BAB 2

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Biogasolin merupakan salah satu bahan bakar yang menjadi kebutuhan pokok masyarakat. Biogasolin (bio-bensin) merupakan jenis gasolin (bensin) dengan bahan baku berasal dari sumber daya alam yang dapat diperbaharui. Namun, limbah padat seperti *Palm Fatty Acid Distillate (*PFAD) dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pengganti dalam produksi biogasolin. Secara teoritis bensin terusun atas hidrokarbon dengan rantai lurus dengan rumus kimia berupa C_nH_{2n+2} dengan rentang pada C_5-C_{11}. Indonesia memiliki BBM bensin dengan nilai mutu pembakaran yang berbeda. Nilai mutu pembakaran ini didasarkan pada nilai RON (*research octane number)*. Dengan pembagian berupa premium memiliki RON sebesar 88, pertamax sebesar 92 dan pertamax plus sebesar 95 (Prihandana, 2006). Jenis biogasolin pada produk pabrik ini adalah jenis *pertalite* dengan proses konversi yaitu mengubah ukuran dan struktur senyawa dari hidrokarbon. Salah satu caranya adalah dengan cara perengkahan termal dan terkatalisis dengan bantuan gas hidrogen.

Tabel 2. 1 Spesifikasi Biogasolin, Biodiesel, Biokerosen, LPG

Parameter	Produk			
	Biogasoline	**Biodiesel**	**Biokerosene**	**LPG**
Fase	Cair	Cair	Cair	Gas
Colour	Tak berwarna	Tak berwarna	Tak berwarna	Tak berwarna
Aromatic (% volume)	maksimal 35		< 3 %	
Densitas, 15^0C (kg/m3)	720-775	780	760,80	
Flash point (^{0}C)	< 20	minimal 73	45	-105 (Propana) -60 (Butana)
Boiling Point (^{0}C)		0		-42 (Propana) 0 (Butana)
Tekenan uap kPa	45-60 (*summer)* 60-90 (*winter*)		796	1004 (Propana, 30^0C) 266 (Butana, 30^0C)
Kelarutan dalam air	Tidak larut dalam air	Tidak larut dalam air	Tidak larut dalam air	Tidak larut dalam air

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku

Keterangan	Produk	
	PFAD	**Hidrogen**
Rumus Molekul	-	H_2
Berat Molekul		2,00 g/mol
Warna	Kekuning-kuningan (cair)	Tak berwarna
Titik Didih		-253,80 ^{o}C
Titik leleh	48 ^{o}C	-259,20 ^{o}C
Densitas	0,85 – 0,88 g/mL	0.083 lb/ft^3
Viskositas	7,80 cp (pada 70^0C)	
Kondisi penyimpanan	< 60^0C	

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik biogasolin meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Proses pengendalian kualitas dari bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan, untuk memastikan kesesuaian spesifikasi dengan kebutuhan proses pada pabrik biogasolin. Sehingga sebelum proses produksi dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa PFAD serta bahan-bahan pendukung untuk memastikan bahwa bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Pengujian kualitatif dan kuantitatif dilakukan untuk mengetahui kualitas dari bahan baku yang akan digunakan dengan metode *sampling* bahan. Uji yang dilakukan antara lain uji kadar air PFAD, densitas, viskositas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu dilakukan pengendalian atau pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi jumlah TKKS, *pretreatment,* kontrol suhu, kontrol tekanan, kontrol laju alir, serta kadar dietil eter, asam klorida dan natrium hidroksida yang digunakan.

a. Reaktor

Proses kontrol pada reaktor meliputi, *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan (*pressure*) pada reaktor sesuai dengan *setpoint*. *Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran reactor, nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *set point* yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan atau mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal yang diterima *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*. Selain penggunaan PIC pada reaktor terdapat *Temperature Indicator and controller* (TIC) yang berfungsi mengendalikan temperatur dalam reaktor sesuai dengan temperatur yang diinginkan. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point* jika mengalami *error* maka kontroler akan memutuskan mengoreksi dengan mengirimkan sinyal ke *control valve* untuk membuka atau menutup *valve* hingga keadaan sesuai dengan kondisi operasi reaktor.

b. *Furnace* (*fired heater*)

Proses kontrol pada *furnace* meliputi *Temperature Indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan

temperature dalam *furnace* pada nilai *set point*. Nilai hasil pengukuran dari indicator ini akan dibandingkan dengan *set point*. Jika terjadi *error Controller* akan dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir untuk membuka atau menutup *valve*.

c. *Flash Drum*

Proses kontrol pada *flash drum* meliputi, *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan *flash drum*. *Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran *flash drum*. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *set point* yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir jika terjadi eror. Sinyal yang diterima akan mengakibatkan *control valve* membuka atau menutup hingga keadaan sesuai dengan *set point.* Selain itu *Level Indicator and Control* untuk mengendalikan ketinggian cairan dalam *flash drum*.

d. *Cooler*

Proses kontrol yang digunakan pada *cooler* terdiri dari *Temperature Indicator and controller* (TIC) berupa thermocouple yang berfungsi untuk mengukur temperatur.

e. *Compressor*

Proses kontrol yang digunakan *compressor* adalah *Pressure Indicator and Control* (PIC) berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran *compressor*.

f. *Expansion Valve*

Proses kontrol yang digunakan *expansion valve* yaitu *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfugsi untuk mengendalikan tekanan (*pressure*) pada cairan berupa *differential pressure cell.*

g. *Pump*

Proses kontrol yang digunakan pompa yaitu *Flow Indicator and Control* (FIC) yang berfungsi untuk mengatur kecepatan aliran (*flow rate*) yang akan melewati pompa.

h. Tangki penyimpanan (*storage tank*) cairan

Proses kontrol pada tangki penyimpanan produk dan bahan baku cairan, digunakan *Level Indicator* (LI). *Controler* jenis ini berfungsi untuk mengukur ketinggian cairan dalam tangki. Selain itu beberapa tangki digunakan *vent* yang berfungsi untuk mengeluarkan gas yang kemungkinan terbentuk didalam tangki karena adanya perubahan tekanan.

i. Tangki penyimpanan (*storage tank*) gas

Proses kontrol pada reaktor yaitu, *Pressure Indicator* (PI) yang berfungsi untuk mengukur kondisi tekanan (*pressure*) di dalam tangki.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk biogasolin bertujuan untuk memperoleh produk yang berkualitas dan sesuai standar. Pengendalian serta pengawasan proses produksi dilakukan dengan sistem control sehingga diperoleh produk yang siap dipasarkan. Pengendalian kualitas yang dimaksudkan terutama proses pendistribusian dari tangki penyimpanan ke alat trasnportasi agar tidak terjadi kesalahan. Salah satu bentuk pengawasan kualitas adalah dengan cara menguji kualitas produk seperti uji densitas, viskositas, volatilitas serta komposisi produk.

2.3.4 Pengendalian Kuantitas

Kuantitas perlu di kendaliakan untuk menjaga kelancaran proses produksi. Penyimpangan kuantitas terjadi akibat adanya kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlabatan bahan baku, dan perbaikan alat yang membutuhkan waktu lama. Sehingga, penyimpanan digunakan untuk mengevaluasi jalannya proses produksi.

2.3.5 Pengendalain Bahan Proses

Pengendalian bahan proses berfungsi untuk mengendalikan ketersedian bahan baku dalam menjaga ke stabilan ketersedian bahan baku kapasitas produksi sesuai dengan yang diinginkan.

BAB 3

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan biogasolin dengan bahan baku PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate)* melalui tiga tahap proses yaitu proses pemecahan lemak bebas menjadi senyawa turunan bahan bakar dengan metode *hydrotreating* dan *hydrocracking* serta tahap pemisahan produk.

3.1.1 Tahap Hidrodeoksigenasi

Pada proses hidrodeoksigenasi, bahan baku berupa PFAD yang disimpan di dalam tangki (TK-01) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm sebanyak 10333,53 kg/jam. PFAD dialirkan dari TK-01 ke dalam *furnace* (H-01) yang berfungsi untuk merubah fasa PFAD yang berwujud *slurry* menjadi berfasa cair dengan memanaskan hingga suhu 330^{o}C. Tujuan pemanasan ini untuk menyesuaikan kondisi operasi pada alat selanjutnya, yaitu reaktor katalitik fixed bed. PFAD cair hasil pemanasan dipompa ke dalam reaktor R-01.

Jenis senyawa asam lemak yang banyak terkandung dalam PFAD adalah Asam Palmitat. Sehingga senyawa Tripalmitin $(C_{16}H_{32}O_2)_3$ pada PFAD sebanyak 10333,53 kg/jam dialirkan ke dalam reaktor *catalytic fixed bed* dengan menambahkan gas hidrogen dari tangki penyimpanan TK-02 ke dalam reaktor. Pada R-01 terjadi proses hidrogenasi yaitu proses pemecahan senyawa tripalmitin menjadi gugusan senyawa hidrokarbon sederhana dengan

mencampurkan gas Hidrogen sebanyak 572,36 kg/jam pada suhu 330^{o}C dan tekanan 24,67 atm. Gas hidrogen pada proses ini berfungsi untuk mengikat rantai karbon melalui proses hidrogenasi sehingga menghasilkan senyawa berupa $C_{16}H_{34}$, $C_{15}H_{32}$, C_3H_8, CO_2 dan H_2O serta sisa gas H_2 yang tidak ikut bereaksi. Senyawa berupa cairan yang dihasilkan R-01 selanjutnya akan didinginkan menggunakan *cooler* pada suhu 160^{o}C yang selanjutnya dialirkan melalui *expansion valve* untuk menurunkan tekanan menjadi 24,67 atm dan dialirkan ke dalam *Flash Drum* (V-01) untuk memisahkan senyawa yang memiliki fase gas dan cair.

Senyawa organik yang berada pada fase gas dialirkan menuju alat separator selanjutnya untuk dilakukan pemisahan. Produk pada fase cair dialirkan ke dalam *furnace* (H-02) untuk pengkondisian suhu menjadi 400 ^{o}C, yang selanjutnya dipompakan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R-02).

3.1.2 Tahap *Catalytic Hydrocracking*

Pada reaktor (R-02) ini akan dilakukan *cracking* atau pemecahan senyawa kompleks menjadi senyawa sederhana dengan bantuan gas hidrogen dan katalis. Proses *cracking* melibatkan katalis HZSM-5 dengan bantuan gas hidrogen pada kondisi 400^{o}C dan tekanan 49,94 atm. Untuk memecah senyawa yang masih berukuran besar menjadi senyawa turunannya dibutuhkan gas hidrogen sebanyak 3331,40 kg/jam.

Hasil keluaran R-02 berupa campuran gas yang selanjutnya dialirkan ke dalam *cooler* untuk penyesuaian suhu menjadi kondisi operasi pada alat selanjutnya yaitu sebesar 100^{o}C dengan menurunkan tekanan menggunakan EV-02 menjadi 34,5423 atm. Selanjutnya dialirkan kedalam *flash drum* (V-02) untuk memisahkan senyawa organik yang berada pada fase gas dan fase cair. Fase gas hasil keluaran V-02 dialirkan menuju separator selanjutnya yaitu V-03, sedangkan produk pada fase cair dialirkan menuju menara distilasi untuk dilakukan pemisahan menjadi produk-produk yang diinginkan seperti LPG, Biogasoline, Biokerosen dan Biodiesel.

3.1.3 Proses Pemisahan

Hasil senyawa organik dalam wujud gas yang berasal dari V-01 dan V-02 dialirkan menuju V-03 dengan melalui *cooler* untuk pengkondisian suhu menjadi 80^{o}C dan menaikkan tekanan menjadi 39,48 atm dengan menggunakan kompressor. Pada *flash drum* ini dilakukan pemisahan dengan umpan awal berupa jumlah gas dari *flash drum* 1 (V-01) dan *flash drum* 2 (V-02). Hasil pemisahan produk yang berada pada fase cair dialirkan menuju ke unit utilitas untuk dilakukan pengolahan. Produk pada fase gas dialirkan menuju absorber untuk pengurangan jumlah karbondioksida karena masih mengandung CO_2 dengan kadar yang cukup tinggi.

Proses penyerapan gas karbondioksida dengan absorber menggunakan *solvent* berupa *Monoethylenamin* (MEA). Hasil produk yang sudah tidak mengandung gas karbondioksida berlebih dialirkan menuju flash drum 4 (V-04) untuk melalui tahapan pemisahan terakhir dengan tujuan untuk mengambil sisa gas hidrogen yang masih bisa dimanfaatkan sebagai *recycle* guna mengurangi jumlah *make up* gas hidrogen pada proses yang terjadi di R-01 dan R-02. Hasil produk V-04 yang berwujud cair dialirkan menuju unit utilitas untuk selanjutnya dilakukan pengolahan lebih lanjut.

3.2 Spesifikasi Alat

a. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Nama Alat	**Tangki PFAD**	**Tangki Hydrogen**	**Tangki LPG**	**Tangki Biogasolin**	**Tangki biokerosen**	**Tangki biodiesel**
Kode						
Fungsi	Penyimpanan PFAD	Penyimpanan H_2	Penyimpanan LPG	Penyimpanan biogasolin	Penyimpanan biokerosen	Penyimpanan biodiesel
Bentuk	*Cylinder with torispherical head*	*Spherical Tank*	*Spherical Tank*	*cylinder with flat bottom and torisperical head*	*cylinder with flat bottom and torisperical head*	*cylinder with flat bottom and torisperical head*
Kapasitas (m3)	4262.79	143094.07	10.86	1968.425	707.5969	827.1857
Material	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Suhu (K)	303	303	303	303	303	303
Tekanan Kpa	101.33	1317,25	1114.58	101.33	101.33	101.33
Tinggi (m)	23.255	-	2.84	12.80	9.14	10.97
Diameter/lebar (m)	21.35	4,76	2.84	15.24	10.67	10.67

b. Heat exchanger (cooler)

Tabel 3. 2 A Spesifikasi Heat Exchanger (Cooler)

Spesifikasi Alat	**Nama Alat**							
	Cooler 1	**Cooler 2**	**Cooler 3**	**Cooler 4**	**Cooler 5**	**Cooler 6**	**Cooler 7**	**Cooler 8**
Kode	E-01	E-02	E-03	E-04	E-05	E-06	E-07	E-08
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Mendinginkan produk R-01	mendinginkan produk bawah R-02	Mendinginkan Produk atas V-01	Mendinginkan produk atas V-0 2	Mendinginkan produk atas V-03	Mendinginkan produk biogasolin	Mendinginkan produk biokerosen	Mendinginkan produk biodiesel
Tipe	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*
Beban kerja, kJ/jam	3670817,44	4248531,14	4248531,00	4248531,00	5742,38	909958,30	235926,10	875116,00
Luas transfer panas (ft^2)	215,87	250,68	379,21	206,03	613,17	217,41	217,82	239,51
Tube side								
Fluida	Produk reaktor HDO	Produk reactor Cracking	Produk atas flash drum 1	Produk flash drum 2	Produk atas flash drum 3	Biogasolin	Biokerosen	Biodiesel
Suhu (K)	433	673	423,45	373	353	444,82	527,83	611,87
Debit, kg/jam	1657,39	4530,89	2171,46	2171,46	5742,38	3441,37	1495,16	1767,49

OD,in	1	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	1	1
Panjang, m	2,44	2,44	4,88	4,88	6,10	2.44	2,44	2,44
Jumlah tube	104	160	122	70	160	106	104	118
pass	6	1	4	8	1	1	1	1
Material	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C
ΔP, psi	1,56	0,02	0,16	4,19	0,34	0,001	0,001	2,35E-06
Shell side								
Fluida	Air Pendingin	Dowtherm A	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pendingin	Dowterm A
Suhu (K)	389	316	277	289	289	300	305	305
Debit, kg/jam	10969,23	113,51	1704,98	25,59	821,99	373,08	97,26	26,15
ID shell, in	15 1/4	15 1/4	15 1/4	12	15 1/4	15 1/4	15 1/4	15 1/4
pass	1	1	1	1	1	1	1	1
Material	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*
ΔP, psi	1,59	0,05	0,18	0,46	0,50	7,62E-4	0,02	0,03

Spesifikasi Alat	**Nama alat**			
	Heater 1	**Heater 2**	**Heater 3**	**Heater 4**
Kode	E-09	E-10	E-11	E-12
Jumlah	1	1	1	1
Fungsi	Memanaskan produk bawah V-02	Memanaskan produk atas SC-04	Memanaskan hasil atas V-04	Memanaskan keluran E-11
Tipe	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*	*shell and tube*
Beban kerja, kJ/jam	4248531	278064	409986	331562
Luas transfer panas (ft^2)	210,99	264,82	260,77	241,99
Tube side				
Fluida	produk flash drum 2	Produk atas absorber	Produk atas flash drum 04	
Suhu (K)	373	318	323	489
Debit, kg/jam	5750,25	6015,53	4561,62	4561,62
OD,in	3/4	3/4	3/4	3/4
Panjang, m	4,88	3,66	3,66	3,66
Jumlah tube	92	114	114	114
pass	1	2	2	2
Material	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*
ΔP, psi	0,08	1,04	3,97E-3	9,45
Shell side				
Fluida	Air sungai	Air sungai	Air sungai	Air sungai

Suhu (K)	477	364	500	644,11
Debit, kg/jam	2213,99	125,55	224,42	828,28
ID shell, in	12	12	15,25	12
pass	1	1	1	1
Material	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C
ΔP, psi	1,89	0,77	0,20	0,29

c. Heat Exchanger (Heater)

Tabel 3. 2 B Spesifikasi *Heat Exchanger (Heater)*

Spesifikasi Alat	Nama alat					
	Condenser 1	**Condenser 2**	**Condenser 3**	**Reboiler 1**	**Reboiler 2**	**Reboiler 3**
Kode	E-13	E-14	E-15	E-16	E-17	E-18
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Fungsi	Kondensasi produk atas SC-01	Kondensasi produk atas SC-02	Kondensasi produk atas SC-03	Mendidihkan kembali produk bottom SC-01	Mendidihkan kembali produk bottom SC-02	Mendidihkan kembali produk bottom SC-03
Tipe	*Shell and tube*	*Shell and tube*	*Shell and tube*	*Shell and tube*	*Shell and tube*	*Shell and tube*
Beban kerja, kJ/jam	7,22E+05	2,43E+06	1,95E+06	5,38E+06	1,16E+07	1,68E+06
A (ft)						
Tube side						
Fluida	produk atas SC-01	produk atas SC-02	produk atas SC-03	produk bottom SC-01	produk bottom SC-02	produk bottom SC-03
Suhu (K)	285	444,82	285	495,26	552,20	611,96
Debit, kg/jam	142,81	4642,27	930,15	8,47E+02	1,10E+07	3211,32
OD,in	3/4	3/4	3/4	1	1	1
Panjang, m	6,10	2,44	4,88	4,88	4,88	4,88
Jumlah tube	210	151	70	136	252	136
pass	8	1	8	2	2	6
Material	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*

ΔP, psi	0,00566	0,096	0.096	9,64E-03	0,09	0,317
Shell side						
Fluida	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pemanas	Air Pemanas	Air Pemanas
Suhu (K)	284	285	527,832	700	610,778	644,111
Debit, kg/jam	297,77697	1001,599	930,155	2,71E+03	9,09E+03	8,47E+02
ID shell, in	19,25	15,25	15,25	31	32	32
pass	1	1	1	2	6	6
Material	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*
ΔP, psi	0,001	1,245	9,14E-06	1,16E-05	8,92E-06	3,87E-06

d. *Heat Exchanger (Condenser dan reboiler)*

Tabel 3. 2 C Spesifikasi *Heat Exchanger (Condenser dan Reboiler)*

e. *Furnace*

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Furnace*

Spesifikasi Alat	**Nama Alat**	
	Furnace 01	**Furnace 02**
Kode	H-01	H-02
Fungsi	Memanaskan PFAD dari 30 °C ke 330°C	Memanaskan hasil bawah R-02 dari 160 °C ke 400°C
Type	*fired heaters*	*fired heaters*
Beban Kerja, kJ/jam	170137,46	8,949
Bahan konstruksi	*Carbon steel + fire bricks*	*Carbon steel + fire bricks*
Jumlah	1	1
Bahan Bakar	*Fuel gas*	*Fuel gas*
Fuel consumption, kg/jam	31,174	31,17
Luas transfer panas, ft2	317,5899	45,59
Tinggi, m	10,668	10,668
Panjang, m	6,096	6,096
Lebar, m	4,572	4,572
Suhu, C	871,11	871,11
Tekanan, Kpa	2500	5060

f. Reaktor

Tabel 3. 4 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Alat	**Nama Alat**	
	Reaktor *hydrotreating*	**Reaktor *hydrocracking***
Kode	R-01	R-02
Fungsi	Tempat reaksi *hydrotreating*	Tempat reaksi *hydrocracking*
Katalis	Pt/γ-Al_2O_3	Pt/HZSM-5
Fasa	Gas-cair	Gas-cair
Bentuk katalis	Pellet	Pellet
Bahan Konstruksi	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C
Jenis	*Fixed Single bed*	*Fixed bed Multitube*
Volume, m^3	9,902	13,60
Tekanan Operasi, kPa	3300	5060
Suhu Operasi, K	603	673
Berat Katalis, kg	995	12947,164
Umur Katalis, tahun	3	5
Tinggi Total (m)	8.97	17,235
Diameter (m)	Outside diameter shell: 1,52 Inside diameter shell : 1,29	Diameter shell : 1,44
Jumlah Tube	1	3888,998

g. *Separator*

Tabel 3. 5 A Spesifikasi *Separator* (*Flash drum*, *Absorber*, *Stripper*)

Spesifikasi Alat	**Nama alat**					
	Flash drum-01	**Flash drum- 02**	**Flash drum-03**	**Flash drum-04**	**Absorber**	**Stripper**
Kode	V-01	V-02	V-03	V-04	SC-04	SC-05
Fungsi	Memisahkan Fase gas dan cairan dari produk R-01	Memisahkan Fase gas dan cairan dari produk R-02	Memisahkan Fase gas dan cairan dari produk V-01 dan V-02	Memisahkan Fase gas dan cairan dari SC-04	Melepas gas CO_2 yang terserap	Untuk menyerap CO_2
Tipe	*Vertical drum*	*Vertical drum*	*Vertical drum*	*Vertical drum*	*Vertical drum*	*Vertical drum*
Bahan konstruksi	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C	Carbon steel A283 C
Suhu, K	433	373	353	323	338	378
Tekanan, kPa	2500	3500	4000	4000	101,33	202,65
Tinggi, m	6,02	7,71	11,55	4,80	2,96	3,35
Diameter, m	1,75	2,44	3,50	1,52	0,37	0,99

h. Menara distilasi

Tabel 3. 5 B Spesifikasi *Separator* (Menara Distilasi)

Spesifikais Alat	**Nama Alat**		
	Menara Distilasi-01	**Menara Distilasi-02**	**Menara Distilasi-03**
Kode	SC-01	SC-02	SC-03
Fungsi	Memisahkan Produk reaktor menjadi LPG dan umpan MD-02	Memisahkan Produk reaktor menjadi gasolin dan umpan MD-03	Memisahkan Produk reaktor menjadi biokerosene dan Biodiesel
Bentuk	*Cylinder with ellipsoidal head site*	*Cylinder with ellipsoidal head site*	*Cylinder with ellipsoidal head site*
Tipe	*Tray coulumn*	*Tray coulumn*	*Tray coulumn*
Tipe tray	*Sieve tray*	*Sieve tray*	*Sieve tray*
Jumlah tray	13	13	8
Bahan construksi	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*	*Carbon steel A283 C*
Tinggi,m	6,87	5,62	3,81
Diameter,m	0,71	1,65	1,65

i. *Compressor*

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Compressor*

Spesifikasi Alat	Nama Alat					
	Compressor 01	**Compressor 02**	**Compressor 03**	**Compressor 04**	**Compressor 05**	**Compressor 06**
Kode alat	C-01	C-02	C-03	C-04	C-05	C-06
Fungsi	Mangalirkan gas H2 ke R-01	Mangalirkan gas H2 ke R-02	Mengalirkan V-0 1 ke V-03	Mengalirkan V-02 ke V-03	Mengalirkan keluaran hasil atas SC-01 ke TK-03	Mengalirkan keluaran V-04 ke R-02
Bahan Konstruksi	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Tekanan masuk (kPa)	1.38	1.38	2499,99	3499,99	284,91	4000,00
Tekanan keluar (kPa)	3300	2500	3999,99	3999,99	1114,58	5060
Suhu masuk (K)	303,15	303,15	423	373	285	489
Suhu keluar (K)	936,34	899,43	423,45	373,11	298,55	489,05
Jumlah stage	6	6	1	1	1	4
Daya (Hp)	30	200	1,5	3	1	4

j. *Valve*

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Valve*

Spesifikasi Alat	Nama Alat							
	Expantion valve 01	**Expantion valve 02**	**Expantion valve 03**	**Expantion valve 04**	**Expantion valve 05**	**Expander Valve 01**	**Expander Valve 02**	**Expander Valve 03**
Kode alat	EP-01	EP-02	EP-03	EP-04	EP-05	EX-01	EX-02	EX-03
Fungsi	Menurunkan tekanan keluar dari R-02	Menurunkan tekanan hasil keluar dari V-02 ke SC-01	Menurunkan tekanan hasil keluar dari SC-05 ke SC-04	Menurunkan tekanan hasil keluar dari SC-02 ke TK-04	Menurunkan tekanan hasil keluar dari SC-03 ke TK-06	Menurunkan tekanan gas dari R-01 ke V-01	Menurunkan tekanan gas dari V-03 ke SC-04	Menurunkan Tekanan gas dari V-04 ke R-01
Bahan Konstruksi	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C	*Carbon steel* A283 C
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1	1
Pipa standar (in)								
NPS	1 1/4	1	1 1/4	1 1/4	1 1/4	8	8	8
Sch	40	40	40	40	40	40	40	40
ID	1,66	1,32	1,66	1,66	1,66	7,98	7,98	7,98
OD	1,38	1,05	1,38	1,38	1,38	8,63	8,63	8,63
Debit (m^3/jam)	699,07	27,99	14,90	5,20	4,89	3,88	11,62	4,20
V (m/s)	200,66	13,95	4,28	2,59	2,44	0,03	0,10	0,04
Jumlah Valve	1	2	2	1	3	1	1	2

k. Pompa

Tabel 3. 8 A Spesifikasi Pompa

Spesifikasi Alat	**Nama Alat**						
	Pompa-01	**Pompa-02**	**Pompa-03**	**Pompa-04**	**Pompa-05**	**Pompa-06**	**Pompa-07**
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan PFAD ke F-01	Mengalirkan PFAD dari H-01 ke R-01	Mengalirkan umpan dari V-01 menuju F-02	Mengalirkan cairan dari H-02 ke R-02	Mengalirkan produk bottom SC-01 ke SC-02	Mengalirkan SC-02 ke SC-03	Mengalirkan produk distilate dari SC-02 ke TK-04
Jenis	*Centrifugal Multistage*	*Centrifugal*	*Centrifugal multistage*	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Pipa standar (in)							
Sch	40	40	40	40	40	40	40
ID	1,61	1,61	1,61	1,61	1,61	1,61	1,61
OD	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9	1,9
Daya (Hp)	450	5	300	15	0,75	5	7,50

Tabel 3. 8 B Spesifikasi Pompa

Spesifikasi Alat	**Nama Alat**						
	Pompa-09	**Pompa-10**	**Pompa-11**	**Pompa-12**	**Pompa-13**	**Pompa-14**	**Pompa-15**
Kode alat	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan distilate SC-03 ke TK-05	Mengalirkan bottom SC-03 ke TK-06	Mengalirkan produk bawah V-03 ke utilitas	Mengalirkan umpan SC-05 dari SC-04	Mengalirkan produk cair SC-05 ke SC-04	Mengalirkan cairan dari SC-04 ke V-04	Mengalirkan Produk cair dari V-04 ke utilitas
Jenis	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*	*Centrifugal*
Bahan Konstruksi	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*	*Commercial Steel*
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Pipa standar (in)							
Sch	40	40	40	40	40	40	40
ID	1,61	1,61	1,61	1,61	1,61	1,61	1,61
OD	1,90	1,90	1,90	1,90	1,0	1,90	1,90
Daya (Hp)	1,50	3	0,50	0,75	0,75	1,50	0,50

BAB 4

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pada pendirian suatu pabrik memiliki beberapa pertimbangan guna menjaga kelangasungan operasi pabrik dalam jangka waktu yang cukup panjang. Adapun beberapa faktor penentuan lokasi pabrik antara lain : ketersediaan lahan kosong, letak pabrik dengan sumber bahan baku utama dan pendukung, letak pabrik dengan pasar penunjang, sarana transportasi, ketersediaan sumber daya manusia usia produktif, ketersediaan sarana pendukung (utilitas), iklim, kondisi sosial sebagai pertimbangan pengembangan pabrik di masa yang akan datang.

Pabrik direncanakan akan didirikan di Kabupaten Berau, Kalimantan Timur, Indonesia. Ketersediaan lahan kosong yang cukup memadai dapat memenuhi kebutuhan lahan untuk pendirian pabrik yang direncanakan seluas 513.480 m^2.

4.1.1. Penyediaaan Bahan Baku

Sumber bahan baku yang digunakan yaitu PFAD yang merupakan hasil samping dari produksi kelapa sawit. Pada produksi minyak kelapa sawit mengandung 5-6% PFAD yang belum dimanfaatkan secara maksimal dan dapat diperoleh dengan harga cukup murah yaitu berkisar pada harga $100/ton. Di lokasi sekitar pabrik juga terdapat beberapa

pabrik pengolahan kelapa sawit sehingga distribusi bahan baku PFAD lebih mudah dan mencukupi.

4.1.2. Pemasaran Produk

Pemasaran produk merupakan hal yang perlu dipertimbangkan dalam mendirikan suatu pabrik. Lokasi pemasaran produk dan permintaan pasar menjadi pertimbangan pabrik dalam mengembangkan kualitas dan kuantitas. Pemasaran yang tepat akan memberikan keuntungan dan menjamin keberlangsunan pabrik. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik berdekatan dengan pelabuhan jetty PT. Berau Coal, serta berdekatan dengan jalan raya protokol sehingga akses pemasaran menuju konsumen lebih mudah. Lokasi konsumen yang membutuhkan bahan baku biogasolin cukup banyak, sehingga lebih baik dipasarkan di daerah Kalimantan Timur dengan pertimbangan biaya distribusi yang tinggi apabila dipasarkan keluar kota atau keluar provinsi. Sasaran pemasaran untuk pabrik biogasolin ini direncanakan akan bekerjasama dengan PT PERTAMINA mengingat asumsi masyarakat yang masih dibawah bayang PERTAMINA. Metode yang digunakan untuk pemasaran akan menerapkan sistem bagi hasil.

4.1.3. Utilitas

Bahan-bahan yang diperlukan dalam menunjang proses produksi meliputi air, dowtherm A, bahan bakar, udara tekan dan listrik. Kebutuhan air sebagai air sanitasi ,air umpan heat exchanger, air

pemadaman dan *service water* dapat dipenuhi menggunakan sumber air sungai Segah. Kebutuhan bahan bakar dapat terpenuhi dari perusahaan PT Badak, Bontang, dan kebutuhan listrik menggunakan jasa PLTU Teluk Bayur, Kalimantan Timur.

4.1.4 Transportasi

Transportasi pengangkutan bahan baku dan produk sangat memadai karena lokasi pabrik dikelilingi sarana transportasi darat yang memadai serta dekat dengan pelabuhan Jetty Sembarata, PT Berau Coal. Keberadaan perusahaan ini dimungkinkan terjadinya hubungan kerjasama dalam pemanfaatan pelabuhan dalam pendistribusian produk.

4.1.5 Tenaga Kerja

Modal penting dalam pendirian suatu pabrik adalah tenaga kerja yang berpendidikan dalam tingkat kejuruan, menengah dan sarjana. Hal ini mempertimbangkan kemajuan pabrik karena ditangani oleh tenaga kerja non ahli ataupun tenaga ahli berkualitas. Tenaga kerja yang digunakan terdiri dari dua golongan yaitu golongan lokal non skill dan golongan tenaga kerja ahli. Golongan lokal *non skill* bertujuan untuk meningkatkan taraf hidup masyarakat sekitar sedangkan untuk tenaga ahli bertujuan untuk mengoperasikan proses utama pada pabrik.

4.1.6 Kondisi Tanah

Kondisi tanah perlu diperhatikan dan dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik. Daerah Kalimantan Timur, memiliki tipe tanah gambut dengan karakteristik yang cukup lunak sehingga sebelum dilakukan pendirian pabrik tanah lokasi akan dipersiapkan melalui peningkatan kekerasan tanah dengan menggunakan alat berat.

4.1.7 Keadaan Iklim

Lokasi pabrik dipilih dengan mempertimbangkan keadaan iklim di sekitar untuk mengurangi kemungkinan terjadinya bencana alam seperti tanah longsor. Iklim di lokasi pabrik ini cukup stabil pada rentang suhu 28-30^{o}C , dan masih pada kondisi normal pada negara tropis seperti Indonesia sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan baik. Daerah pendirian pabrik merupakan salah satu kawasan industri yang ada di Kalimantan Timur, sehingga pendirian suatu pabrik baru dimungkinkan.

4.1.8 Faktor Penunjang lain

Selain faktor yang secara langsung berdampak pada lokasi pabrik, faktor penunjang juga perlu dipertimbangkan. Faktor ini sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi pabrik secara langsung ataupun tidak langsung seperti :

a. Perluasan areal pabrik

Jumlah areal lahan kosong pabrik dipersiapkan untuk penambahan bangunan dan perluasan pabrik di tahun yang akan datang. Hal ini menjadi salah satu pertimbangan awal, sehingga dalam pembelian tanah lahan kosong pada awal pendirian pabrik telah dicanangkan area perluasan pabrik. Perluasan pabrik berguna dalam meningkatkan kapasitas produksi.

b. Prasarana dan fasilitas sosial

Prasarana umum dan fasilitas sosial di sekitar pabrik harus diperhatikan untuk memudahkan transportasi dan pelayanan sosial bagi karyawan. Pelayanan sosial dalam perusahaan meliputi sarana kesehatan, pendidikan, hiburan dan tempat ibadah, sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup karyawan.

Gambar 4. 1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Biogasolin (GoogleEarth,2018)

4.2 Tata Letak Pabrik

Perancangan tata letak pabrik harus didesain secara efektif dan efisien. Tata letak pabrik harus diperhatikan untuk mempermudah mobilitas pabrik seperti tempat kerja karyawan, lokasi proses produksi, tempat penimbunan bahan baku dan produk serta tempat penyedia utilitas. Terdapat beberapa bangunan fisik yang bukan termasuk bangunan unit proses seperti kantor, bengkel, kantin, mushola, pos keamanan dan perpustakaan hendaknya ditempatkan dilokasi yang tidak mengganggu proses produksi dan tidak membahayakan.

Tata letak pabrik disusun dengan pertimbangan yang matang sehingga proses berjalan dengan maksimal. Proses produksi akan berjalan dengan mudah apabila disusun secara sistematis dan jaraknya berdekatan, sehingga penggunaan pipa dan kebutuhan energi dapat diminimalisir.

Tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Hal ini diharapkan agar proses produksi berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya. Namun dari tujuan yang sangat umum tersebut maka beberapa pokok tujuan yang akan dicapai dengan perencanaan tata letak yang baik adalah sebagai berikut :

a. Simplifikasi dari proses produksi
b. Minimasi biaya *material handling*
c. Mendapatkan penggunaan luas lantai/ruang yang efektif
d. Mendapatkan kepuasan karyawan serta kemauan kerja
e. Menghindarkan pengeluaran kapital yang tidak begitu penting

f. Mendorong efektifitas penggunaan karyawan

Secara garis besar tata letak pabrik terbagi atas beberapa daerah utama yaitu:

a. Daerah perkantoran dan fasilitas pendukung.

   Arena ini terdiri dari:

   1) Daerah perkantoran sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi pabrik.
   2) Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti:kantin, perpustakaan, dan mushola.

b. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

   Daerah proses merupakan tempat alat-alat proses ditempatkan. Lokasi ini berdampingan dengan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

c. Daerah penyimpanan, bengkel dan garasi

   Daerah penyimpanan, bengkel dan garasi merupakan lokasi penampungan produk berlebih (*saving product)* serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

d. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

   Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran merupakan pusat kegiataan penyediaan air, steam, air pendingin dan pengolahan limbah disediakan memenuhi kebutuhan air di area pabrik.

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah:

a. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.

b. Aliran udara

Diperlukan pengawasan mengenai kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan pekerja.

c. Operasi

Peralatan yang dilengkapi dengan alat kontrol sebaiknya diletakkan dekat dengan *control room* untuk mempermudah pengontrolan.

d. Pencahayaan

Setiap alat dalam unit proses harus dilengkapi pencahayaan yang memadai untuk meminimalisir adanya kecelakaan kerja. Bagi alat yang berbahaya dan beresiko tinggi dilengkapi dengan penerangan tambahan.

e. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Perancangan tata letak alat proses dipertimbangkan untuk mempermudah lalu lintas manusia dan kendaraan yang berada di pabrik.

f. Keamanan

Alat-alat proses harus diletakkan di tempat yang mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran atau kendaraan, sehingga tidak memakan korban jiwa jika terjadi kecelakaan kerja.

g. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

h. Perluasan dan pengembangan pabrik

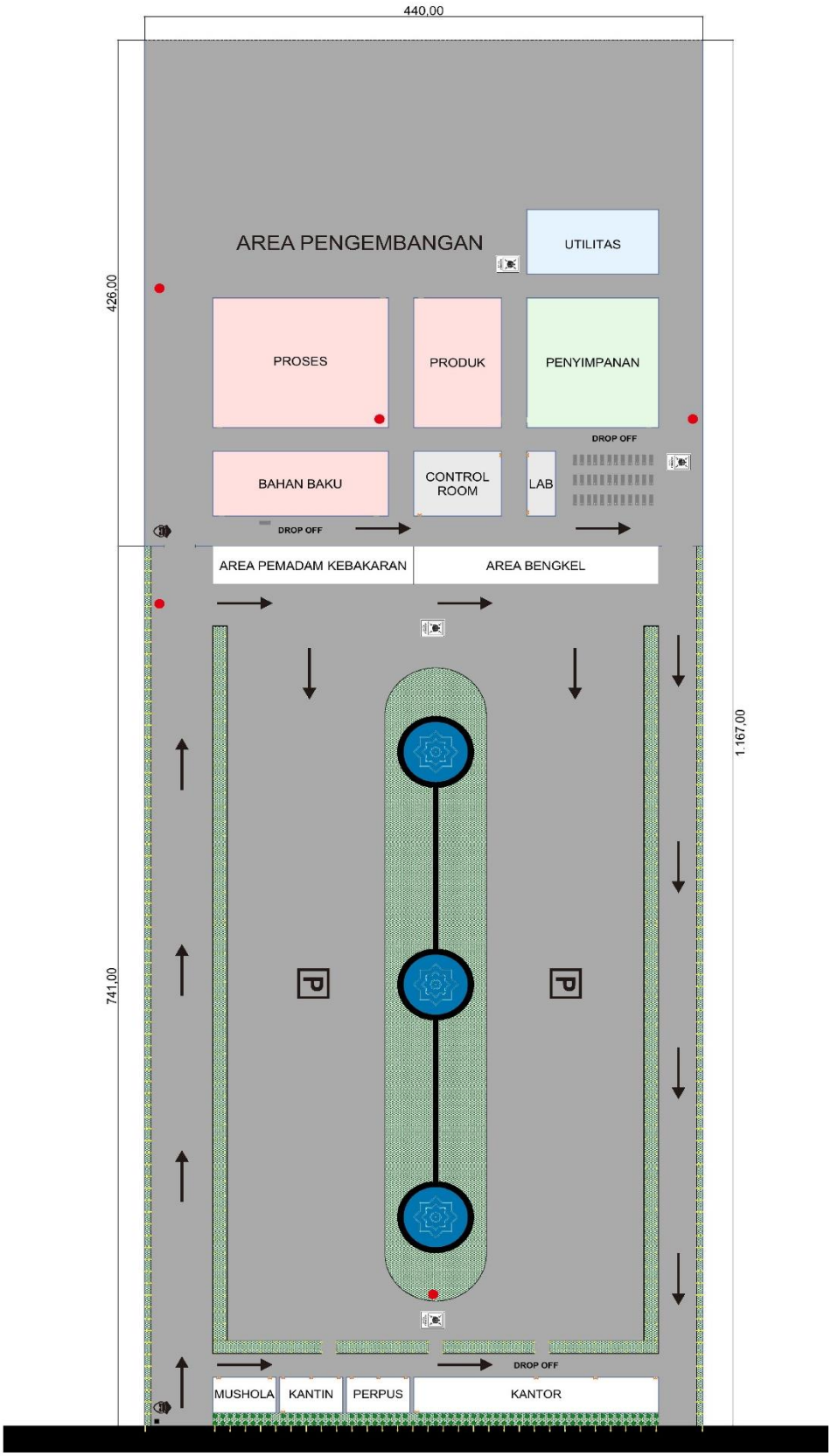
Pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

i. Pertimbangan ekonomi

Letak alat–alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

j. Jarak antar alat proses

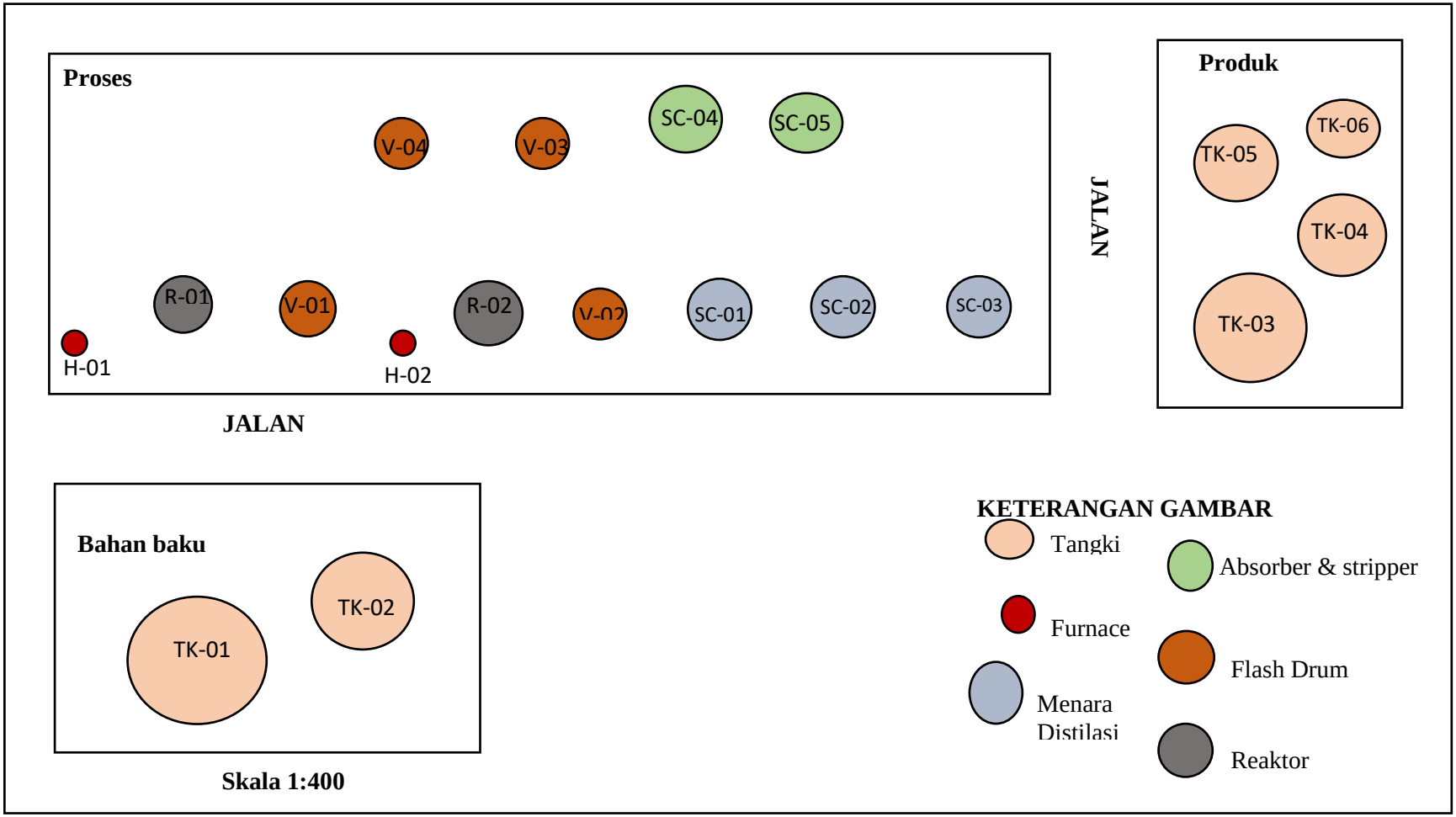
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Skala 1 : 2000)

Tabel 4. 1 Keterangan Tata Letak Pabrik

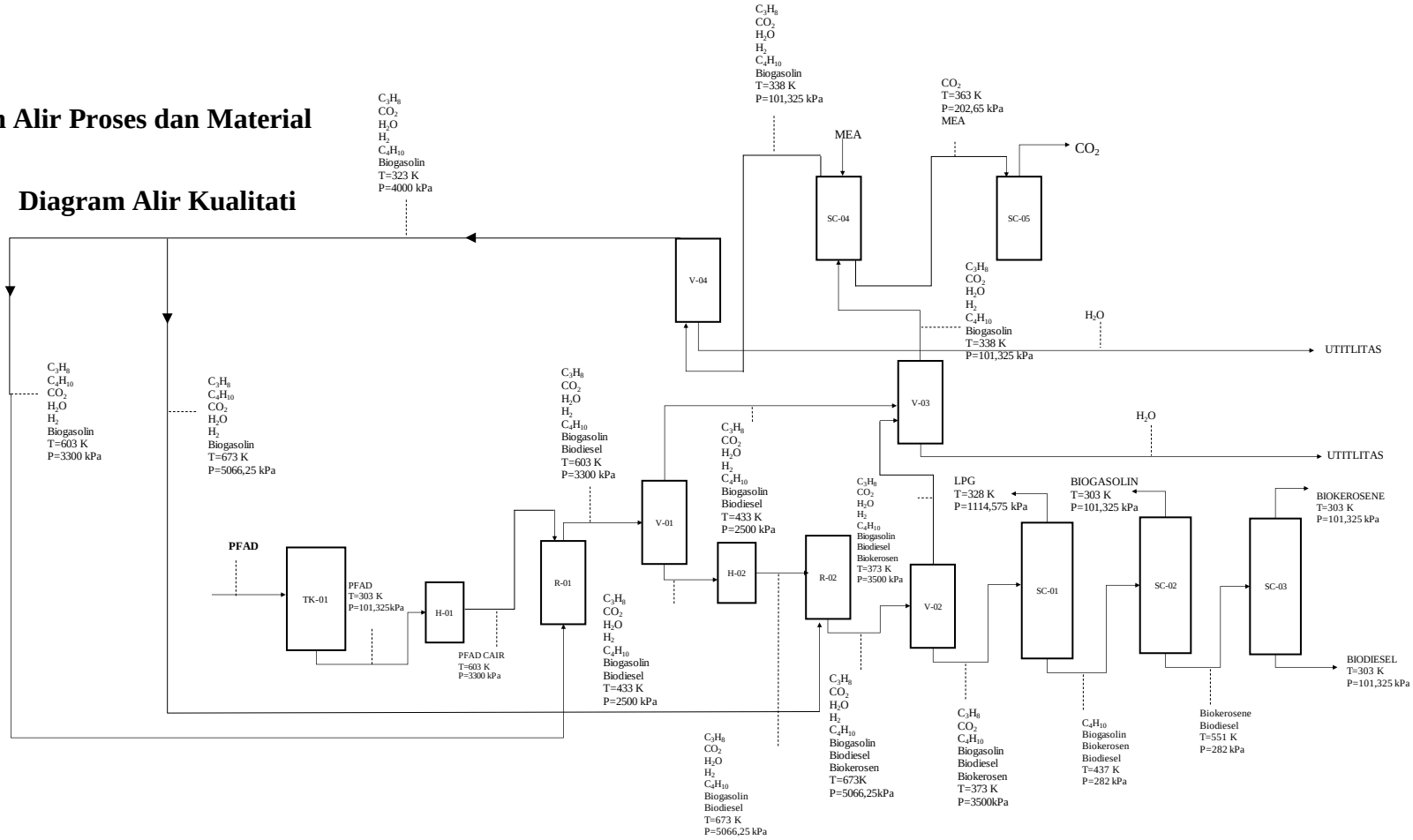
Nama Bangunan	Keterangan		Luas(m^2)
	P (m)	L(m)	
Pos keamanan	4	3	12
Parkiran	10	2	20
Gudang bahan baku	10	5	50
Utilitas dan pengolahan limbah	100	50	5000
Area proses	100	75	7500
Area penyimpanan	30	10	300
Area Produk	30	10	300
Kantor utama	10	10	100
Laboratorium	7	6	42
Kantin	7	4	28
Masjid	7	5	35
Perpustakaan	5	5	25
Bengkel	10	5	50
Unit pemadam kebakaran	6	5	30
Control room	8	6	48
Jalan dan taman	400	50	20000
Area perluasan	400	200	80000
Total			113.540



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

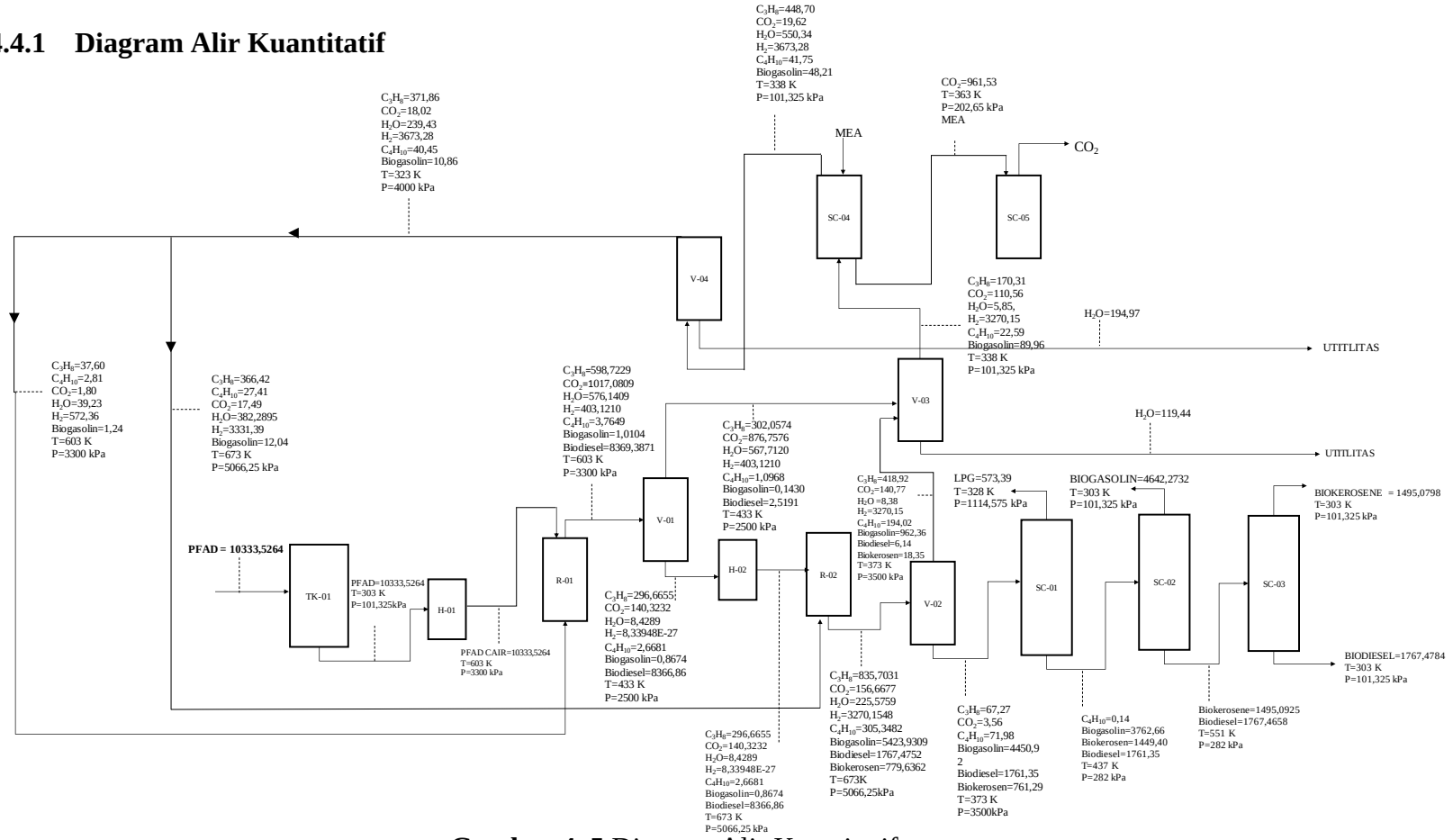
4.4 Diagram Alir Proses dan Material

4.4.1 Diagram Alir Kualitati



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif

4.4.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

4.4.3 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Arus										
	Masuk			Keluar							
	1	R&M 1	R&M 2	14	15	13	11	17	22	23	21
$C_{51}H_{98}O_6$	10330,99	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$C_{16}H_{34}$	-	-	-	1738,12	-	-	-	0,72	-	-	-
$C_{15}H_{32}$	-	-	-	29,34	-	-	-	1,72	0,01	-	-
C_3H_8	-	-	-	-	-	-	315,89	1,32	44,67	404,03	-
CO_2	-	-	-	-	-	-	33,77	0,47	0,33	19,29	961,54
H_2O	-	-	-	-	-	-	-	0,99	128,81	421,53	-
H_2	-	572,36	3331,40	-	-	-	-	0,00	0,00	3673,28	-
C_4H_{10}	-	-	-	-	-	0,45	223,42	0,37	11,52	30,23	-
C_5H_{12}	-	-	-	-	-	307,31	0,31	0,54	11,94	10,11	-
C_6H_{14}	-	-	-	-	-	383,01	-	0,69	8,33	2,38	-
C_7H_{16}	-	-	-	-	-	452,73	-	0,81	4,62	0,46	-
C_8H_{18}	-	-	-	-	-	2263,36	-	3,67	9,00	0,32	-
C_9H_{20}	-	-	-	-	-	585,52	-	0,73	0,76	0,01	-
$C_{10}H_{22}$	-	-	-	-	1,30	649,18	-	0,52	0,23	1,1,E-03	-
$C_{11}H_{24}$	-	-	-	-	714,34	0,72	-	0,33	0,06	1,0,E-04	-
$C_{12}H_{26}$	-	-	-	0,02	779,44	-	-	0,18	0,01	8,8,E-06	-
TOTAL	**14234,74**			**14234,74**							

4.4 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan atau *maintenance* berfungsi untuk menjaga fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan agar proses produksi dapat berjalan lancer. Sehingga produktivitas menjadi tinggi sehingga dapat mencapai target produksi yang sesuai dengan standar penjualan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menghindari kerusakan alat dan menjaga kebersihan lingkungan. Sedangkan perawatan periodik, dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk perawatan alat. Penjadwalan dibuat dengan sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapatkan perawatan khusus secara berkala dan merata.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

a. *Over head* 1x1 tahun

   Over head merupakan kegiatan pengecekan dan perbaikan alat secara keseluruhan dan berkala. Hal ini meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang mengalami kerusakan.

b. Repairing

   Repairing merupakan kegiatan perawatan yang bertujuan untuk memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*, yaitu sebagai berikut:

1) Umur alat

Umur alat yang semakin akan menyebabkan perawatan yang dilakukan cukup banyak. Hal ini mengakibatkan bertambahnya biaya perawatan.

2) Bahan baku

Dalam pemilihan dan penggunaan bahan baku perlu mempertimbangkan kualitasnya karena dapat menyebabkan kerusakan alat jika menggunakan bahan baku tidak berkualitas. Tingkat pembersihan alat akan cukup besar karena pengaruh pengotor dari bahan baku dan dapat menyebabkan fungsi alat proses mengalami penurunan.

3) Tenaga manusia

Sumber daya manusia dan tenaga kerja yang terdidik dan terlatih akan menghasilkan kualitas pekerjaan yang baik. Hal ini akan berdampak baik pada kualitas proses dan produksi pada pabrik.

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses antara lain: unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air untuk perkantoran dan perumahan), *steam*, listrik dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada prarancangan pabrik ini antara lain meliputi:

a. Unit pengadaan air

Unit ini berfungsi sebagai penyedia dan pengolah air yang untuk menunjang kebutuhan air meliputi air proses (umpan *boiler*), air pendingin, air pemadam kebakaran dan air sanitasi.

b. Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertugas dalam penyediaan kebutuhan steam sebagai media pemanas pada alat *reboiler*, *vaporizer*, dan *heat exchanger*.

c. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar dalam kebutuhan boiler dan furnace.

d. Unit Penyediaan Listrik

Unit penyediaan listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan prosess, keperluan pengolahan air, peraltan-peraltan elektronik, maupun untuk penerangan. Listrik di pasok oleh PLTU Berau Teluk Bayur.

e. Unit penyediaan udara bertekanan

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan dalam memenuhi kebutuhan instrumentasi *pneumetic*, pada bengkel dan instrumentasi alat controler.

f. Unit pengolahan limbah

Unit ini berfungsi untuk mengolah limbah pabrik baik yang berupa padat, cair maupun gas.

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan air (Water Supply Section)

Pemenuhan kebutuhan air di pabrik dipasok dari air sungai Segah di Berau, Kalimantan Timur dengan debit air di bagian hilir mencapai 3600 m^3/s (Ansori, 2010). Air sungai sebelum digunakan harus melewati beberapa tahap. Tahap pertama, air sungai dialirkan menuju tangki sedimentasi untuk mengendapkan flok-flok yang terbentuk dari impuritis terbawa dalam air. Selanjutnya air akan dialirkan ke satu tangki yang telah ditambahkan senyawa koagulan seperti tawas yang berfungsi untuk memisahkan kotoran-kotoran halus yang terikat dalam air dengan membentuk flok-flok agar dapat diendapkan. Tahap selanjutnya air dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan partikel-partikel halus yang masih tersisa dari proses flokulasi. Partikel yang masih terbawa pada air dimurnikan kembali alat *sand filter.* Air yang telah jernih dan tidak mengandung impuritis dibagi menurut kebutuhan air pabrik, diantaranya air pendingin, air umpan boiler, air pemadaman serta air untuk sanitasi dan *service water.*Proses yang terjadi dalam

a. Air Pendingin

Air pendingin merupakan hasil keluaran dari *cooling tower* yang digunakan sebagai pendingin pada kondensor dan *cooler*. Adapun kebutuhan air pendingin pada pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.3

Tabel 4. 3 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	**Kebutuhan (kg/jam)**
Cooler-01	1657,39
Cooler-02	1704,97
Cooler-03	821,99
Cooler-04	373,08
Cooler-05	97,26
Cooler-06	25,59
Condensor-01	3,80
Condensor-02	1001,60
Condensor-03	930,15

Alasan digunakan air sebagai media pendingin karena beberapa faktor, antara lain air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya yang murah, mudah dalam pengaturan dan pengolahannya, dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi.

b. Air Umpan Boiler

Terdapat beberapa tahapan pengolahan air sebelum dapat digunakan sebagai umpan boiler diantaranya :

1) Proses yang terjadi di *mixed bed ion exchanger* adalah proses demineralisasi. Proses ini berfungsi sebagai penyerapan kandungan ion-ion mineral didalam air dengan menggunakan resin *ion exchange*. Didalam alat ini terdapat dua jenis resin yaitu kation dan anion berupa senyawa NaCl.
2) Proses aerasi merupakan proses penghembusan air dengan udara. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan gas-gas terlarut dan ion-ion besi terlarut dalam air. Proses aerasi dilakukan pada unit *daerator,* yang didalamnya terjadi proses oksidasi yang menjadikan besi terlarut menjadi besi oksida yang tidak larut dalam air sehingga bisa diendapkan.

Umpan air boiler menghasilkan *steam* yang berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada alat proses, rincian kebutuhan *steam* pada alat proses dapat dilihat pada Tabel 4.4

Nama Alat	**Kebutuhan (kg/jam)**
Heater-01	125,55
Heater-02	2213,99
Heater-03	268,88
Heater-04	224,42

Tabel 4. 4 Steam pada Alat Kebutuhan

Heater-05	828,28
Heater-06	828,28
Reboiler-01	2710
Reboiler-02	9087,74
Reboiler-03	847,08

c. Air Sanitasi, pemadaman dan *service water*

Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, mushola, pertamanan, pemadaman dan *service water*. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat seperti suhu dibawah suhu udara luar, warna jernih, tidak mempunyai rasa dan tidak berbau, tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik, tidak beracun terutama bakteri patogen. Data kebutuhan air sanitasi, pemadaman, dan *service water* dapat dilihat pada Tabel 4.5

Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Sanitasi, Pemadaman, Service Water

Nama Alat	Kapasitas (kg/jam)
Air sanitasi	8808
Service water	700
Air Pemadaman	1761,51

4.5.2 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLTU Berau Teluk Bayur dan diesel generator sebagai cadangan. Kebutuhan listrik pabrik ini meliputi proses, utilitas, laboratorium, bengkel, instrumentasi dan perkantoran. Kebutuhan total listrik pabrik sebesar 1545 kW. Kebutuhan total pabrik ditampilkan pada Tabel 4.6

Tabel 4. 6 Total kebutuhan daya listrik pabrik

Kebutuhan	**kW**	**Prosentase (%)**
Listrik untuk keperluan proses dan utilitas	857,23	80,41
Listrik keperluan penerangan dan AC	80,29	7,53
Listrik keperluan laboratorium dan bengkel	85,72	8,04
Listrik untuk instrumentasi	42,86	4,02
Total	1066	100

4.5.3 Unit Pengolahan Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk mengendalikan proses pada 34 buah *control valve* dengan kebutuhan udara tekan per *valve* sebesar 1,69

m^3/jam. Total kebutuhan udara tekan sebesar 57,77 m^3/jam. Udara tekan di suplai oleh *compressor* pada tekanan 6 bar dan suhu 30^oC dengan jenis *compressor* yakni *single stage reciprocating compressor* dengan efisiensi 85%.

4.5.4 Unit Pengolahan *Steam*

Steam digunakan sebagai media pemanas heater dan reboiler. Jumlah s*team* yang dibutuhkan sebesar 16.308,21 kg/jam. Untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi jumlahnya dilebihkan 20%, maka jumlah steam yang dibutuhkan adalah 19569,85 kg/jam.

4.5.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

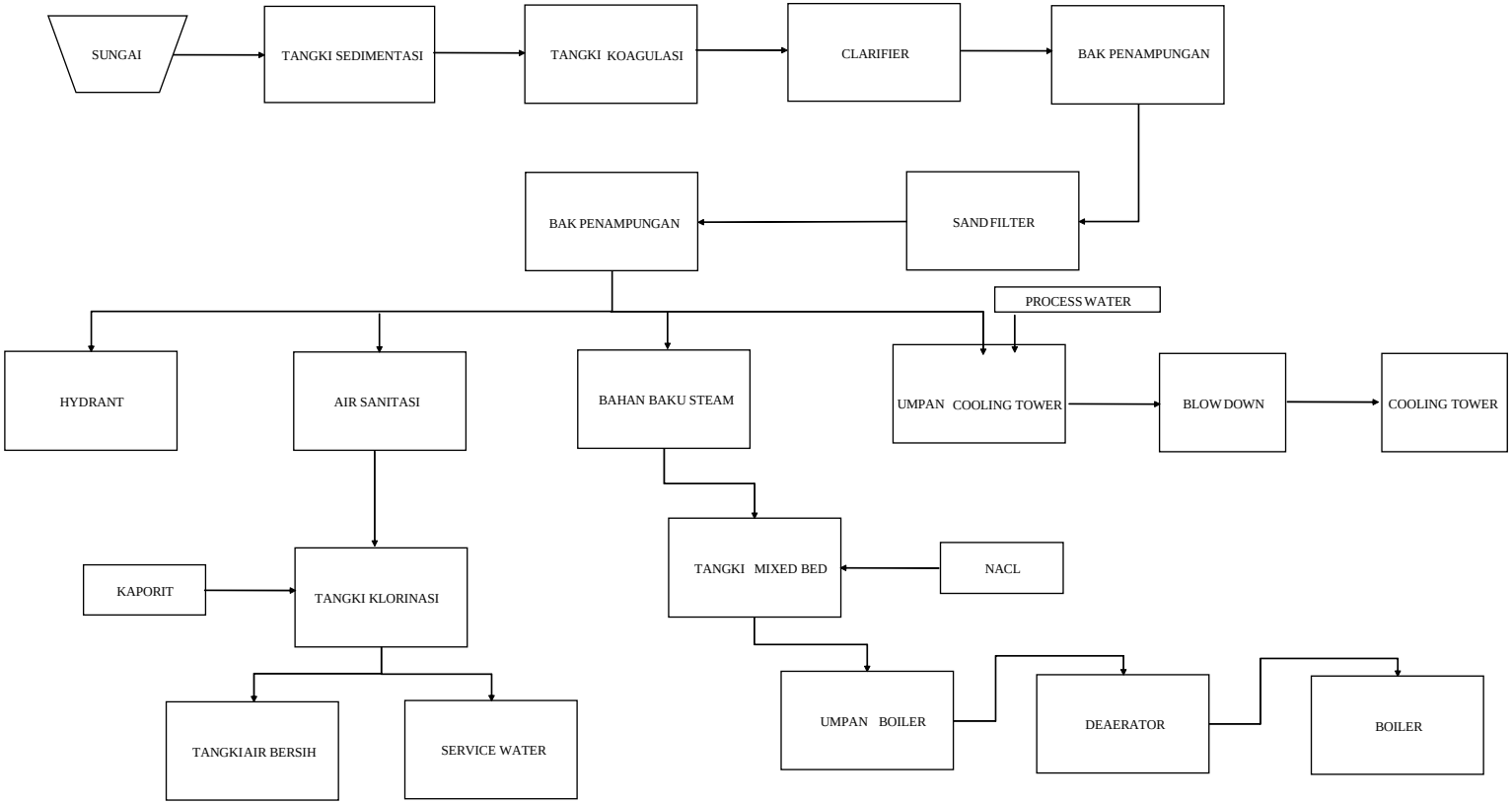
Unit pengadaan bahan bakar ini bertugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah biosolar, bahan ini didapatkan dari produksi pabrik ini. Bahan bakar yang dibutuhkan sebesar 1454,31 kg/jam. Untuk mengantisipasi kekurangan bahan bakar, maka kebutuhan bahan bakar dilebihkan 20% menjadi 1745,17 kg/jam.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah cair produk ini adalah limbah air pengolahan minyak yang mengandung hidrokarbon. Limbah ini di atasi dengan cara mikrobiologi (bakteri : *Gordonia*) agar hidrokarbon terdegradasi dengan kondisi aerob. Oleh karena itu, kolam pengolah limbah memerlukan aerasi agar proses

mikrobiologi berlangsung. *Effluent* selanjutnya diolah secara kimiawi dan fisis untuk penghilangan senyawa kimia berbahaya dan logam. Sebelum dibuang ke sungai, *effluent* harus melewati proses klorinasi dan penetralan pH agar mikroba patogen mati dan menjaga ph lombah netral sehingga aman bagi lingkungan (Hutagalung, 2013).

Diagram Alir Proses Pengolahan Air:



Gambar 4. 6 Diagram Alir Proses Pengolahan Air

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik biogasolin yang akan didirikan, direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut:

a. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
b. Statusperusahaan : Swasta
c. Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini dilatarbelakangi atas beberapa pertimbangan-pertimbangan antara lain:

1) Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan.
5) Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih

dewan direksi di antaranya Direktur utama yang cukup berpengalaman.

6) Lapangan usaha lebih luas, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

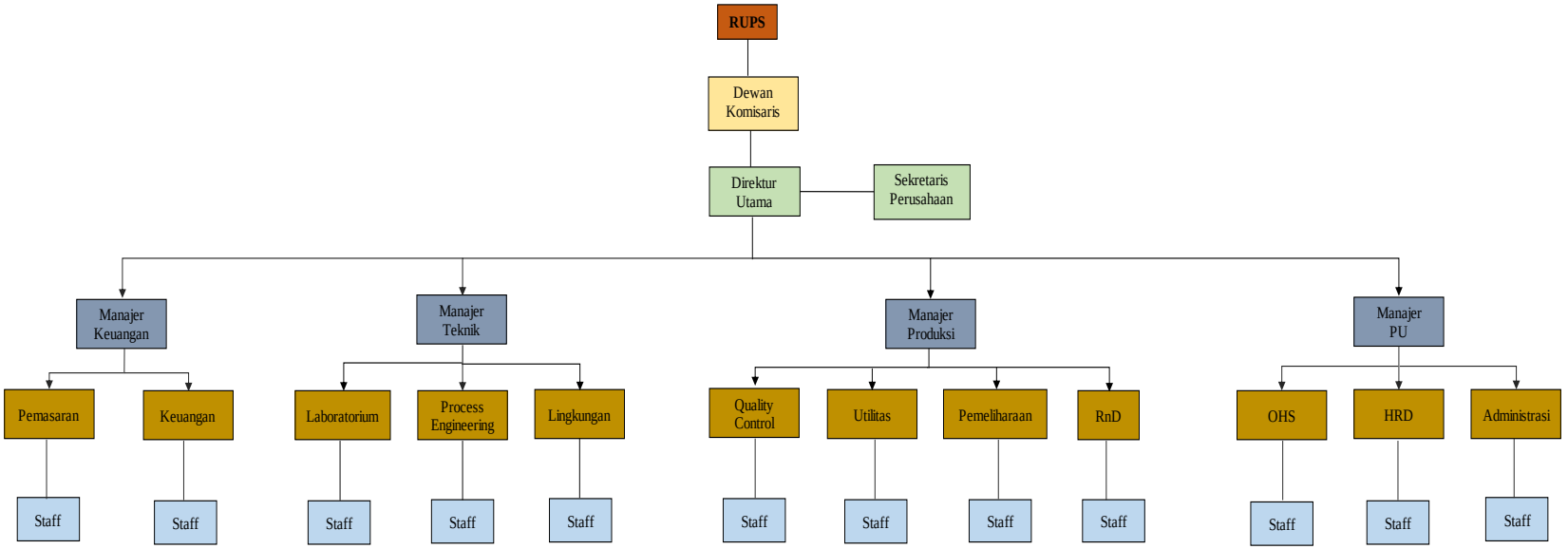
4.6.2 Struktur Oganisasi

Struktur organisasi adalah faktor penting penunjang kemajuan perusahaan. Terdapat beberapa pedoman dalam menentukan sistem organisasi yang baik bagi perusahaan, antara lain : perumusan tujuan perusahaan, pembagian tugas kerja, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengendali pekerjaan dan organisasi perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Struktur organisasi pada pabrik ini dapat dlihat pada Gambar 4.7.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

a. RUPS
b. Dewan Komisaris
c. Direktur Utama
d. Manager
e. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertaggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2) Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3) Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Teknik dan Pengembangan, Direktur Keuangan serta Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum.

d. Manajer

Manajer dibantu oleh beberapa kepala bagian bertanggung jawab atas area masing-masing. Para karyawn dibagi menjadi beberapa kelompok kecil yang melaporkan tanggung jawabnya kepada kepala bagian.

4.6.4 Catatan

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

c. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

d. Pembagian Jam Kerja Karyawan dan Gaji Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun, 24 jam per hari. Sisa hari saat tidak beroperasi dimanfaatkan untuk perbaikan, perawatan, dan *shutdown.* Menurut statusnya karyawan dibagi dalam dua golongan yaitu karyawan *shift* dan karyawan *non-shift tetap*. Detail jumlah karyawan *non-shift* dapat dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4. 7 Gaji Karyawan Berdasarkan Jabatan

Jabatan	Kualifikasi	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)
Direktur Utama	Min S1	1	15.000.000,00
Manajer Keuangan	Min S1	1	10.000.000,00
Manajer Pekerjaan Umum	Min S1	1	10.000.000,00
Ka. Bagian	Min S1	12	6.500.000,00
Sekretaris	Min S1	5	4.300.000,00
Karyawan Pemasaran	D3-S1	3	4.000.000,00
Karyawan Keuangan	D3-S1	3	4.000.000,00
Karyawan Laboratorium	D3-S1	3	4.300.000,00
Karyawan Proses	D3-S1	6	4.500.000,00
Karyawan lingkungan	D3-S1	3	4.000.000,00
Karyawan Utilitas	D3-S1	3	4.000.000,00
Quality control	D3-S1	3	4.300.000,00
Maintenance Dept. Staff	D3-S1	3	4.000.000,00
Karyawan OHS	D3-S1	2	3.700.000,00
Karyawan HRD	D3-S1	3	3.700.000,00
Karyawan RnD	D3-S1	3	3.700.000,00
Karyawan Administrasi	D3-S1	4	3.700.000,00
Office Boy	Min SMA	6	2.900.000,00

Total	65

1) Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan golongan ini bekerja selama 5 hari dengan perincian sebagai berikut:

- Hari Senin –Kamis
  Pukul 08.00–12.00 (jam kerja)
  Pukul 12.00–13.00 (istirahat)
  Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)
- Hari Jumat
  Pukul 07.00–12.00 (jam kerja)
  Pukul1 12.00–13.00 (istirahat)
  Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)
- Hari sabtu, minggu dan hari besar libur

2) Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi, yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift diatur menurut pembagian jadwal seagai berikut:

- Karyawan Operasi

  Shift pagi: pukul 07.00-15.00

  Shift sore: pukul 15.00-23.00

  Shift malam: pukul 23.00-07.00

Karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu (A,B,C,D) tiga grup dijadwalkan bekerja dan satu grup istirahat. Pada hari minggu dan libur nasional karyawan *shift* tetap masuk kerja sesuai jadwal. Pembagian jadwal regu *shift* dapat dilihat pada Tabel 4.8.

Tabel 4. 8 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan *Shift*

Hari ke-/jam	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**
07.00-15.00	D	D	C	C	C	B	B	B	A	A	A	D
15.00-23.00	C	B	B	B	A	A	A	D	D	D	C	C
23.00- 07.00	A	A	A	D	D	D	C	C	C	B	B	B
LIBUR	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D	A

KET : A – D adalah nama regu

4.7 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk memperkirakan kelayakan investasi dalam suatu kegiatan pendirian pabrik. Beberapa hal yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi meliputi kebutuhan investasi, keuntungan, waktu pengembalian investasi dan titik impas. Analisa ekonomi dapat menjadi pertimbangan kelayakan suatu pabrik didirikan.

Tahap pertama analisa ekonomi suatu pabrik adalah penaksiran harga alat berdasarkan spesifikasi alat dan tahun pembelian. Penaksiran harga alat termasuk biaya jasanya diperoleh bahwa modal keseluruhan (*total capital invesment)* sebesar Rp.784.298.982.017 terdiri dari modal tetap (*fixed capital investment)* sebesar Rp.573.963.759.280 dan modal kerja (*working capital)* sebesar Rp.210.335.222.736. Modal tetap terdiri dari biaya fisik dengan jasa perancangan dan konstruksi yaitu sebesar Rp.84.427.560.174 , *contractor's fee* sebesar Rp. 19.255.929.618 dan *contingency* sebesar Rp. 48.139.824.045.

Biaya pembuatan (*total manufacturing cost)* sebesar Rp. 249.657.807.452 terdiri dari biaya pembuatan langsung (*direct manufacturing cost)* yaitu biaya bahan baku, tenaga kerja, supervisi, *maintenance,* suplai pabrik, royalti dan patent, serta utilitas sebesar Rp. 149.887.620.269, biaya pembuatan tidak langsung (*indirect manufacturing cost)* sebesar Rp. 30.894.535.969 dan *total fixed manufacturing cost* sebesar Rp. 68.875.651.113 Total biaya produksi merupakan jumlah dari *general expense* sebesar dan *manufacturing cost* sebesar Rp. 355.220.597.775. Harga jual pabrik dalam setahun sebesar Rp. 428.977.119.383 dengan pajak penjualan sebesar 13% sehingga diperoleh keuntungan bersih sebesar Rp. 64.168.173.798.

Kelayakan suatu pabrik dapat dilihat dari beberapa parameter berupa ROI, POT, BEP, SDP, dan DCF. Analisa kelayakan dapat dilihat pada gambar 4.7. Pada pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi

dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Gambar 4.8 menunjukkan grafik evaluasi ekonomi pra rancangan pabrik biogasolin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Isi grafik membandingkan keuntungan (*profit* dalam $) dan persen kapasitas produksi sebagai berikut.

4.7.1 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk fenol	= 30.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2022
Kurs mata uang tahun 2018	= 1 US$ = Rp 14.485,-
Harga *raw material*	= US$ 7.476.343/tahun
Harga bahan utilitas	= US$ 112.498 /tahun
Harga jual	= US$ 29.615.265/tahun

4.7.2 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Biogasolin memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing adalah sebagai berikut:

1. *Physical Plant Cost* (PPC) = *$ 29.143.099*
2. *Direct Plant Cost (DPC) = $ 33.234.441*
3. *Fixed Capital (FC) = $ 19.624.698* = Rp 573.963.759.280
4. *Manufactoring Cost (MC)*
    a. *Direct Manufactoring Cost (DMC)= $ 10.347.781*
    b. *Indirect Manufactoring Cost (IMC)=$ 2.132.864*
    c. *Fixed Manufactoring Cost (FMC)=$ 4.754.963*

    Total Manufacturing cost = $ 17.235.609

    =Rp. 249.657.807.452
5. *General Expence (GE) = $ 7.287.731 = Rp 105.562.790.323*

4.7.3 Analisa Keuntungan

a. *Total Cost (TC= MC+GC) = $ 24.523.341*

    = Rp 355.220.597.775

b. *Sales (Sa)*

    = $ 29.615.265 *= Rp 428.977.119.382*

c. *Profit Before Tax (Pb)*

    = $ 5.091.924 *= Rp 73.756.521.607*

d. *Income Taxes (13%)*

    = $ 661.950 *=Rp 9.588.347.808*

e. *Profit After Taxes (Pa)*

= $ 4.429.798 *= Rp 64.168.173.798*

f. *Annual Max Production Rate (Ra)* = 100%

Persyaratan suatu pabrik dikatakan layak untuk beroperasi adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 9 Kriteria persyaratan kelayakan pabrik

Kriteria	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	ROI *before taxes*	Aries Newton,
ROI setelah pajak	Minimum low 11%, high 44%	P.193
POT sebelum pajak	POT *before taxes*	Aries Newton,
POT setelah pajak	Maksimum, Low 5thn High 2 thn	P.196
BEP	Berkisar 40-60%	
SDP	-	
DCFR	> 1,5 bunga bank = minimum	16

4.7.4 Hasil Kelayakan Ekonomi

a. Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital}\ x\ 100\%$$

ROI sebelum pajak = 20,56 %

ROI sesudah pajak = 17,89%

b. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi)}$$

POT sebelum pajak = 4,57 tahun

POT sesudah pajak = 4,96 tahun

c. Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0{,}3\ Ra)}{(Sa - Va - 0{,}7Ra)} x100\%$$

BEP = 40,35 % (standar BEP 40-60%)

d. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{(0{,}3\ Ra)}{(Sa - Va - 0{,}7\ Ra)}\ x\ 100\ \%$$

SDP = 9,05 %

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur Pabrik = 10 tahun

Salvage Value = Depresiasi = *$ 3.566.222*

Cash Flow = *Annual profit* + Depresiasi + *Finance*

= *$ 9.079.108*

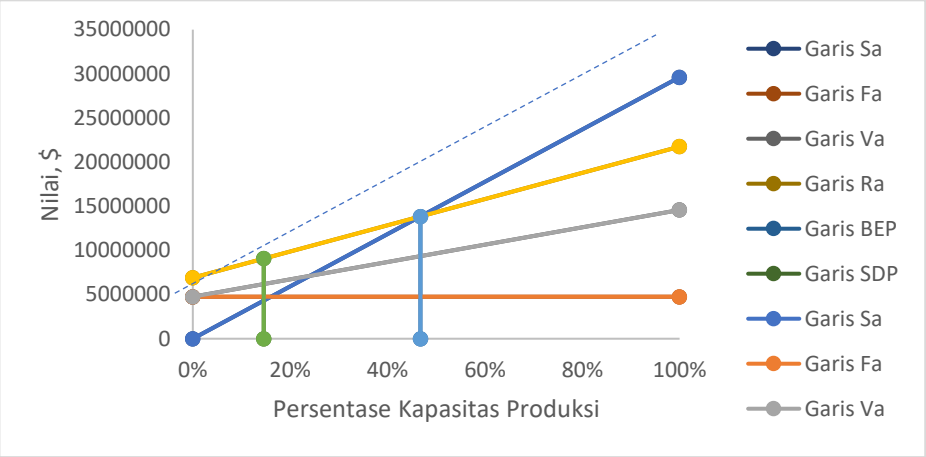
Working Capital= $ 16.081.904

DCFR dihitung dengan *trial and error* menggunakan formula:

$$FC + WC = \frac{C}{(1+i)} + \frac{C}{(1+i)^2} + \ldots + \frac{C}{(1+i)^{10}} + \frac{WC}{(1+i)^{10}} + \frac{SV}{(1+i)^{10}}$$

Sehingga didapatkan DCFR = 18 %

Gambar 4.8 menunjukkan grafik evaluasi ekonomi pra rancangan pabrik fenol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Isi grafik membandingkan keuntungan (*profit* dalam $) dan persen kapasitas produksi.



Gambar 4. 8 Grafik Ekonomi

BAB 5

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Pabrik Biogasolin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku berupa *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD). Pada perancangan pabrik biogasolin kebutuhan PFAD sebesar 73.383 ton per tahun dengan kebutuhan bahan baku pendukung H_2 sebesar 28.107 ton pada awal produksi.

Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan steam, didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 85.649 kg/jam dimana masing-masing terdiri dari kebutuhan air untuk proses sebasar 2.351 kg/jam air untuk steam sebanyak 11.400 kg/jam, air untuk make-up sebanyak 5.482 kg/jam proses pendinginan sebesar 124.600 kg/jam, dan kebutuhan air untuk domestik sebanyak 19.800 kg/hari. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan keperluan lainnya sebesar 3.731 kwh.

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas perancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi maka pabrik biogasolin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi dan perlu pertimbangan untuk didirikan. Dengan hasil sebagai berikut:

a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp.73.756.521.607 dan keuntunagan setelah pajak Rp. 64.168.173.798

b. *Return On Investment* (ROI)

Persentase ROI sebelum pajak 20,56% dan ROI setelah pajak 11,18%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia minimum 17,89%.

c. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 4,577 tahun dan POT setelah pajak selama 4,96 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

d. *Break Event Point* (BEP) pada 40,35 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 9,05%. BEP untuk pabrik kimia dikatakan sebagai investasi menarik yaitu pada 40-60%.

e. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 18%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

5.2. Saran

Perancangan suatu panrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihin seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Prarancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

AIi MF, El AIi BM, Speight JG. Handbook of Industrial Chemistry: McGraw-Hill, 2005.

Ancheyta J, Trejo F, Rana MS. Asphaltenes: Chemical Transformation during Hydroprocessing of Heavy Oils. New York: CRC Press, 2009.

Ansori, Yusuf. 2010. Analisa Penetapan Kriteria Keberhasilan Reklamasi Lahan Bekas Penambangan Batubara untuk Pertanian Berkelanjutan di Kalimantan Timur (Studi Kasus PT. Berau Coal). Badan Penelitian dan Pengembangan Daerah Provinsi Kalimantan Timur. Samarinda

Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York

Bloomy Blesvid, Yelmida, Zultiniar, Perengkahan Katalitik Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) Menjadi Biofuel Dengan Katalis Abu TKS Variasi Temperatur dan Berat Katalis. Riau. ,Jurnal Rekayasa Kimia dan Lingkungan

Brown, G.G, 1978, " *Unit Operation* ", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York

Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, *Process Equiment Design*, John Wiley and Sons. Inc, New York

Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, *Chemical Equiment Design*, John Wiley and Sons. Inc, New York

Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, *Chemical Equiment Design*, vol 6, Pergamon Press, Oxford

Darnoko, Siahaan, D.N.Eka, Elyshabeth, J. 2003. Teknologi Pengolahan Kelapa Sawit dan Produk Turunannya. Pusat Penelitian Kelapa Sawit. Medan

DirJen Perkebunan, 2017. Statistika Perkelapa Sawitan Indonesia Tahun 2016. Departemen Pertanian, Direktorat Jendral Perkebunan Indonesia, Jakarta

Direktorat Jenderal Minyak dan Gas, Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2017. STATISTIK MINYAK DAN GAS BUMI 2016

Farizul HK, Amin NAS, Suhardy D, Saiful AS, Mohd NS. *Catalytic Conversion of RBD Palm Oil to Gasoline: The Effect of Silica-Alumina Ratio in HZSM-5.* 1st

international conference on natural resources engineering and technology. Putrajaya, Malaysia, 2006. pp. 262-73

Fogler, H.S., 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3rd edition, Prentice Hall PTR, New Jersey

Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia, Final Edition, ISSN 2528-3464, 2016, Jakarta.

Hill, C.G, 1996, *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*, John Wiley and Sons. Inc, New York

Hutagalung, A. 2013. Tinjauan Pengolahan Limbah Cair Minyak Bumi pada Unit Pengolahan Pertamina Pangkalan Berandan. USU International Repository, Sumatera Utara.

Kern, D.Q, 1985, *Process Heat Transfer*, Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York

Levenspiel, O., 1999, *Chemical Reaction Engineering*, 3rd edition, John Wiley & Sons, New York

Ludwig, E.E, 1984, *Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 2nd ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company

Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore

Morgan T, Santillan-Jimenez E, Harman-Ware AE, Ji Y, Grubb D, Crocker M. 2012. Catalytic Deoxygenation of Triglycerides to Hydrocarbons over Supported Nickel Catalysts. Chem. Eng. J;In press.

Mulyaningsih, Dani.2012.Uji Aktivitas Katalis Moni/Bentanoit Hasil Preparasi pada Reaksi Hidrogenasi Perengkahan Katalitik Asam Oleat. Skripsi Bandung : Jurusan Pendidikan Kimia UPI: 8-12

Nasikin M, Susanto BH, Hirsaman A, Wijanarko A. Biogasoline from Palm Oil by Simultaneous Cracking and Hydrogenation Reaction over NiMo/zeolite. Catalyst. World Appl. Sci. J. 2009;5:74-9.

Perry, R.H and Chilton, C.H, " *Chemical engineering's Hand Book* ", 6th ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, *Plant Design and Economic's for Chemical engineering's*, 5th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Prihandana, R., Hendroko, R., & Nuramin., 2006, Menghasilkan Biodisel Murah Mengatasi Polusi dan Kelangkaan BBM, Jakarta, Agromedia.

Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, John wiley and Sons. Inc, New York

Satterfield CN. Heterogeneous Catalysis in Industrial Practice. New York:: McGrawHill, 1991

Smith, J.M, 1973, *Chemical Engineering Kinetic's*, 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Smith, J.M and Van Ness, H.C, *Introduction to Chemical Engineering Thermodinamic's*, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Sotelo, Rogelio Boyás, Fernando Trejo Zárraga, Felipe de Jesús Hernández Loyo. 2012. *Hydroconversion of Triglycerides into Green Liquid Fuels*. Gandarias and Arias:licensee InTech, London. http://dx.doi.org/10.5772/52581

Treyball, R.E, 1979, *Mass Transfer Operation's*, 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Ulrich, G.D, 1984, *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's*, John Wiley and Sons. Inc, New York

Vonghia E, Boocock DGB, Konar SK, Leung A. 1995. *Pathways for the Deoxygenation of Triglycerides to Aliphatic Hydrocarbons over Activated Alumina*. Energy & Fuels; 9:1090-6.

Wallas, Stenley, M., 1991, *Chemical Process Equiment Selection and Design*, Mc GrawHill Book Co., Tokyo

Wiguna, Jayan Adi. 2013. Skripsi : perengkahan *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) menjadi biofuel menggunakan katalis H-Zeolit dengan variasi temperatur reaksi dan nisbah berat H-Zeolit per PFAD. Fakultas Teknik, Universitas Riau. Riau

Wing-Keong Ng , Phaik-Kin Lim , Peng-Lim Boey . 2003. Dietary lipid and palm oil source affects growth,fatty acid composition and muscle a-tocopherol concentration of African catfish, Clarias gariepinus.

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook, McGraw Hill Companies Inc*., USA

LAMPIRAN A

REAKTOR KATALITIK FIXED BED

Fungsi : Mereaksikan PFAD dengan gas hidrogen untuk membentuk biogasolin

Jenis : Reaktor Katalitik Fixed Bed

URAIAN PROSES

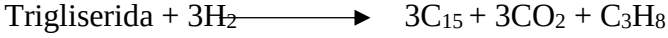
Biogasolin dapat diperoleh dengan reaksi hidrdeoksigenasi trigliserida melewati katalis $Pt/\gamma Al_2O_3$. Reaksi yang terjadi berupa reaksi irreversible dan reaktan masuk ke reaktor pada fase cair-gas. Reaksi hidrodeoksigenasi trigliserida menjadi biogasolin merupakan reaksi eksotermis karena suhu keluaran reaktor sebesar 330^oC. Reaktor dijalankan pada kondisi adibatik, sehingga panas reaksi yang ditimbulkan tidak terlalu besar. Oleh karena itu, pada reaktor ini tidak membutuhkan media pendingin. Desain reaktor menggunakan *single bed catalytic packed bed reactor* dengan katalis $Pt/\gamma Al_2O_3$.

REAKSI KIMIA

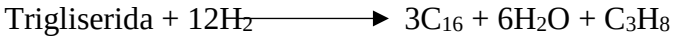
Reaksi yang terjadi pada reaktor dianggap terbagi menjadi dua komposisi konversi reaksi yang berbeda. Pada reaksi dekarboksilasi dianggap bereaksi sebesar 60

% dan pada reaksi hidrodeoksigenasi bereaksi sebesar 40%. Reaksi yang terjadi pada reaktor sebagai berikut :

Dekarboksilasi 60%



Hidrodeoksigenasi 40%



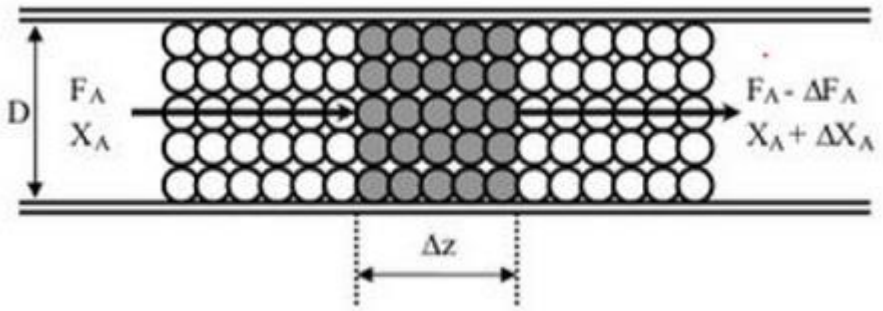
Persamaan kecepatan reaksi didapat dari

$$r_{P.A.} = -\frac{k_{rxn} K_{P.A.} C_{P.A.} K_{H_2} P_{H_2}}{(1 + K_{P.A.} C_{P.A.})(1 + K_{H_2} P_{H_2})}$$

NERACA MASSA

Komponen	Arus 2	Arus 25	Arus 3
	Masuk (kg/jam)	Recycle	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	10333,5264	0.00	
$C_{16}H_{34}$		0.00	3476.9880393076
$C_{15}H_{32}$		0.00	4892.3990995808
C_3H_8		37.60	601.7168910810
CO_2		1.80	1017.1988907456
H_2O		39.23	593.0885726582
H_2		572,36	403.1210848352
C_4H_{10}		2.81	2.81
C_5H_{12}		0.94	0.94
C_6H_{14}		0.22	0.22
C_7H_{16}		0.04	0.04
C_8H_{18}		0.03	0.03
C_9H_{20}		0.00	0.00
$C_{10}H_{22}$		0.00	0.00
$C_{11}H_{24}$		0.00	0.00
$C_{12}H_{26}$		0.00	0.00
Total		**10988.562**	**10988.562**

Pemodelan neraca massa dilakukan pada pipa berisi tumpukan katalisator pada elemen volum sebesar A.Δz.



Pada perancangan reaktor ada beberapa asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, diasumsi tidak terjadi gradient konsentrasi kearah radial.
2. Dispersi aksial diabaikan
3. Kondisi operasi pada *steady state.*

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\,\rho_k\,\Delta V = 0$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\rho_k \frac{\pi}{4} D^2 \Delta Z = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \to 0} \frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-r_A)\rho_k \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -(-r_A)\rho_k \frac{\pi}{4} D^2$$

$$F_{A0} \frac{dX}{dZ} = (-r_A)\rho_k \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-r_A)\rho_k \pi D^2}{4F_{A0}}$$

$$\frac{dZ}{dX} = \frac{4F_{A0}}{(-r_A)\rho_k \pi D^2}$$

Dengan :

F_{AO} = Kecepatan aliran masuk komponen A, kmol/jam
ρk= densitas katalis dalam reaktor, kg/m^3
D = diameter reaktor, m

PERHITUNGAN DIAMETER SHELL

f=	13750			
E=	0,8			
W=	4% Berat palmitic acid	=	400	kg
D=	1,2966 m	=	51,04727	inch

PEMILIHAN SPESIFIKASI REAKTOR

Kondisi operasi reaktor adalah pada *range* suhu 573,15 - 623,15 K dan tekanan 3300 kPa atau 32,56847 atm.
Tekanan diambil *overdesign* sebesar 120% P operasi.

TINGGI BED REAKTOR

Panjang tumpukan katalis = 7,5 meter = 295,2758 inch

TEBAL DINDING REAKTOR

Nilai tebal *shell* dicari dengan persamaan : (brownell and Young 13.1 pada hal. 254)

$$ts = \frac{P.R_i}{f.E - 0{,}6P} + C$$

ts: tebal shell
P: tekanan operasi (overdesign 20%), (lb/in2)
Ri: jari-jari reaktor atau shell (in)
f: tegangan maksimum yang diizinkan, (lb/in2)
E: efisiensi sambungan (berdasarkan bahan)
C: faktor korosi bahan, (in)

Bahan : *Carbon steel* SA-285 *grade C*
Ukuran :

1. Diameter dalam shell (IDs)	=	51,04727	inc			
2. Jari-jari dalam shell (ri)	=	25,52364	inc			
3. P operasi	=	32,56847	atm absolute			
	=	39,08216	atm	=	574,3476	psig

4. Nilai *maximum allowable stress* (f) bahan : Tabel 13.1 Brownell and Young 1959, page 251.

f *carbon steel* SA-285 grade C untuk T≤ 650 F = 13750 psi

5. Jenis sambungan yang digunakan adalah ***double welded butt-joint Tabel 13.2 Brownell and Young, 1959, page 254***
   Maka nilai maksimum efisiensi sambungan E = 0,8
6. Faktor korosi untuk bahan non korosif Maka dengan menggunakan persamaan ts diperoleh nilai tebal *shell* :
   C = 0,125

   ts= 1,501 inch

dipilih tebal *plate* standar	=	1,75inch	=	1 5/8	inch
Diameter luar *shell* (OD *shell)*=		IDs+2.ts	=	54,04882488	inch

Dipilih
OD = 60 inch

HEAD AND BOTTTOM

Bentuk : *Elliptical dished head*
Head tipe ini digunakan untuk *pressure vessel >200psig*

Bahan : *Carbon steel* SA-285 *grade C*

Persamaan untuk mencari tebal *head* dan *bottom :*

$$th = \frac{P.ID_S}{2.f.E - 0{,}2.P} + C$$

Data f, E, dan C untuk head spesifikasi sama dengan bahan untuk shell, sehingga diperoleh th = 1,464671 inch
dipilih tebal *plate* standar = 1 5/8 inch

IDs =	51,04727166	inch	1,2966007	m
OD shell=	60,00	inch	1,524	m
ts=	1,63	inch		
icr=	4,88	inch		
r=	54,00	inch		
a=	25,52	inch		
AB=	20,65	inch		
BC=	49,13	inch		
AC=	44,57	inch		
b=	9,43	inch		

Berdasarkan tabel 5.11 Brownell and Young, 1959, page 94
sf berkisar 2 1/4 - 4 1/2 dan dipilih 3 1/2 inch
sf= 3,50 inch

Tinggi *head* = th+b+sf
= 14,39 inch

INERT
KATALISATOR

Pada bagian atas reaktor , diletakkan bola-bola inert (keramik/alumina) dengan tebal 3" sampai 6".
Berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan untuk mencegah kontaminasi bed dari bahan-bahan yang tak diinginkan.
Dipilih inert dari bahan keramik dengan penyusunan sistem cubic. Densitas keramik = 2000 - 3000 kg/m^3.

Menurut Rase (1977, Halaman 515)
Penyusunan bola inert di bagian atas bed :
1. 6" *layer* bola inert berukuran 1"
2. 6" *layer* bola inert berukuran 1/2"

Penyusunan bola inert dibagian bawah bed (diatas *grid support*)
1. 3" *layer* bola inert berukuran 1/4"
2. 4" *layer* bola inert berukuran 1/2"
3. 5" *layer* bola inert berukuran 3/4"

MENGHITUNG MASSA INERT PADA SETIAP *LAYER*

		Layer 1	*Layer* 2	*Layer 3*	*Layer 4*	*Layer 5*
Ukuran inert	1"	1/2"	1/4"	1/2"	3/4"	Beban berat,
Tebal layer	6"	6"	3"	4"	5"	$F = m(g/g_c)$
d bed/d partikel						
E						
Volum *layer*, *m3*						
Rho bulk inert, kg/m3						
Massa inert, kg						
D partikel :	1,125E-04	m				
D bed (IDs):	1,297	m				

Tekanan yang dialami *grid support :*

P = $P = F/A_p$

Tekanan design (*overdesign 20%)*: 1,2(P *grid)*

P =

Tebal *perforated plate (grid support)* dicari dengan persamaan :

$$tp = ID_S \left(\frac{3P_G}{16f}\right)^{1/2}$$

Keterangan :

tp :	tebal *grid support* , inch
IDs :	diameter dalam *shell,* inch
Pg :	tekanan design yang ada pada *grid support,* psi
f :	tegangan maksimum yang diizinkan pada bahan *grid,* psi

Diperoleh tp :

TINGGI REAKTOR

Tinggi *head*	=	14,39	inch			
Tinggi ruang ksong atas	=	5,00	inch			
Lapisan inert 1	=	6,00	inch			
Lapisan inert 2	=	6,00	inch			
Tinggi tumpukan katalis	=	295,27575	inch			
Lapisan inert 3	=	3,00	inch			
Lapisan inert 4	=	4,00	inch			
Lapisan inert 5	=	5,00	inch			
Tebal *grid support*	=		inch			
Tinggi ruang ksong bwh	=		inch			
Tinggi *head (bottom)*	=	14,39	inch			
TOTAL	=	353,06	inch	=	**8,967617**	meter

VOLUME REAKTOR

Persamaan 5.14 Brownell and Young, 1959 halaman 95
Vreaktor=Vshell + 2(V eliptical dished head)

$$V\ reaktor = \left(\frac{\pi}{4} {ID_S}^2\right) L_{SHELL} + 2(0{,}000076\ ID_S(in)^3) ft^3$$

ODs =	1,52	m
IDs =	1,29	m
V shell=	604314,1077	inch3
V head=	0,007759185	inch3
V reaktor=	604314,1155	inch3
	349,7189959	ft3
V reaktor=	**9902,922863**	**liter**

PERANCANGAN ISOLASI REAKTOR

Bahan dinding kolong reaktor menggunakan *carbon steel (1%)*dengan spesifikasi :

k(400 C)=	42	W/m. C	Appendix A-2 Holman 1986
ρ shell=	7801	kg/m3	Appendix A-2 Holman 1986
ε=	0,6		Appendix A-10 Holman 1987

Bahan isolasi reaktor digunakan bahan asbestos dengan spesifikasi :

k=	0,161	W/m.C	Appendix A-2 Holman 1986
ρ isolasi=	570	kg/m3	Appendix A-2 Holman 1986
ε=	0,96		Appendix A-10 Holman 1987

DATA :

r1	Jari-jari dalam *shell*
r2	jari-jari luar *shell*

r3	jari-jari luar isolator		
q1	konveksi dari gas ke *shell*		
q2	konduksi melalui *shell* dinding reaktor		
q3	konduksi melalui isolator		
q4	konveksi dari permukaan luar isolator ke udara		
T1	suhu dinding dalam reaktor		
T2	suhu dinding luar reaktor		
T3	suhu dinding luar isolator (50 C)		
Tu	suhu udara luar (30 C)	303,15	K

Bila suhu udara luar diasumsikan 30 C dan suhu permukaan luar isolasi (T3) adalah 50 C maka diperoleh T *bulk (Tf) :*

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2}$$

Tf= 313,15 K

DATA SIFAT UDARA

T, K	ρ, kg/m3	Cp, Kj/kg. ^{0}C	μ	v	k	Pr
300	1,1774	1,0057	1,8462E-05	1,57E+07	0,02624	0,708
350	0,998	1,009	2,075E-05	2,08E+07	0,03003	0,697

Sifat udara pada temperatur 313,15 K diperoleh dengan menghitung secara interpolasi dengan menggunakan data pada tabel A-5 Holman, 1986.

P udara	1,131	kg/m3
Cp	1,007	Kj/kg.C
μ	1,906E-05	kg/m.s
v	1,701E+07	m2/s
k	0,027	W/m.K
Pr	0,705	

DATA TAMBAHAN

β=	1/Tf =	3,1934,E-03	K
g=		9,807	m/s^2
Tinggi Reaktor ,	L=	8,9676171	m
K. Stefan Boltzman,σ=		5,6690E-08	$W/m^2.K^4$
R1=		0,648300	m
R2=		0,686420	m

trial nilai T2 sampai R3=R3'

Hasil *trial* diperoleh :	T2	=	602,973	K	=	329,82324	^{0}C
	R3	=	0,971	m	=	97,086	cm

Sehingga diperoleh tebal isolasi yang digunakan adalah :

R isolasi =	R3-R2	=	0,284	m	=	28,444	cm

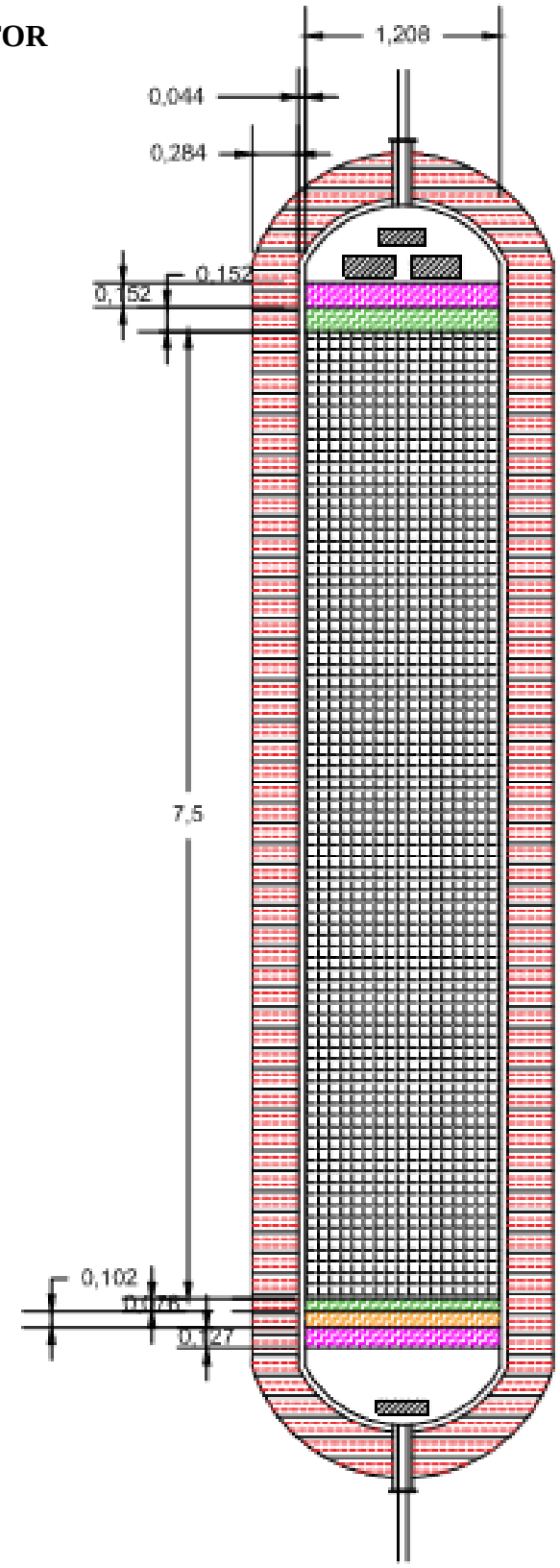
Menghitung panas hilang ke lingkungan

$$Q_{losses} = q_4 = (h_c + h_r)2\pi . R_3 . L . (T_3 - T_U)$$

Q losses= 7321,206004 J/s

DESAIN REAKTOR

DESAIN REAKTOR



LAMPIRAN B

NERACA MASSA

Neraca massa Unit

a. Furnace (H-01)

Tabel B.1. Neraca Massa di Furnace (H-01)

Komponen	Arus 1	Arus 2
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	10333,53	10333,53
Total	10333,53	10333,53

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4.4. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Arus 2	Arus 25	Arus 3
	Masuk (kg/jam)	Recycle	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	10333,53	0,00	
$C_{16}H_{34}$		0,00	3476,99
$C_{15}H_{32}$		0,00	4892,40
C_3H_8		37,60	601,72
CO_2		1,80	1017,20
H_2O		39,23	593,09
H_2		572,36	403,12
C_4H_{10}		2,81	2,81
C_5H_{12}		0,94	0,94
C_6H_{14}		0,22	0,22
C_7H_{16}		0,04	0,04
C_8H_{18}		0,03	0,03
C_9H_{20}		0,00	0,00

$C_{10}H_{22}$	0,00	0,00
$C_{11}H_{24}$	0,00	0,00
$C_{12}H_{26}$	0,00	0,00
Total	**10988,56**	**10988,56**

c. Flash Drum (V-01)

Tabel 4.5. Neraca Massa di Flash Drum (V-01)

Komponen	Arus 3	Arus 4 (cair)	Arus 5 (gas)
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	3476,99	3476,26	0,72
$C_{15}H_{32}$	4892,40	4890,60	1,79
C_3H_8	601,72	298,15	303,57
CO_2	1017,20	140,34	876,86
H_2O	593,09	8,68	584,41
H_2	403,12	0,00	403,12
C_4H_{10}	2,81	1,99	0,82
C_5H_{12}	0,94	0,80	0,14
C_6H_{14}	0,22	0,20	0,02
C_7H_{16}	0,04	0,04	0,00
C_8H_{18}	0,03	0,03	0,00
C_9H_{20}	9,E-04	9,E-04	1,E-05
$C_{10}H_{22}$	1,E-04	1,E-04	7,E-07
$C_{11}H_{24}$	1,E-05	1,E-05	4,E-08
$C_{12}H_{26}$	8,E-07	8,E-07	2,E-09
Total	**10988,56**	**10988,56**	

d. Furnace (H-02)

Komponen	Arus 3 Masuk (kg/jam)	Arus 5 Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	3476,26	3476,26
$C_{15}H_{32}$	4890,60	4890,60
C_3H_8	298,15	298,15
CO_2	140,34	140,34
H_2O	8,68	8,68
H_2	0,00	0,00
C_4H_{10}	1,94	1,94
C_5H_{12}	0,79	0,80
C_6H_{14}	0,20	0,20
C_7H_{16}	0,04	0,04
C_8H_{18}	0.03	0,03
C_9H_{20}	9,00E-4	9,00E-4
$C_{10}H_{22}$	1,00E-4	1,00E-4
$C_{11}H_{24}$	0,00	0,00
$C_{12}H_{26}$	0,00	0,00
Total Arus	**12954,161**	**12954,161**

e. Reaktor Cracking (R-02)

Tabel 4.7. Neraca Massa di Reaktor (R-02)

Komponen	**Arus 3**	**Recycle dan Make up 2**	**Arus 5**
	Masuk	**Masuk**	**Keluar**
	(kg/jam)	**(kg/jam)**	**(kg/jam)**
$C_{51}H_{98}O_6$	0.0000	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	3476,26	0,00	1738,13
$C_{15}H_{32}$	4890,60	0,00	29,34
C_3H_8	298.15	366,42	866,36
CO_2	140.34	17,49	157,83
H_2O	8.68	382,29	390,97
H_2	0.00	3331,39	3270,15
C_4H_{10}	1.94	27,41	295,40
C_5H_{12}	0.79	9,17	340,16
C_6H_{14}	0.20	2,16	396,77
C_7H_{16}	0.04	0.42	459,07
C_8H_{18}	0.02	0.29	2276,64
C_9H_{20}	9,00E-3	8,80E-3	587,03
$C_{10}H_{22}$	1,00E-3	1,00E-3	651,23
$C_{11}H_{24}$	0,00	0,10E-3	715,43
$C_{12}H_{26}$	0,00	0,00	779,64
Total Arus		**12954,16**	**12954,16**

f. Flash Drum (V-02)

Tabel 4.8. Neraca Massa di Flash Drum (V-02)

Komponen	Arus 5	Arus 6 (cair)	Arus 7 (gas)
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	1738,14	1738,12	0,02
$C_{15}H_{32}$	29,34	29,34	0,00
C_3H_8	486.19	315,89	170,31
CO_2	144,33	33,77	110,56
H_2O	8,38	2,54	5,85
H_2	3270,15	0,00	3270,15
C_4H_{10}	266,00	223,87	42,12
C_5H_{12}	330,20	307,62	22,59
C_6H_{14}	394,41	383,01	11,40
C_7H_{16}	458,62	452,73	5,89
C_8H_{18}	2276,35	2263,36	12,99
C_9H_{20}	587,03	585,52	1,50
$C_{10}H_{22}$	651,23	650,48	0,75
$C_{11}H_{24}$	715,44	715,05	0,39
$C_{12}H_{26}$	779,65	779,45	0,19
Total	**12135,47**	**12135,47**	

g. Menara Destilasi (SC-01)

Tabel 4.9. Neraca Massa di Menara Distilasi (SC-01)

Komponen	Arus 6	Arus 8	Arus 9
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	1738,12	0,00	1738,12
$C_{15}H_{32}$	29,34	0,00	29,34
C_3H_8	315,89	315,89	0,00
CO_2	33,77	33,77	0,00
H_2O	223,87	0,00	0,45
H_2	307,62	0,00	307,.31
C_4H_{10}	383,01	223,42	383,01
C_5H_{12}	452,73	0,31	452,73
C_6H_{14}	2263,36	0,00	2263,36
C_7H_{16}	585,52	0,00	585,52
C_8H_{18}	650,48	0,00	650,48
C_9H_{20}	715,05	0,00	715,05
$C_{10}H_{22}$	779,45	0,00	779,45
Total	**8478,22**	**8478,22**	

h. Menara distilate (SC-02)

Tabel 4.10. Neraca Massa Menara Distilasi (SC-02)

Komponen	Arus 8	Arus 10	Arus 11
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	1738,12	0,00	1738,12
$C_{15}H_{32}$	29,34	0,00	29,34
C_3H_8	0,00	0,00	0,00
CO_2	0,00	0,00	0,00
H_2O	0,45	0,45	0,00
H_2	307,31	307,31	0,00
C_4H_{10}	383,01	383,01	0,00
C_5H_{12}	452,73	452,73	0,00
C_6H_{14}	2263,36	2263,36	0,00
C_7H_{16}	585,52	585,52	0,00
C_8H_{18}	650,48	649,18	1,30
C_9H_{20}	715,05	0,72	714,34
$C_{10}H_{22}$	779,45	0	779,45
Total	**7904,83**		**7904,83**

i. Menara Distilasi (SC-03)

Tabel 4.11. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03)

Komponen	Arus 11	Arus 12	Arus 13
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0	0.00
$C_{16}H_{34}$	1738,12	0	1738.12
$C_{15}H_{32}$	29,34	0,003	29,34
C_3H_8	0,00	0	0,00
CO_2	0,00	0	0,00
H_2O	0,00	0	0,00
H_2	0,00	0	0,00
C_4H_{10}	0,00	0	0,00
C_5H_{12}	0,00	0	0,00
C_6H_{14}	0,00	0	0,00
C_7H_{16}	0,00	0	0,00
C_8H_{18}	1,30	1.30	0,00
C_9H_{20}	714,34	714.34	0,00
$C_{10}H_{22}$	779,45	779,44	0,02
Total	**3262,56**	**3262,56**	

j. Flash Drum (V-03)

Tabel 4.12. Neraca Massa Flash Drum (V-03)

Komponen	Arus 4	Arus 7	Arus 14 (cair)	Arus 15 (gas)
	Masuk (kg/jam)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	7,25E-01	0,02	0,72	0,00
$C_{15}H_{32}$	1,79E+00	0,00	1,72	0,01
C_3H_8	3,04E+02	170,31	1,32	448,70
CO_2	8,77E+02	110,56	0,47	981,16
H_2O	5,84E+02	5,85	0,99	550,34
H_2	4,03E+02	3270,15	0,00	3673,28
C_4H_{10}	8,20E-01	42,12	0,37	41,75
C_5H_{12}	1,45E-01	22,59	0,54	22,05
C_6H_{14}	1,75E-02	11,40	0,69	10,71
C_7H_{16}	1,81E-03	5,89	0,81	5,08
C_8H_{18}	6,75E-04	12,99	3,67	9,32
C_9H_{20}	1,11E-05	1,50	0,73	0,77
$C_{10}H_{22}$	6.61E-07	0,75	0,52	0,23
$C_{11}H_{24}$	3.51E-08	0,39	0,33	0,06
$C_{12}H_{26}$	1.67E-09	0,19	0,18	0,01
Total	**12135.47**		**12135,47**	

k. Absorber (SC-03)

Tabel 4.13. Neraca Massa Absorber (SC-03)

Komponen	Arus 15	Arus 16	Arus 17
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	0,00	0,00	0,00
$C_{15}H_{32}$	0,02	0.01	0,00
C_3H_8	448,70	448,70	0,00
CO_2	981,16	19,62	961,5387
H_2O	550,34	550,34	0,00
H_2	3673,28	3673,28	0,00
C_4H_{10}	41,75	41,75	0,00
C_5H_{12}	22,05	22,05	0,00
C_6H_{14}	10,71	10,71	0,00
C_7H_2NO	5054,00	0,00	5054,00
C_7H_{16}	5,08	5,08	0,00
C_8H_{18}	9,32	9,32	0,00
C_9H_{20}	0,77	0,77	0,00
$C_{10}H_{22}$	0,23	0,23	0,00
$C_{11}H_{24}$	0,06	0,06	0,00
$C_{12}H_{26}$	0,01	0,01	0,00
Total	**5743,46**	**5743,46**	

l. Stripper (SC-04)

Tabel 4.14. Neraca Massa Stripper (SC-04)

Komponen	Arus 17	Arus 18	Arus 19
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C_7H_2NO	5054,00	5054,00	0,00
CO_2	981,16	0,00	981,16
Total	**6015,53**	**6015,53**	

m. Flash Drum 04 (V-04)

Tabel 4.15. Neraca Massa Flash Drum (V-04)

Komponen	Arus 16	Arus 17 (cair)	Arus 18 (gas)
	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_{51}H_{98}O_6$	0,00	0,00	0,00
$C_{16}H_{34}$	0,00	0,01	0,00
$C_{15}H_{32}$	0,01	44,67	0,00
C_3H_8	448,70	0,33	404,03
CO_2	981,16	128,81	19,29
H_2O	550,34	0,00	421,53
H_2	3673,28	11,52	3673,28

C_4H_{10}	41,75	11,94	30,23
C_5H_{12}	22,05	8,33	10,11
C_6H_{14}	10,71	4,62	2,38
C_7H_{16}	5,08	9,00	0,46
C_8H_{18}	9,32	0,76	0,32
C_9H_{20}	0,77	0,23	0,01
$C_{10}H_{22}$	0,23	0,06	0,00
$C_{11}H_{24}$	0,06	0,01	0,00
$C_{12}H_{26}$	0,01	0,00	0,00
Total	**4781,92**	**4781,92**	

LAMPIRAN C

NERACA PANAS

a. Furnace-01

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	19149,13	5406586,48
Beban *furnace*	5387437,36	-
Total	**5406586,48**	**5406586,48**

b. Reaktor HDO

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{32}O_2$	9266252,12	0,00
$C_{16}H_{34}$		1651550,97
$C_{15}H_{32}$		2353224,89
C_3H_8		366819,75
CO_2		234884,30
H_2O		836214,73
H_2		1689850,50
C_4H_{10}		1620,73
C_5H_{12}		524,98
C_6H_{14}		119,87
C_7H_{16}		24,13
C_8H_{18}		15,43
C_9H_{20}		0,47
$C_{10}H_{22}$		0,05
$C_{11}H_{24}$		0,00
$C_{12}H_{26}$		0,00
ΔHr	-2131401,32	
Total	**7134850,80**	**7134850,80**

c. Flash drum-01

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	7307,75	-1044,44
$C_{15}H_{32}$	11100,12	3586,73
C_3H_8	8336,81	1483193,28
CO_2	5338,20	-33286,93
H_2O	46456,37	168836,38
H_2	0,00	722326,69
C_4H_{10}	27,94	84,52
C_5H_{12}	7,29	15,91
C_6H_{14}	1,39	1,98
C_7H_{16}	0,24	0,24
C_8H_{18}	0,14	0,10
C_9H_{20}	0,00	0,00
$C_{10}H_{22}$	0,00	0,00
$C_{11}H_{24}$	0,00	0,00
$C_{12}H_{26}$	0,00	0,00
Panas yang dilepas	-	-2265138,20
Total	**78576,26**	**78576,26**

d. Furnace-02

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	494130,06	2215929,79
$C_{15}H_{32}$	718620,59	3144627,44
C_3H_8	68341,85	247223,04
CO_2	-694916,79	-534242,16
H_2O	5752,98	14772,22
H_2	0,00	0,00
C_4H_{10}	421,89	1527,29
C_5H_{12}	165,98	581,87
C_6H_{14}	39,54	144,53
C_7H_{16}	8,37	30,10
C_8H_{18}	5,12	19,79
C_9H_{20}	0,16	0,61
$C_{10}H_{22}$	0,02	0,06
$C_{11}H_{24}$	0,00	0,01
$C_{12}H_{26}$	0,00	0,00

ΔH Bahan bakar	4498044,84	-
Total	**5090614,60**	**5090614,60**

e. Reaktor Hydrocracking

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	2215929,79	1107964,89
$C_{15}H_{32}$	3144627,44	18867,76
C_3H_8	247223,04	718379,74
CO_2	-534242,16	-600838,02
H_2O	14772,22	665611,44
H_2	0,00	0,00
C_4H_{10}	1527,29	226281,02
C_5H_{12}	581,87	248518,14
C_6H_{14}	144,53	280945,63
C_7H_{16}	30,10	336699,91
C_8H_{18}	19,79	1566887,14
C_9H_{20}	0,61	400364,04
$C_{10}H_{22}$	0,06	430693,73
$C_{11}H_{24}$	0,01	475479,03
$C_{12}H_{26}$	0,00	509097,81
ΔHf	-363993,87	-
Beban Pendingin		-1658331,54
Total	**4726620,73**	**4726620,73**

f. Flash drum-02

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	825609,20	103623,34
$C_{15}H_{32}$	14114,35	1841,28
C_3H_8	296394,46	297775,09
CO_2	-683545,44	-132869,48
H_2O	11821,31	1773,80
H_2	0,00	3199032,65
C_4H_{10}	153230,96	25111,00
C_5H_{12}	184218,86	32991,48
C_6H_{14}	213357,49	36166,06
C_7H_{16}	258243,23	45176,88
C_8H_{18}	1193541,78	186511,89
C_9H_{20}	305486,94	48815,57
$C_{10}H_{22}$	325547,05	46489,76
$C_{11}H_{24}$	360000,15	52548,99
$C_{12}H_{26}$	383093,10	52215,37
Panas yang dilepas		-156090,25
Total	**3841113,45**	**3841113,45**

g. Menara distilsi-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	2,48E+05	4,70E+05
$C_{15}H_{32}$	4,32E+03	8,14E+03
C_3H_8	9,88E+03	-1,55E+03
CO_2	2,47E+02	-1,91E+01
C_4H_{10}	9,98E+03	-1,30E+03
C_5H_{12}	2,15E+04	4,05E+04
C_6H_{14}	3,50E+04	6,62E+04
C_7H_{16}	4,93E+04	9,32E+04
C_8H_{18}	2,74E+05	5,19E+05
C_9H_{20}	7,71E+04	1,46E+05

$C_{10}H_{22}$	8,78E+04	1,66E+05
$C_{11}H_{24}$	9,91E+04	1,87E+05
$C_{12}H_{26}$	1,97E+06	4,54E+06
Qcondenser	-	7,22E+05
Qreboiler	4,07E+06	-
Total	6,96E+06	6,96E+06

h. Menara distilasi-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Out put (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	4,21E+05	9,61E+05
$C_{15}H_{32}$	7,32E+03	1,66E+04
C_3H_8	0,00E+00	0,00E+00
CO_2	0,00E+00	0,00E+00
C_4H_{10}	1,05E+02	1,15E+02
C_5H_{12}	7,56E+04	9,33E+04
C_6H_{14}	9,39E+04	1,16E+05
C_7H_{16}	1,11E+05	1,36E+05
C_8H_{18}	5,53E+05	6,81E+05
C_9H_{20}	1,45E+05	1,80E+05
$C_{10}H_{22}$	1,58E+05	1,95E+05
$C_{11}H_{24}$	1,74E+05	3,97E+05
$C_{12}H_{26}$	3,98E+06	1,36E+07
Qcondenser	0,00E+00	2,43E+06
Qreboiler	1,31E+07	0,00E+00
Total	1,88E+07	1,88E+07

i. Menara distilasi-03

Komponen	Input (kJ/jam)	Out put (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	9,61E+05	1,25E+06
$C_{15}H_{32}$	1,66E+04	2,17E+04
C_3H_8	0,00E+00	0,00E+00
CO_2	0,00E+00	0,00E+00
C_4H_{10}	0,00E+00	0,00E+00
C_5H_{12}	0,00E+00	0,00E+00
C_6H_{14}	0,00E+00	0,00E+00
C_7H_{16}	0,00E+00	0,00E+00
C_8H_{18}	0,00E+00	0,00E+00
C_9H_{20}	0,00E+00	0,00E+00
$C_{10}H_{22}$	7,22E+02	6,20E+02
$C_{11}H_{24}$	3,96E+05	3,49E+05
$C_{12}H_{26}$	1,36E+07	1,10E+07
Qcondenser	0,00E+00	3,78E+05
Qreboiler	-1,95E+06	0,00E+00
Total	1,30E+07	1,30E+07

j. Flash drum-03

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	43,0222	27,4038
$C_{15}H_{32}$	108,8025	70,6178
C_3H_8	53277,8013	373755,3173
CO_2	48502,9932	35070,1242
H_2O	207240,1431	56994,4419
H_2	0,0000	2617940,3069
C_4H_{10}	4411,5233	1127,1798
C_5H_{12}	2355,3059	638,9802
C_6H_{14}	1063,9186	300,7302

C_7H_{16}	585,0645	169,7409
C_8H_{18}	1067,7909	405,4938
C_9H_{20}	125,3043	57,3118
$C_{10}H_{22}$	53,6008	29,2504
$C_{11}H_{24}$	28,3892	18,8079
$C_{12}H_{26}$	12,9108	8,2504
Panas yang dilepas		-2767737,3867
Total	**318876,5706**	**318876,5706**

k. Absorber

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	0,07	0,00
$C_{15}H_{32}$	0,42	0,05
C_3H_8	37731,10	0,62
CO_2	35053,37	36246,87
H_2O	152626,49	3974,79
H_2	0,00	283780,49
C_4H_{10}	3043,32	186108,85
C_5H_{12}	1610,19	2132,23
C_6H_{14}	687,78	975,03
C_7H_{16}	349,31	510,03
C_8H_{18}	516,81	190,38
C_9H_{20}	43,69	358,68
$C_{10}H_{22}$	10,80	24,21
$C_{11}H_{24}$	3,00	7,47
$C_{12}H_{26}$	0,62	1,77
Panas yang dilepas		-282634,48
Total	**231677,05**	**231677,05**

l. Stripper

Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	0,08	0,00
$C_{15}H_{32}$	0,42	0,00
C_3H_8	37731,10	0,00
CO_2	35053,37	24714,11
H_2O	152626,49	0,00
H_2	0,00	0,00
C_4H_{10}	3043,33	0,00
C_5H_{12}	1610,19	0,00
C_6H_{14}	687,78	0,00
C_7H_{16}	349,31	0,00
C_8H_{18}	516,81	0,00
C_9H_{20}	43,69	0,00
$C_{10}H_{22}$	10,80	0,00
$C_{11}H_{24}$	3,00	0,00
$C_{12}H_{26}$	0,62	0,00
Panas yang dibutuhkan		206962,94
Total	**231677,05**	**231677,05**

m. Flash drum 4

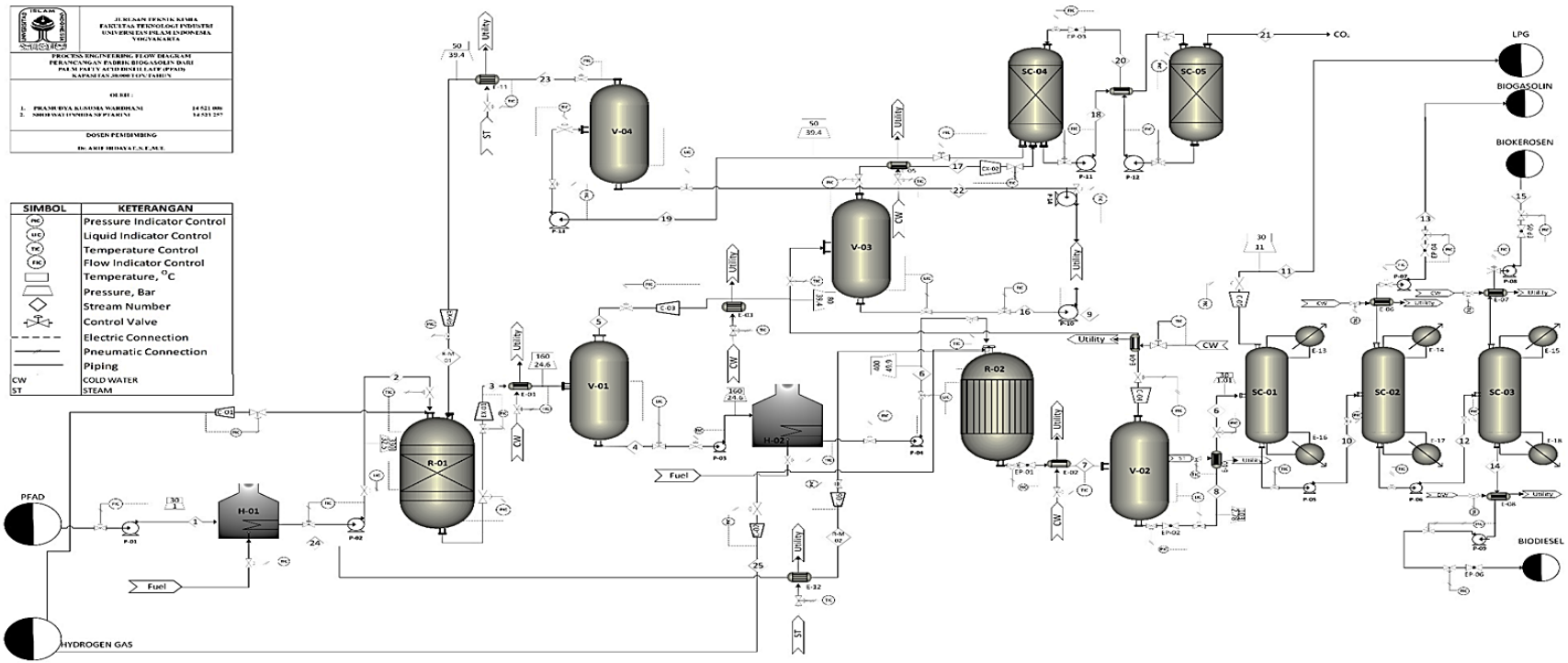
Komponen	Input (kj/Jam)	Output (kJ/jam)
$C_{16}H_{34}$	0,12	0,07
$C_{15}H_{32}$	0,66	0,42
C_3H_8	53121,75	340203,85
CO_2	969,59	701,06
H_2O	206869,81	79168,51
H_2	0,00	2617940,30
C_4H_{10}	4372,25	1636,13
C_5H_{12}	2298,89	1146,67
C_6H_{14}	999,38	591,83
C_7H_{16}	504,44	327,97
C_8H_{18}	766,20	506,13
C_9H_{20}	64,34	43,34
$C_{10}H_{22}$	16,34	10,77
$C_{11}H_{24}$	4,51	3,00
$C_{12}H_{26}$	0,95	0,62
Panas yang dilepas	-	-2772291,43
Total	**269989,31**	**269989,31**

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PERANCANGAN PABRIK BIOGASOLIN DARI PALM FATTY ACID DISTILLATE (PFAD)

KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

P-01,P-02 POMPA	H-01 FURNACE	R-01 REAKTOR HDO	V-01,V-02, V-03,V-04 FLASH DRUM	H-02 FURNACE	R-02 REAKTOR HYDROCRACKING	SC-01, SC-02, SC-03 MENARA DISTILASI	SC-04 ABSORBER	SC-05 STRIPPER	E-09, E-10,E-11,E-12 HEATER	L-01,E-02,E-03,L-04,E-05,E-06,E-07,E-08 COOLER	E-13,E-14,E-15 CONDENSER
E-16,E-17,E-18 REBOILER	P-03,P-04,P-05, P-06,P-07,P-08,P-09,P-10, P-11,P-12,P-13,P-14 POMPA	EP-01,EP-02,EP-03 EXPANTION VALVE	EX-01, EX-02, EX-03 EXPANDER								



LAJU ALIR MASSA (kg/jam)

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
C51H9806	10330,99	10330,99	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LPG	-	-	604,53	300,14	304,39	300,14	1161,76	539,76	212,43	-	539,31	-	0,45	-	-	1,69	490,45	-	490,45	-	-	56,19	434,26	40,42	393,84	-
CO2	-	-	1017,20	140,34	876,86	140,34	157,83	33,77	110,56	-	33,77	-	-	-	-	0,47	981,16	961,54	19,62	-	961,54	0,33	19,29	1,80	17,49	-
H2O	-	-	593,09	8,68	584,41	8,68	390,97	2,54	5,85	-	-	-	-	-	-	0,99	550,34	-	550,34	-	-	128,81	421,53	39,23	382,29	-
H2	-	-	403,12	0,00	403,12	0,00	3270,15	0,00	3270,15	-	-	-	-	-	-	0,00	3673,28	-	3673,28	-	-	0,00	3673,28	572,36	3331,40	-
BIOGASOLIN	-	-	1,24	1,07	0,16	1,07	4710,90	4642,72	55,12	4642,41	0,31	1,30	4641,83	-	1,30	6,97	48,15	-	48,15	-	-	34,87	13,28	1,24	12,04	-
BIOKEROSEN	-	-	-	-	-	-	715,43	715,05	0,39	715,05	-	714,34	-	-	714,34	0,33	0,06	-	0,06	-	-	0,06	-	-	-	-
BIODIESEL	-	-	-	-	-	-	779,64	779,64	0,19	779,45	-	779,45	-	0,02	779,44	0,18	0,01	-	0,01	-	-	0,01	-	-	-	-

SINGKATAN	KETERANGAN
TK	TANK
C	CONDENSER
E	EXCHANGER
V	VESSEL
SC	SEPARATOR COLUMN
H	FIRED HEATER
P	PUMP
EX	EXPANDER
EP	EXPANSION VALVE
R	REACTOR