6243	12079.2234	43778.1512
$C_{18}H_{36}O_2$	173.2375	284.48	0.6090	-2591.8102	-1578.3140
$C_{18}H_{34}O_2$	947.7390	282.47	3.3552	1177.3028	3950.068517
$C_{18}H_{32}O_2$	202.3179	280.4472	0.7214	489.7267	353.2946522
$C_{15}H_{32}$	5697.6548	212.42	26.8226	-3493.3681	46503.200
C17H_{36}	1084.0441	240.47	4.5080	-3228.9127	49228.249
$C_{17}H_{34}$	5922.7526	238.46	24.8375	-2261.4520	100034.813
$C_{17}H_{32}$	1263.9567	236.44	5.3458	12971.3576	196119.557
CO_2	1.0934	44	0.0249	28119.7561	391885.820
Total					830274.8409

B. Menentukan panas bahan keluar *cooler*

Diketahui:

T keluar *cooler* = 30 ^oC = 303.15 ^oK

T referensi = 25 ^oC = 298.15 ^oK

Cp masing – masing komponen sebagai berikut:

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**E**
$C_{16}H_{32}O_2$	86.29	3.52E+00	-7.32E-03	6.10E-06	-
$C_{18}H_{36}O_2$	99.012	3.59E+00	-7.25E-03	5.90E-06	-
$C_{18}H_{34}O_2$	278.686	2.54E+00	-5.44E-03	4.92E-06	-
$C_{18}H_{32}O_2$	241.348	2.31E+00	-5.07E-03	4.75E-06	-
$C_{15}H_{32}$	94.014	2.50E+00	-5.80E-03	5.56E-06	-
$C_{17}H_{36}$	113.571	2.85E+00	-6.40E-03	5.88E-06	-
$C_{17}H_{34}$	137.993	2.63E+00	-5.88E-03	5.53E-06	-
$C_{17}H_{32}$	588.957	-7.77E-01	1.71E-03	0	-
CO_2	27.437	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-05	-3.0E-13

Sumber: Yaws 1 Carl hal 33 table 2 – 1 Cp Gas

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{16}H_{32}O_2$ = 3248.2532 j/mol.k = 775.8777669 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{18}H_{36}O_2$ = 3414.0334 j/mol.k = 815.4760113 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{18}H_{34}O_2$ = 3429.2702 j/mol.k = 819.1155 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{18}H_{32}O_2$ = 3029.2453 j/mol.k = 723.5655346 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{15}H_{32}$ = 2356.5403j/mol.k = 562.8832107 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{17}H_{36}$ = 2767.0226 j/mol.k = 660.9310119 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{17}H_{34}$ = 2732.4689 j/mol.k = 652.6775 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ $C_{17}H_{32}$ = 2551.9196 j/mol.k = 609.5515151 kkal/kmol

$\int Cp \, .\, \Delta T$ CO_2 = 5623.1482 j/mol.k = 1343.145171 kkal/kmol

Tabel B.10 Panas bahan keluar *cooler*

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Massa kmol/jam	Cp ΔT kkal/kmol	ΔH_2 kkal/jam
$C_{16}H_{32}O_2$	929.2582	256.4	3.6243	775.8778	2811.9766
$C_{18}H_{32}O_2$	173.2375	284.48	0.6090	815.4760	496.5939
$C_{18}H_{34}O_2$	947.7390	282.47	3.3552	819.1155	2748.2837
$C_{18}H_{32}O_2$	202.3179	280.4472	0.7214	723.5655	521.9888
$C_{15}H_{32}$	5697.6548	212.42	26.8226	562.8832	6578.8431
$C_{17}H_{36}$	1084.0441	240.47	4.5080	660.9310	10345.7095
$C_{17}H_{34}$	5922.7526	238.46	24.8375	652.6775	20194.8250
$C_{17}H_{32}$	1263.9567	236.44	5.3458	609.5515	37641.3663

CO_2	1.0934	44	0.0249	1343.1452	74760.7439
Total					156100.3309

C. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Q_{loss} = 5% panas masuk

Q_{loss} = 5% x ΔH_1

= 5% x 830274.8409

= 41513.7420

D. Menentukan panas yang diserap oleh pendingin *refrigerant*

Neraca panas total:

ΔH_1 = $Q_{coolingwater}$ + ΔH_2 + Q_{loss}

830275 = $Q_{coolingwater}$ + 156100.33 + 41513.742

$Q_{coolingwater}$ = 632660.7680

E. Suhu *cooling water*

Diketahui:

t_1	=	100	^oC	=	373.15
t_2	=	30	^oC	=	303.15
T_1	=	31	^oC	=	304.15
T_2	=	50	^oC	=	323.15

F. Menghitung panas yang diserap pendingin (Q_{serap})

Neraca panas overall

Panas masuk = Panas keluar

ΔH_1 = ΔH_2 + Q_{serap} + Q_{loss}

830274.841 kkal/jam = (156100.33 + Q_{serap} + 41513.7)

Q_{serap} = 632660.7680

G. Menghitung kebutuhan *cooling water*

ΔT = (323 - 304) K

Q_{serap} = m . Cp . ΔT

632660.7680 kJ/kg = m x 0.9455 kJ/kg

632660.7680 kJ/kg = 17.965 kJ/kg

m = 35217.277 kJ/kg

Neraca Panas Total Cooler			
Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	830274.8409	ΔH_2	156100.3309
		Q_{serap}	632660.7680
		Q_{loss}	41513.7420
Total	**830274.8409**	**Total**	**830274.8409**

APPENDIKS C
SPESIFIKASI ALAT

1. STORAGE PALM FATTY ACID DISTILLATE (F-110)

Fungsi : Untuk menampung Palm Fatty Acid Distilalte

Tipe : Tangki berbentuk silinder, tutup atas berbentuk *standar dish* dan tutup bawah berbentuk datar

Direncanakan

Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316				
F *allowable*	:	18750			
Tipe pengelasan	: Double welded butt joint				(E = 0.8)
Faktor korosi	:	1/16			
Volume ruang kosong	:	10%	Volume total		
Waktu tinggal	:	6	hari		
Jumlah *storage*	:	4	buah		
Kondisi					
Suhu badan	:	60	°C	=	333.15 K
Tekanan	:	1	atm	=	14.696 psia

a. Menentukan dimensi tangki

(1 kg = 2.2406 lb) (1 ft^3 = 35.417 ft^3)

(1 g/cm^3 = 62.43 lb/ft^3)

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i (lb/ft^3)	xi.ρi
C16H32O2	7808.967091	17496.77166	0.4125	53.00307	21.86376638
C18H36O2	1455.780774	3261.822402	0.0769	52.87821	4.066334349
C18H34O2	7964.199892	17844.58628	0.4207	53.3152	22.42971305
C18H32O2	1701.881555	3813.235813	0.0899	56.3743	5.068048671
Total	18930.8293	42416.4162	1.0000		53.4279

Data densitas dikutip dari Perry Chemical Handbook 8th edition ρ campuran = $\frac{\sum xi.pi}{1}$

= $\frac{53.4279}{1.0000}$ = 53.4279 lb/ft^3

Rate masuk = 4732.7073 kg/jam = 10604.10404 lb/jam

Rate volumetrik = $\frac{10604.10404}{53.4279}$ = 198.4752 ft^3/jam

b. Menghitung Volume Tangki

Untuk menentukan volume tangki, maka diasumsikan

- Waktu tinggal = 6 hari = 144 jam
- Tinggi silinder = 1.5 di
- Volume ruang kosong = 10% V_T
- Jumlah = 4 buah

Sehingga

Volume Liquid = $\frac{\text{rate volumetrik}}{\text{jumlah}}$ x waktu tinggal

= $\frac{198.4752}{4}$ ft^3/jam x 144 jam

= 7145.106091 ft^3

Volume Ruang Kosong = 10% Volume Total

= 10% x V_T

Volume total = volume liquid + volume ruang kosong

= 7145.106 + 10% volume total

90% volume total = 7145.106

Volume total = 7939.0068 ft^3

- Menghitung diameter tangki

Asumsi: L_s = 1.5 di

V_{total} = $V_{tutup\ atas}$ + $V_{silinder}$

7939.007 = 0.0847 di^3 + $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x di}^2 \text{ x } L_s\right]$

7939.007 = 0.0847 di^3 + $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x di}^2 \text{ x 1.5 di}\right]$

7939.007 = 0.0847 di^3 + 1.1775 di^3

7939.007 = 1.2622 di^3

di^3 = 6289.817

di = 18.4592 ft

= 221.5103 in

= 5.626361441 m

- Menghitung tinggi luquida

V liquida = V liquida dalam silinder

V liquida = $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x } di^2 \text{ x } L_s\right]$

7145.106091 = $\frac{\pi}{4}$ x 18.4592^2 x L_s

L_s = $\frac{7145.106091}{340.7417 \text{ x } 0.785}$

= 16.46087843 ft

= 197.5305411 in

- Menentukan tekanan desain

Tekanan hidrostatik (ρh) = $\frac{\rho \text{ x } (H-1)}{144}$ (Brownell & Young. Pers 3,17 hal 46)

= $\frac{53.4279 \text{ lb/ft}^3 \text{ x } (16.4609 \text{ ft} - 1)}{144}$

= 5.736 psia

Pi = P_{atm} + $P_{hidrostatik}$

= 14.6959 + 5.7364

= 20.4323 psia

= 5.7363 psig

- Menentukan tebal silinder

Tebal silinder (ts) = $\frac{Pi \cdot di}{2(f.E - 0,6 \text{ } Pi)} + C$

= $\frac{5.7363 \cdot 197.5305}{2[(18750 \text{ x } 1)-(0,6 \text{ x } 5.7363)]} + \frac{1}{16}$

= $0.037778 + \frac{1}{16}$

= $\frac{1.6045}{16} \approx \frac{3}{16}$

Standarisasi do

do = di + 2 ts

= 221.5103 + (2 x $\frac{3}{16}$)

= 221.8853 in

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 228

icr = 13.75

r = 180.00

ts = 1.0000

maka:

di_{baru} = do – 2 ts

= 228 - $(2 \times \frac{4}{4})$

= 226.0000 in

= 18.8333 ft

Menghitung tinggi silinder

Ls = 1.5 di

= 1.5 x 18.8333

= 28.25 ft

= 339 in

- Menghitung dimensi tutup atas

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehinngga

r = di_{baru} = 18.8333 ft = 226 in

Tebal tutup atas (tha) (Brownell & Young, Persamaan 13.12 hal 258)

$$tha = \frac{0.885\ Pi\ .di}{(fE - 0{,}1\ Pi)} + C$$

$$= \frac{0.885 \times 5.7363 \times 226.0000}{[(18750 \times 0.8) - (0.1 \times 5.7363)]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.076491 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{2.2239}{16} \approx \frac{3}{16}$$

(Ctrl)

Tinggi tutup atas (ha)

ha = 0.1690 x di

= 0.1690 x 226.0000

= 38.1940 in

= 3.1828 ft

- Menghitung tinggi tangki (H)

Tinggi tangki (H) = Tinggi silinder + Tinggi tutup atas

= 28.25 ft + 3.1828 ft

= 31.4328 ft

= 377.194 in

Spesifikasi

Fungsi	: Untuk menampung Palm Fatty Acid Distillate selama 7 hari	
Tipe	: Tangki berbentuk silinder, tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah falt	
Kode	: F-111	
Jumlah tangki	: 4	buah
Volume tangki	: 7939.0068	ft^3
Diameter dalam (di)	: 18.8333	ft
Diameter luar (do)	: 19	ft
Tebal silinder (ts)	: 3/16	
Tebal tutup atas (tha)	: 3/16	
Tinggi tutup atas (ha)	: 3.1828	ft
Tinggi storage	: 31.4328	ft

2. POMPA (L-112)

Fungsi : Untuk mengalirkan Palm Fatty Acid Distillate Menuju Heater

Tipe : Centrifugal

Direncanakan

Bahan konstruksi	: Corbon steel					
Jumlah	:	4				
Kondisi						
Suhu	:	50	°C	=	323.15 K	
Tekanan	:	1	atm	=	14.6959	psia
Rate massa	:	4732.7073 kg/jam = 10433.82123				lb/jam
ρ campuran	:	53.4279	lb/ft^3			

Komponen	μ (*centripoise*)			
	A	B	C	D
C16H32O2	-9.4484	2.10E+03	1.66E-02	-1.26E-05
C18H36O2	-3.5929	1.35E+03	2.91E-03	-2.76E-06
C18H34O2	-6.1303	1.69E+03	8.37E-03	-6.45E-06
C18H32O2	-2.5389	1265.70	-2.66E-04	-4.72E-07

Dikutip dari Yaws and Carl Viscosity of Liquid page 498

$$\text{Log } 10\ \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	Massa	xi	μ	μ	xi.μ
	(kg/jam)	massa	(Cp)	(lbm/fts)	
C16H32O2	1952.2418	0.4125	1.2269	0.0008	0.0003
C18H36O2	363.9452	0.0769	1.6827	0.0011	0.0001
C18H34O2	1991.0500	0.4207	1.3482	0.0009	0.0004
C18H32O2	425.4704	0.0899	1.7479	0.0012	0.0001
Total	4732.7073	1.0000	6.01	0.0040	0.0009

μ campuran = $\frac{\sum xi/\mu}{1} - \frac{0.0009}{1.00}$ = 0.0009 lb/ft.s

Perhitungan

a. Menghitung rate volumetrik

Q = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho}$ = $\frac{4732.707}{53.428}$ = 89 ft^3/jam

= 0.025 ft^3/detik

= 11.04 gal/menit

b. Menentukan dimensi pipa

Di optimal = 3,9 x Q^{0,45} x ρ^{0,13} (Peter and Timmerhauss, Pers. 15, hal 496)

= 3,9 x 0.025$^{0.45}$ x 53.428$^{0.13}$

Standarisasi Di = 1.2349 in x $\frac{16}{16}$

= $\frac{19.8}{16}$ = 1.23493 = 1 ¼

≈ 1.25 in sch 40

Sehingga:

OD = 1.660 in = 0.1383 ft = 0.0422 m

ID = 1.25 in = 0.1042 ft = 0.0318 m

A = 0.0104 ft^2

c. Menentukan kecepatan aliran fluida (v)

Kecepatan aliran fluida (v) = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{88.581\ ft^3/jam}{0.0104\ ft^2}$

= 8517.43 ft/jam

= 2.366 ft/s

d. Menentukan bilangan reynold (N_{Re})

Bilangan reynold (N_{Re}) = $\frac{D \times v \times \rho}{\mu\ campuran}$ (Pers 2.5-1 Geanklopis hal 49)

$= \frac{0.0142 \times 2.3660 \times 53.428}{0.000914}$

= 14410.1 ≥ 2100 (aliran turbulen)

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal 88 didapatkan:

Equivalen rougness (ε)	=	0.000046	m
Relative roughness $(\frac{\varepsilon}{D})$	=	0.001449	
Faktor friksi (f)	=	0.004	
α	=	1	

e. Menentukan panjang pipa

Asumsi:

Panjang pipa lurus	=	100	ft
Elbow 90°	=	1	buah
Globe valve	=	1	buah

Perhitungan:

- Panjang pipa lurus	=	100	ft				
- Elbow 90°	=	1	buah				
Le/D	=	35	(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)				
Le	=	35	ID				
	=	35	x	1	x	0.0318	
	=	1.111264		m			
	=	3.646	ft				
- Globe valve	=	1	buah				
Le/D	=	300	(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)				
Le	=	300	ID				
	=	300	x	1	x	0.0318	
	=	9.525116		m			
	=	31.250		ft			
- Panjang pipa total (L)	=	Pipa lurus + elbow 90° + globe velve					
	=	100	+	3.6	+	31.250	
	=	134.896		ft			
	=	1618.750		in			

f. Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

F_f $= 4f \frac{\Delta L}{D} x \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers. 2.10-6 Hal 86)

$= 4 x 0.004 x \frac{100}{0.10} x \frac{(2.37)^2}{2 x 32.174}$

= 1.3362 lbf.ft/lbm

2. Sudden contraction

Karena tangki sangat besar maka A_1 = 0

h_c = 0.55 x $(1 - \frac{A_2}{A_1}) x \frac{v_2^2}{2 x \alpha gc}$

(Geankoplis, Pers. 2.10 – 16 Hal 93)

= 0.55 x $(1 – 0) x \frac{(2.37)^2}{2 x 1 x 32.174}$

= 0.04785 lbf.ft/lbm

3. Sudden expansion

he = $(1 - \frac{A_2}{A_1})^2 x \frac{v_2^2}{2 x \alpha gc}$

(Geankoplis, Pers 2.10-16 Hal 93)

= $(1 – 0) x \frac{(2.37)^2}{2 x 1 x 32.174}$

= 0.08699 lbf.ft/lbm

4. Elbow 90^o, 1 buah

K_f = 0.75 (Geankoplis, Tabel 2.10 -1 Hal 93)

hf = 1 Kf x $\frac{v^2}{2 x gc}$ (Geankoplis, Tabel 2.10 -17 Hal 94)

= 1 x 1 x $\frac{(2.37)^2}{2 x 32.174}$

= 0.06524 lbf.ft/lbm

5. Globe valve

Jumlah : 1 buah

K_f = 6 (Geankoplis 4^{th}, table 2.10-2, p.100)

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

= 6 x $\frac{2.3660^2}{2 x 32.1740}$

h_f = 0.5219 lbf.ft/lbm

Total friksi ($\sum F$) = F_f + h_c + hex + $\sum h_f$

= 1.3362 + 0.0478 + 0.0870 + 0.5872

= 2.0582 lbf.ft/lbm

g. Menentukan daya pompa

Direncanakan:

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (karena $P_1 = P_2$ = 14,7 psia)

v_1 = 0 ft/detik (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 2.3660 ft/detik

α = 1

Keseimbangan energi mekanik:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\,\alpha\,g_c} + \frac{g\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis 4th, eq.2.7-28, p.68)

$$\frac{2.3660^2}{2\,x\,1\,x\,32.1740} + \frac{32.1740\,x\,30}{32.1740} + 0 + 2.0582 = -Ws$$

0.0870 + 30 + 2.0582 = - Ws

Ws = - 32.1452 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa (η) = 62% (Peter and Timmerhaus, fig. 14-37, p. 520)

Ws = - η x Wp

- 32.1452 = - 625 x Wp

Wp = 51.8471 lbf.ft/lbm

Mass flow rate (m) = Q x ρ

= 88.5813 x 53.4279

= 4,732.7073 lb/jam

= 1.3146 lb/detik

Pump horsepower = Wp x m x $\frac{1\ Hp}{550\ ft.lbf/s}$

= 51.8471 x 1.3146 x $\frac{1\ Hp}{550\ ft.lbf/s}$

= 0.1239 Hp

Efisiensi Motor = 80% (Peter and Timmerhaus, fig. 14 – 38, p. 521)

Broken horsepower $= \frac{\text{pump horsepower}}{\eta}$

$= \frac{0.1239}{62\%}$

$= 0.1999$ Hp ≈ 0.2 Hp

Daya $= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$

$= \frac{0.1239}{80\%}$

$= 0.15$ Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi alat:

Nama alat	: Pompa sentrifugal		
Kode alat	: L-121		
Fungsi	: Mengalirkan Palm Fatty Acid Distillate Menuju Heater		
Type	: *Centrifugal Pump*		
Bahan konstruksi	: *Carbon Steel*		
Kapasitas	:	88.5813	ft^3/jam
Suhu operasi	:	50 ^oC	
Efisiensi pompa	:	62%	
Efisiensi motor	:	80%	
Daya	:	1	Hp
Dimensi pompa	:		
	OD =	1.660	in
	ID =	1.250	in
	A =	0.010	ft^2
Jumlah	:	4 buah	

3. HEATER (E-113)

Fungsi : Untuk memanaskan Palm Fatty Acid Distillate dari 30^{o}C ke 350^{o}C

Tipe : *Shell and Tube*

Direncanakan

- Faktor kekotoran gabungan minumum (Rd) = 0.003 jam.ft^2.^{o}F/Btu
- Penurunan tekanan aliran maksimum (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum = 5 psi

- Digunakan pipa ukuran ¾ in OD, BWG 16, L = 10 ft, P_1 = 0.9375 in
- Susunan segitiga (triangular)

Kondisi operasi:

- Massa bahan masuk (W)	=	20823.9122	kg/jam		
	=	45908.3969	lb/jam		
- Suhu bahan masuk (t_1)	=	60 °C	=	140	°F
- Suhu bahan keluar (t_2)	=	350 °C	=	663	°F
- Kebutuhan steam (m)	=	3065.3302		kg/jam	
	=	6757.8270		lb/jam	
- Panas dibawa steam (Q)	=	3807537.5270		kkal/jam	
	=	15099688.7969		btu/jam	
- Suhu steam masuk (T_1)	=	450 °C	=	842	°F
- Suhu steam keluar (T_2)	=	400 °C	=	752	°F
- Densitas campuran (ρ)	= 53.4279	lb/ft³	= 855.8321	kg/m³	
- Viskositas campuran (μ)	=	6.0057 cP			
- Viskositas steam (μ)	=	0.0265 cP			

PERHITUNGAN:

A. Menghitung Δt

Δt_1 = 842 °F - 662 °F = 180 °F

Δt_2 = 752 °F - 140 °F = 612 °F

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1/\Delta t_2}$$

$$= \frac{180 - 612}{\ln\frac{180}{612}} = 353.0059 \ ^oF$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{842.00 - 752.00}{662.00 - 140.00} = 0.1724$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{662.00 - 140.00}{842.00 - 140.00} = 0.7436$$

Dari “Kern” fig. 18 didapatkan

Fig. 18, didapatkan Ft = 0.97 sehingga type HE : 2 – 4

Jadi:

Δt = Ft x ΔT_{LM}

= 0.97 x 353.0059 °F

= 342.4258 ^oF

B. Menghitung Suhu Kalorik

T_c = $(T_1 – T_2) / 2$ = 797 ^oF

t_c = $(t_1 – t_2) / 2$ = 401 ^oF

C. Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal 840, range U_D (Medium Organics) = 50 – 100 Btu/jam.ft^2.^oF

Dicoba UD = 97 Btu/jam.ft^2.^oF

$$A = \frac{Q}{UD\ .\ \Delta t} = \frac{15099688.7969}{97\ .\ 342.4158} = 454.6237 \quad ft^2$$

Dari tabel 10 "Kern" hal. 843, diperoleh harga a" = 0.3925 ft^2/ft

$$Nt = \frac{A}{a''\ .\ L} = \frac{454.6137}{0.3925\ .\ 10} = 115.8251 \quad \text{buah}$$

Dari tabel 9 "Kern" hal. 842, diperoleh:

IDs = 31 in

n = 4

Nt = 678.0000

$$\text{UD koreksi} = \frac{Nt}{Nt\ standar} \times U_D\,trial$$

$$= \frac{115.8251}{678.0000} \times 97 = 16.5709 \text{ Btu/jam ft}^2.^oF$$

(Karena UD koreksi diantara 50 – 100 Btu/jam ft^2.^oF, maka memenuhi)

Kesimpulan sementara hasil perancangan:

Type HE : 2 – 4

Bagian *Shell*			Bagian *Tube*					
ID_s	=	31 in	do	=	0.75 in	BWG	=	16
n'	=	2.0	L	=	10 ft	Nt	=	114
B	=	6.20 in	Susunan segitiga, n = 4			Pt	=	0.94
Pt	=	0.94 in	a'	=	0.3020 in^2			
de	=	0.55 in	a"	=	0.3925 ft^2/ft			
	=	0.05 ft	di	=	0.6200 in			
C"	=	0.32		=	0.052 ft			

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian *Shell* (*Palm Fatty Acid Distillate*)	Bagian *Tube* (*Steam*)
1. Menghitung NR_e	1. Menghitung Nre pipa

$a_s = \frac{ID_s \times C \times B}{n' \times Pt \times 144}$ $= \frac{31 \times 0.32 \times 6.20}{2 \times 0.94 \times 144}$ $= 0.2260\ ft^2$ $G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{45908.397}{0.2260}$ $= 203122.8489\ lb/jam.ft^2$ $\mu = 0.0009\ cP$ $Nre_s = \frac{Gs \times de}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{203122.8489 \times 0.05}{0.0009 \times 2,42}$ $= 4210070.288$ 2. JH dicari pada gambar 28, Kern JH = 17 Btu/jam.ft^2.^{o}F 3. Menghitung ho $ho = jH\left[\frac{k}{de}\right] \times \left[\frac{cp \times \mu}{k}\right]^{1/3}$ k = 0.0151 (hysys) cp = 41.34 (hysys) $ho = 17\left[\frac{0.01505}{0.05}\right] \times \left[\frac{41 \times 0.019}{0.01505}\right]^{1/3}$ $= 5.58218182 \times 3.7321$ = 20.8334234 Btu/jam.ft^2.^{o}F 4. Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) untuk sheel preheating $Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$ $= \frac{20.8334234 \times 1500}{20.8334234 + 1500}$ = 20.5480328 Btu/jam.ft^2.^{o}F 5. Mencari *dirt factor* (faktor kekotoran) pipa terpakai $Rd = \frac{Uc + Ud\ koreksi}{Uc \times Ud\ koreksi}$ $= \frac{20.5480328 \times 16.571}{20.5480328 + 16.571}$ $= 0.109013379$ Rd hitung (0,034975) > (0,003), Rd ketetapan maka memenuhi	$a_1 = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$ $= \frac{114 \times 0.3020}{4 \times 144}$ $= 0.0598\ ft^2$ $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= \frac{6757.8270}{0.0598}$ $= 113062.2849\ lb/jam.ft^2$ (fig. 14 "Kern", hal. 823) $\mu = 0.0265\ cP$ $Nre_t = \frac{Gt \times di}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{113062.3 \times 0.052}{0.0265 \times 2,42}$ $= 91123.6017$ 2. Menghitung jH jH = 260 (Kern, Fig 24) kondensasi steam hio = 1500 btu/jam.ft^2.^{o}F

Evaluasi Pressure Drop	
Shell (Palm Fatty Acid Distillate)	**Tube (Steam)**
Preheating 1. Menghitung Nre Nre = 4210070.29 Dari Kern fig 29 hal 839 didapatkan: f = 0.0012	 1. Menghitung Nre pipa Nre = 91123.602 Dari Kern fig 29 hal 839 didapatkan:

2. Menghitung harga N + 1

N + 1 = (10 x L/B)

$= \frac{10 \, x \, 10}{6.20}$

= 16.12903226

Karena passes, maka N + 1

= 2 x 16.12903

= 32.2581

Harga Sg = 1.14

3. Menghitung ΔP

D Ps $= \frac{f \, x \, Gs^2 x \, IDs \, x \, (N+1)}{5{,}22.10^{10} x \, de \, x \, Sg \, x \, fs}$

$= \frac{0.0012 \, x \, 203122.8489 \, x \, 16.129032}{5{,}22.10^{10} x \, 0.09 \, x \, 0.88 \, x \, 1}$

= 0.291614863

DP_S = 0.291614863 < 5 psi (memenuhi)

f = 0.00016

2. Menghitung DP

Harga Sg = 0.79

DPt $= \frac{f \, x \, Gt^2 x \, IDs \, x \, (N+1)}{5{,}22.10^{10} x \, di \, x \, Sg \, x \, fs}$

$= \frac{0.0004 \, x \, 248111{,}8049^2 x \, 17{,}25 \, x \, 6{,}25}{5{,}22.10^{10} x \, 0{,}114 \, x \, 0{,}79 \, x \, 1}$

= 0 psi

3. Menghitung DP karena *tube passes*

$\frac{V^2}{2gc}$ x $\frac{r}{144}$ = 0.0001

Jadi;

DPn $= \frac{4 \, . \, n}{sg} \, x \, \frac{V^2}{2gc} \, x \, \frac{r}{144}$

$= \frac{4 \, x \, 2}{0.79}$ x 0.0001

= 0.001012658 psi

4. Menghitung DP total pada bagian *tube*

DP total = DPt + DPn

= 0.07968 + 0.001

= 0.08068 psi

0.11826 < 10 psi (memenuhi)

Spesifikasi Alat Heater:

Nama alat	: Heater				
Fungsi	: Memanaskan Palm Fatty Acid Distillate dari suhu 30^{o}C ke 350^{o}C				
Tipe	: Shell and Tube				
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 53 Grade B				
Bagian sheel	:				
IDs	=	31	in		
Passes (n')	=	2	in		
BWG (B)	=	16	in		
de	=	0.55	in		
	=	0.04565	ft		
L	=	10	ft		
c'	=	0.32	ft		
Bagian tube	:				
OD	=	0.75 in	=	0.06225	ft

ID	=	0.62	in
	=	0.051	ft
n	=	4	in
a’	=	0.30	in
a”	=	0.39	ft
Pitch	=	0.94	in

4. POMPA (L-114)

Fungsi : Untuk mengalirkan Palm Fatty Acid Distillate dari Heater menuju reaktor

Tipe : Piston

Direncanakan

Bahan Konstruksi	:	Corbon Steel				
Jumlah	:	1				
Kondisi						
Suhu	:	350	°C	=	623.15	K
Tekanan	:	30	atm	=	440.877	psia
Rate massa	:	4732.7073 kg/jam = 10433.82123				lb/jam
ρ campuran	:	53.4279	lb/ft^3			

Komponen	μ (*centripoise*)			
	A	B	C	D
C16H32O2	-9.4484	2.10E+03	1.66E-02	-1.26E-05
C18H36O2	-3.5929	1.35E+03	2.91E-03	-2.76E-06
C18H34O2	-6.1303	1.69E+03	8.37E-03	-6.45E-06
C18H32O2	-2.5389	1265.70	-2.66E-04	-4.72E-07

Dikutip dari Yaws and Carl Viscosity of Liquid

Log 10 μ = $A + B / T + CT + DT^2$

Komponen	Massa	xi	μ	μ	xi./μ
	(kg/jam)	massa	(Cp)	(lbm/fts)	
C16H32O2	7808.9671	0.4125	1.2269	0.0008	0.0010
C18H36O2	1455.7808	0.0769	1.6827	0.0011	0.0019
C18H34O2	7964.1999	0.4207	1.3482	0.0009	0.0012
C18H32O2	1701.8816	0.0899	1.7479	0.0012	0.0021
Total	18930.8293	1.0000	6.01	0.0040	0.0062

μ campuran $= \frac{\sum xi/\mu}{1} = \frac{0.0062}{1.00} = 0.0062$ lb/ft.s

Perhitungan

a. Menghitung rate volumetrik

Q = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho}$ = $\frac{10433.821}{53.428}$ = 195 ft^3/jam

= 0.054 ft^3/detik

= 24.35 gal/menit

b. Menentukan dimensi pipa

Di optimal = 3,9 x $Q^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ (Peter and Timmerhaus, pers. 15, hal 496)

= 3,9 x $0,05^{0,45}$ x $53.428^{0.13}$

Standarisasi Di = 1.7626 in x $\frac{16}{16}$

= $\frac{28.2}{16}$ = 1.76255 = 2

≈ 2 in sch 40

Sehingga:

OD	=	2.375	in	=	0.1979 ft	=	0.0603 m
ID	=	2	in	=	0.1667 ft	=	0.0508 m
A	=	0.0233 ft^2					

c. Menentukan kecepatan aliran fluida (v)

Kecepatan aliran fluida (v) = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{195.288\ ft^3/jam}{0.0233\ ft^2}$

= 8381.46 ft/jam

= 2.328 ft/s

d. Menentukan bilangan reynold (N_{Re})

Bilangan reynold (N_{Re}) = $\frac{D \times v \times \rho}{\mu\ campuran}$ (Pers 2.5-1 Geanklopis hal 49)

= $\frac{0.1667 \times 2.3282 \times 53.428}{0.006189}$

= 3350.0 ≥ 2100 (aliran turbulen)

Dari Geankoplis, Fig. 2.10-3 Hal. 88 didapatkan:

Equivalen rougness (ε) = 0.000046 m

Relative reoughness $(\frac{\varepsilon}{D})$ = 0.000906

Faktor friksi (f) = 0.004

α = 1

e. Menentukan panjang pipa

Asumsi:

Panjang pipa lurus	=	100	ft
elbow 90°	=	1	buah
Globe valve	=	1	buah

Perhitungan:

-	Panjang pipa lurus	=	100	ft				
-	Elbow 90°	=	1	buah				
	Le/D	=	35	(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)				
	Le	=	35	ID				
		=	35	x	1	x	0.0508	
		=	1.778022		m			
		=	5.833		ft			
-	Globe valve	=	1	buah				
	Le/D	=	300	(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)				
	Le	=	300	ID				
		=	300	x	1	x	0.0508	
		=	15.24019		m			
		=	50.000		ft			
-	Panjang pipa total (L)	=	Pipa lurus + elbow 90° + globe valve					
		=	100 + 5.8 + 50.000					
		=	155.833		ft			
		=	1870.000		in			

f. Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc}$ (Geankoplis, Pers. 2.10-6 Hal 86)

$= 4 \times 0.004 \times \frac{100}{0.17} \times \frac{(2.33)^2}{2 \times 32.174}$

$= 0.8087$ lbf.ft/lbm

2. Sudden contraction

Karena tangki sangat besar, maka A_1 = 0 hc = 0.55 x $(1 - \frac{A_2}{A_1})$ x $\frac{v_2^2}{2 \text{ x } \alpha \text{ x gc}}$

(Geankoplis, Pers. 2.10-16 Hal 93)

= 0.55 x $(1 - 0)$ x $\frac{(2.33)^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32.174}$

= 0.04633 lbf.ft/lbm

3. Sudden expansion

he = $(1 - \frac{A_2}{A_1})^2$ x $\frac{v_2^2}{2 \text{ x } \alpha \text{ x gc}}$ (Geankoplis, Pers. 2-10-15 Hal 93)

= (1 – 0) x $\frac{(2.33)^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32.17}$

= 0.08424 lbf/ft/lbm

4. Elbow 90°, 1 buah

K_f = 0.75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)

hf = 1 Kf x $\frac{v^2}{2 \text{ x gc}}$ (Geankoplis, Pers. 2-10-17 Hal 04)

= 1 x 1 x $\frac{(2.33)^2}{2 \text{ x } 32.17}$

= 0.06318 lbf.ft/lbm

5. Globe valve

Jumlah : 1 buah

K_f = 6 (Geankoplis, 4th Tabel 2.10-2 Hal 100)

hf = Kf x $\frac{v^2}{2 \text{ x gc}}$ (Geankoplis, Pers. 2-10-17 Hal 04)

= 6 x $\frac{2.3282^2}{2 \text{ x } 32.17}$

= 0.5054 lbf.ft/lbm

Total friksi = F_f + h_c + h_{ex} + $\sum h_f$

= 0.8087 + 0.0463 + 0.0842 + 0.5686

= 1.5078 lbf.ft/lbm

g. Menentukan daya pompa

Direncanakan:

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (karena $P_1 = P_2$ = 14,7 psia)

v_1 = 0 ft/detik (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 2.3282 ft/detik

α = 1

Kesetimbangan energi mekanik:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\ \alpha\ gc} + \frac{g\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis 4th, eq. 2.7-28, p.68)

$$\frac{2.3282^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32.1740} + \frac{32.1740 \ x\ 30}{32.1740} + 0 + 1.5078 = -Ws$$

0.0842 + 30 + 1.5078 = - Ws

Ws = -31.5921 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa (η) = 67% (Peter and Timmerhaus, fig 14-37, p. 520)

Ws = - η x Wp

-31.5921 = - 67% x Wp

Wp = 47.1523 lbf.ft/lbm

Mass flow rate (m) = Q x ρ

= 195.2880 x 53.4279

= 10,433.8212 lb/jam

= 2.8983 lb/detik

Pump horsepower = Wp x m x $\frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 47.1523 x 2.8983 x $\frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 0.2485 Hp

Efisiensi Motor = 83% (Peter and Timmerhaus, fig. 14-38, p. 521)

Broken horsepower = $\frac{\text{pump horsepower}}{\eta}$

= $\frac{0.2485}{67\%}$

= 0.3709 Hp $\approx$ 0.4 Hp

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{0.2485}{83\%}$$

$$= 0.30 \quad \text{Hp} \approx 1 \quad \text{Hp}$$

Spesifikasi alat:

Nama alat	: Pompa		
Kode alat	: L – 114		
Fungsi	: Mengalirkan Palm Fatty Acid Distillate Menuju Reaktor		
Type	: *Piston Pump*		
Bahan konstruksi	: *Carbon Steel*		
Kapasitas	:	195.2880	ft^3/jam
Suhu operasi	:	350	^oC
Efisiensi pompa	:	67%	
Efisiensi motor	:	83%	
Daya	:	1	Hp
Dimensi pompa	:		
	OD	= 2.375	in
	ID	= 2.000	in
	A	= 0.023	ft^2
Jumlah	:	1 buah	

5. REAKTOR (R-110)

Perancangan alat utama BAB VI (Muhammad Ilham Saputra NIM. 2114911)

6. EKSPANDER (G-121)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan dari 30 atm menjadi 5 atm

Tipe : Radial

Kondisi feed masuk ekspander

Massa	=	20823.91	kg/jam	=	45908.39693	lb/jam
P_1	=	30	atm	=	440.88	psia
P_2	=	5	atm	=	73.48	psia

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i (lb/ft^3)	xi.ρi
$C_{16}H_{32}O_2$	929.2670839	2082.115828	0.049087	53.00307	2.601788094
$C_{16}H_{36}O_2$	173.2379121	388.1568659	0.009151	52.87821	0.483893768
$C_{18}H_{34}O_2$	947.7397871	2123.505767	0.050063	53.31522	2.669135746
$C_{18}H_{32}O_2$	202.32	453.318192	0.010687	56.37429	0.602490557
$C_{15}H_{32}$	5699.6329	12770.59748	0.301077	48.0711	14.47309083
$C_{17}H_{36}$	1084.129225	2429.099942	0.057268	48.25839	2.763657524
$C_{17}H_{34}$	5923.266459	13271.67083	0.31289	48.8203	15.27536867
$C_{17}H_{32}$	1264.08152	2832.301053	0.066774	49.6943	3.318270818
CO_2	2707.155185	6065.651907	0.143002	0.1129	0.016141179
Total	18930.8301	42416.4179	1.0000		42.2038

ρ campuran = $\frac{\sum xi.\rho i}{1}$

= $\frac{42.2038}{1.0000}$ = 42.2038 lb/ft^3

Perhitungan

Tenaga yang dikeluarkan oleh ekspander adalah

Ws = $\frac{\acute{\varepsilon} i\ .m.(P1-P2)}{\rho}$ (pers. Ulrich p. 116)

Dimana

$\acute{\varepsilon}$i = effisiensi turbin

m = masa masuk ekspander

$P_1 - P_2$ = penurunan tekanan

= 30 – 5 = 25 atm =52905.425 lb/ft^2

ρ = 42.2038 lb/ft^3

Asumsi $\acute{\varepsilon}$i = 75%

Ws = $\frac{75\%\ x\ 45908.39693\ x\ 52905.425}{42.20383719}$

= 43162009.89 lbf.ft/jam

= 10.89949745 Hp = 11 Hp

Spesifikasi Alat

Nama : Ekspander (G-121)

Tipe : Radial

Daya : 11 Hp

Jumlah : 1

Bahan konstruksi : *carbon steel*

7. FLASH DRUM (D-120)

Fungsi : Memisahkan fase gas dan liquid

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dish

Direncanakan

Bahan konstruksi = Carbon steels SA – 240 Grade M Type 316

Tipe pengelasan = Double-welded butt joint

Faktor pengelasan = 0.8 (Brownel, hal 254)

Faktor korosi = 1/16 in

Allowable Stres (f) = 18750 psi (Brownel, hal 342)

Waktu tinggal = 60 menit

Volume Ruang Kosong = 20% Volume total

Kondisi Operasi

Suhu operasi = 100 C = 303.15 K

Tekanan operasi = 1 atm = 14.696 psia

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i (lb/ft$^{3)}$	xi.pi
C16H32O2	929.2670839	2082.115828	0.0490875	53.00307	2.601788094
C16H36O2	173.2379121	388.1568659	0.0091511	52.87821	0.483893768
C18H34O2	947.7397871	2123.505767	0.0500633	53.31522	2.669135746
C18H32O2	202.32	453.318192	0.01068733	56.37429	0.602490557
C15H32	5699.6329	12770.59748	0.30107676	48.0711	14.47309083
C17H36	1084.129225	2429.099942	0.05726792	48.25839	2.763657524
C17H34	5923.266459	13271.67083	0.31288995	48.82026	15.27536867
C17H32	1264.08152	2832.301053	0.0667737	49.69428	3.318270818
CO2	2707.155185	6065.651907	0.14300246	0.1129	0.016141179
Total	18930.8301	42416.4179	1.0000		42.2038

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi}$$

$$= \frac{42.2038}{1.0000} = 42.2038 \quad lb/ft^3$$

Rate bahan masuk = 18930.830 kg/jam

	=	41735.28659	lb/jam
Waktu tinggal	=	60	menit
	=	1	jam

PERHITUNGAN:

Spesifikasi:

Fungsi : Memisahkan fase gas dan liquid yang keluar dari ekspander

Tipe : Tangki berbentuk silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dish

Kode : D-120

Jumlah tangki	:	1	buah
Volume tangki	:	1236.1224	ft^3
Diameter dalam (di)	:	7.8820	ft
Diamter luar (do)	:	94.9586	ft
Tebal silinder (ts)	:	3/16	
Tebal tutup atas (taha)	:	3.16	
Tinggi tutup atas (ha)	:	1.3432	ft
Tinggi storage	:	13.2651	ft

8. STORAGE GA CO_2 (F-126)

Fungsi = Untuk menyimpan CO2 dalam fase gas

Tipe tangki = Spherical Tank

Direncanakan

Bahan Konstruksi	=	High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316		
Allowable	=	18750		
Tipe pengelasan	=	Double-weleded but joint	=	0.800000
Faktor corosi	=	01 – Aug		
Waktu tinggal	=	6 hari = 144 h		
Volume Fluida	=	80% Storage		
Jumlah tangki	=	1 buah		

Kondisi Operasi

Suhu operasi	=	$30^{o}C$		
Tekanan operasi	=	1 atm		
Rate Aliran	=	2708.78 kg/jam	=	6069.282724 lb/jam
ρ CO_2	=	0.1129 lb/ft^3		

PERHITUNGAN

- Menghitung Rate Volumetrik

  Rate volumetrik $= \frac{\text{rate CO2}}{\rho} = \frac{6069.283}{0.1129} = 53771$ ft^3/jam

  Volume CO_2 = 53770.690 ft^3/jam

  = 1522.59 m^3

  Volume Ruang Kosong = 20% Volume Tanki

  Volume Tanki = Volume File + 20% Volume Tanki

  80% Volume Tanki = 1522.590 m^3

  = 1903.2375 m^3

- Menentukan diamter tanki dan tinggi tanki

  Volume Tanki $= \frac{4}{3}\pi \text{ x } (r)^3$

  $r^3 = \frac{1903.2375 \text{ x } 3}{12.56}$

  r^3 = 454.5949443

  r = 7.689088634 m^3

  d = 15.37817727 m^3

- Menentukan Tekanan Design

  $P_{abs} = P_{operasi} - P_{hidrodtatis}$

  $P_{hidrostatis} = \frac{\rho\ (HL-1)}{144}$

  $= \frac{0.1129 \text{ x } (48{,}2094-1)}{144}$

  = 0.037

  $P_{operasi}$ = 1 atm

  = 1 x 14.969

  = 14.969 psi

  $P_{abs} = P_{operasi} - P_{hidrostatis}$

  = 14.969 – 0.037

	=	14.932
P_{design}	=	0.04 + 14.969
	=	15.006 psi
	=	0.31 psig

- Menentukan tebal dinding

Tebal tanki (ts) = $\frac{\text{Pi x r}}{(\text{fE}-0{,}6\ \text{Pi})} + \text{C}$

= $\frac{0.306 \text{ x } 15.378}{(18750 \text{ x } 0.200 - 0{,}306 \text{ x } 0.200)} + 1/8$

= $0.001 + \frac{1}{8}$

= 0.126 in

= 3/16 in

Spesifikasi Alat Storage CO2

Fungsi	= Untuk menyimpan CO2 dalam fase gas		
Tipe Tanki	= Spherical		
Jumlah Tanki	=	1	
Bahan Konstruksi	= High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316		
Volume Tanki	=	1903.238	ft^3
Diameter Tanki	=	15.378	m^3
Tekanan Hidrostatik	=	0.037	psig
Tekanan Design	=	14.932	psig
Tebal Tanki	=	3.16	in

9. COOLER (E-122)

Fungsi : Menurunkan suhu dari 100 C menjadi 30 C

Tipe : Sheel and Tube

Dasar Perencanaan:

- Faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0.003 jam.ft^2.^oF/Btu
- Penurunan tekanan aliran maksimum (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum = 5 psi
- Digunakan pipa ukuran ¾ in OD, BWG 16, L = 10 ft, P_T = 0,9375 in
- Susunan segitiga (triangular)

Kondisi Operasi:

- Massa bahan masuk (W)	=	16222.0544	kg/jam			
	=	35763.1412	lb/jam			
- Suhu bahan masuk (t_1)	=	100	°C	=	212	°F
- Suhu bahan keluar (t_2)	=	30	°C	=	86 °F (hysys)	
- Kebutuhan pendingin (m)	=	35217.2767	kg/jam			
	=	77640.0083	lb/jam			
- Panas dibawa steam (Q)	=	830274.8409	kkal/jam			
	=	3292650.8603	btu/jam			
- Suhu pendingin masuk (T_1)	=	31	°C	=	88	°F
- Suhu pendingin keluar (T_2)	=	50	°C	=	122	°F
- Densitas campuran (ρ)	=	53.4279 lb/ft³ = 855.8321 kg/m³				
- Viskositas campuran (μ)	=	12.1331 cP (asumsi tidak ada CO2)				
- Viskositas pendingin (μ)	=	0.0265 cP				

PERHITUNGAN:

A. Menghitung Δt

Δt_1 = 86 °F - 88 °F = -2 °F

Δt_1 = 212 °F - 122 °F = 90 °F

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2}$$

$$= \frac{-2 - 90}{\ln -\frac{2}{90}} = 23.4661 \ ^oF$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{87.80 - 122.00}{86.00 - 212.00} = 0.2714$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{86.00 - 212.00}{87.80 - 212.00} = 1.0145$$

Dari "Kern" fig. 18 didapatkan

Fig. 18, didapatkan Ft = 0,88 sehingga type HE : 1 – 2

Jadi:

Δt = Ft x ΔT_{LM}

= 0.88 x 23.4661 °F

= 20.6502 °F

B. Menghitung Suhu Kalorik (Tc dan tc)

Tc	=	$(T_1 + T_2) / 2$	=	105	°F
tc	=	$(t_1 + t_2) / 2$	=	149	°F

C. Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal. 840, range U_D 40 -75 Btu/jam.ft².°F

Dicoba UD = 75 Btu/jam/ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} = \frac{3292650.8603}{75 \times 20.6502} = 2125.9863 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 10 "Kern" hal. 843, diperoleh harga a" = 0.3271 ft²/ft

$$Nt = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{2125.9863}{0.3271 \times 10} = 649.9500 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 "Kern" hal 842, diperoleh:

IDs	=	31	in
n	=	6	
Nt	=	666	

$$\text{UD koreksi} = \frac{Nt}{Nt\ standar} \times U_D \text{trial}$$

$$= \frac{649.9500}{666} \times 75 = 73.1926 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.°F$$

(Karena UD koreksi diantara 40 -75 Btu/jam ft².°F, maka memenuhi)

Kesimpulan sementara hasil perancangan:

Type HE : 1-2

Bagian *Shell*				Bagian *Tube*						
IDs	=	31	in	do	=	1.25	in	BWG	=	16
n'	=	1.0		L	=	10	ft	Nt	=	666
B	=	6.20	in	Susunan segitiga, n	=			2 Pt	=	1.56
Pt	=	1.56	in	a'	=	0.9850 in²				
de	=	0.72	in	a"	=	0.3271 ft²/ft				
	=	0.06	ft	di	=	1.1200 in				
C"	=	0.44			=	0.093	ft			

<table>
<tr><th colspan="2">Evaluasi Perpindahan Panas</th></tr>
<tr><th>Bagian Shell (Produk)</th><th>Tube (Cooling Water)</th></tr>
<tr><td>
1. Menghitung NR_e
$a_s = \frac{IDs \times C \times B}{n' \times Pt \times 144}$
$= \frac{31 \times 0.44 \times 6.20}{1 \times 1.56 \times 144}$
$= 0.3780$ ft²
$G_s = \frac{M}{a_s} = \frac{35763.141}{0.3780}$
$= 94613.15325$ lb/jam.ft²
$\mu = 12.1331$ cP
</td><td>
1. Menghitung Nre pipa
$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{666 \times 0.9850}{2 \times 144}$
$= 2.2778$ ft²
$G_t = \frac{m}{a_t} = \frac{77640.0083}{2.2778}$
$= 34085.3377$
lb/jam.ft²
</td></tr>
</table>

Nre_s = $\frac{Gs \times de}{\mu \times 2{,}42}$ = $\frac{94613.15325 \times 0.06}{12.1331 \times 2{,}42}$ = 193.337 2. JH dicari pada gambar 28, Kern JH = 60 Btu/jam.ft^2.^{o}F 3. Menghitung ho ho = $[jH \frac{k}{de}] \times [\frac{cp \times \mu}{k}]^{1/3}$ k = 0.01505 (hysys) cp = 12.1331 (hysys) ho = $60\ [\frac{0.01505}{0.06}] \times [\frac{12.133 \times 0.019}{0.01505}]^{1/3}$ = 15.05 x 2.481236577 = 37.34261048 Btu/jam.ft^2.^{o}F 4. Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) untuk shell preheating Uc = $\frac{ho \times hio}{ho + hio}$ = $\frac{37.34261048 \times 0.432151934}{37.34261048 + 0.432151934}$ = 0.427208017 Btu/jam.ft^2.^{o}F 5. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai Rd = $\frac{Uc + Ud\ koreksi}{Uc \times Ud\ koreksi}$ = $\frac{0.427208017 + 73.1926}{0.427208017 \times 73.1926}$ = 2.354442635 Rd hitung 2.354442635 > (0,003) Rd ketetapan maka memenuhi	μ = 0.0265 cP Nre_t = $\frac{Gt \times di}{\mu \times 2{,}42}$ = $\frac{34085.3 \times 0.093}{0.0265 \times 2{,}42}$ = 49625.7466 2. Menghitung jH jH = 8 (Kern, Fig. 24) 3. Menghitung hi hi = $jH \left[\frac{k}{di}\right] \times \left[\frac{cp \times m}{k}\right]^{1/3}$ k = 0.0044 (msds) cp = 0.25 (msds) hi = $8 \left[\frac{0.0044}{0.09}\right] \times \left[\frac{0.25 \times 0.03}{0.0044}\right]^{1/3}$ = 0.377142857 x 1.1458574 = 0.432151934 Btu/jam/ft^2.^{o}F

Evaluasi Preassure Drop	
Shell (gas)	Tube (downterm)
1. Menghitung Nre Nre = 193.337 Dari Kern fig. 29 hal 839 didapatkan: f = 0.0010 N + 1 = (10 x L/B) = $\frac{10 \times 10}{6.20}$ = 16.12903226 2. Menghitung harga N + 1 Harga Sg = 0.79 (Kern, tabel 6) 3. Menghitung ΔP	1. Menghitung Nre pipa Nre = 49625.747 Dari Kern fig. 26 hal 839 didapatkan: f = 0.0004 2. Menghitung DP Harga Sg = 0.99 D Pt = $\frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)}{5{,}22.10^{10} \times di\ Sg \times fs}$

D Ps= $\frac{f\ x\ Gs^2 x\ IDs\ x\ (N+1)}{5{,}22.10^{10} x\ de\ Sg\ x\ fs}$ = $\frac{0.0010\ x\ 94613.15325^2 x\ 31\ x\ 16.12903226}{5{,}22.10^{10} x\ 0.1\ x\ 0.79\ x\ 1}$ = 1.80894013 D Ps = 1.80894013 < 5 psi (memenuhi)	= $\frac{0.002\ x\ 3489{,}491672^2\ x\ 17{,}25\ x\ 8{,}2}{5{,}22.10^{10} x\ 0{,}051\ x\ 0{,}99\ x\ 1}$ 3. Menghitung DP karena tube passes Dari Kern fig 27 hal 837 didapatkan: $\frac{V^2}{2gc}$ x $\frac{r}{144}$ = 0.0001 Jadi; D Pn = $\left[\frac{4\ .\ n}{sg}\right]$ x $\frac{V^2}{2gc}$ x $\frac{r}{144}$ = $\left[\frac{4\ x\ 2}{0.99}\right]$ x 0.0001 = 0.00080808 psi 4. Menghitung DP total pada bagian tube DP total = DI + D Pn = 0.04818 + 0.000808081 = 0.04898 psi 0,14230<10 psi (memenuhi)

Spesifikasi Alat Cooler:

Nama alat	: Cooler				
Kode	: E-122				
Fungsi	: Menurunkan suhu dari 100 C – 30 C sebelum masuk decanter				
Tipe	: Shell and Tube				
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B				

Bagian sheet:			Bagian tube:			
IDs	=	31 in	OD	=	1.25 in =	0.10 ft
Passes (n’)	=	1.0 in	ID	=	1.120 in	
BWG (B)	=	16 in		=	0.093 ft	
de	=	0.72 in	n	=	2 in	
	=	0.06 ft	a’	=	0.985 in	
L	=	10 ft	a”	=	0.327 ft	

c' = 0.44 ft Pitch = 1.56 in

10. POMPA (L-123)

Fungsi : Untuk mengalirkan produk menuju decanter

Tipe : Centrifugal

Direncanakan

Bahan konstruksi : Corbon steel

Jumlah : 1

Kondisi

Suhu : 30 ^oC = 303.15 K

Tekanan : 1 atm = 14.696 psia

Rate massa : 16222.0544 kg/jam = 35763.14118 lb/jam

ρ campuran : 49.2242 lb/ft^3

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i (lb/ft^3)	xi.ρi
$C_{16}H_{32}O_2$	929.2582459	2082.096026	0.05728364	53.00307	3.036208521
$C_{16}H_{36}O_2$	173.2375214	388.1559904	0.01067914	52.87821	0.564693583
$C_{18}H_{34}O_2$	947.7390325	2123.504076	0.05842287	53.31522	3.114828351
$C_{18}H_{32}O_2$	202.3179348	453.3135648	0.01247178	56.37429	0.703087885
$C_{15}H_{32}$	5697.654849	12766.16546	0.35122893	48.0711	16.88396111
$C_{17}H_{36}$	1084.044107	2428.909226	0.06682533	48.25839	3.224882739
$C_{17}H_{34}$	5922.75259	13270.51945	0.36510496	48.82026	17.82451925
$C_{17}H_{32}$	1263.956729	2832.021446	0.07791595	49.69428	3.871976875
CO_2	1.093411444	2.449897682	6.7403E-05	0.1129	7.60798E-06
Total	16222.0544	36347.1351	1.0000		49.2242

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.pi}{\sum xi}$$

$$= \frac{49.22}{1.00} = 49.22416593 \text{ lb/ft}^3$$

Komponen	μ (*centripoise*)			
	A	B	C	D
$C_{16}H_{32}O_2$	-9.4484	2.10E+03	1.66E-02	-1.26E-05
$C_{16}H_{36}O_2$	-3.5929	1.35E+03	2.91E-03	-2.76E-06
$C_{18}H_{34}O_2$	-6.1303	1.69E+03	8.37E-03	-6.45E-06
$C_{18}H_{32}O_2$	-2.5389	1265.70	-2.66E-04	-4.72E-07
$C_{15}H_{32}$	-7.8643	1.48E+03	1.47E-02	-1.21E-05

$C_{17}H_{36}$	-8.1307	1.58E+03	1.49E-02	-1.20E-05
$C_{17}H_{34}$	-9.7772	1.77E+03	1.91E-02	-1.50E-05
$C_{17}H_{32}$	-9.6382	1.77E+03	1.91E-02	-1.50E-05
CO_2	11.811	4.98E-01	-1.09E-04	0.00E+00

Dikutip dari Yaws and Carl Viscosity of Liquid and Gas

$$\text{Log } 10\ \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	Massa (kg/jam)	xi massa	μ (Cp)	μ (lbm/fts)	xi/ μ
$C_{16}H_{32}O_2$	929.2582459	0.0572836	2.20E+00	1.48E-03	8.48E-05
$C_{16}H_{36}O_2$	173.2375214	0.0106791	3.00E+00	2.02E-03	2.15E-05
$C_{18}H_{34}O_2$	947.7390325	0.0584229	2.44E+00	1.64E-03	9.59E-05
$C_{18}H_{32}O_2$	202.3179348	0.0124718	3.25E+00	2.19E-03	2.73E-05
$C_{15}H_{32}$	5697.654849	0.3512289	2.31E-01	1.55E-04	5.45E-05
$C_{17}H_{36}$	1084.044107	0.0668253	3.22E-01	2.17E-04	1.45E-05
$C_{17}H_{34}$	5922.75259	0.365105	2.86E-01	1.92E-04	7.02E-05
$C_{17}H_{32}$	1263.956729	0.0779159	3.94E-01	2.65E-04	2.06E-05
CO_2	1.093411444	6.74E-05	1.59E-02	1.07E-05	7.21E-10
Total	16222.0544	1.0000			0.0004

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi/\mu}{\sum xi} = \frac{0.0004}{1} = 0.0004 \quad \text{lb/ft.s}$$

Perhitungan

a. Menghitung rate volumetri

$$Q = \frac{\text{rate liquid}}{\rho} = \frac{16222.054}{49.224} = 329.555\ ft^3/jam$$

$$= 0.0915\ ft^3/detik$$

$$= 41.0877\ \text{gal/menit}$$

b. Menentukan dimensi pipa

Di optimal $= 3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Peter and Timmerhauss, Pers. 15. Hal 496)

$= 3{,}9 \times 0.09^{0{,}45} \times 49.224^{0{,}13}$

Standarisasi Di $= 2.2069 \text{ in} \times \frac{16}{16}$

$= \frac{35.3}{16} = 2.2069 = 3$

≈ 3 in sch 40

Sehingga: (Geankoplis, APP. A.5-1, hal 892)

OD	=	3.000	in	=	0.2500 ft	=	0.0762 m
ID	=	3.062	in	=	0.2552 ft	=	0.0778 m
A	=	0.0513 ft^2					

c. Menentukan kecepatan aliran fluida (v)

Kecepatan aliran fluida (v) $= \frac{Q}{A}$

$= \frac{329.555\ ft^3/jam}{0.0513\ ft^2}$

$=$ 6424.068 ft/jam

$=$ 1.784 ft/s

d. Menentukan bilangan reynold (N_{Re})

Bilangan reynold (N_{Re}) $= \frac{D \times v \times \rho}{\mu\ campuran}$ (Pers 2. 5-1 Geanklopis hal 49)

$= \frac{0.2552 \times 1.7845 \times 49.224}{0.000389}$

$=$ 57570.960633 $\geq$ 2100 (aliran turbulen)

Dari Geankoplis, Fig. 2. 10-3 Hal 88 didapatkan:

Equivalen roughness ($\mathcal{E}$) = 0.000046 m

Relative roughness $(\frac{\mathcal{E}}{D})$ = 0.000591

Faktor friksi (f) = 0.0058

α = 1

e. Menentukan panjang pipa

Asumsi:

Panjang pipa lurus = 50 ft

Globe valve = 1 buah

Perhitungan:

- Panjang pipa lurus = 50 ft
- Globe valve = 1 buah

Le/D = 300 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)

Le = 300 ID

= 300 x 1 x 0.0778

= 23.33272373 m

= 76.550 ft

- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + glove valve

= 50 + 76.6

= 126.550 ft

= 1518.600 in

f. Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc}$ (Geankoplis, Pers. 2.10-6 Hal 86)

$= 4 \times 0.0058 \times \frac{50}{0.255} \times \frac{(1.78)^2}{2 \times 32.174}$

= 0.2250 lbf.ft/lbm

2. Sudden contraction

Karena tangki sangat besar maka A_1 = 0

$hc = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times gc}$

$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{(1.78)^2}{2 \times 1 \times 32.174}$

= 0.02722 lb.f/lbm

3. Sudden expansion

$he = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha \times gc}$ (Geankoplis, Pers. 2.10-15 Hal 93)

$= (1 - 0) \times \frac{(1.78)^2}{2 \times 1 \times 32.174}$

= 0.04949 lbf.ft/lbm

4. Globe valve

Jumlah: 1 buah

K_f = 6 (Geankoplis 4th, table 2.10-2, P.100)

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

$= 6 \times \frac{1.7845^2}{2 \times 32.1740}$

h_f = 0.2969 lbf.ft/lbm

Total friksi ($\sum F$) = $F_f + h_c + h_{ex} + \sum h_f$

= 0.2250 + 0.0272 + 0.0495 + 0.2969

= 0.5986 lbf.ft/lbm

g. Menentukan daya pompa

Direncanakan:

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (karena $P_1 = P_2$ = 14,7 psia)

v_1 = 0 ft/detik (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 1.7845 ft/detik

α = 1

Kesetimbangan energi mekanik:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\ \alpha\ gc} + \frac{g\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis 4th, eq. 2.7-28, p.68)

$$\frac{1.7845^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32.1740} + \frac{32.1740\ x\ 30}{32.1740} + 0 + 0.5986 = -Ws$$

0.0495 + 30 + 0.5986 = -Ws

Ws = -30.6481

Efisiensi pompa (η) = 56% (Peter and Timmerhaus. Fig 14-37. P.520)

Ws = $-\eta$ x Wp

-30.6481 = - 56% x Wp

Wp = 54.7287 lbf.ft/lbm

Mass flow rate (m) = Q x ρ

= 329.5547 x 49.2242

= 16,222.0544 lb/jam

= 4.5061 lb/detik

Pump horsepower = Wp x m x $\frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 54.7287 x 4.5061 x $\frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 0.4484 Hp

Efisiensi Motor = 80% (Peter and Timmerhaus, Fig. 14-38. P.521)

Broken horsepower	=	$\frac{\text{pump horsepower}}{\eta}$				
	=	$\frac{0.4484}{56\%}$				
	=	0.8007	Hp	≈	1	Hp
Daya	=	$\frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$				
	=	$\frac{0.4484}{80\%}$				
	=	0.5605	Hp	≈	1	Hp

Spesifikasi Alat

Nama Alat : Pompa sentrifugal

Kode Alat : L – 123

Fungsi : Mengalirkan produk hasil reaksi ke decanter

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Kapasitas	:	329.5547	ft^3/jam
Suhu operasi	:	30	^oC
Efisiensi pompa	:	56%	
Efisiensi motor	:	80%	
Daya	:	1	Hp
Dimensi pompa	:		

OD	=	3.000	in
ID	=	3.062	in
A	=	0.051	ft^2

Jumlah : 1 buah

11. DEKANTER (H-124)

Fungsi : Untuk memisahkan liquid berdasarkan perbedaan massa jenis

Type : Two Phase Dekanter

Kondisi Operasi

Suhu Operasi	:	30	^oC
Tekanan	:	1	atm
Jumlah	:	1	buah

Komponen	Massa	Massa	xi	ρ_i	xi.pi
	(kg/jam)	(lb)	massa	(lb/ft^{3})	
C16H32O2	929.2582459	2082.096026	0.057284	53.00307	3.036208521
C16H36O2	173.2375214	388.1559904	0.010679	52.87821	0.564693583
C18H34O2	947.7390325	2123.504076	0.058423	53.31522	3.114828351
C18H32O2	202.3179348	453.3135648	0.012472	56.37429	0.703087885
C15H32	5697.654849	12766.16546	0.351229	48.0711	16.88396111
C17H36	1084.044107	2428.909226	0.066825	48.25839	3.224882739
C17H34	5922.75259	13270.51945	0.365105	48.82026	17.82451925
C17H32	1263.956729	2832.021446	0.077916	49.69428	3.871976875
CO2	1.093411444	2.449897682	6.74E-05	0.11287344	7.60798E-06
Total	16222.0544	36347.1351	1.0000		49.2242

ρ campuran = $\frac{\sum xi.pi}{\sum xi}$ ρ heavey = 215.57079 Lb/ft^3

= $\frac{49.2241}{1}$ ρ light = 194.9569034 lb/ft^3

= 49.22415832

Komponen	μ (*centripoise*)			
	A	B	C	D
C16H32O2	-9.4484	2.10E+03	1.66E-02	-1.26E-05
C16H36O2	-3.5929	1.35E+03	2.91E-03	-2.76E-06
C18H34O2	-6.1303	1.69E+03	8.37E-03	-6.45E-06
C18H32O2	-2.5389	1265.70	-2.66E-04	-4.72E-07
C15H32	-7.8643	1.48E+03	1.47E-02	-1.21E-05
C17H36	-8.1307	1.58E+03	1.49E-02	-1.20E-05
C17H34	-9.7772	1.77E+03	1.91E-02	-1.50E-05
C17H32	-9.6382	1.77E+03	1.91E-02	-1.50E-05
CO2	11.811	4.98E-01	-1.09E-04	0.00E+00

Dikutip dari Yaws and Carl Viscosity of Liquid and Gas

Log 10 μ = A+B/T+CT+DT^2

Komponen	Massa	xi	μ	μ	xi/ μ
	(kg/jam)	massa	(Cp)	(lbm/fts)	
C16H32O2	929.2582459	0.0572836	2.20E+01	1.48E-02	8.48E-04
C16H36O2	173.2375214	0.0106791	3.00E+01	2.02E-02	2.15E-04
C18H34O2	947.7390325	0.0584229	2.44E+01	1.64E-02	9.59E-04
C18H32O2	202.3179348	0.0124718	3.25E+01	2.19E-02	2.73E-04
C15H32	5697.654849	0.3512289	2.31E+00	1.55E-03	5.45E-04
C17H36	1084.044107	0.0668253	3.22E+00	2.17E-03	1.45E-04

C17H34	5922.75259	0.365105	2.86E+00	1.92E-03	7.02E-04
C17H32	1263.956729	0.0779159	3.94E+00	2.65E-03	2.06E-04
CO2	1.093411444	6.74E-05	1.59E-02	1.07E-05	7.21E-10
Total	16222.0544	1.0000			0.0039

μ campuran = $\frac{\sum xi/\mu}{1}$ = $\frac{0.0039}{1}$ = 0.0038932 lb/ft.s

Rate bahan masuk = 16,222.0544 kg/jam

= 35763.46562 lb/jam

Direncanakan

- Bahan Konstruksi = Carbon Steel Grade B
- Allowable Stress = 12750
- Tipe Pengelasan = 0.8 ft^3/jam
- Faktor Korosi = 1/16 in
- H/D = 2.5
- Waktu tinggal = 1 jam = 60 menit

Perhitungan

- Menghitung rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{Rate Bahan}}{\rho \text{ bahan masuk}}$$

$$= \frac{35763.4656}{49.224}$$

= 726.5429585 ft^3/jam

= 0.201817488 ft^3/s

- Menghitung Volume Tanki

Volume Liquid = Rate Volumetrik x Waktu tinggal

= 726.5429585 ft^3/jam x 1 jam

= 726.5429585 ft^3

Dari Vibran 2-2 hal 23, untuk tanki penampung mempunyai faktor keamanan 25%, maka volume tanki adalah:

V_T = V_L + V_{RK}

V_T = 726.5429585 ft^3 + 25% V_T

$V_T = \frac{726.5429585}{0.75}$ ft^3

$= 968.7239447$ ft^3

- Menghitung Dimensi Tanki (Di)

Drum berupa silinder horizontal dengan kedua ujung berbentuk rook head

$V_T = (0,043 \times Di^3 \times 2) + \frac{\pi}{4} \times Di^2 \times Ls$

$968.7239447\ ft^3 = 0.1686\ Di^3 + 0.79\ Di^2 \times 3\ Di$

$968.7239447\ ft^3 = 0.1686\ Di^3 + 2.37\ Di^3$

$968.7239447\ ft^3 = 2.54\ Di^3$

$Di^3 = 381.5977\text{-}92\ ft^3$

$Di = 7.253293529$ ft

$Di = 87.03952234$ in

- Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls = 3 x Di

= 3 x 87.03952234 in

= 261.118567 in

- Menghitung tinggi liquid dalam tanki (Lls)

$V\ liq = \frac{\pi}{4} \times di^2 \times Lls$

$968.7239447\ ft^3 = \frac{\pi}{4} \times 7.25329353^2\ ft \times Lls$

$968.7239447\ ft^3 = 41.2990596\ Lls$

Lls = 23.45632 ft

- Menghitung tekanan Design (Pi)

Tekanan hidrostatik (ρh) $= \frac{\rho \times (H-1)}{144}$ (Brownell & Young, Pers 3, 17 Hal 46)

$= \frac{49.2242\ lb/ft^3 \times 23.4563\ ft - 1}{144}$

= 7.676 psia

$Pi = P_{atm} + P_{hidrostatik}$

= 1 + 7.6763

= 8.676 psia

= - 6.020 psig

- Menghitung tebal tanki

Tebal silinder (ts) $= \frac{Pi\ .\ di}{2(f.E - 0,6Pi)} + C$

$$= \frac{-6.0197 \text{ x } 87.0395}{2\,[(12750 \text{ x } 1) - (0,6 \text{ x } 0.0000)]} + \frac{1}{16}$$

$$= -0.0257 \quad + \quad \frac{1}{16}$$

$$= \quad \frac{0.589}{16} \quad \approx \quad \frac{3}{16}$$

Standarisasi do

do	=	di	+	2 ts
	=	87.0395	+	$\left(2 \text{ x } \frac{3}{16}\right)$
	=	87.4145	in	

Standarisasi dengan tabel 5.7, Brownell and Young hal 89

do_{st}	=	90
icr	=	6
r	=	90
ts	=	$\frac{5}{16}$

Maka:

di baru	=	90	-	2 ts		
	=	90	-	2	x	$\frac{5}{16}$
	=	89.375 in				
	=	7.4479 ft				
Luas Tanki	=	0.25	π	x	Di^2	
	=	0.79		x	7987.9	
	=	6270.49414		in^2		

- Menghitung tinggi liquid dalam tanki

	V liq	=	$\frac{\pi}{4}$	x	di^2	x	Lls
968.7239447	ft^3	=	$\frac{\pi}{4}$	x	89.375^2 ft	x	Lls
968.7239447	ft^3	=	6270.494141	Lla			
	Lls	=	0.1545 ft				

- Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls	=	3	x	Di
	=	3	x	87.040 in
	=	261.118567		in

- Menghitung dimensi tutup atas dan tutup bawah

$r = di_{baru}$

Tebal tutup = $\frac{0{,}885\ .\ Pi\ .di}{2\ (fE - 0{,}1\ Pi)} + C$

$= \frac{0{,}885\ x - 6.02\ x\ 7.4479}{2\ [(12750\ x\ 0.0625) - (0{,}1\ x - 6.0197)]} + \frac{1}{16}$

$= -\ 0.025 + \frac{1}{16}$

$= \frac{0.60}{16} \approx \frac{3}{16}$

Tinggi tutup atas (ha)

ha	=	0.1690	x	di
	=	0.1690	x	89.3750
	=	15.1044	in	
	=	1.2587	ft	

Menghitung tinggi tangki (H)

Tinggi tanki	(H)	=	Tinggi silinder + Tinggi tutup atas	
		=	261.118567 ft	+ 15.1044 ft
		=	276.2229	in
		=	23.014	ft

Menghitung tinggi nozzle

Untuk menghitung tinggi nozzle digunakan persamaan 21 – 40 perry 6 ed:

(Lls - Zi) x ρ heavy = (Z1 – Zi) x ρ light

Keterangan:

Lls	:	tinggi liquid	=	23.4563	
Zi	:	tinggi inter	=	3	ft
Zl	:	tinggi nozzle			

Sehingga

(Lls – Zi)	x	ρ heavy	= (Z1 – Zi)	x	ρ light
(23.4563 - 3)	x	215.5708	= (Zl – 3)	x	195
20.4563	x	215.57	= 194.96 Zl	-	584.8707

25.6193 = Zl

Spesifikasi Alat

Fungsi	: Untuk memisahkan suatu liquid berdasarkan perbedaan massa jenis atau densitas		
Type	: Two Phase Sekanter		
Kode	:	H – 124	
Jumlah tanki	:	1	buah
Volume tanki	:	968.7239	ft^3
Diameter dalam (di)	:	89.3750	in
Diameter luar (do)	:	90.0000	in
Tebal silinder (ts)	:	3/16	
Tebal tutup atas (tha)	:	3/16	
Tinggi tutup atas (ha)	:	15.1044	in
Tinggi storage	:	276.2229	in

12. POMPA (L-125)

Fungsi : Untuk mengalirkan produk menuhu dekanter

Tipe : Centrifugal

Direncanakan

Bahan konstruksi	: Corbon steel				
Jumlah	:	1			
Kondisi					
Suhu	:	30	^oC	=	303.15 K
Tekanan	:	1	atm	=	14.696 psia
Rate massa	:	13382.6702	kg/jam =		19503.43465 lb/jam
ρ campuran	:	53.3895	lb/ft^3		

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i ($lb/ft^{3)}$)	xi.ρi
C16H32O2	5412.772107	12127.85718	0.40446129	53.00307	21.43769033
C16H36O2	1029.841902	2307.463765	0.07695339	52.87821	4.069157773

C18H34O2	5626.61496	12606.99348	0.42044038	53.31522	22.41587147
C18H32O2	1200.758892	2690.420374	0.08972491	56.37429	5.058178163
C15H32	46.46291229	104.1048013	0.00347187	48.0711	0.166896686
C17H36	8.661876069	19.40779952	0.00064725	48.25839	0.031235037
C17H34	47.38695162	106.1752038	0.00354092	48.82026	0.172868588
C17H32	10.11589674	22.66567824	0.0007559	49.69428	0.03756367
CO2	0.054670572	0.122494884	4.0852E-06	0.11287344	4.61108E-07
Total	13382.6702	29985.2108	1.0000		53.3895

P campuran = $\frac{\sum xi \, . \, pi}{\sum xi}$

= $\frac{53.39}{1.00}$ = 53.389462 lb/ft^3

Komponen	μ (*centripoise*)			
	A	B	C	D
C16H32O2	-9.4484	2.10E+03	1.66E-02	-1.26E-05
C16H36O2	-3.5929	1.35E+03	2.91E-03	-2.76E-06
C18H34O2	-6.1303	1.69E+03	8.37E-03	-6.45E-06
C18H32O2	-2.5389	1265.70	-2.66E-04	-4.72E-07
C15H32	-7.8643	1.48E+03	1.47E-02	-1.21E-05
C17H36	-8.1307	1.58E+03	1.49E-02	-1.20E-05
C17H34	-9.7772	1.77E+03	1.91E-02	-1.50E-05
C17H32	-9.6382	1.77E+03	1.91E-02	-1.50E-05
CO2	11.811	4.98E-01	-1.09E-04	0.00E+00

Dikutip dari Yaws and Carl Viscosity of Liquid and Gas

Log 10 μ = $A+B/T+CT+DT^2$

Komponen	Massa	xi	μ	μ	xi/ μ
	(kg/jam)	massa	(Cp)	(lbm/fts)	
C16H32O2	5412.772107	0.3336675	2.203005181	1.48E-03	4.94E-04
C16H36O2	1029.841902	0.0634841	3.0011194	2.02E-03	1.28E-04
C18H34O2	5626.61496	0.3468497	2.443242177	1.64E-03	5.69E-04
C18H32O2	1200.758892	0.0740201	3.252045218	2.19E-03	1.62E-04
C15H32	46.46291229	0.0028642	0.230716994	1.55E-04	4.44E-07
C17H36	8.661876069	0.000534	0.322446327	2.17E-04	1.16E-07
C17H34	47.38695162	0.0029211	0.286280217	1.92E-04	5.62E-07
C17H32	10.11589674	0.0006236	0.394267826	2.65E-04	1.65E-07
CO2	0.054670572	3.37E-06	1.59E-02	1.07E-05	3.61E-11
Total	13382.6702	0.8250			0.0014

μ campuran = $\frac{\sum xi\ .\ \mu}{\sum xi}$ = $\frac{0.00014}{1}$ = 0.0014 lb/ft.s

Perhitungan

a. Menghitung rate volumetrik

Q = $\frac{rate\ liquid}{\rho}$ = $\frac{13382.670}{53.389}$ = 250.661 ft^3/jam

= 0.0696 ft^3/detik

= 31.2515 gal/menit

b. Menentukan dimensi pipa

Dioptimal = 3,9 x $Q^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ (Peter and Timmerhauss, Pers 15, Hal 496)

= 3,9 x $0,07^{0,45}$ x $53.389^{0,13}$

Standarisasi Di = 1.9719 in x $\frac{16}{16}$

= $\frac{31.6}{16}$ = 1.9719 = 3

≈ 3 in sch 40

Sehingga: (Geankoplis, APP. A. 5-1, Hal 892)

OD	=	3.000	in	=	0.2500 ft	=	0.0762 m
ID	=	3.062	in	=	0.2552 ft	=	0.0778 m
A	=	0.0513 ft^2					

c. Menentukan kecepatan aliran fluida (v)

Kecepatan aliran fluida (v) = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{250.661\ ft^3/jam}{0.0513\ ft^2}$

= 4886.185 ft/jam

= 1.357 ft/s

d. Menentukan bilangan reynold (N_{Re})

Bilangan reynold (N_{Re}) = $\frac{D\ x\ v\ x\ \rho}{\mu\ campuran}$ (Pers 2.5-1 Geanklopis hal 49)

= $\frac{0.2552\ x\ 1.3573\ x\ 53.389}{0.001354}$

= 13651.449005 ≥ 2100 (aliran turbulen)

Dari Geankoplis, Fig. 2. 10-3 Hal. 88 didapatkan:

Equivalen roughness (Ɛ) = 0.000046 m

Relative roughness $\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)$ = 0.000591

Faktor friksi (f) = 0.0058

α = 1

e. Menentukan panjang pipa

Asumsi:

Panjang pipa lurus = 50 ft

Globe valve = 1 buah

Perhitungan:

- Panjang pipa lurus = 50 ft
- Globe valve = 1 buah

  Le/D = 300 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)

  Le = 300 ID

  = 300 x 1 x 0.0778

  = 23.3327 m
- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + globe valve

  = 50 + 76.6

  = 126.550 ft

  = 1518.600 in

f. Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

   $F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \text{ x } \frac{v^2}{2gc}$ (Geankoplis, Pers. 2.10-6 Hal 86)

   $= 4 \text{ x } 0.0058 \text{ x } \frac{50}{0.255} \text{ x } \frac{(1.36)^2}{2 \text{ x } 32.174}$

   = 0.1301 lbf.ft/lbm
2. Sudden contraction

   Karena tangki sangat besar maka A_1 = 0

   $hc = 0.55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \text{ x } \frac{v_2^2}{2 \text{ x } \alpha \text{ gc}}$

(Geankoplis, Pers. 2. 10 – 16 Hal 93)

= 0.55 x $(1 - 0) \times \frac{(1.36)^2}{2 \times 1 \times 32.174}$

= 0.01575 lbf.ft/lbm

3. Sudden expansion

he = $\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2 \times \alpha\, gc}$

(Geankoplis, Pers. 2. 10 – 15 Hal 93)

= $(1 - 0) \times \frac{(1.36)^2}{2 \times 1 \times 32.174}$

= 0.02863 lbf.ft/lbm

4. Globe valve

Jumlah: 1 buah

K_f = 6 (Geankoplis 4th, tabel 2.10-2, p.100)

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

= 6 x $\frac{(1.3573)^2}{2 \times 32.1740}$

h_f = 0.1718 lbf.ft/lbm

Total friksi ($\sum F$) = F_f + h_c + h_{ex} + $\sum h_f$

= 0.1301 + 0.0157 + 0.0286 + 0.1718

= 0.3463 lbf.ft/lbm

g. Menentukan daya pompa

Direncanakan:

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (karena $P_1 = P_2$ = 14,7 psia)

v_1 = 0 ft/detik (kaena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 1.3573 ft/detik

α = 1

Kesetimbangan energi mekanik:

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\, \alpha\, gc} + \frac{g\, \Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis 4th, eq. 2.7-18, p.68)

$\frac{1.3573^2}{2 \times 1 \times 32.1740}$ + $\frac{32.1740 \times 30}{32.1740}$ + 0 + 0.3463 = -Ws

0.0286 + 30 + 0.3463 = -Ws

Ws = -30.3749 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa (η) = 56% (Peter and Timmerhaus, fig. 14-37, p. 520)

Ws = -η x Wp

-30.3749 = - 56% x Wp

Wp = 54.2409 lbf.ft/lbm

Mass flow rate (m) = Q x ρ

= 250.6613 x 53.3895

= 13,382.6702 lb/jam

= 3.7174 lb/detik

Pump horsepower = Wp x m x $\frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 54.2409 x 3.7174 x $\frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 0.3666 Hp

Efisiensi Motor = 80% (Peter and Timmerhaus, fig. 14-38, p.521)

Broken horsepower = $\frac{\text{pump horsepower}}{\eta}$

= $\frac{0.3666}{56\%}$

= 0.6547 Hp ≈ 1 Hp

Daya = $\frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$

= $\frac{0.3666}{80\%}$

= 0.4583 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Alat

Nama Alat	: Pompa Sentrifugal
Kode Alat	: L-125
Fungsi	: Mengalirkan produk hasil reaksi ke dekanter
Type	: *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi	: *Carbon Steel*
Kapasitas	: 250.6613 ft^3/jam
Suhu operasi	: 30 ^oC

Efisiensi pompa	:	56%	
Efisiensi motor	:	80%	
Daya	:	1	Hp
Dimensi pompa	:		
	OD =	3.000	in
	ID =	3.062	in
	A =	0.051	ft^2
Jumlah	:	1	buah

13. STORAGE SISA REAKTAF (F-128)

Fungsi : Untuk sisa produk yang tidak bereaksi

Tipe : Tanki berbentuk silinder, tutup atas berbentuk *standar dish* dan tutup bawah berbentu datar

Direncanakan

Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316			
F *allowable*	:	18750			
Tipe pengelasan	:	Double welded butt joint			(E = 0.8)
Faktor korosi	:	1/16			
Volume ruang kosong	:	10%	Volume total		
Waktu tinggal	:	6	hari		
Jumlah *storage*	:	2	buah		
Kondisi					
Suhu bahan	:	30	^oC	=	303.15 K
Tekanan	:	1	atm	=	14.696 psia

a. Menentukan dimensi tanki

(1kg = 2.2406 lb) (1 ft^3 = 35.417 ft^3)

(1 g/cm^3 = 62.43 lb/ft^3)

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i (lb/ft^3)	xi/ρi
C16H32O2	882.7953336	1977.991224	0.45143067	53.00307	0.008517067
C16H36O2	164.5756453	368.7481909	0.08415823	52.87821	0.001591548
C18H34O2	900.3520808	2017.328872	0.46040858	53.31522	0.008635594
C18H32O2	192.2020381	430.6478865	0.0982854	56.37429	0.001743444

$C_{15}H_{32}$	284.8827425	638.3082728	0.14567908	48.0711	0.003030492
$C_{17}H_{36}$	54.20220534	121.4454613	0.02771711	48.25839	0.000574348
$C_{17}H_{34}$	296.1376295	663.5259726	0.15143443	48.82026	0.003101877
$C_{17}H_{32}$	63.19783643	141.6010723	0.03231716	49.69428	0.00065032
CO_2	0.054670572	0.122494884	2.7957E-05	0.11287344	0.000247681
Total	1955.5502	4381.6057	1.0000		0.0193

Data densitas dikutip dari Perry Chemical Handbook 8th edition

ρ campuran = $\frac{1}{\sum xi/pi}$

= $\frac{1.0000}{0.0193}$ = 51.7394 lb/ft^3

Rate masuk = 977.7751 kg/jam = 2190.802864 lb/jam

Rate volumentrik = $\frac{2190.802864}{51.7394}$ = 42.3430 ft^3/jam

b. Menghitung volume tanki

Untuk menentukan volume tangki, maka diasumsikan

- Waktu tinggal = 6 hari = 144 jam
- Tinggi silinder = 1.5 di
- Volume ruang kosong = 10% V_T
- Jumlah = 2 buah

Sehingga

Volume Liquid = $\frac{\text{rate volumetrik}}{\text{jumlah}}$ x waktu tinggal

= $\frac{42.3430}{2}$ ft^3/jam x 144 jam

= 3048.696826 ft^3

Volume ruang kosong = 10% volume total

= 10% x V_T

Volume total = Volume liquid + Volume ruang kosong

Volume total = 3048.697 + 10% Volume total

90% Volume total = 3048.697

Volume total = 3387.4408 ft^3

c. Menghitung diameter tanki

Asumsi: Ls = 1.5 di

V_{total} = $V_{tutup\ atas}$ + $V_{silinder}$

3387.441 = 0.0847 di^3 + $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x di}^2 \text{ x Ls}\right]$

3387.441	=	$0.0847\ di^3$	+	$\left[\frac{\pi}{4} \text{ x } di^2 \text{ x } 1.5\ di\right]$
3387.441	=	$0.0847\ di^3$	+	$1.1775\ di^3$
3387.441	=	$1.2622\ di^3$		
di^3	=	2683.759		
di	=	13.8968	ft	
	=	166.7615	in	
	=	4.23574177	m	

d. Menghitung tinggi liquida

V liquida = V liquida dalam silinder

V liquida = $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x } di^2 \text{ x } Lls\right]$

3048.696726 = $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x } 13.8968 \text{ x } Lls\right]$

Lls = $\frac{3048.696726}{193.1208\ x\ 0.785}$

= 12.39238379 ft

= 148.7086055 in

e. Menentukan tekanan desain

Tekanan hidrostatik (ρh) = $\frac{\rho \text{ x } (H-1)}{144}$ (Brownell & Young. Pers 3.17 Hal 46)

= $\frac{0.0193\ lb/ft^3 \text{ x } 12.3924\ ft - 1}{144}$

= 0.002 psia

Pi = P_{atm} + $P_{hidrostatik}$

= 14.6959 + 0.0015

= 14.6974 psia

= 0.0014 psig

f. Menentukan tebal silinder

Tebal silinder (ts) = $\frac{Pi\ .\ di}{2\ (f.E - 0{,}6\ Pi)} + C$

= $\frac{0.0014 \text{ x } 148.7086}{2\ [(18750 \text{ x } 1) - (0{,}6 \text{ x } 0.0014)]} + \frac{1}{16}$

= $0.0000 + \frac{1}{16}$

= $\frac{1.0001}{16} \approx \frac{3}{16}$

Standarisasi do

do = di + 2 ts

$= 166.7615 + (2 \times \frac{3}{16})$

$= 167.1365$ in

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, Hal 89

do = 216

icr = 13.00

r = 170.00

ts = 0.8750

Maka:

$di_{baru} = do - 2ts$

$= 216 - (2 \times \frac{7}{8})$

$= 214.1500$ in

$= 17.8542$ ft

g. Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls = 1.5 di

$= 1.5 \times 17.8542$

$= 26.78125$ ft

$= 321.375$ in

h. Menghitung dimensi tutup tas

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah fat, sehingga

r = di baru = 17.8542 ft = 214.25 in

Tebal tutup atas (tha) (Brownell & Young, persamaan 13.12 hal 258)

$$tha = \frac{0{,}885\ Pi\ .di}{(fE - 0{,}1\ Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 0.0014 \times 214.2500}{[(18750 \times 0.8) - (0{,}1 \times 0.0014)]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.000 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1.0003}{16} \approx \frac{3}{16}$$

Tinggi tutup atas (ha)

ha = 0.1690 x di

$= 0.1690 \times 214.2500$

$= 36.2083$ in

= 3.0174 ft

i. Menghitung tinggi tanki (H)

Tinggi tangki (H)	=	Tinggi silinder		+	Tinggi tutup atas	
	=	26.78125	ft	+	3.0174	ft
	=	29.7986	ft			
	=	357.58325	in			

Spesifikasi Alat

Fungsi : Untuk menampung green diesell selama 7 hari

Tipe : Tanki berbentuk silinder, tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah flat

Kode	:	F-128	
Jumlah tanki	:	2	buah
Volume tanki	:	3387.4408	ft^3
Diameter dalam (di)	:	17.8542	ft
Diameter luar (do)	:	18	ft
Tebal silinder (ts)	:	1 ¼	
Tebal tutup atas (tha)	:	3/16	
Tinggi tutup atas (ha)	:	3.0174	ft
Tinggi storage	:	29.7986	ft

14. STORAGE GREEN DIESEL (F-127)

Fungsi : Untuk tanki penyimpanan produk

Tipe : Tanki berbentuk silinder, tutup atas berbentuk *standar dish* dan tutup bawah berbentuk datar

Direncanakan

Bahan kosntruksi	: Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316		
F *allowable*	:	18750	
Tipe pengelasan	: Double welded butt joint	(E = 0.8)	
Faktor korosi	:	1/16	
Volume ruang kosong	:	10%	Volume total
Waktu tinggal	:	6	hari

Jumlah *storage* : 6 buah

Kondisi

Suhu bahan : 30 ^oC = 303.15 K

Tekanan : 1 atm = 14.696 psia

a. Menentukan dimensi tanki

(1 kg = 2.2406 lb) (1 ft^3 = 35.417 ft^3)

(1 g/cm^3 = 62.43 lb/ft^3)

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb)	xi massa	ρ_i ($lb/ft^{3)}$	xi/ρi
C16H32O2	5412.772107	12127.85718	0.67915665	53.00307	0.012813534
C16H36O2	1029.841902	2307.463765	0.12921733	52.87821	0.002443678
C18H34O2	5626.61496	12606.99348	0.70598815	53.31522	0.013241775
C18H32O2	1200.758892	2690.420374	0.1506628	56.37429	0.002672544
C15H32	46.46291229	104.1048013	0.00582984	48.0711	0.000121275
C17H36	8.661876069	19.40779952	0.00108683	48.25839	2.25211E-05
C17H34	47.38695162	106.1752038	0.00594578	48.82026	0.000121789
C17H32	10.11589674	22.66567824	0.00126927	49.69428	2.55416E-05
CO2	0.054670572	0.122494884	6.8597E-06	0.11287344	6.07732E-05
Total	7969.8434	17857.2311	1.0000		0.0186

Data densitas dikutip dari Perry Chemical Handbook 8th edition

ρ campuran = $\frac{1}{\sum xi/pi}$

= $\frac{1.0000}{0.0186}$ = 53.6218 lb/ft^3

Rate masuk = 7969.8434 kg/jam = 17857.2311 lb/jam

Rate volumetrik = $\frac{17857.2311}{53.6218}$ = 333.0217 ft^3/jam

b. Menghitung volume tanki

Untuk menentukan volume tangki, maka diasumsikan

- Waktu tinggal = 6 hari = 144 jam
- Tinggi silinder = 1.5 di
- Volume ruang kosong = 10% V_T
- Jumlah = 6 buah

Sehingga

Volume Liquid = $\frac{\text{rate volumetri}}{\text{jumlah}}$ x waktu tinggal

= $\frac{333.0217}{6}$ ft^3/jam x 144 jam

= 7992.521633 ft^3

Volume ruang kosong = 10% volume total

= 10% x V_T

Volume total = Volume liquid + Volume ruang kosong

Volume total = 7992.522 + 10% Volume total

90% Volume total = 7992.522

Volume total = 8880.5796 ft^3

c. Menghitung diameter tangki

Asumsi: Ls = 1.5 di

V_{total} = $V_{tutup\ atas}$ + $V_{silinder}$

7992.522 = 0.0847 di^3 + $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x di}^2 \text{ x Ls}\right]$

7992.552 = 0.0847 di^3 + $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x di}^2 \text{ x 1.5 di}\right]$

7992.522 = 0.0847 di^3 + 1.1775 di^3

7992.522 = 1.2622 di^3

di^3 = 6332.215

di = 18.5006 ft

= 222.0069 in

= 5.638975109 m

d. Menghitung tinggi liquida

V liquida = V liquida dalam silinder

V liquida = $\left[\frac{\pi}{4} \text{ x di}^2 \text{ x Lls}\right]$

7992.521633 = $\frac{\pi}{4}$ x 18.5006^2 x Lls

Lls = $\frac{7992.521633}{342.2713 \text{ x } 0.785}$

= 18.33086873 ft

= 219.9704248 in

e. Menentukan tekanan desain

Tekanan hidrostatik (ρh) $= \frac{\rho \ x \ (H-1)}{144}$ (Brownell & Young, Pers 3.17 Hal 46)

$= \frac{0.0186 \ lb/ft^3 \ x \ 18.3309 \ ft - 1}{144}$

= 0.002 psia

Pi = P_{atm} + $P_{hidrostatik}$

= 14.6959 + 0.0022

= 14.6981 psia

= 0.0021 psig

f. Menentukan tebal silinder

Tebal silinder (ts) = $\frac{\text{Pi . di}}{2\ (\text{f.E}-0{,}6\text{Pi})} + \text{C}$

$= \frac{0.0021 \ . \ 219.9704}{2\ [(18750 \ x \ 1)-(0{,}6 \ x \ 0.0021)]} + \frac{1}{16}$

= 0.0000 + $\frac{1}{16}$

= $\frac{1.0003}{16}$ ≈ $\frac{3}{16}$

Standarisasi do

do = di + 2ts

= 222.0069 + (2 x $\frac{3}{16}$)

= 222.3819 in

= 18.5318 ft

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 228

icr = 13.75

r = 180.00

ts = 1.0000

maka:

di_{baru} = do – 2ts

= 228 - (2 x $\frac{1}{1}$)

= 226.0000 in

	=	18.8333	ft	

Menghitung tinggi silinder

Ls	=	1.5	di	
	=	1.5	x	18.8333
	=	28.25	ft	
	=	339	in	

g. Menghitung dimensi tutup atas

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga

r = di baru = 18.8333 ft = 226 in

Tebal tutup atas (tha) (Brownell & Young, Persamaan 13.12 hal 258)

$$tha = \frac{0{,}885\ Pi\ .\ di}{(f.E - 0{,}1\ Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 0.0021 \times 226.0000}{[(18750 \times 0{,}8) - (0{,}1 \times 0.0021)]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.0000 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1.0005}{16} \approx \frac{3}{16}$$

Tinggi tutup atas (ha)

ha	=	0.1690	x	di
	=	0.1690	x	226.0000
	=	38.1940	in	
	=	3.1828	ft	

h. Menghitung tinggi tanki (H)

Tinggi tangki (H)	=	Tinggi silinder	+	Tinggi tutup atas
	=	28.25 ft	+	3.1828 ft
	=	31.4328	ft	
	=	377.194	in	

Spesifikasi Alat

Fungsi : Untuk menampung green diesel selama 7 hari

Tipe : Tanki berbentuk silinder, tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah flat

Kode	:	F-127	
Jumlah tanki	:	6	buah
Volume tanki	:	8880.5796	ft^3
Diameter dalam (di)	:	18.8333	ft
Diameter luar (do)	:	18.8333	ft
Tebal silinder (ts)	:	1	
Tebal tutup atas (tha)	:	3/16	
Tinggi tutup atas (ha)	:	3.1828	ft
Tinggi storage	:	31.4328	ft

APPENDIKS D

UTILITAS

Unit utilitas di sebuah pabrik adalah bagian yang sangat penting untuk mendukung kelancaran proses produksi dalam industri kimia, sehingga kapasitas produksi dapat dicapai secara maksimal. Unit yang dibutuhkan pada pra-rencana pabrik green diesel ini meliputi:

1. Unit Pengolahan Air
   - Air Sanitasi
   - Air Umpan Boiler
2. Unit Penyediaan Bahan Bakar
3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

D.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)

Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik, direncanakan menggunakan air kawasan. Air tersebut akan ditampung dalam bak penampung untuk memenuhi kebutuhan pabrik. Air ini kemudian akan digunakan untuk sanitasi setelah diberi klorin, sedangkan air yang digunakan untuk pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing

A. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, perkantoran, taman, pemadam kebakaran dan kebutuhan yang lain dengan persyaratan kualitas air sebagai berikut:

a. Syarat fisik

- Suhu	:	Berada di bawah suhu kamar
- Warna	:	Tidak berwarna/ jernih
- Rasa	:	Tidak berasa
- Bau	:	Tidak berbau
- Kekeruhan	:	< 1 mg SiO_2/ liter
- pH	:	6.5-8.5
- Tidak berbusa		

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi pada pra-rencana pabrik *green diesel* adalah sebagai berikut:

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standart WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari

Jumlah karyawan pada pabrik = 148 orang

Jam kerja untuk setiap karyawan = 8 jam/hari

Jadi, kebutuhan air karyawan per jam kerja adalah:

$$120 \text{ L/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 8 \text{ jam} = 40 \text{ L}$$

Kebutuhan per jam = 5 L/jam

Kebutuhan air untuk = 148 karyawan

5 L/jam × 148 = 740 L/jam

Jika densitas air = 995.68 kg/m^3

= 0.99568 kg/L

Maka kebutuhan air sanitasi karyawan :

$$V = \frac{m}{\rho}$$

$$m = V \times \rho$$

$$= 740 \text{ L/jam} \times 0.9957 \text{ kg/L}$$

$$= 736.8 \text{ kg/jam}$$

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan,

sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman:

50% × 736.8 = 368.4 kg/jam

Jadi, total kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman :

736.8 + 368.4 = 1105.2 kg/jam

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40 % dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman, sehingga kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air :

40% x 1105.2 = 442.1 kg/jam

Jadi, kebutuhan total untuk air sanitasi adalah

1105.2 + 442.1 = 1547.3 kg/jam

B. Air Umpan *Boiler*

Pada pra-rencana pabrik *green diesel*, kebutuhan air umpan *boiler* berdasarkan pada kebutuhan *steam*. Adapun kebutuhan *steam* tersebut digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut:

Tabel D.1. Total kebutuhan *steam*

No.	**Nama Peralatan**	**Kode Alat**	**Kebutuhan *steam* (kg/jam)**
1.	*Storage* PFAD	F-111	273.99
2.	*Heater*	E-113	3065.33
3.	Reaktor	R-110	33088.98
Total			**36428.30**

Direncanakan banyaknya *steam* yang disuplai 20 % *excess*, maka:

Kebutuhan steam = 1.2 × 36428.3 kg/jam

= 43714.0 kg/jam

Make Up untuk kebutuhan *steam* direncanakan 10 % *excess*, maka:

Make Up steam = 1.1 × 43713.956 kg/jam

= 48085.4 kg/jam

Jadi, jumlah *steam* yang harus dihasilkan *boiler* adalah:

Massa *steam* (m_s) = 48085.4 kg/jam

= 106009.0 lb/jam

Steam yang digunakan adalah *superheated steam* dengan kondisi sebagai berikut:

- Suhu (T) = 450 ºC = 842 ºF
- Tekanan (P) = 793.2 kPa = 115.0 psia
- Air umpan boiler masuk pada suhu = 30 ºC = 86 ºF

Dasar Perhitungan:

Dari persamaan 8-3, Kusnarjo 2010. hal. 108 didapatkan Kapasitas Boiler, (Q):

$$Q = \frac{m_s \times (H_v - H_l)}{1000}$$

Dimana :

m_s	=	massa steam yang dihasilkan oleh boiler (lb/jam)		
H_v	=	entalpi steam pada perencanaan	842	^oF
H_l	=	entalpi air masuk pada	86	^oF
Q	=	Kapasitas boiler		

Dari App A.2-9 Geankoplis, hal 859 didapatkan:

$H_{l,86°F}$ = 54.071 Btu/lbm

Dari Tabel C.2 J.M.Smith , hal. 662 didapatkan:

$H_{v,842°F}$ = 1450.8 Btu/lbm

Sehingga,

$$Q = \frac{106009.0 \text{ lb/jam} \times \left(1450.78 - 54.0708\right) \text{ Btu/lb}}{1000}$$

$= 148064$ Btu/jam

$$\text{Energi } boiler = \frac{m_s \times (H_v - H_l)}{H_{fg} \times 34{,}5}$$

(Pers. 8-2, Kusnarjo hal.108)

$$= \frac{106008.967 \text{ lb/jam} \times \left(1450.78 - 54.071\right) \text{ Btu/lb}}{970.3 \text{ Btu/lb} \times 34.5}$$

$= 4423$ HP

Panas yang dipindahkan oleh permukaan air = 600000 W/m^2 (Perry's. table 9.49)

= 190199 Btu/jam.ft^2

$$\text{Luas pertukaan panas (A)} = \frac{148064 \text{ Btu/jam}}{190199 \text{ Btu/jam.ft}^2}$$

= 0.778 ft^2

Faktor evaporasi $= \dfrac{H_g - H_f}{H_{fg}}$ (Kusnarjo hal.108)

$= \dfrac{1450.78 - 54.071}{970.3}$

= 1.44

Jumlah air yang dibutuhkan = Faktor evaporasi x *rate steam*

= 1.44 × 106009.0

= 152596 lb/jam

Bahan bakar yang digunakan Fuel Oil 33 ^{o} API dengan *Heating Value:*

H_v = 132000 Btu/lb (Perry's fig. 27-3)

= 73392 kcal/kg

Diperkirakan efisiensi *boiler* 80%, maka:

Kebutuhan bahan bakar $= \dfrac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{effisiensi} \times H_v}$

$= \dfrac{106009 \text{ lb/jam} \times \left(1450.8 - 54.071 \text{ btu/lb}\right)}{0.8 \times 132000}$

= 1402.12 lb/jam

= 635.99 kg/jam

Jumlah perpindahan panas *boiler* dan jumlah *tube* dapat dihitung sebagai berikut :

- *Heating surface* = 10 ft^2/HP *boiler*
- panjang pipa (L) = 20 ft
- Diameter pipa yang digunakan = 1 1/2 in
- Luas permukaan pipa linear (α_1) = 0.344 ft^2/ft (Kern, tabel 11, hal. 844)

Heating surface boiler = H_v surface/HP boiler x HP *boiler*

= 10 ft^2/HP boiler × 4423 Hp

= 44231 ft^2

Jumlah *tube* yang dibutuhkan :

$$Nt = \frac{A}{\alpha_1 \times L}$$

$$= \frac{44231 \ ft^2}{0.344 \ ft^2/ft \times 20 \ ft}$$

$= 6428.9 \approx 6429$ *tube*

Spesifikasi *Boiler*

-	Tipe	:	Fire Tube Boiler
-	Kapasitas *boiler*	:	148064 Btu/jam
-	Rate steam	:	106009 lb/jam
-	Bahan bakar	:	Fuel oil 33 °API
-	Efisiensi *boiler*	:	80%
-	Heating *surface*	:	44231 ft^2
-	Jumlah *tube*	:	6429 *tube*
-	Ukuran *tube*	:	1 1/2 in
-	Panjang *tube*	:	20 in
-	Jumlah *boiler*	:	1 buah

Dari perhitungan di atas, diketahui bahwa jumlah air umpan yang dibutuhkan sebesar 152596 lb/jam. Air umpan *boiler* disediakan *excess* 20% sebagai pengganti steam yang hilang, kebocoran akibat dari tranmisi diperkirakan sebesar 5% dan faktor keamanan 10%.

Sehingga kebutuhan air umpan *boile*r sebesar :

Excess 20%,

1.2×152596 lb/jam = 183115 lb/jam

Faktor kebocoran 5%,

$5\% \times 152596$ lb/jam = 7630 lb/jam

Faktor keamanan 10%,

$10\% \times 152596$ lb/jam = 15260 lb/jam

Jadi, total kebutuhan air umpan *boile*r adalah :

= 183115 + 7630 + 15260 lb/jam

= 206004 lb/jam

= 93442 kg/jam

C. **Air pendingin (*Cooling Water*)**

Kebutuhan air pendingin digunakan pada alat-alat seperti pada tabel di bawah ini.

Tabel D.2. kebutuhan air pendingin pada peralatan

No	**Nama Alat**	**Kode Alat**	**Jumlah (kg/jam)**
1	*Cooler*	E-122	35217.28
TOTAL			35217.28

Direncanakan banyaknya *cooling water* yang disuplai dengan *excess* 20%

kebutuhan pendingin = 1.2 × 35217.28

= 42260.73 kg/jam

Make up untuk kebutuhan *cooling water* direncanakan 20 % *excess*, maka :

Make up pendingin = 1.2 × 42260.73

= 50712.88 kg/jam

Total kebutuhan air yang perlu disuplai pada pra-rencana pabrik *green diesel* adalah sebagai berikut.

Tabel D.3. Total kebutuhan air pabrik *green diesel*

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Sanitasi	1547
2	Air Umpan Boiler	93442
3	Air pendingin	35217
Jumlah		**130206**

Air yang diperoleh berasal dari air kawasan, sehingga pengolahan awal tidak diperlukan. Namun sebelum digunakan, air kawasan tersebut masih perlu diproses untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler.

Spesifikasi Alat Pada Unit Utilitas Pengolahan Air

1. Pompa Distribusi Air Industri (L-211)

Fungsi : Memompakan air kawasan ke bak penampung air bersih

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 130206 kg/jam
  = 287052 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3
- viskositas (μ) = 0.000538 lb/ft.detik
  = 1.94 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\frac{287052 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 4618 ft^3/jam

= 1.28 ft^3/detik

= 575.80 gal/min

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 2100), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

= 3.9 x $1.28^{0.45}$ x $62.16^{0.13}$

= 7.46263 in

Standarisasi ID = 8 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 8.625 in = 0.72 ft

ID = 8.065 in = 0.67 ft

A = 0.35 ft^2

Laju aliran fluida (V) = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{1.28}{0.35}$

= 3.62 ft/detik

= 13018 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

N_{Re} = $\frac{D \times V \times \rho}{\mu}$

= $\frac{0.67 \times 3.62 \times 62.16}{0.000538}$

= 280754

Karena N_{Re} > 2100, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commersial Steel

Sehingga diperoleh :

ε = 4.6 x 10^{-5} m = 0.0002 ft (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D}$ = $\frac{0.00015}{0.67}$ = 0.0002 f = 0.004 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90° = 3 buah

  L_e/D = 35 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 35 ID

  = 35 × 3 × 0.67 ft

  = 70.57 ft
- Gate valve = 2 buah (wide open)

  L_e/D = 9 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 9 ID

  = 9 × 2 × 0.67 ft

  = 12.10 ft

- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90° + gate valve

  = 100 + 70.57 + 12.10

  = 182.67 ft

  = 2192 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\ \alpha\ g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{3.62^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

= 0.11 lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0.004 \times \frac{182.67}{0.67} \times \frac{3.62^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.88 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\, g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{3.62^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$$= 0.20 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

4. Friksi pada Elbow 90 º = 3 buah

K_f = 0.75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 3K_f \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 3 \times 0.75 \times \frac{3.62^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.46 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

5. Friksi pada Gate valve = 2 buah

K_f = 0.17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2K_f \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)

$$= 2 \times 0.17 \times \frac{3.62^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.07 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= h_c + F_f + h_{ex} + \sum h_f$

$= 0.11 + 0.88 + 0.20 + 0.53$

$= 1.72$ $\text{lb}_f\text{.ft/lb}_m$

Direncanakan:

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (Karena $P_1=P_2$)

v_1 = 0 ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 3.6 ft/s

α = 1 (aliran turbulen)

Sehingga *mechanical energy balance* :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{13.08 - 0}{2 \times 1 \times 32.2} + 30 \frac{32.174}{32.174} + 0 + 1.72 = -W_s$$

$-W_s = 31.93$

$W_s = -31.93$ $lb_f.ft/lb_m$

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 92%

$-W_s = \eta \; W_p$

$31.93 = 92\% \times W_p$

$W_p = 34.70$ $lb_f.ft/lb_m$

HP pompa $= \dfrac{W_p \times Q \times \rho}{550}$

$= \dfrac{34.70 \times 1.28 \times 62.16}{550}$

$= 5.03$ HP

BHP $= \dfrac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \dfrac{5.03}{92\%} = 5.469$ HP

η motor = 84 % = 0.84 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor $= \dfrac{BHP}{\eta \text{ motor}}$

$= \dfrac{5.03}{0.84}$

$= 5.99$ HP $\approx$ 6 HP

Spesifikasi Pompa

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 6 HP
- Bahan : *Commersial Steel*

- Jumlah : 2 buah

2. Bak Penampung Air Industri (F-212)

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses selanjutnya

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 130206 kg/jam
  = 287052 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.158 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\frac{287052 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 4618.11 ft^3/jam

= 130.77 m^3/jam

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = *rate* volumetrik x waktu tinggal

= 130.77 m^3/jam × 3 jam

= 392.31 m^3

Volume *liquid* = 80% volume bak

Volume bak = $\frac{392.31 \text{ m}^3}{80\%}$

= 490.39 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 × 3 × 2

Volume Bak = 5 m × 3 m × 2 m

= 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 x^3

490.39123 m^3 = 30 x^3

x = 2.54 m

Dimensi bak air bersih :

Panjang	=	5	×	2.54	m	=	12.68948	≈	13	m
Lebar	=	3	×	2.54	m	=	7.613688	≈	8	m
Tinggi	=	2	×	2.54	m	=	5.075792	≈	6	m

Spesifikasi Bak Air Bersih

-	Bentuk	:	Persegi Panjang	
-	Panjang	:	13	m
-	Lebar	:	8	m
-	Tinggi	:	6	m
-	Bahan	:	Beton bertulang	
-	Jumlah	:	1	Buah

3. Pompa Distribusi Air (L-213)

Fungsi : Untuk memompakan air dari bak air bersih menuju treatment air umpan *boiler*, air pendingin (ke *cation exchanger* dan *anion exchanger*)

Type : *Centrifugal pump*

Dasar Perencanaan :

-	*rate* aliran	=	130206	kg/jam
		=	287052	lb/jam
-	densitas (ρ) air	=	62.16	lb/ft^3
-	viskositas (μ)	=	0.00054	lb/ft.detik
		=	1.94	lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{rate\ liquid}{\rho\ liquid}$

$= \dfrac{287052 \text{ lb/jam}}{62.158 \text{ lb/ft}^3}$

= 4618.11 ft^3/jam

= 1.28 ft^3/detik

= 575.80 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 4000), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

= $3.9 \times 1.28^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

= 7.46 in

Standarisasi ID = 8 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 8.625 in = 0.72 ft

ID = 8.065 in = 0.67 ft

A = 0.35 ft^2

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{1.28}{0.35}$

= 3.62 ft/detik

= 13018 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0.67 \times 3.62 \times 62.16}{0.000538}$

= 280754

Karena N_{Re} > 2100, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *commersial steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4.6 \text{ x } 10^{-5}$ m = 0.0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0.00015}{0.67}$ = 0.0002

f = 0.0075 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90^o = 2 buah

  L_e/D = 35 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 35 ID

  = 35 × 2 × 0.67 ft

= 47.05 ft

- Gate valve = 2 buah (wide open)

L_e/D = 9 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

L_e = 9 ID

= 9 × 2 × 0.67 ft

= 12.10 ft

- Tee = 1 buah

L_e/D = 50 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

L_e = 50 ID

= 50 × 1 × 0.67 ft

= 33.60 ft

- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90° + gate valve + tee

= 100 + 47.05 + 12.10 + 33.60

= 192.75 ft

= 2313 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\, g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{3.62^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$$= 0.11 \ \text{lb}_f.\text{ft/lb}_m$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v_2^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0.0075 \times \frac{192.75}{0.67} \times \frac{3.6160^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 1.75 \ \text{lb}_f.\text{ft/lb}_m$$

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{}$$

$$= \left(1 - \frac{A_1}{0}\right)^2 \times \frac{3.6160^2}{2 \times 1.283 \times 32.174}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$= 0.16$ lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 90º = 2 buah

$K_f = 0.75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2K_f \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0.75 \times \frac{3.62^2}{2 \times 32.174}$$

$= 0.30$ lbf.ft/lbm

5. Friksi pada Gate valve= 2 buah

$K_f = 0.17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2\,Kf \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0.17 \times \frac{3.62^2}{2 \times 32.174}$$

$= 0.07$ lbf.ft/lbm

6. Friksi pada Tee = 1 buah

$K_f = 1$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = K_f \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 1 \times 1 \times \frac{3.62^2}{2 \times 32.174}$$

$= 0.2032$ lbf.ft/lbm

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= h_c + F_f + h_{ex} + \sum h_f$

$= 0.11 + 1.75 + 0.16 + 0.58$

$= 2.60$ lbf.ft/lbm

Direncanakan:

ΔZ	=	30	ft	
ΔP	=	0	lb/ft^2	(Karena $P_1=P_2$)
v_1	=	0	ft/s	(karena fluida diam dalam tangki penampungan)
v_2	=	3.62	ft/s	
α	=	1	(aliran turbulen)	

Sehingga *mechanical energy balanc*e :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{13.08 - 0}{2 \times 1 \times 32.2} + 30 \frac{32.17}{32.17} + 0 + 2.595 = -W_s$$

$$-W_s = 32.80$$

$$W_s = -32.80 \quad lb_f.ft/lb_m$$

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 92%

$$-Ws = \eta \; W_p$$

$$32.80 = 92\% \times W_p$$

$$W_p = 35.65 \quad lb_f.ft/lb_m$$

HP pompa $= \dfrac{W_p \times Q \times \rho}{550}$

$= \dfrac{35.651 \times 1.28 \times 62.16}{550}$

$= 5.17$ Hp

BHP $= \dfrac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \dfrac{5.17}{92\%} = 5.618$ Hp

η motor = 84 % = 0.84 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor $= \dfrac{BHP}{\eta \text{ motor}}$

$= \dfrac{5.17}{0.84}$

$= 6.15$ Hp $\approx$ 7 Hp

Spesifikasi Pompa

- Tipe	:	*Centrifugal pump*	
- Daya pompa	:	7	Hp
- Bahan	:	*Commersial steel*	
- Jumlah	:	2	buah

4. *Cation Exchanger* (D-214A)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah *Hydrogen Exchanger* (H_2Z), dimana tiap 1 m^3 H_2Z dapat menghilangkan 6500 - 9000 gram *Hardness*.

Direncanakan H_2Z yang digunakan adalah 8000 g/m^3

= 0.50 lb/ft^3

Bahan : *Carbon Steel* SA 240 *Grade* M *Type* 316

Asumsi kesadahan TDS

Total kation : 1.0 mg/L = 0.000062 lb/ft^3 (PerMenKes, 2017)

Dasar perhitungan :

- *rate* aliran = 128659 kg/jam = 283641 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

$= \dfrac{283641\ \text{lb/jam}}{62.16\ \text{lb/ft}^3}$

= 4563.23 ft^3/jam

= 1.27 ft^3/detik

= 596.34 gal/min

Penentuan kapasitas resin:

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta}$$ (Pure water care, hal.2)

$$V_R = \frac{Q.t.TDS.\ 0,4372}{TEC.\eta}$$

$$V_P = Q.t$$

$$V_R = V_P.TDS.0,4372$$

TEC.η

Volume kation

$$V_R = \frac{4563.23 \times 24 \times 0.000062 \times 0.4372}{0.50 \times 90\%}$$

$= 6.65\ ft^3$

$= 188.3\ L$

Diambil volume resin V_R = 188.30 L (Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuh resin sebanyak:

V_R = 188.30 L x 330 hari

= 62140 L

= 62.14 m^3

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 4 gal/min/ft^2
- tinggi *bed* = 2 m = 6.56 ft

Luas penampang tangki = $\frac{\textit{rate}\ \text{volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$

$= \frac{596.34\ \text{gal/min}}{4\ \text{gal/min/ft}^2}$

$= 149.08\ ft^2$

Volume *bed* = luas × tinggi

= 149.08 × 6.56

= 978.25 ft^3 = 27.70 m^3

Diameter *bed*

Luas = π/4 × D^2

$149.08 \ ft^2 = 0.79 \times D^2$

$D = 13.78 \ ft$

Direncanakan H/D = 1.5

$H = 1.5 \times D$

$= 1.5 \times 13.78 \ ft$

$= 20.67 \ ft$

Volume tangki

$V = H \times A = 20.67 \ ft \times 149.08 \ ft^2$

$= 3081.03 \ ft^3$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness*, maka :

Kandungan kation = 596.34 gal/min × 3

= 1789.01 grains/menit

= 107341 grains/jam

Hardness sebanyak = 27.70 m^3 × 8000 g/m^3

= 221607 gram

= 3419876 grain

Umur Resin $= \dfrac{3419876}{107341} = 31.86$ jam

Jadi setelah 31.86 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi *Cation Exchanger*

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA 240 *Grade* M *Type* 316
- Diameter : 13.78 ft
- Tinggi : 20.67 ft
- Jumlah : 1

5. *Anion Exchanger* (D-214B)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah De-acidite (DOH)

Direncanakan DOH yang digunakan 8000 g/m^3 = 0.50 lb/ft^3

Bahan : *Carbon Steel* SA 240 *Grade* M *Type* 316

Asumsi kesadahan TDS

Total kation : 1.0 mg/L = 0.000062 lb/ft^3 (PerMenKes, 2017)

Dasar perhitungan :

- *rate* aliran = 128659 kg/jam = 283641 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{rate\ liquid}{\rho\ liquid}$

$= \dfrac{283641 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 4563.23 ft^3/jam

= 1.27 ft^3/detik

= 596.34 gal/min

Penentuan kapasitas resin:

$V_R = \dfrac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta}$ (Pure water care, hal.2)

$V_R = \dfrac{Q.t.TDS.\ 0,4372}{TEC.\eta}$

$V_P = Q.t$

$V_R = \dfrac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$

Volume anion

$V_R = \dfrac{4563.23 \times 24 \times 0.000062 \times 0.4372}{0.50 \times 90\%}$

= 6.65 ft^3

= 188.3 L

Diambil volume resin V_R = 188.30 L (Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuh resin sebanyak:

V_R = 188.30 L x 330 hari

= 62140 L

= 62.14 m^3

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 4 gal/min/ft^2
- tinggi bed = 2 m = 6.56 ft

Luas penampang tangki = $\dfrac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$

= $\dfrac{596.34 \text{ gal/min}}{4 \text{ gal/min/ft}^2}$

= 149.08 ft^2

Volume *bed* = luas × tinggi

= 149.08 × 6.5617

= 978.25 ft^3 = 27.70 m^3

Diameter *bed*

Luas = $\pi/4 \times D^2$

149.08 ft^2 = 0.785 × D^2

D = 13.78 ft

Direncanakan H/D = 1.5

H = 1.5 × D

= 1.5 × 13.78 ft

= 20.67 ft

Volume tangki

V = H × A = 20.67 ft × 149.08 ft^2

= 3081.03 ft^3

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness*, maka :

Kandungan kation = 596.34 gpm × 3

= 1789.01 grains/menit

= 107341 grains/jam

Hardness sebanyak	=	27.70 m^3	×	8000	g/m^3
	=	221608	gram		
	=	3419895	grain		

Umur Resin = $\frac{3419895}{107341}$ = 31.86 jam

Jadi setelah 31.8601 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan soda kaustik (NaOH).

Spesifikasi *Anion Exchanger*

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA 240 *Grade* M *Type* 316
- Diameter : 13.78 ft
- Tinggi : 20.67 ft
- Jumlah : 1

6. **Bak Air Demin (F-215)**

Fungsi : Menampung air lunak (*soft water*) untuk didistribusikan ke proses dan air umpan *boiler*

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 128659 kg/jam
  = 283641 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\frac{283641 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 4563.23 ft^3/jam

= 129.217 m^3/jam

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = *rate* volumetrik x waktu tinggal

	=	129.22	m^3/jam	×	3	jam
	=	387.65	m^3			
Volume *liquid*	=	80%	volume bak			

$$\text{Volume bak} = \frac{387.65}{80\%}\ m^3$$

$$= 484.56\ m^3$$

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 × 3 × 2

Volume Bak = 5 m × 3 m × 2 m

= 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 x^3

484.56 m^3 = 30 x^3

x = 2.53 m

Dimensi bak air lunak :

Panjang	=	5	×	2.53	m	=	12.64	≈	13	m
Lebar	=	3	×	2.53	m	=	7.58	≈	8	m
Tinggi	=	2	×	2.53	m	=	5.06	≈	6	m

Spesifikasi Bak Air Lunak

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 13 m
- Lebar : 8 m
- Tinggi : 6 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

7. Pompa Umpan Boiler (L-216)

Fungsi : Memompakan air menuju bak air pendingin dan ke bak umpan *boiler*

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran	=	128659	kg/jam
	=	283641	lb/jam
- densitas (ρ) air	=	62.16	lb/ft^3
- viskositas (μ)	=	0.00054	lb/ft.detik

= 1.94 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\dfrac{283641 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 4563.23 ft^3/jam

= 1.27 ft^3/detik

= 568.96 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 4000), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

= $3.9 \times 1.27^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

= 7.42 in

Standarisasi ID = 8 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 8.625 in = 0.72 ft

ID = 8.065 in = 0.67 ft

A = 0.3548 ft^2

Laju aliran fluida (V) = $\dfrac{Q}{A}$

= $\dfrac{1.27}{0.35}$

= 3.57 ft/detik

= 12863 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

N_{Re} = $\dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

= $\dfrac{0.67 \times 3.57 \times 62.16}{0.00054}$

= 277418

Karena N_{Re} > 2100, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Commersial Steel

Sehingga diperoleh :

ε = 4.6 x 10^{-5} m = 0.0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.67}$ = 0.0002

f = 0.008 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90º = 2 buah

  L_e/D = 35 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 35 ID

  = 35 × 2 × 0.67 ft

  = 47.05 ft
- Gate valve = 2 buah (wide open)

  L_e/D = 9 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 9 ID

  = 9 × 2 × 0.67 ft

  = 12.10 ft
- Tee = 1 buah

  L_e/D = 50 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 50 ID

  = 50 × 1 × 0.67 ft

  = 33.60 ft
- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90º + gate valve + tee

  = 100 + 47.05 + 12.10 + 33.60

  = 192.75 ft

  = 2312.97 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^2}{2\ \alpha\ g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{3.57^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$= 0.11$ lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v_2^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0.008 \times \frac{192.75}{0.67} \times \frac{3.57^2}{2 \times 32.174}$$

$= 1.82$ lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = (1 - \frac{A_2}{A_1})^2 \times \frac{v_2^2}{2\alpha g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{3.5730^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$= 0.16$ lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 90 º = 2 buah

$K_f = 0.75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2K_f \frac{v_2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0.75 \times \frac{3.57^2}{2 \times 32.174}$$

$= 0.30$ lbf.ft/lbm

5. Friksi pada Gate valve= 2 buah

$K_f = 0.17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = 2K_f \frac{v_2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0.17 \times \frac{3.57^2}{2 \times 32.174}$$

$= 0.07$ lbf.ft/lbm

6. Friksi pada Tee = 1 buah

$K_f = 1$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2 g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 1 \times 1 \times \frac{3.57^2}{2 \times 32.174}$$

$= 0.20$ lbf.ft/lbm

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= h_c + F_f + h_{ex} + \sum h_f$

$= 0.11 + 1.82 + 0.16 + 0.56$

$= 2.65$ lbf.ft/lbm

Direncanakan:

ΔZ	=	30	ft	
ΔP	=	0	lb/ft^2	(Karena $P_1=P_2$)
v_1	=	0	ft/s	(karena fluida diam dalam tangki penampungan)
v_2	=	3.6	ft/s	
α	=	1	(aliran turbulen)	

Sehingga *mechanical energy balance* :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{12.77 - 0}{2 \times 1 \times 32.2} + 30 \frac{32.174}{32.174} + 0 + 2.650 = -W_s$$

$- W_s = 32.85$

$W_s = -32.85$ lbf.ft/lbm

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 92%

$- W_s = \eta \ W_p$

$32.85 = 92\% \times W_p$

$W_p = 35.70$ lbf.ft/lbm

HP pompa $= \dfrac{W_p \times Q \times \rho}{550}$

$= \dfrac{35.70 \times 1.27 \times 62.16}{550}$

$= 5.11$ HP

BHP $= \dfrac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \dfrac{5.11}{92\%} = 5.56$ HP

η motor = 84 % = 0.84 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor $= \dfrac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$

$= \dfrac{5.11}{0.84}$

$= 6.09$ HP ≈ 7 HP

Spesifikasi Pompa

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 7 HP
- Bahan : *Commersial steel*
- Jumlah : 2 buah

8. Deaerator (D-220)

Fungsi : Menghilangkan gas dalam air umpan *boiler* dengan injeksi steam

Tipe : Silinder horizontal

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 93442 kg/jam
  = 206001 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho \textit{ liquid}}$

$= \dfrac{206001 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

	=	3314.15	ft^3/jam
	=	93.85	m^3/jam
Waktu tinggal	=	1	jam
Volume air	=	rate volumetrik x waktu tinggal	
	=	93.85	m^3/jam x 1 jam
	=	93.847	m^3
Volume *liquid*	=	80%	volume tangki
Volume tangki	=	$\frac{93.85}{80\%}$	m^3
	=	117.31	m^3

Menentukan dimensi tangki

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D_i^2\ L_s$

Diasumsikan, L_s = 1.5 D_i, sehingga :

117.31 ft^3 = 1/4 × 3.14 × D_i^2 × 1.5 D_i

117.31 ft^3 = 1 1/6 D_i^3

D_i = 4.64 ft

Jadi,

Tinggi tangki (Ls) = 1.5 × 4.64 ft

= 6.95 ft

Menentukan tinggi tutup (h)

h = 0.20 D_i

= 0.20 × 4.64

= 0.91 ft

Sehingga, total tinggi tangki = L_s + 2 (h)

= 6.95 + 2 (0.91)

= 8.8 ft

Spesifikasi Tangki Daerator

- Bentuk : Silinder Horizontal, tutup Standar Dished
- Dimensi : Tinggi = 8.8 ft ; Di = 4.6 ft
- Bahan : *Carbon Steel* SA 240 *Grade* M *Type* 316
- Jumlah : 2 buah

9. Bak Air Umpan *Boiler* (F-218)

Fungsi : Menampung air umpan *boiler*

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 93442 kg/jam
  = 206001 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\frac{206001 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 3314.15 ft^3/jam

= 93.85 m^3/jam

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = *rate* volumetrik x waktu tinggal

= 93.85 m^3/jam × 3 jam

= 281.54 m^3

Volume *liquid* = 80% volume bak

Volume bak = $\frac{281.54}{80\%}$ m^3

= 351.93 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 × 3 × 2

Volume Bak = 5 m × 3 m × 2 m

= 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 x^3

351.92595 m^3 = 30 x^3

x = 2.27 m

Dimensi bak air lunak :

Panjang	=	5	×	2.27	m	=	11.36	≈	12 m
Lebar	=	3	×	2.27	m	=	6.82	≈	7 m
Tinggi	=	2	×	2.27	m	=	4.54	≈	5 m

Spesifikasi Bak Air Umpan *Boiler*

-	Bentuk	:	Persegi Panjang	
-	Panjang	:	12	m
-	Lebar	:	7	m
-	Tinggi	:	5	m
-	Bahan	:	Beton bertulang	
-	Jumlah	:	1	Buah

10. Pompa Air Umpan *Boiler* (L-222)

Fungsi : Memompakan air umpan menuju *boiler*

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

-	*rate* aliran	=	93442	kg/jam
		=	206001	lb/jam
-	densitas (ρ) air	=	62.16	lb/ft^3
-	viskositas (μ)	=	0.00054	lb/ft.detik
		=	1.94	lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{rate\ liquid}{\rho\ liquid}$

$= \dfrac{206001\ lb/jam}{62.16\ lb/ft^3}$

= 3314.15 ft^3/jam

= 0.92 $ft^3/detik$

= 413.22 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 2100), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

= $3.9 \times 0.92^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

= 6.43 in

Standarisasi ID = 8 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 8.625 in = 0.72 ft

ID = 8.065 in = 0.67 ft

A = 0.023 ft^2

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0.92}{0.023}$

= 39.572 ft/detik

= 142459 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0.67208 \times 39.572 \times 62.16}{0.00054}$

= 3072476

Karena N_{Re} > 2100, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *commersial steel*

Sehingga diperoleh :

ε = 4.6 x 10^{-5} m = 0.0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0.00015}{0.67} = 0.0002$

f = 0.0062 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 70 ft
- elbow 90^o = 1 buah

  L_e/D = 35 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 35 ID

  = 35 × 1 × 0.67 ft

  = 23.52 ft
- Gate valve = 1 buah (wide open)

  L_e/D = 9 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 9 ID

$= 9 \times 1 \times 0.67$ ft

$= 6.05$ ft

- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90° + gate valve

$= 70 + 23.52 + 6.05$

$= 99.57$ ft

$= 1194.86$ in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\, g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{39.57^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$= 13.38$ lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v_2^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0.0062 \times \frac{99.57}{0.67} \times \frac{39.57^2}{2 \times 32.174}$$

$= 89.41$ lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\, g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{39.57^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$= 24.336$ lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 90° = 1 buah

$K_f = 0.75$

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = K_f \frac{v_2^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 1 \times 0.75 \times \frac{39.57^2}{2 \times 32.174}$$

= 18.252 $lb_f.ft/lb_m$

5. Friksi pada Gate valve = 1 buah

K_f = 0.17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$h_f = K_f \dfrac{v_2^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$= 1 \times 0.17 \times \dfrac{39.57^2}{2 \times 32.174}$

= 4.14 $lb_f.ft/lb_m$

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= h_c + F_f + h_{ex} + \sum h_f$

$= 13.38 + 89.41 + 24.34 + 22.39$

= 149.52 $lb_f.ft/lb_m$

Direncanakan:

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0 lb/ft² (Karena $P_1=P_2$)

v_1 = 0 ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 39.57 ft/s

α = 1 (aliran turbulen)

Sehingga *mechanical energy balance* :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{1566 - 0}{2 \times 1 \times 32.2} + 30 \frac{39.57}{32.174} + 0 + 149.52 = -W_s$$

$-W_s$ = 210.76

W_s = -210.76 $lb_f.ft/lb_m$

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 50%

- $W_s = \eta \; W_p$

$210.76 = 50\% \times W_p$

$W_p = 421.51$ $lb_f.ft/lb_m$

HP pompa $= \dfrac{W_p \times Q \times \rho}{550}$

$= \dfrac{421.5 \times 0.92 \times 62.16}{550}$

$= 43.85$ HP

BHP $= \dfrac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \dfrac{43.85}{50\%} = 87.71$ HP

η motor = 80 % = 0.80 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor $= \dfrac{BHP}{\eta \text{ motor}}$

$= \dfrac{43.9}{0.80}$

$= 54.8$ HP $\approx$ 55 HP

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 55 HP
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

11. Pompa Air Umpan *Cooling Water* (L-217)

Fungsi : Memompakan *cooling water* menuju peralatan

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar perencanaan :

- *Rate* aliran = 50713 kg/jam = 111802 lb/jam
- Densitas (ρ) *cooling water* = 62.16 lb/ft^3 =
- Viskositas (μ) = 0.00 lb/ft.detik
  = 1.94 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho \textit{ liquid}}$

$= \dfrac{111802 \text{ lb/jam}}{}$

$$= \frac{}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1798.67 ft^3/jam

= 0.50 ft^3/detik

= 186.74 gal/min

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

ID optimal = $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

ID optimal = $3.9 \times 0.50^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

= 4.88 in ≈ 3 in

Standarisasi ID = 4 in sch 40 (Kern, Hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD	=	4.63	in	=	0.39	ft
ID	=	4.07	in	=	0.34	ft
A	=	0.05	ft^2			

$$\text{Laju aliran fluida (V)} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0.500 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0.051 \text{ ft}^2}$$

= 9.75 ft/detik

= 35096 ft/jam

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.34 \times 35096.00 \times 62.16}{1.94}$$

= 381511

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *carbon steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ m = 0.00015 ft (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.34} = 0.00045$$

f = 0.005 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

a. Panjang pipa lurus = 60 ft

b. Elbow, 90° = 1 buah

L_e/D = 35 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 35 ID

= 35 × 1 × 0.34

= 11.86 ft

c. Gate valve = 1 buah (half open)

L_e/D = 225 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 225 ID

= 225 × 1 × 0.34

= 76.22 ft

Jadi, total panjang pipa :

ΔL = 60 + 11.86 + 76.22

= 148.07 ft

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2}{2.\alpha.g_c} \times \frac{\Delta L}{D}$$

$$= \frac{4 \times 0.005 \times 9.75^2 \times 148.07}{2 \times 1 \times 32.174 \times 0.34}$$

= 12.65 $lb_f.ft/lb_m$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

K_f = 0.75 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$h_f = 1 \frac{K_f \times v^2}{2.g_c}$$

$$= 1 \frac{0.75 \times 9.75^2}{1 \times 32.17}$$

= 2.22 $lb_f.ft/lb_m$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

K_f = 4.50 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$h_f = 1\ \frac{K_f \times v^2}{2.gc}$$

$$= 1\ \frac{4.50 \times 9.75^2}{2 \times 32.17}$$

$= 6.65$ $lb_f.ft/lb_m$

4 Friksi pada kontraksi

$K_c = 0{,}55 \times (1-(A_2/A_1))$

$(A_2/A_1) = 0$ (karena nilai $A_1 > A_2$)

$= 0.55$

$$h_c = \frac{K_c\ v^2}{2.\alpha.g_c}$$

$$= \frac{0.55 \times 95.04}{2 \times 1 \times 32.17} = 0.81\ lb_f.ft/lb_m$$

5 Friksi pada ekspansi

$K\ ex = (1-(A_2/A_1))^2$

$= (1-0)^2$

$= 1$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex}\ v^2}{2.\alpha.g_c}$$

$$= \frac{1 \times 95.04}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$= 1.48$ $lb_f.ft/lb_m$

Sehingga

Total friksi (ΣF) $= F_f + h_c + h_{ex} + h_f$

$= 23.81$ $lb_f.ft/lb_m$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{} + \frac{g}{}\Delta Z + \frac{\Delta P}{} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{}{g_c} \qquad \frac{}{\rho}$$

$$2.\alpha.g_c \left(\qquad \right)$$

Direncanakan :

ΔZ	=	30	ft
ΔP	=	0	karena $P_1=P_2=1$ atm
Δv	=	9.75	ft/detik
α	=	1	(aliran turbulen)

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2.\alpha.g_c} + \frac{g\,\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

$$= \frac{9.75^2}{2 \times 1 \times 32.174} + \frac{965.22}{32.174} + \frac{0}{62} + 23.8$$

$$= 55.28$$

$$W_s = -55.282$$

Untuk kapasitas (Q) = 186.74 gpm

η pompa = 65 % (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta \text{ pompa}} = \frac{55.28}{0.65} = 85.05 \text{ lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

HP pompa

$$= \frac{(W_p) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{85.05 \times 0.50 \times 62.16}{550}$$

$$= 4.80 \text{ HP}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{4.80}{65\%} = 7.388 \text{ HP}$$

η motor = 82 % = 0.82 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor

$$= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{4.80}{0.82}$$

$$= 5.86 \text{ HP} \approx 6 \text{ HP}$$

Spesifikasi Pompa

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 6 HP
- Bahan : *Carbon Steel*

- Jumlah : 1 buah

12. Bak Air Umpan Cooling Water (F-218)

Fungsi : Tempat menampung air sanitasi

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 50712.88 kg/jam
  = 111801.61 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\frac{111801.61 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1798.67 ft^3/jam

= 50.93 m^3/jam

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = rate volumetrik x waktu tinggal

= 50.93 m^3/jam × 3 jam

= 152.80 m^3

Volume *liquid* = 80% volume bak

Volume bak = $\frac{152.80 \text{ m}^3}{80\%}$

= 191.00 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 × 3 × 2

Volume Bak = 5 m × 3 m × 2 m

= 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 x^3

191.00 m^3 = 30 x^3

x = 1.853 m

Dimensi bak air sanitasi :

Panjang = 5 × 0.579 m = 2.90 ≈ 3 m

Lebar = 3 × 0.579 m = 1.74 ≈ 2 m

Tinggi = 2 × 0.579 m = 1.16 ≈ 2 m

Spesifikasi Bak Air Sanitasi

-	Bentuk	:	Persegi Panjang
-	Panjang	:	3 m
-	Lebar	:	2 m
-	Tinggi	:	2 m
-	Bahan	:	Beton bertulang
-	Jumlah	:	1 Buah

13. Pompa *Cooling Water* (L-219)

Fungsi : Memompakan *cooling water* menuju peralatan

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar perencanaan :

-	*Rate* aliran	=	50713	kg/jam	=	111802	lb/jam
-	Densitas (ρ) *cooling water*	=	62.16	lb/ft^3	=		
-	Viskositas (μ)	=	0.00054	lb/ft.detik			
		=	1.94	lb/ft.jam			

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho \textit{ liquid}}$

$= \dfrac{111802 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 1798.67 ft^3/jam

= 0.50 ft^3/detik

= 186.74 gal/min

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

ID optimal = $3.9 \times 0.50^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

= 4.88 in ≈ 3 in

Standarisasi ID = 4 in sch 40 (Kern, Hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 4.63 in = 0.39 ft

ID = 4.07 in = 0.34 ft

A = 0.05 ft^2

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0.500 \ ft^3/detik}{0.051 \ ft^2}$

= 9.75 ft/detik

= 35096 ft/jam

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0.34 \times 35096.00 \times 62.16}{1.94}$

= 381511

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *carbon steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m = 0.00015 ft (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0.00015}{0.34} = 0.00045$

f = 0.005 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

a. Panjang pipa lurus = 60 ft

b. Elbow, 90° = 1 buah

L_e/D = 35 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 35 ID

= 35 × 1 × 0.34

= 11.86 ft

c. Gate valve = 1 buah (half open)

L_e/D = 225 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 225 ID

= 225 × 1 × 0.34

= 76.22 ft

Jadi, total panjang pipa :

ΔL = 60 + 11.86 + 76.22

= 148.07 ft

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2}{2.\alpha.g_c} \times \frac{\Delta L}{D}$$

$$= \frac{4 \times 0.005 \times 9.75^2 \times 148.07}{2 \times 1 \times 32.174 \times 0.34}$$

= 12.65 $lb_f.ft/lb_m$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

K_f = 0.75 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$h_f = 1\ \frac{K_f \times v^2}{2.g_c}$$

$$= 1\ \frac{0.75 \times 9.75^2}{1 \times 32.17}$$

= 2.22 $lb_f.ft/lb_m$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

K_f = 4.50 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$h_f = 1\ \frac{K_f \times v^2}{2.gc}$$

$$= 1\ \frac{4.50 \times 9.75^2}{2 \times 32.17}$$

= 6.65 $lb_f.ft/lb_m$

4 Friksi pada kontraksi

K_c = 0,55 × (1-(A_2/A_1))

(A_2/A_1) = 0 karena nilai $A_1 > A_2$)

= 0.55

$$h_c = \frac{K_c\ v^2}{2.\alpha.g_c}$$

$$= \frac{0.55 \times 95.04}{} = 0.81\ lb_f.ft/lb_m$$

$2 \times 1 \times 32.17$

5 Friksi pada ekspansi

$K\ ex = (1-(A_2/A_1))^2$

$= (1-0)^2$

$= 1$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex}\ v^2}{2.\alpha.g_c}$$

$$= \frac{1 \times 95.04}{2 \times 1 \times 32.17}$$

$= 1.48 \ (lb_f.ft/lb_m)$

Sehingga

Total friksi (ΣF) $= F_f + h_c + h_{ex} + h_f$

$= 23.81 \ lb_f.ft/lb_m$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2.\alpha.g_c} + \frac{g\ \Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$\Delta Z = 30$ ft

$\Delta P = 0$ karena $P_1=P_2=1$ atm

$\Delta v = 9.75$ ft/detik

$\alpha = 1$ (aliran turbulen)

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2.\alpha.g_c} + \frac{g\ \Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

$$= \frac{9.75^2}{2 \times 1 \times 32.174} + \frac{965.22}{32.174} + \frac{0}{62} + 23.8$$

$= 55.28$

$W_s = -55.282$

Untuk kapasitas (Q) = 186.74 gpm

η pompa = 65 % (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$W_p = \frac{-\ W_s}{\eta \text{ pompa}} = \frac{55.28}{0.65} = 85.05 \ \text{lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

HP pompa

$$= \frac{(W_p) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{85.05 \times 0.50 \times 62.16}{550}$$

= 4.80 HP

$$\text{BHP} = \frac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \frac{4.80}{65\%} = 7.388 \ \text{HP}$$

η motor = 82 % = 0.82 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor

$$= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{4.80}{0.82}$$

= 5.86 HP ≈ 6 HP

Spesifikasi Pompa

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 6 HP
- Bahan : *Carbon Steel*
- Jumlah : 1 buah

14. Bak Klorinasi (F-224)

Fungsi : Tempat pencampuran air bersih dan disinfektan sebelum digunakan sebagai air sanitasi.

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 1547.29 kg/jam
  = 3411.15 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

$= \dfrac{3411.15 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

$= 54.88 \text{ ft}^3\text{/jam}$

$= 1.55 \text{ m}^3\text{/jam}$

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = rate volumetrik x waktu tinggal

$= 1.55 \text{ m}^3\text{/jam} \times 3 \text{ jam}$

$= 4.66 \text{ m}^3$

Perhitungan kebutuhan Cl_2

Klorin (Cl_2) tidak hanya digunakan sebagai disinfektan untuk membunuh kuman tapi juga sebagai oksidan dan kontrol warna dan bau dari air. Klorin yang digunakan kaporit ($Ca(OCl)_2$) dengan dosis penggunaan 2-5 mg/L.

Volume air sanitasi $= 1.55 \text{ m}^3\text{/jam}$

$= 1554 \text{ L/jam}$

Kaporit yang dibutuhkan $= 3 \text{ mg/L} \times 1554 \text{ L/jam}$

$= 4662 \text{ mg/jam}$

$= 0.005 \text{ kg/jam}$

Volume *liquid* = 80% volume bak

Volume bak $= \dfrac{4.66}{80\%} \text{ m}^3$

$= 5.83 \text{ m}^3$

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi $= 5 \times 3 \times 2$

Volume Bak $= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m}$

$= 30 \text{ m}^3$

Sehingga :

Volume bak $= 30\ x^3$

$5.8275 \text{ m}^3 = 30\ x^3$

$x = 0.58 \text{ m}$

Dimensi bak klorinasi :

Panjang	=	5	×	0.58	m	=	2.90	≈	3	m
Lebar	=	3	×	0.58	m	=	1.74	≈	2	m
Tinggi	=	2	×	0.58	m	=	1.16	≈	2	m

Spesifikasi Bak Klorinasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 3 m
- Lebar : 2 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

15. Pompa Umpan Air Sanitasi (L-225)

Fungsi : Memompakan air dari bak klorinasi menuju bak air sanitasi

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 1547.29 kg/jam
  = 3411.15 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3
- viskositas (μ) = 0.00054 lb/ft.detik
  = 1.94 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

= $\frac{3411.15 \text{ lb/jam}}{62.16 \text{ lb/ft}^3}$

= 54.88 ft^3/jam

= 0.015 ft^3/detik

= 6.842 gal/min

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 4000), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

= $3.9 \times 0.015^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

= 1.02 in

Standarisasi ID = 1 in sch 40 (Geankoplis, App. A.5-1 hal 892)

Sehingga diperoleh :

OD	=	1.32	in	=	0.11	ft
ID	=	1.049	in	=	0.09	ft
A	=	0.006	ft^2			

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0.015}{0.006}$

= 2.54 ft/detik

= 9146 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0.09 \times 2.54 \times 62.16}{0.00054}$

= 25657.93

Karena N_{Re} > 2100, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *commersial steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5}$ m = 0.0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0.00015}{0.09}$ = 0.0017

f = 0.0072 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 60 ft

- elbow 90° = 1 buah

  L_e/D = 35 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*

  L_e = 35 ID

  = 35 × 1 × 0.09 ft

		=	3.06 ft
-	Gate valve	=	1 buah (wide open)
	L_e/D	=	9 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*
	L_e	=	9 ID
		=	9 × 1 × 0.09 ft
		=	0.79 ft
-	Panjang pipa total (L)	=	Pipa lurus + elbow 90° + gate valve
		=	60 + 3.06 + 0.79
		=	63.85 ft
		=	766.16 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\,g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{2.54^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$$= 0.06 \ \text{lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\,\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v_2^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0.0072 \times \frac{63.85}{0.09} \times \frac{2.54^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 2.11 \ \text{lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\,g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{2.54^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$$= 0.10 \ \text{lb}_f\text{.ft/lb}_m$$

4. Friksi pada Elbow 90 º = 1 buah

K_f = 0.75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$h_f = K_f \dfrac{v_2^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$= 1 \times 0.75 \times \dfrac{2.54^2}{2 \times 32.174}$

= 0.08 $lb_f.ft/lb_m$

5. Friksi pada Gate valve = 1 buah

K_f = 0.17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$h_f = K_f \dfrac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$= 1 \times 0.17 \times \dfrac{2.54^2}{2 \times 32.174}$

= 0.02 $lb_f.ft/lb_m$

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= h_c + F_f + h_{ex} + \sum h_f$

= 0.06 + 2.11 + 0.10 + 0.09

= 2.36 $lb_f.ft/lb_m$

Direncanakan:

ΔZ	=	30	ft	
ΔP	=	0	lb/ft^2	(Karena $P_1=P_2$)
v_1	=	0	ft/s	(karena fluida diam dalam tangki penampungan)
v_2	=	2.54	ft/s	
α	=	1	(aliran turbulen)	

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{2.54 \quad - \quad 0}{} + 30 \ \frac{32.174}{} + 0 + 2.36 =$$

2 × 1 × 32.2   32.174 $-W_s$

$-W_s$ = 32.40

W_s = -32.40 lbf.ft/lbm

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 80%

$-W_s = \eta \; W_p$

$32.40 = 80\% \times W_p$

W_p = 40.50 lbf.ft/lbm

HP pompa $= \dfrac{W_p \times Q \times \rho}{550}$

$= \dfrac{40.50 \times 0.015 \times 62.16}{550}$

= 0.070 HP

BHP $= \dfrac{\text{HP pompa}}{\eta \text{ pompa}} = \dfrac{0.070}{80\%} = 0.087$ HP

η motor = 80 % = 0.8 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor $= \dfrac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$

$= \dfrac{0.070}{0.80}$

= 0.087 HP ≈ 1 HP

Spesifikasi Pompa

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commersial steel*
- Jumlah : 1 buah

16. Bak Air Sanitasi (F-226)

Fungsi : Tempat menampung air sanitasi

Dasar Perencanaan :

- *rate* aliran = 1547.29 kg/jam
  = 3411.15 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62.16 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = *rate liquid*

$$= \frac{3411.15 \text{ lb/jam}}{\rho_{liquid} \; 62.16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 54.88 ft^3/jam

= 1.55 m^3/jam

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = rate volumetrik x waktu tinggal

= 1.55 m^3/jam × 3 jam

= 4.66 m^3

Volume *liquid* = 80% volume bak

Volume bak = $\frac{4.66}{80\%}$ m^3

= 5.83 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 × 3 × 2

Volume Bak = 5 m × 3 m × 2 m

= 30 m^3

Sehingga :

Volume bak = 30 x^3

5.83 m^3 = 30 x^3

x = 0.579 m

Dimensi bak air sanitasi :

Panjang	=	5	×	0.579	m	=	2.90	≈	3	m
Lebar	=	3	×	0.579	m	=	1.74	≈	2	m
Tinggi	=	2	×	0.579	m	=	1.16	≈	2	m

Spesifikasi Bak Air Sanitasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 3 m
- Lebar : 2 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

17. Pompa Distribusi Air Sanitasi (L-227)

Fungsi : Memompakan air dari bak klorinasi menuju bak air sanitasi

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

-	*rate* aliran	=	1547.29	kg/jam
		=	3411.15	lb/jam
-	densitas (ρ) air	=	62.16	lb/ft^3
-	viskositas (μ)	=	0.00	lb/ft.detik
		=	1.94	lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\textit{rate liquid}}{\rho\ \textit{liquid}}$

$= \dfrac{3411.15\ \text{lb/jam}}{62.16\ \text{lb/ft}^3}$

$= 54.88\ \text{ft}^3\text{/jam}$

$= 0.015\ \text{ft}^3\text{/detik}$

$= 6.842$ gal/min

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 4000$), maka :

ID optimal $= 3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

$= 3.9 \times 0.015^{0.45} \times 62.16^{0.13}$

$= 1.02$ in

Standarisasi ID = 1 in sch 40 (Geankoplis, App. A.5-1 hal 892)

Sehingga diperoleh :

OD = 1.32 in = 0.11 ft

ID = 1.049 in = 0.09 ft

A = 0.006 ft^2

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0.015}{0.006}$

$= 2.54$ ft/detik

= 9146 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \frac{0.09 \times 2.54 \times 62.16}{0.00054}$

= 25657.93

Karena N_{Re} > 2100, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *commersial steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4.6 \times 10^{-5}$ m = 0.0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.09}$ = 0.0017

f = 0.0072 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus = 60 ft

- elbow 90^o = 1 buah
  - L_e/D = 35 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*
  - L_e = 35 ID
  - = 35 × 1 × 0.09 ft
  - = 3.06 ft
- Gate valve = 1 buah (wide open)
  - L_e/D = 9 *(Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)*
  - L_e = 9 ID
  - = 9 × 1 × 0.09 ft
  - = 0.79 ft
- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90^o + gate valve
  - = 60 + 3.06 + 0.79
  - = 63.85 ft
  - = 766.16 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$h_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\,g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0.55 \times (1 - 0) \times \frac{2.54^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$$= 0.06 \ lb_f.ft/lb_m$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v_2^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0.0072 \times \frac{63.85}{0.09} \times \frac{2.54^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 2.11 \ lb_f.ft/lb_m$$

3. Friksi pada ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^2}{2\,\alpha\,g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{2.54^2}{2 \times 1 \times 32.174}$$

$$= 0.10 \ lb_f.ft/lb_m$$

4. Friksi pada Elbow 90 º = 1 buah

$K_f = 0.75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = K_f \frac{v_2^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 1 \times 0.75 \times \frac{2.54^2}{2 \times 32.174}$$

$$= 0.08 \ lb_f.ft/lb_m$$

5. Friksi pada Gate valve = 1 buah

$K_f = 0.17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$h_f = K_f \frac{v_2}{}$$

$$= 1 \times 0.17 \times \frac{2.54^2}{2 \times 32.174}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 0.02 \text{ lb}_f.\text{ft/lb}_m$$

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= h_c + F_f + h_{ex} + \sum h_f$

$= 0.06 + 2.11 + 0.10 + 0.09$

$= 2.36$ $\text{lb}_f.\text{ft/lb}_m$

Direncanakan:

ΔZ	=	30	ft	
ΔP	=	0	lb/ft^2	(Karena $P_1=P_2$)
v_1	=	0	ft/s	(karena fluida diam dalam tangki penampungan)
v_2	=	2.54	ft/s	
α	=	1	(aliran turbulen)	

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 64)

$$\frac{2.54 - 0}{2 \times 1 \times 32.2} + 30 \frac{32.174}{32.174} + 0 + 2.36 = -W_s$$

$- W_s = 32.40$

$W_s = -32.40$ $\text{lb}_f.\text{ft/lb}_m$

Dari Fig.14.37 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 80%

$- W_s = \eta \; W_p$

$32.40 = 80\% \times W_p$

$W_p = 40.50$ $\text{lb}_f.\text{ft/lb}_m$

HP pompa $= \dfrac{W_p \times Q \times \rho}{550}$

$= 40.50 \times 0.015 \times 62.16$

$$\frac{}{550}$$

= 0.070 HP

$$BHP = \frac{HP\ pompa}{\eta\ pompa} = \frac{0.070}{80\%} = 0.087\ HP$$

η motor = 80 % = 0.8 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta\ motor}$$

$$= \frac{0.070}{0.80}$$

= 0.087 HP ≈ 1 HP

Spesifikasi Pompa

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commersial steel*
- Jumlah : 1 buah

Kebutuhan tenaga listrik pada pra-rencana pabrik *green diesel* ini direncanakan dan disediakan oleh *PLN* dan generator set. Tenaga listrik yang dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dll. Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

a. Peralatan proses produksi
b. Daerah pengolahan air
c. Listrik untuk penerangan

A. Peralatan Produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, ditunjukkan pada tabel dibawah ini

Tabel D.4. Pemakaian listrik pada peralatan proses produksi

No.	**Kode Alat**	**Nama Alat**	**Jumlah**	**P (HP)**	**P_{tot} (HP)**
1.	L-112	Pompa Sentrifugal	4	1	**4**
2.	L-114	Pompa Piston	1	1	**1**
3.	G-121	Ekspander Valve	1	11	**11**
4.	L-123	Pompa Sentrifugal	1	1	**1**
5.	L-125	Pompa Sentrifugal	1	1	**1**
Jumlah			8	15	**18**

B. Peralatan Pengolahan Air

Tabel D.5. Pemakaian listrik untuk unit pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	P (HP)	P_{tot} (HP)
1.	L-211	Pompa distribusi air industri	1	6	**6**
2.	L-213	Pompa distribusi air	1	7	**7**
4.	L-216	Pompa air umpan *boiler*	1	7	**7**
5.	L-222	Pompa air *boiler*	1	55	**55**
6.	L-217	Pompa air umpan *cooling water*	1	6	**6**
7.	L-219	Pompa cooling water	1	6	**6**
8.	L-216	Pompa umpan air sanitasi	1	1	**1**
9.	L-312	Pompa distribusi air sanitasi	1	1	**1**
Jumlah			8	89	**712**

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar :

= 18 + 712 HP = 730 HP

= 730 HP × 0.7457 kWH/HP = 544.361 kWH

C. Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$ (Pers. 8-3 Kusnarjo, hal. 113)

L = *lumen outlet*

F = *foot candle*

U = koefisien utilitas = 0.8

D = efisiensi penerangan rata-rata = 0.75

A = luas daerah

Tabel D.6. Pemakaian listrik untuk penerangan

No	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m^2	ft^2		
1	Pos keamanan	25	269.10	10	4485
2	Bengkel	250	2690.98	5	22425
3	Poliklinik	200	2152.78	5	17940
4	Kantin	500	5381.96	10	89699
5	Ruang Proses Produksi	4500	48437.60	25	2018233
6	Bengkel	250	2690.98	20	89699
7	Toilet	200	2152.78	10	35880
8	Pemadaman Kebakaran	250	2690.98	5	22425

9	Ruang Bahan Baku	500	5381.96	30	269098
10	Area Pengolahan Air	500	5381.96	10	89699
11	Perluasan Pabrik	3000	32291.73	10	538196
12	Area Tanki Penyimpanan	500	5381.96	10	89699
13	Area Tanki Bahan Bakar	500	5381.96	5	44850
14	Ruang Generator	375	4036.47	10	67274
15	Litbang	375	4036.47	5	33637
16	Laboratorium	750	8072.93	5	67274
17	Tempat Parkir	1500	16145.87	10	269098
18	Perkantoran dan Tata Usaha	1200	12916.69	10	215278
19	Ruang Direktor Produksi	150	1614.59	5	13455
20	Area pembangkit listrik	150	1614.59	13	34983
22	Area pengolahan limbah	200	2152.78	1	3588
23	Halaman, taman, dan jalan	4000	43055.64	5	358797
Total		**19875**	**213663.6**	**204**	**4395712**

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan *fluorescent*
Lampu tipe *day light* 40 watt, yang mempunyai lumen *output* sebesar 3600 lumen

Lumen *output* $= \dfrac{3600 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 90$ lumen/watt

Total lumen = jumlah lumen − lumen jalan

= 4395712 − 358797

= 4036915 lumen

Tenaga listrik yang dibutuhkan $= \dfrac{4036915 \text{ lumen}}{90 \text{ lumen/watt}}$

= 44855 watt

Jumlah lampu yang dibutuhkan $= \dfrac{44855 \text{ watt}}{40 \text{ watt}}$

= 1121.37 ≈ 1121 buah

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan m*ercury vpor light* 100 watt dengan lumen output sebesar 4100 lumen.

Lumen *output* $= \dfrac{4100 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 41$ lumen/watt

Total lumen = lumen jalan $\left(\quad \right)$

= 358797 lumen

Tenaga listrik yang dibutuhkan = $\frac{358797 \text{ lumen}}{41 \text{ lumen/watt}}$

= 8751 watt

Jumlah lampu yang dibutuhkan = $\frac{8751 \text{ watt}}{100 \text{ watt}}$

= 87.51 ≈ 88 buah

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Lampu *fluorescent*	=	44855
- Lampu *mercury*	=	8751
Total	=	53606 Watt = 53.606

Total kebutuhan listrik = Listrik untuk penerangan + Listrik untuk proses

= 53.606 + 544.36 kWH

= 597.9668 kWH

Generator digunakan sebagai *emergency* jika *supply* listrik mati.

Power factor untuk generator = 0.8

Sehingga,

Power yang dibangkitkan oleh generator = $\frac{597.97 \text{ kW}}{0.8}$

= 747.46 kW ≈ 747 kW

= 747 kVA

Spesifikasi Generator

Tipe	:	AC Generator 3 Phase
Kapasitas	:	747.5 kV.A, 380/220 Volt
Frekuensi	:	50/60 Hz
Jumlah	:	2 buah

D.2. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar Generator

Tenaga Generator = 747.46 kW

= 61210641 Btu/hari

Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel oil*,

- *Heating Value* (H_v) = 19200 Btu/lb
- Densitas (ρ) = 55 lb/ft^3 = 880.99 kg/m^3
- Efisiensi (η) = 80% (Perry's ed 7 hal 27-10)

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{61210641 \ \text{Btu/hari}}{19200 \ \text{Btu/lb} \times 0.8 \times 55 \ \text{lb/ft}^3}$$

= 72.46 ft^3/hari

= 2051.73 L/hari

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :

= 2051.73 L/hari

Tangki bahan bakar untuk boiler dan generator

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

Dasar perencanaan :

- Volume bahan bakar = 2051.73 L/hari = 72.46 ft^3/hari
- P = 14.7 psi dan T = 30 °C
- Waktu penyimpanan 7 hari
- Volume bahan bakar dianggap menempati 80 % volume tangki
- Direncanakan menggunakan 1 buah tangki

Perhitungan :

Volume bahan bakar = 72.46 ft^3/hari × 7 hari

= 507.19 ft^3

Karena menggunakan 1 buah tangki, maka :

V bahan bakar tiap tangki = $\frac{507.19\ ft^3}{1}$ = 507.19 ft^3

Volume tangki = $\frac{507.19\ ft^3}{80\%}$

= 633.99 ft^3

Menghitung diameter tangki

Volume tangki = $\pi/4 \times D^2 \times H$

Dianggap H = 1,5 D, maka :

633.99 ft^3 = 0.7854 D^2 × 1.5 D

D^3 = 538.15 ft^3

D = 8.13 ft = 97.61 in

Menghitung tinggi tangki

H = 1,5 D

= 1.5 × 97.61 in = 146.41 in

Menghitung tebal tangki

Bahan : HAS SA 240 *Grade* A *Type* 410

- $f_{allowable}$ (f) = 16250 psi (Brownel & Young, hal. 342)
- faktor korosi (C) = 1/16 in
- tipe pengelasan = *Double welded butt joint* (E = 0.8)

(Brownel & Young, hal. 254)

$$t_s = \frac{P_i \times D}{2\ (\ f \times E\ -\ 0,6\ Pi\ )} + C$$

$$= \frac{14.7 \times 97.61}{2\ (\ 16250 \times 0.8 - 0.6 \times 14.7\ )} + \frac{1}{16}$$

= (0.06 × (16 / 16)) + (1 / 16)

= 1.88 / 16 ≈ 3/16 in

Standarisasi : d_o = d_i + 2 t_s

= 97.61 + 2 (1/4)

= 97.98

Dengan pendekatan ke atas maka didapatkan harga d_o = 78 in

(Brownel & Young, tabel 5.7 hal. 89-91)

Maka, harga di baru :

$d_i = d_o - 2\,t_s$

$= 78 - 2\,(3/16)$

$= 77.6250$ in $= 6.4688$ ft

Menentukan tebal tutup atas (*standard dished*)

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \times P_i \times D}{(f \times E - 0{,}1\,P_i)} + C$$

$$= \frac{0.89 \times 14.7 \times 77.63}{(16250 \times 0.8 - 0.1 \times 14.7)} + \frac{1}{16}$$

$= (\ 0.08 \times (16/16)\ ) + (1/16)$

$= 2.24\ /\ 16 \approx 3/16$ in

Menentukan tebal tutup bawah (*conical*), dengan $\alpha = 60°$

$$t_{hb} = \frac{P_i \times D}{2\,(f \times E - 0{,}6\,P_i)\ \cos 60°} + C$$

$$= \frac{14.7 \times 77.63}{2\,(16250 \times 0.8 - 0.6 \times 14.7)\ 1} + \frac{1}{16}$$

$= (\ 0.09 \times (16/16)\ ) + (1/16)$

$= 2.41\ /\ 16 \approx 3/16$ in

Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Tipe	:	Persegi panjang
Bahan konstruksi	:	HAS SA 240 *Grade* A *Type* 410
Dimensi	:	D_i = 77.63 in; t_s = 3/16 in
		H = 146.41 in; t_{ha} = 3/16 in
		t_{hb} = 3/16 in
Jumlah	:	1

APPENDIKS E

ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk penafsiran harga peralatan, diperlukan indeks harga yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga diperoleh harga peralatan pada saat ini. Maka untuk penafsiran harga saat ini digunakan persamaan pada "Ulrich" 1984, halaman 269 :

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$ *(Ulr*

Dimana :

C_A = Tafsiran harga alat saat ini

C_B = Harga alat pada tahun ke B

I_A = Indeks harga saat ini

I_B = Indeks harga pada tahun ke B

Sedangkan untuk penafsiran harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut:

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^n$$

Dimana :

V_A = harga alat A

V_B = harga alat B

C_A = kapasitas alat A

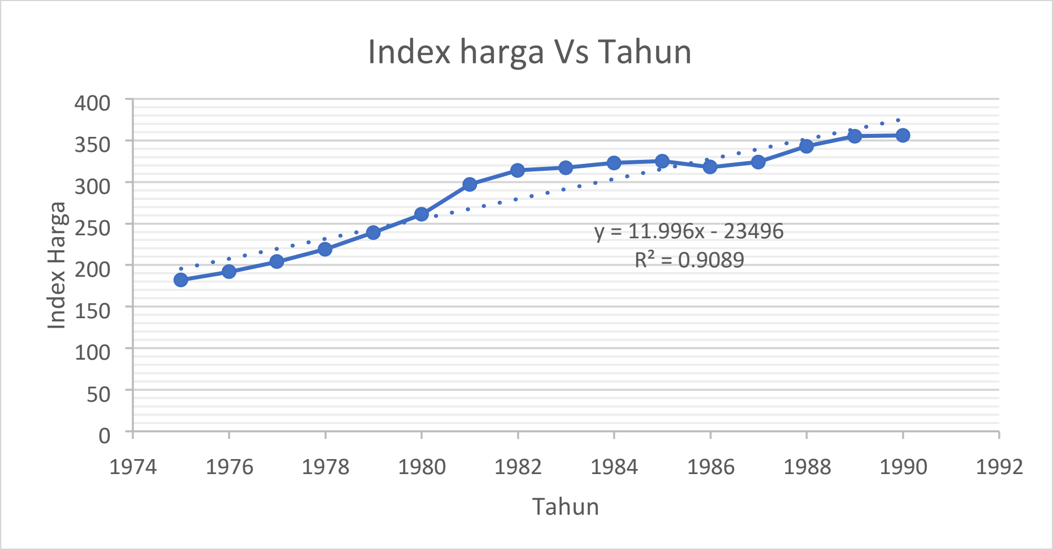
C_B = kapasitas alat B

n = eksponen harga alat

Tabel A.1. Indeks Harga Tahun 1975 - 2022					
Tahun	**Indeks**	**Tahun**	**Indeks**	**Tahun**	**Indeks**
(x)	**(y)**	**(x)**	**(y)**	**(x)**	**(y)**
1975	182	1991	388	2007	579
1976	192	1992	400	2008	591
1977	204	1993	412	2009	603
1978	219	1994	424	2010	615
1979	239	1995	436	2011	627
1980	261	1996	448	2012	639
1981	297	1997	459	2013	651

1982	314	1998	471	2014	663
1983	317	1999	483	2015	675
1984	323	2000	495	2016	687
1985	325	2001	507	2017	699
1986	318	2002	519	2018	711
1987	324	2003	531	2019	723
1988	343	2004	543	2020	735
1989	355	2005	555	2021	747
1990	356	2006	567	2022	759

Kenaikan harga indeks pada tahun 1975 - 2022 di atas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah :



Dari grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah : y = 11.9956 x -23495.69118

Indeks harga tahun 2025 = 11.9956 (2025) - 23495.69
= 795

Tabel A.2. Peralatan yang di Desain

No	Nama Peralatan	Kode	Tipe	Dimensi / Kapasitas	Bahan	Jmlh

1. 2. 3. 4. 5. 6. 7. 8. 9. 10. 11. 12. 13. 14.	Storage PFAD Pompa Sentrifugal Heater PFAD Pompa Piston Reaktor Ekspander Flash Drum Cooler Pompa Sentrifugal Dekanter Pompa Sentrifugal Storage CO2 Tangki Penyimpanan Pro Tangki Produk Tidak Ber	F-111 L-112 E-113 L-114 R-110 G-121 D-120 E-122 L-123 H-124 L-125 F-126 d F- 127 F-390	Tangki Silinder Pompa Sentrifugal Shell and Tube Pompa Piston Fixed Bed Multitube Radial Tangki Silinder Shell and Tube Pompa Sentrifugal Two Phase Decanter Pompa Sentrifugal Tangki Silinder Tangki Silinder Tangki Silinder	V = 21176,941 ft^3 V = 794,135 ft3/jam A = 2334,1094 ft2 V = 781,383 ft3/jam V = 2121,189351 P = 680 Hp V = 1235,758 ft^3 V = 10639,108 kg/jam V = 329,359 ft3/jam V = 9680737 A = 0,051 ft2 V = 329,359 ft3/jam V = 13611,591 ft^3 V = 8868,778 ft^3	SS CS CS CS SS CS CS CS CS SS CS SS SS SS	1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1 1

Keterangan : CS = Carbon Steel ; SS = Stainless steel

B. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini maka dengan menggunakan metode penafsiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel B.2.
dan peralatan utilitas pada tabel B.3.

Diketahui : 1 $ = Rp14,891 *(02 Feb 2023 16:49 WIB)*

Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B } (C_{BM}) \times \frac{795.3750}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

Selanjutnya dengan perhitungan yang sama ditafsir harga peralatan pada pabrik *Greendiesel* dapat dilihat pada tabel B.2.

Tabel B.2. Daftar Harga Peralatan Pabrik Greendiesel

No.	Nama Alat	Kode	C_{BM}	Harga	
				($)	(Rp)
1.	Storage PFAD	F-111	197250	206598	3,076,443,526
2.	Pompa Sentrifugal	L-112	9100	9531	141,929,714
3.	Heater PFAD	E-113	25000		389,916,797
4.	Pompa Piston	L-114	17200	26185	268,262,756
5.	Reaktor	R-110	234500	18015	3,657,419,553
6.	Ekspander	G-121	42000		655,060,218
7.	Flash Drum	D-120	25100	245613	391,476,464
8.	Cooler	E-122	39800	43990	620,747,540
		s			

9.	Pompa Sentrifugal	L-123	9100	26289	141,929,714
10.	Dekanter	H-124	283000	41686	4,413,858,138 141,929,714
11.	Pompa Sentrifugal	L-125	9100		1,179,108,393
12.	Storage CO2	F-126	75600	9531	408,632,803
13.	Tangki Penyimpanan Produk	F-127	26200	296411	375,879,792
14.	Tangki Produk Tidak Bereak	F-390	24100		
				9531	
				79183	
				27442	
				25242	
	Total			**1065247**	**15,862,595,122**

Tabel B.3. Daftar Harga Peralatan Utilitas Pabrik *Greendiesel*

No.	Nama Alat	Kode	CBM	Harga ($)	Harga (Rp)
1.	Pompa Air Kawasan	L-211	9100	9531	141,929,714
2.	Bak Air Bersih	F-212	31500 9100	32993	491,295,164
3.	Pompa Sentrifugal	L-213	20000	9531	141,929,714
4.	Kation Exchanger	D-214A	20000	20948	311,933,437
5.	Anion Exchanger	D-214B	23750 9100	20948	311,933,437
6.	Bak Air Lunak	F-215	27500	24875	370,420,957
7.	Pompa Sentrifugal Deaerator	L-216	22000 9100	9531	141,929,714
8.	Bak Umpan Boiler	D-217	36500	28803	428,908,476
9.	Pompa Sentrifugal	F-218	5400	23043	343,126,781
10.	Boiler	L-219	9100	9531	141,929,714
11.	Bak Air Pendingin	Q-210	20000	38230	569,278,523 84,222,028
12.	Pompa Sentrifugal	F-222	23750 9100	5656	141,929,714
13.	Cooling Tower	L-223	11400	9531	311,933,437
14.	Bak Klorinasi	P-220		20948	370,420,957
15.	Pompa Sentrifugal	F-230		24875	141,929,714
16.	Bak Air Sanitasi	L-231		9531	177,802,059
17.		F-232		11940	
Total				**310446**	**4,622,853,541**

Dari tabel B.2. dan B.3. maka didapatkan harga total peralatan :

Harga total = Harga peralatan proses +Harga peralatan utilitas

= 1,065,247 + 310,446 , maka :

= $ 1,375,693

(alibaba.com)

Dengan faktor keamanan (*safety factor)* sebesar

/ ton

Harga total = 1.2x 1,375,693 2 ton/jam
= $ 2,063,540 0 / ton
%

C. Biaya Bahan Baku

1. PFAD

Kebutuhan per kg = 18930.8293 kg/jam $ 230
Harga per ton =$ 0.23 / kg

Biaya per tahun
= 18.9308 ton/jam x 24 jam/hari x 330 = 18.9308
= $ 34,484,399 = $ 230 ton/jam
/ ton

2. Gas Nitrogen

hari/tahun x

Kebutuhan per kg =
Harga per ton = 1893.0829 kg/jam
$ 0.6 / kg

Biaya per tahun
= 1.8931 ton/jam x = 1.8931 *(sigmaaldrich.com)*
= $ 8,995,930 24 jam/hari x 330 = $ 600
$ 600 / ton

hari/tahun x

Total biaya bahan baku =
= $ 34,484,399
$ 43,480,329 + $ 8,995,930

D. Biaya Utilitas

1. Listrik

Kebutuhan listrik per jam
Harga listrik per kW
Biaya per tahun = 3893.375797
= $ 0.0749 kW
= Rp1,114.74
(PT PLN (Persero), 2023)

= 3893.375797 kW/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x
$ 0.07 / kW
= $ 2,308,348

2. Bahan Bakar

Kebutuhan per jam = 13358.86 = 556.6194 L/jam
Harga per liter = = $ 0.4567

/ L

Biaya per tahun Rp6,800 L/hari hari/tahun x $ / L
= 556.6194 L/jam .00 0.4567
x
= $ 2,013,115

24 jam/hari x 330

3. Resin Kation
Kebutuhan per jam =
Harga per liter =

Biaya per tahun 9.0313 L hari/tahun x / L
= 9.0313 L/jam x $ $
= $ 64,375 0.9000 0.9000

4. Resin Anion 330
Kebutuhan per jam = 24 jam/hari x
Harga per liter =

Biaya per tahun
= 9.0313 L/jam x 9.031260201 L hari/tahun x / L
= $ 64,375 $ $
0.9000 0.9000

5. Klorin (Cl_2)
330
Kebutuhan per jam =
Harga per kg = 24 jam/hari x
2613.6600 kg/jam
$ 1.50

Biaya per tahun
= 2613.6600 L/jam hari/tahun x / L
x
= $ 31,050,280.80 24 jam/hari x 330
$
1.50

6. Air Kawasan
Kebutuhan per jam =
Harga per liter =
2613.66 kg/jam
Biaya per tahun $ 0.23

= 2613.660 L/jam x 24 jam/hari x 330 $
hari/tahun x 0.23
= $ 4,657,542
Total biaya utilitas = $ 40,158,035

1. E. Gaji Pegawai

Tabel E.4. Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp)	
			per orang	Total
1.	Dewan Komisaris	1		30,000,000
2.	Direktur Utama	1	30,000,000	20,000,000
3.	Direktur Produksi dan Teknik	1		17,000,000
4.	Direktur Keuangan dan Umum	1	20,000,000	15,000,000
5.	Litbang	2		14,000,000
6.	Kepala Bagian Produksi	1	17,000,000	7,500,000
7.	Kepala Bagian Teknik	1		7,500,000
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1	15,000,000	7,500,000
9.	Kepala Bagian Keuangan dan	1		7,500,000
10.	Administrasi	1	7,000,000	7,500,000
11.	Kepala Bagian Umum	1		5,000,000
12.	Kepala Seksi Perwatan	1	7,500,000	5,000,000
13.	Kepala Seksi Utilitas	1		5,000,000
14.	Kepala Seksi Mutu dan	1	7,500,000	5,000,000
15.	Laboratorium	1		5,000,000
16.	Kepala Seksi Proses	1	7,500,000	5,000,000
17.	Kepala Seksi Pembelian	1		5,000,000
18.	Kepala Seksi Pemasaran	1	7,500,000	5,000,000
19.	Kepala Seksi Administrasi	1		5,000,000
20.	Kepala Seksi KAS	1	7,500,000	5,000,000
21.	Kepala Seksi Personalia	8		36,000,000
22.	Kepala Seksi Umum	8	5,000,000	36,000,000
23.	Karyawan Seksi Perawatan	16		72,000,000
24.	Karyawan Seksi Utilitas	64	5,000,000	288,000,000
26.	Karyawan Seksi Mutu dan	2		9,000,000
26.	Laboratorium	2	5,000,000	9,000,000
27.	Karywan Seksi Proses	2		9,000,000
28.	Karyawan Seksi Pembelian	2	5,000,000	9,000,000
29.	Karyawan Seksi Pemasaran	2		9,000,000
30.	Karyawan Seksi Administrasi	2	5,000,000	9,000,000
31.	Karyawan Seksi KAS	8		32,000,000
32.	Karyawan Seksi Personalia	4	5,000,000	16,000,000
33.	Karyawan Seksi Umum	2		6,000,000
34.	Keamanan	1	5,000,000	2,500,000
35.	Kebersihan	4		8,000,000
	Sopir		5,000,000	
	Dokter			
	Perawat		5,000,000	
			5,000,000	
			4,500,000	
			4,500,000	
			4,500,000	
			4,500,000	

			4,500,000 4,500,000 4,500,000 4,500,000 4,500,000 4,500,000 4,000,000 4,000,000 3,000,000 2,500,000 2,000,000	
Jumlah		**148**	**Total**	**734,000,000**

Total gaji pegawai per tahun = 734,000,000 x 12 bulan

= Rp 8,808,000,000 = $ 591,498

2. F. Perhitungan Harga Produk

1. Greendiesel

Produksi per jam = 13382.6702 kg = 13.3827 ton

Harga = $ 968.000 ton

Penjualanan per tahun
= 13.3827 ton/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x $ 968.000 / ton
= $ 102,599,044

1. G. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Jenis Biaya				Jumlah
a. Biaya Langsung (DC)				
1. Harga peralatan				
2. Instrument dan alat kontrol		(E)	= $	
3. Isolasi	20%	E	= $	
4. Perpipaan terpasang	9.0%	E	= $	2,063,540 412,708
5. Listrik terpasang	50%	E	= $	185,719
	20%	E	= $	1,031,770 412,708
6. Harga FOB (jumlah 1 - 5)		(F)	= $	4,106,444 410,644
7. Ongkos angkutan kapal laut	10%	F	= $	
8. Harga C dan F (jumlah 6 - 7)		(G)	= $	4,517,089 45,171
9. Biaya asuransi	1.0%	G	= $	
10. Harga CIF (jumlah 8 - 9)		(H)	= $	4,562,260 684,339
11. Biaya angkut barang ke plant		H	= $	928,593
12. Pemasangan alat	15%	E	= $	1,238,124 928,593
13. Bangunan pabrik	45%	E	= $	123,812
14. Service facilities	60%	E	= $	
15. Tanah	45%	E	= $	
	6%			
16. Biaya langsung (DC) (jumlah 10 -15)			= $	8,465,721
b. Biaya Tak Langsung (IC)				
17. Engineering dan Supervisi	10%	DC	=$	846,572
18. Konstruksi	10%	DC	=$	846,572 1,015,887
19. Biaya tak teruduga	10%	FCI	=$	1,693,144
Total Modal Tak Langsung (IC)			=$	

c. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI = DC + IC

APP E-11 = 8,465,721 + 1,693,144

= $ 10,158,865

d. Working Capital Investment (WCI)

WCI = 10% × TCI = $ 1,128,763

e. Total Capital Investment (TCI)

TCI = FCI + WCI

= 10,158,865 + 1,128,763

= $ 11,287,628

f. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS) = 70% TCI = $ 7,901,340

Modal pinjaman (MP) = 30% TCI = $ 3,386,288

H. Penentuan *Total Production Cost* (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)

- Bahan Baku = $ 43,480,329
- Tenaga Kerja (**TK**) = $ 591,498
- Pengawasan langsung 20% TK = $ 118,300
- Utilitas = $ 40,158,035
- Pemeliharaan dan perbaikan (**PP**) 6% FCI = $ 609,532
- Operating supplies 15% PP = $ 91,430
- Laboratorium 15% TK = $ 88,725

- Patent dan Royalti 1%TPC=$ 0.01 TPC

Biaya Produksi Langsung =$ 85,137,848 + 0.01 TPC

b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat	10%	FCI		= $	1,015,887
- Depresiasi bangunan	2.5%	FCI		= $	253,972
- Pajak kekayaan	3%	FCI		= $	304,766
- Asuransi	1.0%	FCI		= $	101,589
- Bunga bank	13.0%	MP		= $	440,217
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)				= $	2,116,430

c. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead	60%	TK + PP	= $	720,618

d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

- Biaya Administrasi	15%	TK	= $	88,725
- Biaya distribusi dan pemasaran	5%	TPC	= $	0.05 TPC
- Biaya LITBANG	5%	TPC	= $	0.05 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)			= $	88,725 + 0.01 TPC

e. Biaya Produksi Total (TPC)

TPC = DPC + FC + Biaya Overhead + GE

= 88,063,621 + 0.11 TPC

TPC = $ 98,947,889

Maka, DPC = $ 85,137,848 + 0.01 TPC

= $ 86,127,327

GE = $ 88,725 + 0.1 TPC

= $ 9,983,514

3. ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan Nomor 36 Tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan:

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,- 25% untuk laba sampai Rp. 250.000.000,- 30% untuk laba > Rp. 500.000.000,-

Asumsi yang diambil adalah :

a. Bunga kredit Bank Mayapada sebesar 13.00% per tahun
b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
c. Umur pabrik 10 tahun
d. Kapasitas produksi :

Tahun I	:	60%	produksi total
Tahun II	:	80%	produksi total
Tahun III	:	100%	produksi total

1. 1. Laba Perusahaan

Laba perusahaan adalah keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = $ 102,599,044 (kapasitas 100%)

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi
= $ 102,599,044 - $ 98,947,889
= $ 3,651,155

Pajak penghasilan = 30% × laba kotor
= $ 1,095,346.44

Laba bersih = Laba kotor - Pajak penghasilan
= $ 3,651,155 - $ 1,095,346
= $ 2,555,808

Nilai penerimaan *cash flow* sebelum pajak (C_{Abt}) :

C_{Abt} = Laba kotor + Depresiasi alat
= $ 3,651,155 + $ 1,015,887
= $ 4,667,041

Nilai penerimaan *cash flow* setelah pajak (C_{Aat}) :

C_{Aat} = Laba bersih + Depresiasi alat
= $ 2,555,808 + $ 1,015,887
= $ 3,571,695

2. 2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal. a. ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\$\ 3,651,155}{\$\ 10,158,865} \times 100\%$$

= 35.94%

b. ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\$\ 2,555,808}{\$\ 10,158,865} \times 100\%$$

= 25.16% dari modal investasi
= 25.16% dari modal investasi
= 25.16% × $ 10,158,865
= $ 2,555,808

3. 3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

POT_{BT} = $\frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}}$ × $\frac{1 \text{ tahun}}{1 \text{ tahun}}$

= $\frac{\$ \quad 10,158,865}{\$ \quad 4,667,041}$ ×

= 2.176725 tahun

POT_{AT} = $\frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}}$ × $\frac{1 \text{ tahun}}{1 \text{ tahun}}$

= $\frac{\$ \quad 10,158,865}{\$ \quad 3,571,695}$ ×

= 2.844270 tahun

4. 4. *Break Event Point* (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (\ 0{,}3\ SVC\ )}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC) = $ 2,116,430

b. Biaya Variabel (VC)

Bahan Baku pertahun	=	$	43,480,329
Biaya Utilitas pertahun	=	$	40,158,035
Total Biaya Variabel (VC)	=	$	83,638,364

c. Biaya Semi Variabel (SVC)

Biaya Umum (GE)	=	$	9,983,514 $
Biaya Overhead	=	720,618 $	88,725
Plant supplies	=	$	88,725 $
Biaya laboratorium dan kontrol	=	591,498	
Buruh pabrik langsung	=	$	118,300
Pengawasan pabrik	=	$	609,532
Perawatan dan Pemeliharaan	=	$	12,200,911
Total Biaya Semi Variable (SVC)	=		

$ 102,599,044

d. Harga Penjualan (S) maka : =

$$BEP = \frac{FC + (\ 0{,}3\ SVC\ )}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

= $ 5,776,704

= 55.4%

$ 10,420,042

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 55.44% × 100,000 ton/tahun

= 55,438 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Greendiesel berada di antara 40 - 60% sehingga, nilai BEP di atas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%\ kapasitas)}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (< 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{\$\ 2,555,808} = \frac{100\% - 55.44\% - 100\% - 60\%}{100\% - 55.44\%}$$

= $ 261,629

Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun pertama :

C_A = Laba bersih tahun pertama + Depresiasi Alat

= $ 261,629 + $ 1,015,887

= $ 1,277,515

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas ynag sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%\ kapasitas)}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (< 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{\$\ 2,555,808} = \frac{100\% - 55.44\% - 100\% - 80\%}{100\% - 55.44\%}$$

= $ 1,408,719

Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun kedua :

C_A = Laba bersih tahun kedua + Depresiasi Alat

= $ 1,408,719 + $ 1,015,887

= $ 2,424,605

5. 5. *Shut Down Point* (SDP)

SDP adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3\ SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

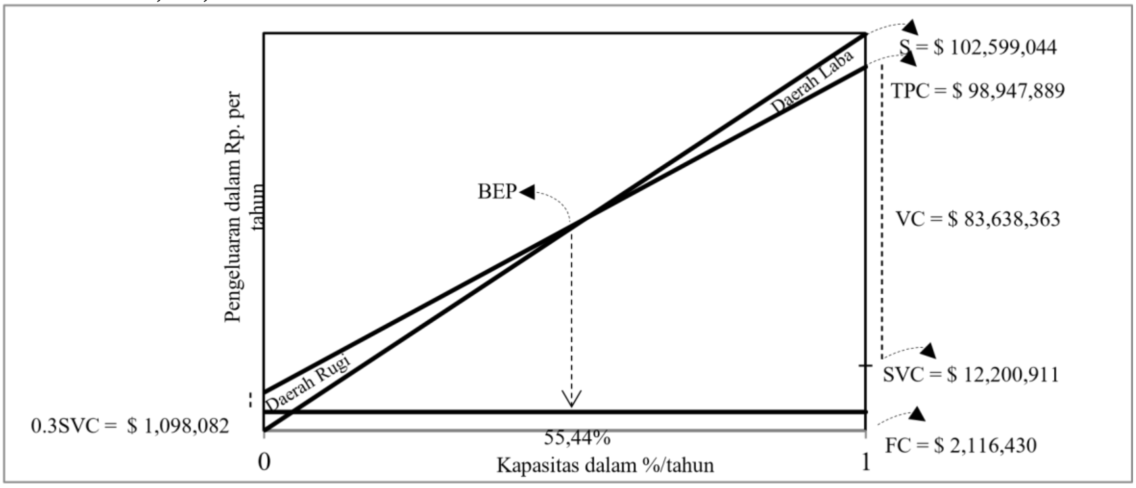
$$= \frac{0.3 \times 3,660,273}{\$\ 102,599,044 - 0.7 \times 12200911 - 83,638,364}$$

= 10.54%

Titik SDP terjadi pada kapasitas penjualan,

= 10.54% × $ 102,599,044

= $ 10,812,064



6. 6. *Net Present Value* (NPV)

Metode ini digunakan untk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang. Diasumsikan masa konstruksi selama 2 tahun.

(tahun pertama = 40% ; tahun kedua = 60%)

C_{A-2} = 40% × FCI × $(1 + i)^2$

= 40% × $ 10,158,865 × 1.2769

= $ 5,188,742

C_{A-1} = 60% × FCI × $(1 + i)^1$

C_{A0} = 60% × $ 10,158,865 × 1.1300

= $ 6,887,711

= -C_{A-1} - C_{A-2}

= - $ 6,887,711 - $ 5,188,742

= - $ 12,076,453

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

$$F_d = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

Dimana :

F_d

C_A

i

n

= Faktor diskon

= cash flow setelah pajak

= tingkat bunga bank

= tahun ke-n

Tabel E.2. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	**Cash Flow (CA) ($)**	**Fd i = 13.00%**	**NPV ($)**
0	- 12,076,453	1	- 12,076,453
1	1,277,515	0.8850 0.7831	1,130,545
2	2,424,605	0.6931 0.6133	1,898,821
3	3,571,695	0.5428	2,475,364
4	3,571,695		2,190,587
5	3,571,695		1,938,573
6	3,571,695	0.4803	1,715,551
7	3,571,695	0.4251	1,518,187
8	3,571,695	0.3762	1,343,528
9	3,571,695	0.3329	1,188,963
10	3,571,695	0.2946	1,052,180
WCI			**1,128,763**
Total			**5,504,609**

Karena NPV bernilai positif (+) maka Pabrik *Greendiesel* layak untuk didirikan.

7. IRR (*International Rate of Return*) merupakan cara untuk menghitung tingkat suku bunga dimana hasil penjumlahannya akan menghasilkan nilai yang sama dengan investasi.

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 (trial) =

8% i_2 = bunga pinjaman ke-2 (trial)

= 10%

Tabel E.2. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun ke-	**Cash Flow (CA) ($)**	***NPV 1* ($) i = 8%**	**NPV2 ($) i = 10%**

0	-	- 12,076,453	-
1	12,076,453	1,182,885	12,076,453
2	1,277,515	2,078,708	1,161,378
3	2,424,605	2,835,327	2,003,806
4	3,571,695	2,625,302	2,683,467
5	3,571,695	2,430,836	2,439,516
6	3,571,695	2,250,774	2,217,742
7	3,571,695	2,084,050	2,016,129
8	3,571,695	1,929,676	1,832,844
9	3,571,695	1,786,737	1,666,222
10	3,571,695	1,654,386	1,514,747
	3,571,695		1,377,043
WCI		**1,128,763**	**1,128,763**
Total		**9,910,989**	**7,965,203**

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana : i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

i_1 = 8%

i_2 = 10%

Sehingga,

$$IRR = 8\% + \frac{\$\ 9{,}910{,}989}{\$\ 9{,}910{,}989 - \$\ 7{,}965{,}203} \times (0.10 - 0.08)$$

= 20.19%

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 20.19% per tahun.
Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (13%) maka Pabrik *Greendiesel* ini layak untuk didirikan.

Kesimpulan Aspek Ekonomi dari Pabrik *Greendiesel* kapasitas 100.000 ton/ tahun

Return Of Investment Before Tax (ROI_{BT})	:	35.94%
Return Of Investment AfterTax (ROI_{AT})	:	25.16%
Pay Out Time (POT_{BT})	:	2.2 tahun
Pay Out Time (POT_{AT})	:	2.8 tahun
Break Event Point (BEP)	:	55.44%
Shut Down Point (SDP)	:	10.54%
Internal Rate of Return (IRR)	:	20.19%

Hasil Uji Kelayakan Ekonomi

Analisa Kelayakan	Nilai	Batasan	Kelayakan
1. ROI_{BT}	35.94%		Layak
2. ROI_{AT}	25.16%	>11%	Layak
3. POT_{BT}	2.2		Layak
4. POT_{AT}	2.8	<5 tahun	Layak
5. BEP	55.44%	30-60%	Layak
6. SDP	10.54%	< 15%	Layak
7. IRR	20.19%	> Bunga bank (13%)	Layak