

**PRA RANCANGAN PABRIK VANILIN DARI
ISOEUGENOL DENGAN
KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Fajar Kurniawan

Nama : Nafis Syafiq

NIM : 20521188

NIM : 20521201

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK VANILIN DARI ISOEUGENOL DENGAN KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Fajar Kurniawan

Nama : Nafis Syafiq

NIM : 20521188

NIM : 20521201

Yogyakarta, 10 Juni 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



Fajar Kurniawan

Td. Tangan



Nafis Syafiq

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK VANILLIN DARI ISOEUGENOL DENGAN
KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun oleh:

Nama : Fajar Kurniawan

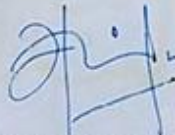
Nama : Nafis Syafiq

NIM : 20521188

NIM : 20521201

Yogyakarta, 31 Mei 2025

Pembimbing,



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

NIK. 055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK VANILIN DARI ISOEUGENOL DENGAN KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN

oleh :

Nama : Nafis Syafiq
NIM : 20521201

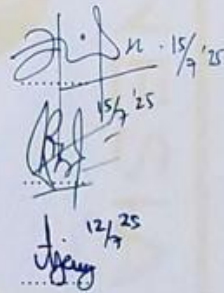
Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Tim Penguji,

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng
Ketua

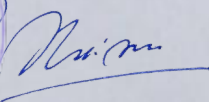
Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.
Anggota I

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.
Anggota II


15/9/25
15/9/25
12/9/25

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia – Program Sarjana
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia





Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
NIK. 995200445

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Segala puji dan syukur diucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberi berkat rahmat dan karunia-Nya, tak lupa shalawat serta salam senantiasa dihaturkan kepada bagian Rasulullah Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini dengan baik.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK VANILLIN DARI ISOEUGENOL DENGAN KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental, serta tak lupa atas doanya yang tidak henti-hentinya diberikan kepada kami untuk dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.

3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dan mendukung dengan sabar, memberikan semangat dan masukan kepada kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2020 yang banyak membantu dalam lancarnya Tugas Akhir kami ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan Tugas Akhir ini didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 31 Mei 2025

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirabbil'alamin.

Segala puji dan syukur saya panjatkan kepada Allah SWT. Dengan kasih dan cinta-Nya, saya diberikan kekuatan, ilmu, dan pemahaman yang membantu saya menyelesaikan tugas ini tepat waktu. Semoga shalawat dan salam senantiasa tercurah kepada Rasulullah Muhammad SAW.

Tugas Akhir ini saya persembahkan kepada orang-orang yang sangat saya cintai dan sayangi, sebagai berikut:

1. Kepada Bapak Anis Anshaary dan Ibu Nuraeni, orang tua yang saya hormati dan cintai. Terima kasih atas doa dan dukungan kalian yang tiada henti, baik dalam bentuk dukungan finansial maupun moral. Terima kasih telah memprioritaskan pendidikan saya. Semoga Allah membalas segala kebaikan dengan kebahagiaan yang melimpah.
2. Kepada Zalfa Nadhifah dan Syarahil Muzakki, kakak dan adik saya yang selalu mendukung, terutama dalam hal apapun. Terimakasih atas nasihat bijak dan pengertian terhadap saya. Terima kasih telah memberikan kasih sayang yang luar biasa.
3. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing tugas akhir saya. Terima kasih atas dukungan, motivasi, dan bimbingan yang senantiasa Ibu berikan selama ini tiada henti. Tanpa bimbingan Ibu, saya mungkin tidak akan

berhasil menyelesaikan tugas ini. Semoga Allah memberikan berkah, kesehatan, kebahagiaan, dan kesuksesan kepada Ibu selalu.

4. Fajar Kurniawan, *partner* Tugas Akhir sekaligus teman yang selalu sabar dan selalu mendorong saya untuk semangat dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih atas dukungan dan semangat yang tidak pernah surut. Semoga segala kebaikan yang telah kamu berikan dibalas dengan pahala yang berlipat ganda.
5. Kepada Adelia Yolanda Anutara , orang yang selalu ada dalam memberikan motivasi kepada saya, memberikan semangat kepada saya, serta memberikan banyak masukan yang sangat berguna. terima kasih telah berkontribusi semoga Allah SWT senantiasa memberkahi dan menjaga, serta memperkuat ikatan yang telah terjalin dengan penuh cinta dan kesabaran.
6. Kepada semua teman-teman konsultasi saya yang tidak bisa disebutkan satu persatu. Saya ucapkan terima kasih sebesar-besarnya, karena telah memberikan segala bantuan, pandangan, dan saran setiap waktu dalam perjalanan tugas akhir ini. Semoga ilmu yang diberikan bisa menjadi berkah dan amal baik serta segala kebaikan yang telah kalian berikan dibalas dengan pahala yang berlipat ganda.
7. Kepada teman-teman Gentan *State* dan BK (Fachril, Fikri, Ipung, Naufal, Alif, Hawada, Arya, Zizo, Gilang, Ardi, Fajar, Rahmat, Wena, Frea, dan Fani). Terima kasih selalu menemani saya dalam perjalanan ini, sahabat yang selalu menghibur, menasehati, dan memberi bantuan dalam keadaan apapun yang tidak akan pernah saya lupakan. Semoga persahabatan serta kebersamaan ini selalu terjaga hingga kapanpun dan semoga kesuksesan menyertai kita semua. Sampai

jumpa di titik yang lebih baik dengan pencapaian mimpi kita masing- masing.

8. Kepada teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2020 dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu, yang selalu saling mendukung dan mendoakan kelancaran proses perkuliahan. Semoga kita semua sukses dan bisamemberikan manfaat bagi orang lain.

Nafis Syafiq

Teknik Kimia UII 2020

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR KONOTASI SINGKATAN	xvii
ABSTRAK	xix
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Kapasitas Komersial.....	2
1.2.2 Kebutuhan/Pemasaran Produk di Indonesia	3
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku	13
1.3 Tinjauan Pustaka	13
1.3.1 Vanilin.....	13
1.3.2 Isoeugenol	14
1.3.3 Proses Pembuatan Vanilin.....	15
1.3.4 Kegunaan Produk	18
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika.....	19
1.4.1. Tinjauan Kinetika.....	25
BAB II.....	28
PERANCANGAN PRODUK	28
2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU	28
2.1.1 <i>Isoeugenol</i>	28
2.2 SPESIFIKASI BAHAN PENDUKUNG.....	29

2.2.1	Natrium Hidroksida.....	29
2.3	SPESIFIKASI PRODUK	30
2.3.1	Vanilin.....	30
2.4	Pengendalian Kualitas	31
2.4.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	31
2.4.2	Pengendalian Kualitas Produk	32
2.4.3	Pengendalian Waktu.....	34
2.4.4	Pengendalian Kuantitas Produk	34
BAB III		36
PERANCANGAN PROSES		36
3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	36
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif.....	36
3.1.2	Diagram alir kuantitatif.....	37
3.2	Uraian Proses.....	52
3.2.1	Persiapan Bahan Baku.....	52
3.2.2	Tahap Reaksi.....	53
3.2.3	Proses Pemurnian Produk	53
3.2.4	Tahap Pengemasan Produk	54
3.3	Spesifikasi Alat.....	55
3.3.1	Spesifikasi Alat Proses	55
3.3.2	Spesifikasi alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk.....	70
3.3.3	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	71
3.4	Neraca Massa Alat.....	87
3.5	Neraca Panas	91
BAB IV		95
PERANCANGAN PABRIK		95
4.1	Lokasi Pabrik.....	95
4.2	Tata Letak Pabrik	98
4.3	Tata Letak Alat Proses	101
4.3.1	Perawatan.....	105
4.4	Organisasi Perusahaan.....	107
4.4.1	Bentuk Perusahaan	107

4.4.2	Struktur Organisasi	108
4.4.3	Tugas dan Wewenang	108
4.4.4	Status Karyawan.....	117
4.4.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan	118
4.4.6	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	120
4.4.7	Fasilitas dan Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	124
BAB V.....		129
UTILITAS.....		129
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	131
5.1.1	Unit Penyediaan Air	131
5.1.2	Unit Pengolahan Air.....	135
5.1.3	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generator Unit</i>)	142
5.1.4	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Generator/Plant Unit</i>)	145
5.1.5	Unit Penyedia Udara Instrument (<i>Air Instrument Supply Unit</i>) ...	149
5.1.6	Unit Penyedia Bahan Bakar (<i>Fuel Supply Unit</i>)	149
5.1.7	Unit Pengolahan Limbah (<i>Waste Processing Unit</i>)	150
5.2	Spesifikasi Alat Utilitas	152
BAB VI.....		169
EVALUASI EKONOMI.....		169
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	170
6.2	Dasar Perhitungan	177
6.3	Komponen Biaya	177
6.3.1	Modal (<i>Capital Investment</i>)	177
6.3.2	Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>)	179
6.3.3	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)	182
6.3.4	Analisa Keuntungan	182
6.3.5	Analisa Kelayakan	183
6.4	Analisa Resiko Pabrik	188
BAB VII.....		191
PENUTUP.....		191
7.1	Kesimpulan.....	191
7.2	Saran	192

DAFTAR PUSTAKA	193
LAMPIRAN A	196
PERANCANGAN REAKTOR.....	196
LAMPIRAN B	230
<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i> (PFED).....	230
LAMPIRAN C	232
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN.....	232
PRA RANCANGAN PABRIK.....	232

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data pabrik produksi vanilin.....	3
Tabel 1. 2 Data perkembangan impor vanillin di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Data perhitungan persen pertumbuhan	4
Tabel 1. 4 Data perkembangan impor vanillin di Indonesia	5
Tabel 1. 5 Data perkembangan produksi vanillin di Indonesia.....	5
Tabel 1. 6 Data perhitungan persen pertumbuhan	6
Tabel 1. 7 Data perkembangan Produksi vanillin di Indonesia	6
Tabel 1. 8 Data perkembangan ekspor vanillin di Indonesia	7
Tabel 1. 9 Data perhitungan persen pertumbuhan	8
Tabel 1. 10 Data perkembangan ekspor vanillin di Indonesia	8
Tabel 1. 11 Data konsumsi vanillin di Indonesia	9
Tabel 1. 12 Data perhitungan persen pertumbuhan	10
<i>Tabel 1. 13 Data Konsumsi vanillin di Indonesia.....</i>	<i>10</i>
Tabel 1. 14 Perbandingan proses vanilin	17
Tabel 1. 15 Harga ΔH_R masing-masing komponen	20
Tabel 1. 16 Harga Enthalpi dan Entropi masing-masing komponen.....	22
Tabel 2. 1 Spesifikasi baku Isoeugenol.....	28
Tabel 2. 2 Spesifikasi Natrium Hidroksida	29
Tabel 2. 6 Spesifikasi produk.....	30
Tabel 3. 1 Spesifikasi reaktor bubble.....	55
Tabel 3. 2 Spesifikasi mixer-01	56
Tabel 3. 3 Spesifikasi decanter-01	57
Tabel 3. 4 Spesifikasi crystallizer -01	58
Tabel 3. 5 Spesifikasi centrifuge-01.....	58
Tabel 3. 6 Spesifikasi rotary dryer-01.....	59
Tabel 3. 7 Spesifikasi heat exchanger -01.....	60
Tabel 3. 8 Spesifikasi heat exchanger -02.....	61
Tabel 3. 9 Spesifikasi heat exchanger-03.....	63
Tabel 3. 10 Spesifikasi heat exchanger-04.....	64
Tabel 3. 11 Spesifikasi cooler-01	66
Tabel 3. 12 Spesifikasi cooler-02.....	67
Tabel 3. 13 Spesifikasi cooler-03	69
Tabel 3. 14 Spesifikasi Tanki.....	70
Tabel 3. 15 Spesifikasi pompa-01	71
Tabel 3. 16 Spesifikasi pompa-02.....	72
Tabel 3. 17 Spesifikasi pompa-03	74
Tabel 3. 18 Spesifikasi pompa-04.....	75
Tabel 3. 19 Spesifikasi pompa-05	76
Tabel 3. 20 Spesifikasi pompa-06.....	77
Tabel 3. 21 Spesifikasi pompa-07	78

Tabel 3. 22 Spesifikasi pompa-08.....	79
Tabel 3. 23 Spesifikasi expansion valve-01	80
Tabel 3. 24 Spesifikasi expansion valve-02.....	81
Tabel 3. 25 Spesifikasi kompressor	82
Tabel 3. 26 Spesifikasi saringan udara-01	82
Tabel 3. 27 Spesifikasi saringan udara-02	83
Tabel 3. 28 Spesifikasi blower-01.....	84
Tabel 3. 29 Spesifikasi blower-02.....	84
Tabel 3. 30 Spesifikasi screw conveyor - 01	85
Tabel 3. 31 Spesifikasi screw conveyor - 02	85
Tabel 3. 32 Spesifikasi screw conveyor - 03	86
Tabel 3. 33 Neraca massa di mixer-01	87
Tabel 3. 34 Neraca massa reaktor-01	87
Tabel 3. 35 Neraca massa dekanter-01	88
Tabel 3. 36 Neraca massa crystallizer-01	88
Tabel 3. 37 Neraca massa centrifuge	89
Tabel 3. 38 Neraca massa rotary dryer 1.....	89
Tabel 3. 39 Neraca massa total	90
Tabel 3. 40 Neraca panas mixer	91
Tabel 3. 41 Neraca panas reaktor	91
Tabel 3. 42 Neraca panas neutralizer	92
Tabel 3. 43 Neraca panas crystallizer 1	92
Tabel 3. 44 Neraca panas centrifuge	93
Tabel 3. 45 Neraca panas rotary dryer	93
Tabel 3. 46 Neraca panas total	94
Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	99
Tabel 4. 2 Jadwal shift karyawan	119
Tabel 4. 3 Jadwal shift karyawan	119
Tabel 4. 4 Jumlah karyawan pabrik	120
Tabel 4. 5 Penggolongan jabatan	122
Tabel 4. 6 Perincian gaji.....	123
Tabel 5. 1 Kebutuhan air pendingin	132
Tabel 5. 2 Kebutuhan air umpan boiler.....	133
Tabel 5. 3 Kebutuhan air domestik	134
Tabel 5. 4 Kebutuhan service water	135
Tabel 5. 5 Kebutuhan boiler 01	143
Tabel 5. 6 Kebutuhan peralatan proses	145
Tabel 5. 7 Kebutuhan utilitas	146
Tabel 5. 8 Total kebutuhan listrik power plant	148
Tabel 5. 9 Spesifikasi bak utilitas	152
Tabel 5. 10 Spesifikasi tanki utilitas	153
Tabel 5. 11 Spesifikasi tanki utilitas	154
Tabel 5. 12 Spesifikasi tanki utilitas	155
Tabel 5. 13 Spesifikasi alat penukar ion	156

Tabel 5. 14 Spesifikasi pompa utilitas	158
Tabel 5. 15 Spesifikasi pompa utilitas	159
Tabel 5. 16 Spesifikasi pompa utilitas	161
Tabel 5. 17 Spesifikasi pompa utilitas	163
Tabel 5. 18 Spesifikasi pompa utilitas	164
Tabel 5. 19 Spesifikasi filter dan alat pendukung lainnya	166
Tabel 5. 20 Spesifikasi filter dan alat pendukung lainnya	167
Tabel 5. 21 Spesifikasi filter dan alat lainnya	168
Tabel 6. 1 Indeks harga alat	170
Tabel 6. 2 Harga alat proses	173
Tabel 6. 3 Harga pompa alat proses	174
Tabel 6. 4 Harga alat utilitas	175
Tabel 6. 5 Direct plant cost	177
Tabel 6. 6 Indirect cost	178
Tabel 6. 7 Contractor fee & contingenvy	178
Tabel 6. 8 Total fixed capital investment	178
Tabel 6. 9 Working capital investment (WCI)	179
Tabel 6. 10 Direct manufacturing cost (DMC)	180
Tabel 6. 11 Indirect manufacturing cost (IMC)	180
Tabel 6. 12 Fixed manufacturing cost (FMC)	181
Tabel 6. 13 Manufacturing cost	181
Tabel 6. 14 General expenses	182
Tabel 6. 15 Total production cost	182
Tabel 6. 16 Annual fixed manufacturing cost (Fa)	185
Tabel 6. 17 Annual regulated expenses (Ra)	185
Tabel 6. 18 Annual variable value (Va)	185
Tabel 6. 19 Annual sales value (Sa)	186
Tabel 6. 20 Parameter penentuan analisa resiko	188
Tabel 6. 21 Hasil Analisa kelayakan	189

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Struktur kimia vanillin	14
Gambar 1. 2 Pergerakan ikatan rangkap eugenol, cis-eugenol, dan trans eugenol	14
Gambar 4. 1 Lokasi pendirian pabrik.....	95
Gambar 4. 2 Layout pabrik vanillin	101
Gambar 4. 3 Tata alat proses.....	104
Gambar 4. 4 Struktur organisasi.....	111
Gambar 5. 1 Diagram alir utilitas.....	130
Gambar 6. 1 Grafik indeks harga	172
Gambar 6. 2 Grafik analisis kelayakan	190

DAFTAR KONOTASI SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
Π	: Jari-jari, in
P	: <i>Power motor</i> , Hp
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔPT	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
Th	: Tebal <i>Head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
Di	: Diameter pengaduk, m

ZL	: Tinggi cairan, m
Wb	: Lebar <i>baffle</i> , m
Zi	: Jarak pengduk dari tangki, in
F	: <i>Allowable Stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan
Icr	: Jari-jari sudut dalam, in
W	: Tinggi pengaduk, m
N	: Kecepatan putaran, rpm
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	: Faktor pengotor
Cp	: Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	: <i>Heat transfer factor</i>
hi	: <i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
ho	: <i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	: <i>Long mean temperature different</i> , °F
k	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
Wf	: Total <i>head</i> , in
ΔH	: Entalpi, KJ/Jam
Th	: Tebal <i>head</i> , in

ABSTRAK

Vanillin adalah salah satu sumber daya alam yang ada di Indonesia dan memiliki keunggulan di kualitasnya. Di Indonesia, kebutuhan vanilin tidak hanya dipenuhi oleh pabrik lokal, tetapi juga melalui impor. Sebuah pabrik vanilin dengan kapasitas 2.000 ton per tahun direncanakan akan dibangun di Jl. Raya Narogong, Limus Nunggal, Kecamatan Cileungsi, Kabupaten Bogor, Provinsi Jawa Barat, dan dioperasikan selama 330 hari dengan jumlah karyawan sebanyak 133 karyawan. Proses produksi vanilin menggunakan reaktor gelembung pada suhu 130°C dan tekanan 8 atm, dilanjutkan dengan penguapan untuk mengurangi kadar air dan membentuk padatan vanilin melalui proses pengeringan pada suhu tinggi. Untuk mencapai kapasitas 2.000 ton per tahun, dibutuhkan isoeugenol sebanyak 2.000 kg per jam dan oksigen sebanyak 103 kg per jam. Utilitas yang diperlukan meliputi 45.012 kg per jam air pendingin, 65.634 kg per jam steam, 1.682 kg per jam air domestik, 583 kg per jam air pelayanan, 382.44 kWh listrik, dan 6.387 kg per jam bahan bakar. Analisis menunjukkan bahwa pabrik vanilin ini memiliki tingkat risiko rendah. Evaluasi pabrik menunjukkan modal tetap sebesar Rp 353,079,508,331.98; modal kerja sebesar Rp 220,797,655,886.61; keuntungan setelah pajak sebesar Rp 81,253,547,849.82; ROI sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar 29% dan 23%; BEP sebesar 43,69%; Shut Down Point (SDP) sebesar 21,18%; dan DCFR sebesar 39,89%. Berdasarkan evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik vanillin ini secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata kunci: Isoeugenol, Perancangan Pabrik, Reaktor Gelembung, Vanillin.

ABSTRACT

Vanillin is one of the natural resources available in Indonesia and has an advantage in quality. In Indonesia, vanillin needs are not only met by local factories, but also through imports. A vanillin plant with a capacity of 2,000 tons per year is planned to be built on Jl. Raya Narogong, Limus Nunggal, Cileungsi District, Bogor Regency, West Java Province, and operated for 330 days with a total of 133 employees. The vanillin production process uses a bubble reactor at 130°C and 8 atm pressure, followed by evaporation to reduce water content and form vanillin solids through a high temperature drying process. To achieve a capacity of 2,000 tons per year, 2,000 kg per hour of isoeugenol and 103 kg per hour of oxygen are required. Utilities required include 45,012 kg per hour of cooling water, 65,634 kg per hour of steam, 1,682 kg per hour of domestic water, 583 kg per hour of service water, 382.44 kWh of electricity, and 6,387 kg per hour of fuel. The analysis shows that this vanillin plant has a low risk level. The plant evaluation shows fixed capital of Rp 353,079,508,331.98; working capital of Rp 220,797,655,886.61; profit after tax of Rp 81,253,547,849.82; ROI before and after tax of 29% and 23% respectively; BEP of 43,69%; Shut Down Point (SDP) of 21,18%; and DCFR of 39,89%. Based on the economic evaluation, it can be concluded that this vanillin plant is economically feasible to establish.

Keywords: Isoeugenol, Plant Design, Bubble Reactor, Vanillin.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia adalah negara yang kaya akan sumber daya alamnya, salah satunya adalah vanilin. Komoditas ini punya potensi besar untuk dikembangkan di pasar global karena keunggulan kualitasnya, bahkan Indonesia mendapatkan sebutan '*Java Vanilla Beans*' karena produk vanilin di wilayah Indonesia merupakan salah satu produk paling berkualitas di dunia. Seiring dengan perkembangannya, Indonesia semakin giat melakukan pembangunan di berbagai bidang, salah satunya adalah bidang industri, khususnya pembangunan pada bidang industri kimia. Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia dari tahun ke tahun telah mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitas, sehingga kebutuhan bahan baku maupun bahan pembantu mengalami peningkatan, salah satunya adalah vanilin.

Vanilin adalah hasil oksidasi dari *isoeugenol*. Vanillin memiliki senyawa organik dengan rumus molekul $C_8H_8O_3$. Senyawa ini memiliki nama IUPAC 4- hidroksi-3-metoksibenzaldehida. Vanilin biasa digunakan untuk bahan penguat rasa untuk minuman, bahan farmasi, dan makanan. Vanilin juga

digunakan dalam parfum/pewangi dan kosmetika untuk memberikan kesan manis dan berbau bunga.(Kimia Minyak Atsiri, UGM, 2004).

Untuk memenuhi permintaan vanilin dan mengurangi jumlah impor vanilin maka diperlukan usaha produksi vanilin di Indonesia. Pabrik vanilin perlu didirikan di Indonesia dengan tujuan utama dari pendirian pabrik tersebut yaitu mengurangi ketergantungan impor vanilin dari luar negeri dan dapat menghemat devisa negara. Dengan banyak berdirinya pabrik vanilin akan memajukan perkembangan industri kimia di Indonesia khususnya dan di dunia pada umumnya. Selain mampu meningkatkan kebutuhan vanilin di Indonesia, berdirinya pabrik ini juga mampu mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia dengan cara membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar wilayah industri yang didirikan.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan didasarkan atas beberapa hal, antara lain sebagai berikut:

1.2.1 Kapasitas Komersial

Untuk menentukan besarnya kapasitas pabrik Vanillin yang akan dirancang, perlunya mengetahui kapasitas pabrik Vanillin yang sudah beroperasi, baik di dalam negeri maupun luar negeri atau biasa disebut

dengan kapasitas ekonomi. Tujuan dilakukannya ini adalah untuk mengetahui seberapa besar pabrik dapat memproduksi Vanillin.

Tabel 1. 1 Data pabrik produksi vanilin

No.	Nama Pabrik	Kapasitas
1.	<i>Solvay S.A (Belgia)</i>	120
2.	<i>Borregaard (Norwegia)</i>	250
3.	<i>Jilin Changbaishan Fine Chemical Co.,Ltd (china)</i>	1.000
4.	<i>Jilin Petrulium Co.,Ltd (china)</i>	2.000
5.	<i>Bayi Chemical Co.,Ltd (china)</i>	3.000
6.	<i>Wanglong Tech Co., Ltd (china)</i>	5.000

Sumber (FAO, 2024)

Beberapa perusahaan yang sudah memproduksi Vanillin di Indonesia diantaranya, yaitu: PT. Samiraschem Indonesia, PT. Chemindo, Ekatama DKI 9 Jakarta, PT. Dwi Tunggal Mulia Kimia Jawa Timur, dan Mitra Unit Plastindo Cemerlang.

1.2.2 Kebutuhan/Pemasaran Produk di Indonesia

a *Supply*

1 Import

Menurut data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia masih mengimpor Vanillin dari luar negeri. Perkembangan data impor Vanillin di Indonesia pada tahun 2011 sampai tahun 2019 dapat dilihat pada Tabel 1.2 dibawah ini.

Tabel 1. 2 Data perkembangan impor vanillin di Indonesia

Tahun	Impor
2018	144,05
2019	87,76
2020	248,94
2021	302,71
2022	308,14

Sumber (FAO, 2024)

Dari data di atas dapat dibuat tabel persen pertumbuhan antara tahun ke- n dan kapasitas. Dengan tahun 2022 sebagai tahun ke-1, tahun 2023 sebagai tahun ke-2, dan seterusnya. Untuk Perhitungan persen pertumbuhan dapat dilihat pada tabel 1.3

Tabel 1. 3 Data perhitungan persen pertumbuhan

Tahun	Impor (Ton/Tahun)	Persen Pertumbuhan
2018	144.05	
2019	87.76	-39%
2020	248.94	184%
2021	302.71	22%
2022	308.14	1.8%
		33.6%

Tabel 1. 4 Data perkembangan impor vanillin di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2023	411,66
2024	549,96
2025	734,72
2026	981,55
2027	1.311,31
2028	1.751,85

Sehingga perkiraan kebutuhan impor Vanillin di Indonesia pada tahun 2028 adalah 1.751,85 ton/tahun.

2 Produksi Dalam Negri

Produksi Vanillin di Indonesia berdasarkan data FAO mengalami jumlah produksi yang cenderung stabil. Perkembangan data produksi Vanillin dapat dilihat pada Tabel 1.5 Dengan tahun 2017 adalah tahun ke-1, sehingga perkiraan tahun 2028 adalah tahun ke-12.

Tabel 1. 5 Data perkembangan produksi vanillin di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)
2017	1.989
2018	1.872
2019	1.461
2020	1.412
2021	1.957

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)
2022	1.965

Perkiraan produksi Vanillin di Indonesia pada tahun 2025 (tahun ke-15) dapat dihitung menggunakan tabel persen pertumbuhan. Untuk. Perhitungan persen pertumbuhan dapat dilihat pada tabel 1.6

Tabel 1. 6 Data perhitungan persen pertumbuhan

Tahun	Produksi (ton/tahun)	Persen Pertumbuhan
2017	1989	
2018	1872	-5.88%
2019	1461	-21.96%
2020	1412	-3.35%
2021	1957	38.60%
2022	1965	0.41%
		1.56%

Sehingga perkiraan produksi Vanillin di Indonesia pada tahun 2028 adalah 2.156,63 ton/tahun.

Tabel 1. 7 Data perkembangan Produksi vanillin di Indonesia

Tahun	Produksi (ton/tahun)
2023	1.995,71
2024	2.026,91
2025	2.058,59

Tahun	Produksi (ton/tahun)
2026	2.090,77
2027	2.123,44
2028	2.156,63

Berdasarkan data tabel perkembangan produksi dapat dilihat pada tabel 1.4 an perhitungan impor dan produksi Vanillin di Indonesia pada tahun 2028, maka dapat ditentukan nilai supply (penyediaan) dari Vanillin di Indonesia, yaitu:

$$\begin{aligned}\text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi Dalam Negeri} \\ &= (1.751,85 + 2.156,63) \text{ ton/tahun} = 3.908,5 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

b *Demand*

1 Ekspor

Data yang diperoleh dari FAO tentang ekspor Vanillin di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan tajam pada tahun 2020. Perkembangan data ekspor Vanillin di Indonesia pada tahun 2018 sampai tahun 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.8

Tabel 1. 8 Data perkembangan ekspor vanillin di Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2018	203,74
2019	238,13
2020	363,05

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2021	345,65
2022	395,21

Dari data di atas dapat dibuat tabel persen pertumbuhan antara tahun ke- n dan kapasitas . Dengan tahun 2022 sebagai tahun ke-1, tahun 2023 sebagai tahun ke-2, dan seterusnya. Untuk Perhitungan persen pertumbuhan dapat dilihat pada tabel 1.9

Tabel 1. 9 Data perhitungan persen pertumbuhan

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	Persen Pertumbuhan
2018	203.74	
2019	238.13	17%
2020	363.05	52%
2021	345.65	-5%
2022	395.21	14%
		16%

Tabel pertumbuhan kebutuhan ekspor Vanillin di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.10

Tabel 1. 10 Data perkembangan ekspor vanillin di Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2023	457,56
2024	529,75
2025	613,33

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2026	710,09
2027	822,12
2028	951,82

Sehingga perkiraan kebutuhan impor Vanillin di Indonesia pada tahun 2028 adalah 951,82 ton/tahun

2 Konsumsi

Perkembangan data konsumsi Vanillin di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.11

Tabel 1. 11 Data konsumsi vanillin di Indonesia

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2017	1.370
2018	1.440
2019	1.690
2020	1.600
2021	1.750

Perkiraan konsumsi Vanillin di Indonesia pada tahun 2025 dapat dihitung menggunakan tabel persen pertumbuhan. Untuk perhitungan persen pertumbuhan dapat dilihat pada tabel 1.12 dibawah ini.

Tabel 1. 12 Data perhitungan persen pertumbuhan

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)	Persen Pertumbuhan
2017	1370	
2018	1440	5.11%
2019	1690	17.36%
2020	1600	-5.33%
2021	1750	9.38%
		6.63%

Data tabel diatas dapat dilakukan perhitungan perkiraan konsumsi vanillin pada tahun 2022-2025.

Tabel 1. 13 Data Konsumsi vanillin di Indonesia

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)
2022	1.866,03
2023	1.989,74
2024	2.121,66
2025	2.262,33
2026	2.412,33
2027	2.572,26
2028	2.742,81

Dengan hasil tabel persen pertumbuhan diperkirakan untuk tahun 2028 konsumsi Vanillin di Indonesia sebesar 2.742,81 ton/tahun.

Berdasarkan perhitungan ekspor dan konsumsi Vanillin di Indonesia pada tahun 2028, maka dapat ditentukan nilai demand

(permintaan) dari Vanillin di Indonesia, yaitu:

$$\begin{aligned} Demand &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= (951,82 + 2742,81) \text{ ton/tahun} \\ &= 3.694,6 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun 2028. Maka peluang pasar untuk Vanillin dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= Demand - Supply \\ &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= 3.694,6 \text{ ton/tahun} - 3.908,5 \text{ ton/tahun} \\ &= -213,9 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik Vanillin yang akan didirikan disesuaikan dengan ketersediaan bahan baku Isoeugenol dari PT. Indesso Aroma dan melihat kapasitas pabrik yang sudah didirikan yaitu range 120 – 9000 ton/tahun.

Meskipun peluang kapasitas yang diperoleh negatif, tetapi pendirian pabrik vanilin tetap penting karena untuk mengurangi impor dan meningkatkan ekspor di Indonesia. Dan untuk mengantisipasi peningkatan konsumsi di masa yang akan datang. Berdasarkan hal tersebut dan ketersediaan jumlah bahan baku yang ada serta data pabrik vanillin yang telah beroperasi di Indonesia, maka pabrik vanillin ini akan dibangun dengan

kapasitas perancangan 2.000 ton/tahun pada tahun 2030. Sejalan dengan tujuan di atas diharapkan kapasitas ini mampu memenuhi kebutuhan Vanillin dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor Vanillin. Dan akan digunakan juga untuk meningkatkan ekspor luar negeri. Berdasarkan data yang diperoleh dari Kementrian Keuangan Republik Indonesia pada tahun 2022, lima negara tujuan utama ekspor vanilin asal Indonesia adalah sebagai berikut :

Tabel 1. 14 Data Ekspor vanillin Indonesia pada tahun 2022

Negara	Ekspor(ton/tahun)	Persentase
Amerika	256,61	64,93%
Jerman	34,07	8,62%
Belanda	29,76	7,53%
Singapura	10,39	2,63%
Kanada	9,88	2,5%
Perancis, belgia, inggris dan mauritius	54,50	13,79%
Total	395,21	100%

Jika nilai ekspor pada tabel diatas dimasukkan dalam perhitungan, maka peluang pasar untuk Vanillin dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4.089,81 \text{ ton/tahun} - 3.908,5 \text{ ton/tahun} \\
 &= 181,31 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

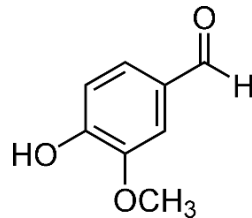
Bahan baku utama untuk pembuatan vanillin adalah isoeugenol dari minyak cengkeh yang didapatkan dari PT. Indesso Aroma Bogor. Kapasitas produksi PT Indesso Aroma Bogor adalah 20 Ton/hari atau 7,200 Ton/tahun sehingga sudah cukup untuk memenuhi bahan baku Pabrik Vanillin yang akan didirikan.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Vanilin

Vanillin ($C_8H_8O_3$) memiliki gugus fenolik dan aldehida, dibuat secara sintetis (*Vanillin* sintetis) maupun diperoleh dari buah vanila (*Vanillin* alami). Oleh karena itu, secara komersial *Vanillin* dibagi menjadi dua jenis, yaitu *Vanillin* sintetis dan *Vanillin* alami. Selain itu, *Vanillin* juga merupakan senyawa yang dapat diturunkan dari eugenol. Eugenol merupakan komponen utama yang terdapat pada minyak cengkeh. (Astuti dkk, 2011). Pada umumnya kegunaan dari *Vanillin* sintetis dan *Vanillin* alami tidak berbeda, yaitu berfungsi sebagai bahan untuk pembuatan *flavor* (82%) oleh industri makanan dan minuman, produk farmasi (13%), produk wewangian (5%), produk pembersih,

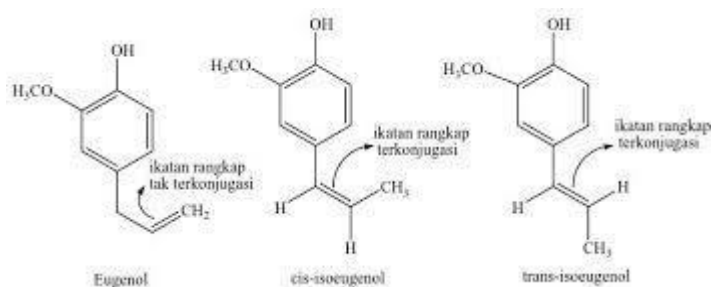
kosmetik, pemanis dan pakan ternak. (Tidco, 2005) dan (Kirk Othmer, 1952). Struktur kimia dari *Vanillin* adalah sebagai berikut:



Gambar 1. 1 Struktur kimia vanillin

1.3.2 Isoeugenol

Isoeugenol dapat dijumpai di alam antara lain dalam minyak cengkeh, alang-alang, dan cempaka (West, 1949). Sebagian isoeugenol diperoleh melalui isomerisasi eugenol, karena isolasi isoeugenol dari bahan alam tidak efisien. Beberapa faktor yang mempengaruhi reaksi isomerisasi eugenol menjadi isoeugenol yaitu jenis katalis, pelarut, suhu, konsentrasi katalis, dan air (Cerveny et al., 1987). Berikut ini adalah proses pembuatan isoeugenol dengan pergeseran ikatan rangkap pada reaksi isomerisasi :



Gambar 1. 2 Pergerakan ikatan rangkap eugenol, cis-eugenol, dan trans eugenol

Isomerisasi eugenol menjadi isoeugenol tingkat komersial

dilakukan dengan cara mereaksikan dengan basa kuat seperti KOH dan NaOH sebagai katalis (Kadarrohman 1994), dapat juga menggunakan katalis hidrostatik seperti Mg, Al yang merupakan katalis padat bersifat basa (Kishore and Kannan 2002).

1.3.3 Proses Pembuatan Vanilin

Beberapa proses pembuatan *Vanillin* adalah:

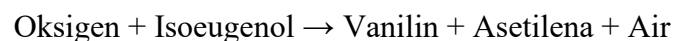
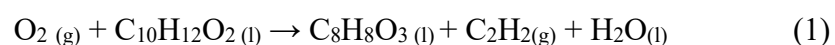
a. Vanillin Alami

Bahan baku *Vanillin* alami yang paling terkenal adalah tanaman *Vanilla planifolia* A, yang termasuk dalam keluarga anggrek. Tanaman vanilin banyak dibudidayakan di Meksiko, Madagaskar, Reuni, Jawa dan Tahiti (Kirk Othmer, 1952). Di industri, ekstrak vanilin alami menggunakan buah yang telah melalui proses kuring menggunakan metode konvensional (perkolasi atau maserasi) selama kurang lebih 1 bulan. Proses kuring dimulai seminggu setelah panen yang terdiri dari killing (pencelupan dalam air panas), sweating atau fermenting dengan kelembapan dan suhu yang tinggi, dan terakhir adalah conditioning agar dihasilkan vanilin kering dengan flavor optimum. Seluruh proses ini membutuhkan waktu kurang lebih 5 bulan hingga dihasilkan vanilin kering (cured Vanilla) (Deptan 2004). Pada ekstraksi maserasi, vanilin segar dipotong dan direndam dalam alkohol 50 % selama 1 tahun.

Selanjutnya proses aging dilakukan selama 6 bulan. Sedangkan pada ekstraksi perkolasi, vanilin segar yang telah dipotong direndam dalam alkohol 60% selama 2 minggu, dimana larutan alkohol tersebut disirkulasi dan suhunya dipertahankan. Lalu dilanjutkan dengan proses aging selama 3-6 bulan. (Mintarti, 2006)

b. Sintesis Vanilin Dari Isoeugenol

Sintesis *Vanillin* dari Isoeugenol adalah dengan oksidasi, Tahap oksidasi ini menggunakan katalis NaOH sebagai pembawa OH^- , proses tersebut akan berlangsung dengan cara pelepasan C_2H_2 dan H^+ dengan CH yang ada pada senyawa Isoeugenol, ini merupakan proses yang disebut asetilasi yaitu pembentukan senyawa asetilen dari proses yang ada. Pada saat itu oksidasi oksigen akan membentuk $-\text{CHO}$ dan H_2O terbentuk dari H^+ bebas. Reaksinya adalah sebagai berikut:



c. Sintesis Dari Lignin

Sebagian besar *Vanillin* sintetis dari lignin berasal dari limbah industri pulp. Sejumlah 5 – 10 % *Vanillin* diperoleh pada pemanasan lignin dengan alkali metal hidroksida dengan suhu dan tekanan tinggi dengan adanya oksidan. Pengasaman atau asidifikasi pada reaksi alkali membebaskan *Vanillin* yang selanjutnya diekstraksi

dengan eter atau pelarut yang tidak bercampur lainnya. Gambar 1.7 Reaksi Pembentukan *Vanillin* Dari Lignin Produksi *Vanillin* sintetik dari lignin yang berasal dari limbah industri pulp telah dibatasi di negara-negara maju. Karena dalam pembuatan *Vanillin* ini >160 ton limbah kaustik dihasilkan untuk setiap ton *Vanillin* yang diproduksi. Selain itu, banyak pengotor yang dihasilkan hingga 100 ppm, dan *Vanillin* dari lignin ini memiliki bau yang relatif kuat. (Kurniawan, 2005) dan (Darwis, 1989)

Berikut adalah perbandingan proses dalam pembuatan vanillin yang dapat dilihat pada tabel 1.14 dibawah ini:

Tabel 1. 14 Perbandingan proses vanilin

	Sintesis dari lignin	Sintesi dari isoeugenol	Alami
Suhu	175- 225°C	105 – 130°C	65°C
Waktu pemanasan	1 jam	1 jam	3 jam perhari selama 7 hari
Konversi	50 - 80% (tergantung katalis dan kondisi reaksi)	90 - 98% (dengan katalis basa yang optimal)	20 - 60% (tergantung kandungan isoeugenol dalam bahan baku dan metode ekstraksi)
Proses pembentukan/ persamaan reaksi	Lignin dipanaskan dengan alkali metal hidroksida dengan suhu dan tekanan tinggi dengan adanya oksidan, selanjutnya diekstraksi dengan eter	$\text{O}_{2(g)} + \text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_{2(l)} \rightarrow \text{C}_8\text{H}_8\text{O}_{3(l)}$	Terbentuk melalui proses killing, sweating/fermenting, dan conditioning

	Sintesis dari lignin	Sintesi dari isoeugenol	Alami
Kelebihan	Memanfaatkan limbah industri pulp.	Bahan baku tersedia dalam jumlah besar serta harga lebih murah	Alami tidak tercampur dengan bahan lain
Kekurangan	Menghasilkan >160 ton limbah kaustik untuk setiap ton vanillin yang di produksi	-	Proses membutuhkan waktu lama dari waktu panen sehingga menghasilkan vanillin kering, produk yang dihasilkan sedikit, dan mahal

Pada perancangan kali ini menggunakan Vanillin dengan sintesis dari isoeugenol. Hal ini dikarenakan sintesis dari isoeugenol memiliki konversi yang paling tinggi, suhu reaksi yang tidak terlalu tinggi dan waktu pemanasannya cepat. Selain itu, sintesis dari lignin menghasilkan banyak limbah kaustik sehingga telah dibatasi di 15 negara maju, dan pembuatan Vanilin secara alami membutuhkan waktu kurang lebih 5 bulan

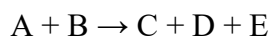
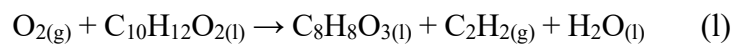
1.3.4 Kegunaan Produk

Berikut ini adalah beberapa kegunaan dari Vanilin:

- 1 Vanilin (4-hidroksi-3 metoksi benzaldehida) adalah senyawa berkarakter *sweet* yang telah dimanfaatkan sebagai perisa (*flavour*) dan pewangi (*fragrance*) sejak ratusan tahun lalu (Negishi, 2009).
- 2 *Vanillin* dimanfaatkan sebagai anti busa, antioksidan, anti mikroba, serta memiliki aktivitas sebagai anti nyamuk *Culex piciens* (Walton, 2003; Sacalis, 2001).
- 3 *Vanillin* digunakan untuk menopengi bau tidak sedap atau rasa dalam obat- obatan, pakan ternak, dan produk- produk pembersih.
- 4 *Vanillin* juga dapat dimanfaatkan sebagai tujuan umum noda untuk pengembangan lempeng kromatografi lapis tipis untuk membantu dalam memvisualisasi komponen- komponen dari campuran reaksi.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui reaksi yang berlangsung apakah eksotermis atau endotermis, reaksi yang berlangsung spontan atau tidak spontan, serta reaksi *reversible* atau *irreversible*. Adapun reaksi utama pembuatan vanillin :



Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung pada perhitungan pembentukan standart $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$ dengan persamaan:

$$\Delta H_R^{\circ}{}_{298} = \Delta H_f^{\circ}{}_{298} \text{ produk} - \Delta H_f^{\circ}{}_{298} \text{ reaktan... (1)}$$

Untuk mengetahui reaksinya irreversible atau reversible (harga K) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$G = -RT \ln K \dots (2)$$

Keterangan:

G o = Energi bebas Gibbs standar (T = 298 K) kcal/mol Hr = Panas reaksi

K = Konstanta kesetimbangan T = Temperatur (413 K)

R = Tetapan gas (1,987 kal/K.mol)

Harga ΔH_R masing – masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.15

Tabel 1. 15 Harga ΔH_R masing-masing komponen

KOMPONEN	HARGA ΔH_f° 298 K (Kj/mol)	$\Delta H_{f.m}$
$C_{10}H_{12}O_2$	-216,98 kJ/mol	-1769,0694
O_2	-101,96	-90,6
$C_8H_8O_3$	-369 kJ/mol	-648,6987
H_2O	-285.83 kJ/mol	-15831,4914
C_2H_2	226,73	372,5134

(Yaws, 1999)

Berdasarkan data ΔH_R dapat dihitung besarnya panas reaksi standar ΔH_R :

$$\Delta H_r^0 = \Delta H_f^0 \text{ Produk} - \Delta H_f^0$$

Reaktan Substitusi ke persamaan

$$\Delta H_r^0 = [\Delta H_f^0(\text{Vanillin}) + \Delta H_f^0(\text{Asam Asetat})] - [\Delta H_f^0(\text{Isoeugenol}) + \Delta H_f^0(\text{Oksigen})]$$

$$\Delta H_r^0 = [\Delta H_f^0(\text{Vanillin}) + \Delta H_f^0(\text{Asam Asetat})] - [\Delta H_f^0(\text{Isoeugenol}) + \Delta H_f^0(\text{Oksigen})]$$

Substitusi nilai entalpi pembentukan standar:

$$\Delta H_r = -14.338,6074 \text{ kJ/Jam}$$

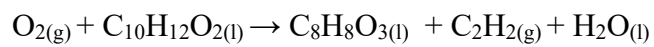
Karena ΔH_r negatif, reaksi tersebut adalah eksotermik, artinya reaksi ini melepaskan panas. Namun, kesimpulannya, dari perhitungan ini, kita dapat menyimpulkan bahwa reaksi oksidasi isoeugenol menjadi vanillin adalah eksotermik pada suhu 403 K (130°C).

Berdasarkan perhitungan diatas, dapat disimpulkan bahwa reaksi isoeugenol menjadi vanillin,asetilen dan air adalah reaksi eksotermis atau menghasilkan panas karena bernilai (-), sehingga perlu dilakukan pengendalian panas agar tidak terjadi overheating.

Untuk menentukan apakah suatu reaksi reversible atau irreversible, Anda dapat menggunakan perubahan energi bebas Gibbs standar (ΔG^0) pada suhu tertentu, dalam hal ini 130 derajat celcius. Jika ΔG^0 negatif, reaksi cenderung spontan dan irreversible di arah maju. Jika ΔG^0 positif, reaksi tidak spontan dan cenderung reversible. Jika ΔG^0 sangat kecil atau mendekati nol, reaksi mungkin dalam kesetimbangan, menunjukkan sifat reversible.

Baik, kita akan melakukan perhitungan nilai energi Gibbs (ΔG) pada suhu 130°C untuk reaksi oksidasi pembuatan vanillin. Untuk itu, kita memerlukan data termodinamika dari reaktan dan produk reaksi tersebut, yaitu nilai entalpi (ΔH) dan entropi (ΔS).

Reaksi yang diperhitungkan adalah:



Tabel 1. 16 Harga *Enthalpi* dan *Entropi* masing-masing komponen

KOMPONEN	<i>Enthalpi</i> (ΔH_f^0) (Kj/mol)	<i>Entropi</i> (S^0) J/mol·K
$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2$	-21,5	312,8
O_2	0	205,0
$\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$	-475,5	148,7
H_2O	-277,96	92,63
C_2H_2	+231,3	214,15

(Yaws, 1999)

ΔH Reaksi

$$= [(-475,5) + 231,3 + (-277,96)] - [(-21,5) + 0] = (-522,16) - (-21,5)$$

$$= -500,66 \text{ kJ/mol}$$

ΔS Reaksi

$$= [148,7 + 214,15 + 92,63] - [312,8 + 205,0] = 455,48 - 517,8 = -62,32 \text{ J/mol.K}$$

$$= -0,06232 \text{ kJ/mol.K}$$

ΔG

$$= \Delta G .- T . \Delta S$$

$$= -500,66 - (403,5 \times -0,06232)$$

$$= -475,54 \text{ kJ/mol}$$

Jadi, nilai energi Gibbs (ΔG) untuk reaksi oksidasi pembuatan vanillin pada suhu 130°C adalah sekitar $-475,54 \text{ kJ/mol}$.

Interpretasi, Karena ΔG° negatif, reaksi cenderung spontan dan irreversible dalam arah maju pada suhu 130°C . Reaksi ini tidak memerlukan input energi tambahan untuk berlangsung dan cenderung berjalan ke arah produk, yaitu vanillin dan air, menunjukkan sifat irreversible.

Jika ΔG° mendekati nol, maka reaksi mungkin dalam kesetimbangan dan menunjukkan sifat reversible. Jika ΔG° positif, reaksi tidak spontan dalam kondisi standar dan akan cenderung berjalan ke arah reaktan atau memerlukan input energi untuk berlangsung, menunjukkan sifat reversible.

Untuk mencari nilai konstanta kesetimbangan dari reaksi pada suhu tertentu, kita bisa menggunakan hubungan antara perubahan energi Gibbs (ΔG) dan konstanta kesetimbangan (K). Hubungan ini diberikan oleh persamaan:

$$\Delta G^0 = -RT \ln K$$

Dimana:

- ΔG adalah perubahan energi Gibbs dari reaksi.
- R adalah konstanta gas universal ($8.314 \text{ J/mol}\cdot\text{K}$).
- T adalah suhu dalam Kelvin.
- K adalah konstanta kesetimbangan.

Kita sudah menghitung nilai ΔG untuk reaksi pada suhu 130°C (403.15

K) sebagai

-475,5 kJ/mol. Sebelum memasukkan ke dalam persamaan, kita harus memastikan semua satuan konsisten, jadi kita konversi ΔG ke dalam joule:

$$\Delta G = -475,5 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ} = -475500 \text{ J/mol}$$

Selanjutnya, kita masukkan nilai-nilai ini ke dalam persamaan untuk mencari K:

$$\Delta G = -RT \ln K$$

$$-475500 = -(8.314 \text{ J/molK}) (403.15 \text{ K}) \ln K$$

$$\ln K = 475500 / (8.314 \times 403.15)$$

Mari kita hitung nilai $\ln K$:

$$\ln K = 475500 / 3351.789$$

$$\ln K = 141,8645$$

Untuk mendapatkan K, kita eksponensialkan hasilnya:

$$K = e^{\{141,8645\}}$$

Mari kita hitung:

$$K \approx 5,71 \times 10^{61}$$

Jadi, konstanta kesetimbangan K untuk reaksi oksidasi pembuatan vanillin pada suhu 130°C adalah sekitar $5,71 \times 10^{61}$. Karena nilai k yang diperoleh cukup besar maka menunjukkan bahwa kesetimbangan reaksi cenderung bergerak ke arah kanan atau ke produk.

1.4.1. Tinjauan Kinetika

Kajian mengenai kinetika dalam tahap perancangan sangat penting, karena kinetika suatu reaksi akan mempengaruhi kondisi operasi berupa suhu serta tekanan pada alat yang digunakan. Faktor yang menjadi pertimbangan adalah konstanta kecepatan reaksi (k) dimana menentukan kecepatan suatu zat atau senyawa untuk bereaksi menjadi produk. Konstanta kecepatan reaksi dapat dihitung menggunakan persamaan Arrhenius, sebagai berikut:

$$k = Ae^{-E/RT} \dots\dots\dots (4)$$

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi ($\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{menit}$)

A = Faktor frekuensi tumbukan ($\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{menit}$)

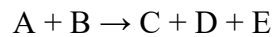
R = Konstanta gas ($8,314 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$)

T = Temperatur (K)

E = Energi aktivasi

Berdasarkan persamaan di atas, nilai A , E , dan R tetap konstan, sehingga harga k dipengaruhi oleh suhu. Kecepatan reaksi meningkat sebanding dengan suhu, artinya semakin tinggi suhu maka kecepatan reaksi semakin besar. Dari kecepatan reaksi tersebut, dapat ditentukan waktu tinggal reaksi dalam reaktor.

Reaksi pembentukan Vanillin merupakan reaksi yang terjadi antara Isoeugenol dan Oksigen, reaksi yang terjadi:



Selanjutnya, dicari nilai kinetika reaksi (k):

1. Menentukan konstanta kecepatan reaksi.

$$k = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

(Levenspiel ed 2, p. 21)

dimana :

k = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktortumbukan, L/mol.dtk

E = Energi aktivasi, cal/mol

R = Konstanta gas, cal/mol.K

= 1,987 cal/mol.

T = Temperatur, K

2. Faktor tumbukan (A), L/mol.detik

$$A = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right) \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi kT \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}$$

(Levenspieled. 2, p.24)

dimana :

A= Faktortumbukan, cm³/mol.s

Oa = Diameter molekul C₁₀H₁₂O₂, cm

Qb = Diameter molekul O₂, cm

N =Bilangan Avogadro 6,023E+23 molekul/mol

$k = R/N$, Boltzmann constant

$$= 1,3E-16 \text{ erg/K}$$

$$= 1,3E-16 \text{ gr.cm}^2/\text{dtk}^2 \cdot \text{K}$$

$T = \text{Suhu Operasi} : 403 \text{ K}$

$M = \text{Berat molekul}/N$, gr

Diameter tumbukan : $\sigma = 1,18 \text{ Vb}^{1/2}$ (Perry Ed.7 p.5-49)

Dimana :

$V_b = \text{volume molekular pada titik didih normal, cm}$ V_{atom}

Diketahui volume atom, m^3 (Foust, Appendix D-7)

C	1.48
H	3.7
O	7.4

Volume molekul :

$V_b \text{ C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2 :$

$$: (10 \times 1,48) + (12 \times 3,7) + (2 \times 7,4)$$

$$: 74,00 \text{ m}^3$$

$$: 7,40E+07 \text{ cm}^3$$

$V_b \text{ O}_2 : (2 \times 7.4)$

$$: 14,80 \text{ m}^3$$

$$: 1,48E+07 \text{ cm}^3$$

aA : 492,42 A

: 4,92E-06 cm

aB : 289,55 A

: 2,90E-06 cm

BMA : 164gr/mol

BMB : 32gr/mol

MA : 2,723E-22 gr

MB : 5,313E-23gr

Maka, A : 1,5842E+15cm³/mol.dtk

: 1,5842E+12L/mol.dtk

3. Energi Aktivasi (E), kal/mol

$E = AH - RT$ (Levenspiel ed. 2, p. 25)

$AH = AH_{298} + AH_{reaktan} + AH_{produk}$

$AH_{298} = \sum AH_{f, produk} + \sum AH_{f, reaktan}$

Data untuk menentukan nilai AH_f , KJ/mol (Yaws)

T referensi = 298 K

Reaktan

Komponen	$AH_f = A + B T + C T^2$			H_f KJ/mol
	A	B	C	

ISOEUGENOL	-343,423	-1.32E-01	7.35E-05	- 3,762,891
OKSIGEN	-	-	-	-
				3,762,891

Produk

KOMPONEN	AHf = A + B T + C T ²			Hf KJ/mol
	A	B	C	
VANILLIN	-347,013	-9.60E-02	6.08E-05	- 3,702,259
ASETILEN	227,216	-3.55E-04	-3.96E-02	2,267,585
AIR	-	-	-	2,418,000
				3,852,674

Sehingga harga AH₂₉₈ = 385,2674 - (-376,2891) = -8,9782 KJ/mol

Menghitung AH reaktan:

$$\Delta H(\text{Reaktan}) = \Delta H_{298} + \int_{298}^T \sum$$

Data persamaan kapasitas panas (C_p), J/mol K (Yaws)

Reaktan

Komponen	$\Delta H = AT + B/2T^2 + C/3TJ^3 + D/4T^4 + E/5T^5$					ΔH_r J/mol
	A	B	C	D	E	
ISOEUGENOL	85,681	16,545	-3.46E-03 2	2.93E-06	-	-384,812,051
OKSIGEN	29,526 6	6.89E-03 3	3.60E-05	3.26E-08	8.66E-12 -	-39,882,626

						-424,694,677
--	--	--	--	--	--	--------------

$$\Delta H_r = - 42.469,4677 \text{ J/mol}$$

$$= - 42,4695 \text{ KJ/mol}$$

Menghitung ΔH produk

$$\Delta H_{produk} = \int_{298}^{403} \sum_{produk} \Delta C_p \cdot dT$$

Produk

Komponen	$\Delta H = AT + B/2T^2 + C/3T^3 + D/4T^4 + E/5T^5$					Hr J/mol
	A	B	C	D	E	
VANILLIN	-8,95	17,878	3.67E-03	2.95E-06	-	1,261,776,750
ASETILEN	19,36	1.15E-01	1.24E-04	7.24E-08	-1.66E-11	81,872,413
AIR	92,053	-4.00E-02	2.11E-04	5.35E-07	-	134,101,227
						1,477,750,390

$$\Delta H_p = 147.775,0390 \text{ J/mol}$$

$$= 147,7750 \text{ KJ/mol}$$

Maka didapatkan:

$$\Delta H_{total} = - 8,9782 + (-42,4695) + 147,7750$$

$$= 96,3273 \text{ KJ/mol}$$

$$= 238,8459 \times 96,3273$$

$$= 23.007,3868 \text{ cal/mol E}$$

$$= \Delta H - RT = 23.007,3868 - (1,987 \times 403)$$

$$= 22.206,6258 \text{ cal/mol}$$

$$K = A \cdot e$$

$$E/RT = 1,4322 \text{ L/mol detik}$$

$$= 85,9309 \text{ L/mol menit}$$

$$= 5.155,8531 \text{ L/mol jam}$$

$$= 5,1559 \text{ m}^3/\text{mol jam}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk agar sesuai dengan target yang dirancang, maka pembuatan Vanillin dirancang berdasarkan beberapa spesifikasi yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1 SPESIFIKASI BAHAN BAKU

2.1.1 *Isoeugenol*

Tabel 2. 1 Spesifikasi baku Isoeugenol

Rumus Molekul	C₁₀H₁₂O₂
Nama IUPAC	2-Methoxy-4-(prop-1-en-1-yl)phenol
Berat Molekul	164,204 g/mol
Bentuk dan Warna Fisik	Cair, kuning terang
Fase	Cair
Komposisi	Isoeugenol 99%, Air 1%
Densitas	1,08 kg/liter
Viskositas	3,97 CP
Titik Didih	266,6°C
Titik lebur	-10°C
Titik Nyala	122,9°C

Rumus Molekul	C₁₀H₁₂O₂
Kelarutan	Sedikit larut dalam air
Konsentrasi Isoeugenol di pasaran	99%

Sumber : (pubchem.ncbi dan ChemNet)

2.1.2 Udara

Tabel 2. 2 Spesifikasi baku Udara

Kandungan	79 % mol nitrogen dan 20,95% mol oksigen
Berat Molekul	28,9647 g/mol
Bentuk dan Warna Fisik	Gas, tidak berwarna
Fase	Gas
Densitas	1,2 kg/m ³
Viskositas	18,46 Pa.s
Kelarutan dalam air	1,292 kg/m ³

Sumber : (G.Kuiper, 2012)

2.2 SPESIFIKASI BAHAN PENDUKUNG

2.2.1 Natrium Hidroksida

Tabel 2. 2 Spesifikasi Natrium Hidroksida

Rumus kimia	NaOH
Nama IUPAC	Natrium Hidroksida

Rumus kimia	NaOH
Berat molekul	39,997 g/mol
Bentuk dan Warna Fisik	Zat padat putih
Fase	Cair
Komposisi	NaOH 30 %, Air 70 %
Titik didih	1390°C
Titik lebur	318°C
Titik Nyala	Non-flammable
Viskositas	83,5 cp
Densitas	2,1 g/cm ³
Kelarutan dalam air	111 g/100 ml (20 °C)
Konsentrasi NaOH di pasaran	48%

Sumber : (pubchem.ncbi)

2.3 SPESIFIKASI PRODUK

2.3.1 Vanilin

Tabel 2. 3 Spesifikasi produk

Rumus molekul	C₈H₈O₃
Nama IUPAC	4-Hydroxy-3-methoxybenzaldehyde
Nama lain	Methyl vanillin, vanillic aldehyde
Berat molekul	152,149 g/gmol
Bentuk dan warna fisik	Kristal jarum, putih

Rumus molekul	C₈H₈O₃
Fase	Padat
Densitas 15°C	1,056 g/cm ³
Kelarutan dalam air	> 2 %
Titik didih	285 °C
Titik nyala	147 °C
Titik lebur	81-82 °C
Konsentrasi Vanillin di pasaran	99%

Sumber : (Perry, 1999)

2.4 Pengendalian Kualitas

Proses produksi perlu adanya pengawasan dan pengendalian. Sehingga proses tetap berjalan sesuai dengan tahapnya, waktu produksi sesuai dengan jadwal, jumlah produksi memenuhi target dan produk yang dihasilkan memiliki mutu yang tinggi. Oleh karena itu, perlu adanya pengendalian kualitas (*Quality Control*).

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan. Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan analisa terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Analisa ini dilakukan agar bahan baku yang digunakan

sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- a Kemurnian dari bahan baku Isoeugenol 95 % dan NaOH 48 %.
- b Kandungan didalam bahan baku Isoeugenol, NaOH, dan Oksigen.
- c Kadar air

Pengendalian terkait kualitas bahan baku dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol, Dan setelah dilakukan analisa, apabila kualitas bahan baku tidak sesuai, maka ada kemungkinan bahan baku tersebut dikembalikan kepada supplier.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian proses produksi meliputi aliran dan alat kontrol. Apabila terjadi kesalahan pada indikator yang telah di set, kesalahan tersebut dapat dideteksi dengan sinyal sehingga dapat dikembalikan pada kondisi awal. Aliran dan alat kontrol tersebut adalah:

- a Aliran sistem kontrol
 - 1 Aliran elektrik (aliran listrik)

Digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*
 - 2 Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level)

Digunakan untuk flow dari sensor ke controller
 - 3 Aliran pneumatis

Digunakan untuk valve dari controller ke actuator

b Alat sistem kontrol

1 Sensor

Berfungsi untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan meliputi manometer untuk sensor tekanan, termokopel untuk sensor suhu, flowmeter dan rotameter untuk sensor aliran fluida, serta pelampung dan indikator ketinggian kapasitif untuk sensor ketinggian

2 Controller dan indicator

Controller dan Indicator yang digunakan yaitu Level Indicator Control (LIC), Temperature Indicator Control (TIC), Pressure Indicator Control (PIC), dan Flow Indicator Control (FIC).

- *Level Indicator Control (LIC)* Berfungsi untuk mengendalikan dan mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diinginkan.
- *Temperature Indicator Control (TIC)* Berfungsi untuk mengendalikan dan mengetahui suhu operasi suatu alat berdasarkan suhu operasi yang ditetapkan.
- *Pressure Indicator Control (PIC)* Berfungsi untuk mengendalikan dan mengetahui tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi yang ditetapkan.
- *Flow Indicator Control (FIC)* Berfungsi untuk mengendalikan

dan mengetahui debit aliran dari bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

3 Actuator

Berfungsi untuk memanipulasi agar variabel actuator sama dengan variabel controller. Alat yang digunakan *manual hand valve* atau *automatic control valve*.

2.4.3 Pengendalian Waktu

Produksi Waktu perlu diperhitungkan dalam mencapai kuantitas produksi sehingga dapat mencapai waktu produksi yang efisien agar produk yang dihasilkan sesuai dengan target yang dirancang sebelumnya.

2.4.4 Pengendalian Kuantitas Produk

Kualitas produk tentu perlu dikendalikan dalam proses produksi sejak dari bahan baku hingga menjadi produk. Sebelum produk dipasarkan, analisa produk perlu dilakukan agar hasil produksi sesuai dengan standar yang ada. Hal ini diuji dengan pengujian kemurnian produk dan komposisi komponen yang terkandung didalam produk Vanillin tersebut sampai layak untuk dipasarkan. Ada dua faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penyusunan rencana produksi, yaitu :

a Faktor Eksternal

Faktor eksternal meliputi kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang di hasilkan

b Faktor Internal

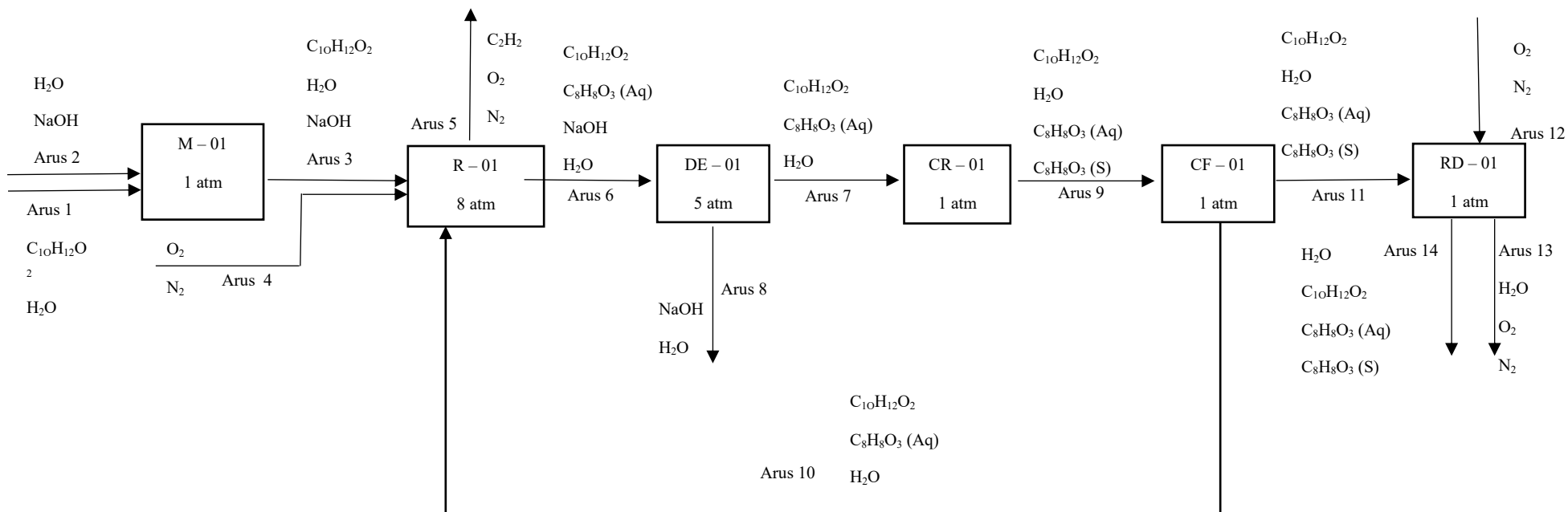
Faktor internal meliputi kemampuan pasar dan kemampuan pabrik

BAB III

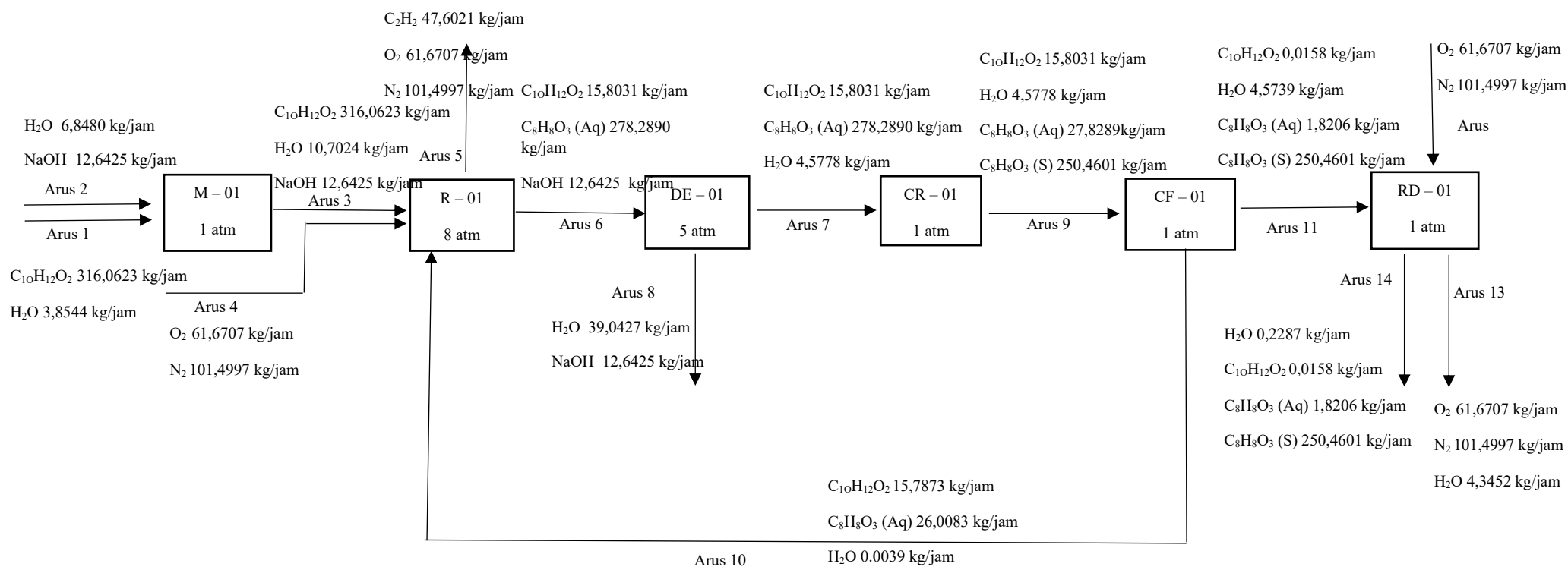
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



3.1.2 Diagram alir kuantitatif



3.2 Uraian Proses

Uraian proses tahap-tahap proses pembuatan vanillin adalah sebagai berikut:

- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap reaksi
- c. Tahap permurnian produk
- d. Tahap pengemasan produk

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Isoeugenol dengan suhu 30°C dari Tangki penyimpanan (T-01) dialirkan menuju Mixer (M-01) menggunakan Pompa (P-03). Natrium Hidroksida dari Tangki penyimpanan (T-02) dengan suhu 30°C dialirkan menggunakan Pompa (P-04) ke Mixer (M-01). Kemudian cairan pada Mixer (M-01) dialirkan dan dinaikkan tekanannya hingga 8 atm menuju Reaktor Gelembung (R-01) menggunakan Pompa (P-05) dan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan Heater (HE-01) agar suhunya menjadi 130°C. Natrium Hidroksida ini merupakan katalis dari reaksi oksidasi ini. Sementara itu, Oksigen yang diambil dari udara sekitar pabrik masuk ke Reaktor Gelembung melalui Saringan Udara (SU-01) terlebih dahulu untuk disaring pengotor - pengotornya kemudian dinaikkan tekanannya menjadi 8 atm dengan Kompresor (C-01) dan dinaikkan suhunya.

3.2.2 Tahap Reaksi

Pada Reaktor Gelembung (R-01), gas Oksigen masuk dalam bentuk gelembung melalui sparger pada bawah reaktor. Gelembung akan bergerak ke atas dan bertemu dengan fluida Isoeugenol sehingga terjadi proses oksidasi. Proses oksidasi ini terjadi dalam reaktor dengan konversi 95 % pada suhu 130°C dan tekanan 8 atm.

Persamaan reaksinya adalah:



Oksigen Isoeugenol Vanillin Asetilena Air

Reaktor ini menggunakan jaket pendingin karena luas perpindahan panas kebutuhan kurang dari luas perpindahan panas tersedia.

3.2.3 Proses Pemurnian Produk

Hasil atas Reaktor Gelembung (R-01) yang berupa udara sisa dan gas Asetilen (C_2H_2) dibuang ke udara. Hasil bawah Reaktor Gelembung kemudian didinginkan dengan Cooler (CO-01) untuk menurunkan suhu cairan dari 130°C menjadi 100°C dan diturunkan tekanannya menjadi 5 atm dengan Expansion Valve (EV-01) yang kemudian dialirkan ke Dekanter (DE-01) menggunakan Pompa (P-06). Untuk memisahkan Vanillin dan Isoeugenol dari NaOH dan air, cairan tersebut akan terpisah sesuai dengan perbedaannya berat jenisnya. Fase ringan (*Light Stream*) yang berupa Vanillin dan Isoeugenol akan berada di atas cairan dan fase berat (*Heavy Stream*) berupa NaOH dan air akan berada di bawah cairan. Dekanter beroperasi pada suhu 100°C dan tekanan 5 atm.

Hasil atas Dekanter didinginkan dengan Cooler (CO-02) dari 100°C menjadi 90°C dan diturunkan tekanannya menjadi 1 atm dengan Expansion Valve (EV-02), kemudian dialirkan ke Crystallizer (CR-01) menggunakan Pompa (P07). Vanillin diubah fasenya dari fase cair ke fase padat dalam Crystallizer, kemudian hasil keluaran Crystallizer dialirkan ke Centrifuge (CF-01) untuk di pisahkan dengan cairan yang masih terikut. Proses Centrifuge berlangsung pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran berupa Isoeugenol, air dan Vanillin cair di recycle ke Reaktor Gelembung dengan terlebih dahulu dinaikkan tekanannya menjadi 8 atm dan dinaikkan suhunya hingga 130°C. Hasil keluaran berupa cake kemudian didistribusikan menggunakan Screw Conveyor (SC-01) menuju Rotary Dryer (RD-01). Di dalam Rotary Dryer dilakukan pengeringan dengan udara panas. Udara yang digunakan diambil dari lingkungan sekitar dengan menggunakan Blower (BL02) melalui Saringan Udara (SU-02), lalu dipanaskan oleh Heater (HE-04) hingga suhu 170°C. Suhu udara keluaran Rotary Dryer turun menjadi 106°C.

3.2.4 Tahap Pengemasan Produk

Hasil pengeringan pada Rotary Dryer diangkut dengan Screw Conveyor (SC-02) menuju Bucket Elevator (BE-01) lalu disimpan dalam Silo (SL-01) dengan kapasitas 7 hari. Lalu dilakukan pengemasan yang tahan dan kedap terhadap air.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

p. Reaktor -01

Tabel 3. 1 Spesifikasi reaktor bubble

Reaktor -01	
Spesifikasi umum	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan isoeugenol dan oksigen dengan katalis natrium hidroksida
Jenis	Reaktor gelembung
Volume	317,7375 Dm ³
Kondisi operasi	
Suhu	130°C
Tekanan	8 atm
Jumlah	1
Waktu tinggal	2,9663 jam
<i>Superficial gas velocity</i>	1,6567 m/s
<i>Koefisien transfer massa</i>	0,5533 cm/detik
Dimensi	
Diameter	1,6781 m
Tinggi reaktor	4,1344 m
Tinggi cairan	3,4715 m
Tebal shell	0,5521 m
Tebal head	0,0168 m
Jenis head	<i>Thorispherical dish head</i>
Sparger	
Jenis	<i>Perforated plate</i>
Diameter <i>Sparger</i>	0,0673 m
Diameter lubang	0.005 m
Jumlah lubang	105,2259
Harga	\$101,151.66

q. *Mixer* (M-01)Tabel 3. 2 Spesifikasi *mixer*-01

<i>Mixer -01</i>	
Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan Isoeugenol ($C_{10}H_{12}O_2$) dengan NaOH
Jenis	Tangki silinder dengan pengaduk
Waktu tinggal	10 menit
Jumlah	1 buah
Kapasitas maksimum	0,3637 m ³
Kondisi Operasi	
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Konstruksi Dan Material	
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
OD <i>shell</i>	0,7738 m
Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
Tinggi total	0,9595 m
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical & Dished Head</i>
Spesifikasi	
Jenis pengaduk	<i>Curved six-blade turbine (vertical blades)</i>
Diameter pengaduk	0,2547 m
Kecepatan pengaduk	196 rpm
Power pengaduk	0,05 hp
Jumlah <i>baffle</i>	1 buah
Lebar <i>baffle</i>	0,0637 m
Harga	\$7,881.95

r. Dekanter-01 (DE-01)

Tabel 3. 3 Spesifikasi dekanter-01

Dekanter-01	
Kode	DE-01
Fungsi	Memisahkan antara Vanilin dan Isoeugenol dari Air dan NaOH
Jenis	Silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i>
Material	<i>Stainless Steel</i> 304 SA 240
Volume	0,1455 m
Diameter	0,3953 m
Kondisi Operasi	
Suhu	100°C
Tekanan	5 atm
Spesifikasi <i>Shell</i>	
Diameter	59,6250 m
Panjang	0,8691 m
Tebal	0,1875 in
Tinggi total	0,8691 m
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical & Dished Head</i>
Spesifikasi <i>Head</i>	
Jenis	Silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i>
Tinggi	0,2559 m
Tebal	0,1875 m
Harga	\$18,391.21

s. *Crystallizer -01*Tabel 3. 4 Spesifikasi *crystallizer -01*

<i>Crystallizer -01</i>	
Kode	CR-01
Fungsi	Mengubah Vanilin dari fase cair ke fase padat
Tipe	Swenson-Walker
Material	<i>Stainless Steel SA-240 Grade C</i>
Kapasitas	2, 6990 m ³
Kondisi Operasi	
Suhu	90°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi	
Diameter	0,9684 m
Tinggi	3,2248 m
<i>Luas cooling area</i>	138,0196 ft ² /ft ³
<i>Speed</i>	0,5 rpm
<i>Power</i>	1,6 hp
Harga	\$152,647.05

t. *Centrifuge-01*Tabel 3. 5 Spesifikasi *centrifuge-01*

<i>Centrifuge-01</i>	
Kode	CF-01
Fungsi	Memisahkan vanilin cair yang tidak terkristal untuk kembali ke dalam reaktor
Jenis	<i>Tangki vertical dan tutup bawah berbentuk konikal</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-240 type 316</i>
Jumlah	1 buah
Waktu Tinggal	3 jam
Kondisi Operasi	
Suhu	40°C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi	

<i>Centrifuge-01</i>	
Volume	3,6914 m ³
Diameter	3,0480 m
Tinggi konikal	0,76915 m
Tinggi <i>silinder</i>	0,6096 m
Tinggi total	1,3787 m
Tebal <i>shell</i>	0,0127 m
Tebal konikal	0,0127 m
<i>Bowl</i> diameter	0,3556 m
<i>Speed</i>	4000 rpm
<i>Centrifugal force</i>	3180 lb/ft ²
<i>Power</i> motor	20 hp
Harga	\$42,037.05

u. *Rotary Dryer-01* (RD-01)

Tabel 3. 6 Spesifikasi *rotary dryer-01*

<i>Rotary Dryer-01</i>	
Kode	RD-01
Fungsi	Mengeringkan Air dari produk
Tipe	<i>Single Shell Direct Heat Rotary Dryer</i>
Material	<i>Stainless steel (SA-240) type 316</i>
Kondisi operasi	
Suhu	40°c
Tekanan	1 atm
Spesifikasi	
Volume	0,0631 m ³ /jam
Diameter	0,8969 m
Panjang	2,0302 m
Kecepatan putar	6,3917 rpm
Waktu tinggal	0,0142 jam
Daya motor	4,5 hp
jumlah	1
Harga	\$134,124.47

v. *Heater 1* (HE-01)Tabel 3. 7 Spesifikasi *heat exchanger* -01

Parameter	<i>Heater – 01</i>
Kode	HE -01
Fungsi	Menaikan suhu keluaran <i>Mixer</i> (M-01) sebelum memasuki <i>Reactor</i> (R-01) dari 30°C ke 130°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	7.6971 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	1
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	0.0313 Btu/hr.ft ² .F
<i>Mechanical design</i>	
Annulus	
Fluida	<i>Steam</i>
Jenis fluida	<i>Hot fluid</i>
IPS	4.00 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
<i>Schedule.No</i>	40
<i>Flow area</i>	3.14 in ²
<i>Surface area</i>	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.0015 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Inner pipe</i>	
Fluida	Isoeugenol dan NaOH
Jenis fluida	<i>Cold fluid</i>

Parameter	<i>Heater – 01</i>
IPS	3 in
<i>Schedule.No</i>	40
OD	3.5 in
ID	4.026 in
<i>Flow area</i>	7.38 in ²
<i>Surface are</i>	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.0038 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Harga</i>	\$1,576.39

w. *Heater 2* (HE-02)

Tabel 3. 8 Spesifikasi *heat exchanger -02*

Parameter	<i>Heater – 02</i>
Kode	HE -02
Fungsi	Menaikkan suhu udara masuk Reaktor <i>Reactor</i> (R-01) dari 30°C ke 130°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	641.4377 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	28
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	0.5384 Btu/hr.ft ² .F
<i>Mechanical design</i>	
<i>Annulus</i>	

Parameter	<i>Heater – 02</i>
Fluida	<i>Steam</i>
Jenis fluida	<i>Hot fluid</i>
IPS	4 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
<i>Schedule.No</i>	40
<i>Flow area</i>	3.14 in ²
<i>Surface area</i>	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.00003 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Inner Pipe</i>	
Fluida	O ₂ dan N ₂
Jenis fluida	<i>Cold fluid</i>
IPS	3 in
<i>Schedule.No</i>	40
OD	3.5 in
ID	3.068 in
<i>Flow area</i>	7.38 in ²
<i>Surface are</i>	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.001 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Harga</i>	\$5,386.00

x. *Heat Exchanger* (HE-03)

Tabel 3. 9 Spesifikasi heat exchanger-03

Parameter	<i>Heater – 03</i>
Kode	HE -03
Fungsi	Memanaskan Isoeugenol, Air, dan Vanilin <i>recycle</i> dari <i>Centrifuge</i> ke Reaktor dari 40°C ke 130°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	14.1475 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	1
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	0.0897 Btu/hr.ft ² .F
<i>Mechanical design</i>	
<i>Annulus</i>	
Fluida	<i>Steam</i>
Jenis fluida	<i>Hot fluid</i>
IPS	4 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
<i>Schedule.No</i>	40
<i>Flow area</i>	3.14 in ²
<i>Surface area</i>	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.00001 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Inner Pipe</i>	

Parameter	Heater – 03
Fluida	NaOH dan Air
Jenis fluida	<i>Cold fluid</i>
IPS	3 in
<i>Schedule.No</i>	40
OD	3.5 in
ID	3.068 in
<i>Flow area</i>	7.38 in ²
<i>Surface are</i>	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.0002 psi
ΔP_{allow}	10 psi
Harga	\$1,576.39

y. *Heat Exchanger* (HE-04)

Tabel 3. 10 Spesifikasi heat exchanger-04

Parameter	Heater – 04
Kode	HE -04
Fungsi	Menaikkan suhu udara masuk <i>Rotary dryer</i> (RD-01) dari 30°C ke 106°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	61.3773 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	3
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	0.1170 Btu/hr.ft ² .F

Parameter	Heater – 04
<i>Mechanical design</i>	
<i>Annulus</i>	
Fluida	Steam
Jenis fluida	Hot fluid
IPS	4 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
Schedule.No	40
Flow area	3.14 in ²
Surface area	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.00003 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Inner Pipe</i>	
Fluida	O ₂ dan N ₂
Jenis fluida	Cold fluid
IPS	3 in
Schedule.No	40
OD	3.5 in
ID	3.068 in
Flow area	7.38 in ²
Surface are	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.0003 psi
ΔP_{allow}	10 psi
Harga	\$2,364.58

z. Cooler (CL-01)

Tabel 3. 11 Spesifikasi cooler-01

Parameter	Cooler – 01
Kode	CL -01
Fungsi	Mendinginkan suhu keluaran atas Reaktor
Jenis	<i>Double pipe</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	0.0044 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	1
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	428 Btu/hr.ft ² .F
Mechanical design	
Annulus	
Fluida	O ₂ , N ₂ dan C ₂ H ₂
Jenis fluida	<i>Hot fluid</i>
Laju alir massa	151,2210 kg/jam
IPS	4 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
<i>Schedule.No</i>	40
<i>Flow area</i>	7.3889 in ²
<i>Surface area</i>	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.0000000001 psi
ΔP_{allow}	10 psi

Parameter	Cooler – 01
<i>Inner Pipe</i>	
Fluida	<i>Water</i>
Jenis fluida	<i>Cold fluid</i>
IPS	3 in
<i>Schedule.No</i>	40
OD	3.5 in
ID	3.068 in
<i>Flow area</i>	3.1076 in ²
<i>Surface are</i>	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.000002 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Harga</i>	\$5,123.27

aa. *Cooler* (CL-02)

Tabel 3. 12 Spesifikasi cooler-02

Parameter	Cooler – 02
Kode	CL -02
Fungsi	Mendinginkan suhu keluaran Reaktor
Jenis	<i>Double pipe</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	0.0029 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	1
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	365 Btu/hr.ft ² .F

Parameter	Cooler – 02
<i>Mechanical design</i>	
<i>Annulus</i>	
Fluida	Isoeugenol, NaOH, Air, dan Vanilin
Jenis fluida	<i>Hot fluid</i>
Laju alir massa	348.1722 kg/jam
IPS	4 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
<i>Schedule.No</i>	40
<i>Flow area</i>	7.3889 in ²
<i>Surface area</i>	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.000000001 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Inner Pipe</i>	
Fluida	<i>Water</i>
Jenis fluida	<i>Cold fluid</i>
IPS	3 in
<i>Schedule.No</i>	40
OD	3.5 in
ID	3.068 in
<i>Flow area</i>	3.1076 in ²
<i>Surface are</i>	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.000003 psi
ΔP_{allow}	10 psi
Harga	\$5,123.27

bb. *Cooler* (CL-03)

Tabel 3. 13 Spesifikasi cooler-03

Parameter	<i>Cooler – 03</i>
Kode	CL -02
Fungsi	Mendinginkan suhu keluaran Dekanter
Jenis	<i>Double pipe</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel type 316</i>
Luas Transfer	0.0012 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	1
Arah aliran	<i>Counter current</i>
R_{dmin}	0.003 Btu/hr.ft ² .F
R_{dcal}	919 Btu/hr.ft ² .F
<i>Mechanical design</i>	
<i>Annulus</i>	
Fluida	Isoeugenol, Air dan Vanilin
Jenis fluida	<i>Hot fluid</i>
Laju alir massa	328.8052 kg/jam
IPS	4 in
OD	4.5 in
ID	4.026 in
<i>Schedule.No</i>	40
<i>Flow area</i>	7.3889 in ²
<i>Surface area</i>	1.178 ft ² /ft
Panjang	20 ft
ΔP_{cal}	0.0000000001 psi
ΔP_{allow}	10 psi

Parameter	Cooler – 03
<i>Inner Pipe</i>	
Fluida	<i>Water</i>
Jenis fluida	<i>Cold fluid</i>
IPS	3 in
<i>Schedule.No</i>	40
OD	3.5 in
ID	3.068 in
<i>Flow area</i>	3.1076 in ²
<i>Surface are</i>	0.917 ft ² /ft
ΔP_{cal}	0.000003 psi
ΔP_{allow}	10 psi
<i>Harga</i>	\$5,123.27

3.3.2 Spesifikasi alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3. 14 Spesifikasi Tanki

Parameter	Tangki-01	Tangki-02	Silo-01
Kode	T-01	T-02	S-01
Fungsi	Menyimpan bahan isoeugenol	Menyimpan bahan baku NaOH	Menyimpan vanillin produk
Tipe	Tangki Silinder tegak	Tangki Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	1 buah	15 buah	1 buah
Fasa	Cair	Cair	Cair
kapasitas maksimum	77,771 m ³	8,971 m ³	1.703,22 ft ³ / jam

Parameter	Tangki-01	Tangki-02	Silo-01
Waktu tinggal	14 hari	14 hari	14 hari
Kondisi Operasi			
Suhu	30°C	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi			
Jenis <i>head</i>	<i>Conical</i>	<i>Conical</i>	<i>Flat</i>
Jenis <i>bottom</i>	<i>Flat</i>	<i>Flat</i>	<i>Conical</i>
Tinggi	4,903 m	3,140 m	3,51 m
Diameter	6,096 m	3,048 m	1,415 m
Tebal <i>shell</i>	0,75 in	0,25 in	0,1875 in
Tebal <i>head</i>	0,5 in	0,25 in	0,25 in
Tebal <i>bottom</i>	0,25 in	0,25 in	-
<i>Number of courses</i>	4	5	-
Harga	\$40.329,30	\$34.286,47	\$3.940,97

3.3.3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Pompa-01

Tabel 3. 15 Spesifikasi pompa-01

Parameter	Pompa – 01
Kode	P-01
Fungsi	Mengalirkan Isoeugenol Truk Tangki ke Tangki-01
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Jumlah	1

Parameter	Pompa – 01
Kapasitas	1.5604 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.0035 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	17.6020 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.5 in
<i>Sch.No</i>	80
OD	0.84 in
ID	0.55 in
<i>Flow area</i>	0.2350 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$32,578.72

b. Pompa-02

Tabel 3. 16 Spesifikasi pompa-02

Parameter	Pompa – 02
Kode	P-02
Fungsi	Mengalirkan NaOH Truk Tangki ke Tangki-02
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>

Parameter	Pompa – 02
Jumlah	1
Kapasitas	0.0907 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.0002 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	0.9019 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.125 in
<i>Sch.No</i>	80
OD	0.405 in
ID	0.22 in
<i>Flow area</i>	0.0360 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$28,637.74

c. Pompa-03

Tabel 3. 17 Spesifikasi pompa-03

Parameter	Pompa – 03
Kode	P-03
Fungsi	Mengalirkan Isoeugenol dari tangki-01 ke Mixer
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Jumlah	1
Kapasitas	1.6070 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.0036 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	17.6020 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.5 in
<i>Sch.No</i>	80
OD	0.84 in
<i>ID</i>	0.55 in
<i>Flow area</i>	0.2350 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$33,498.28

d. Pompa-04

Tabel 3. 18 Spesifikasi pompa-04

Parameter	Pompa – 04
Kode	P-04
Fungsi	Mengalirkan NaOH dari Tangki-02 ke Reaktor
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impeller</i>
Jumlah	1
Kapasitas	0.4309 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.001 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	44.7881 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.25 in
<i>Sch.No</i>	40
OD	0.54 in
<i>ID</i>	0.36 in
<i>Flow area</i>	0.1040 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$31,265.06

e. Pompa-05

Tabel 3. 19 Spesifikasi pompa-05

Parameter	Pompa – 05
Kode	P-05
Fungsi	Mengalirkan cairan dari Mixer ke Reaktor
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Jumlah	1
Kapasitas	3.5089 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.0078 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	3.2064cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.75 in
<i>Sch.No</i>	80
OD	1.05 in
<i>ID</i>	0.74 in
<i>Flow area</i>	0.2750 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$35,206.03

f. Pompa-06

Tabel 3. 20 Spesifikasi pompa-06

Parameter	Pompa – 06
Kode	P-06
Fungsi	Mengalirkan cairan dari Reaktor ke Dekanter
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Jumlah	1
Kapasitas	1.5801 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.0035 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	6.6421 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.25 in
<i>Sch.No</i>	40
OD	0.54 in
<i>ID</i>	0.36 in
<i>Flow area</i>	0.1420 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$31,265.06

g. Pompa-07

Tabel 3. 21 Spesifikasi pompa-07

Parameter	Pompa – 07
Kode	P-07
Fungsi	Mengalirkan cairan dari Dekanter ke Crystallizer
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Jumlah	1
Kapasitas	9.5368 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volimetrik	0.0212 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	8.1984 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.25 in
<i>Sch.No</i>	40
OD	0.54 in
<i>ID</i>	0.36 in
<i>Flow area</i>	0.1420 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$31,265.06

h. Pompa-08

Tabel 3. 22 Spesifikasi pompa-08

Parameter	Pompa – 08
Kode	P-08
Fungsi	Mengalirkan cairan hasil pemisahan Centrifuge kembali ke Reaktor
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Jumlah	1
Kapasitas	1.2209 gpm
Kecepatan Aliran	1.344 ft/s
Rate Volumetrik	0.0027 ft ³ /s
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Viskositas fluida	168.2143 cP
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.25 in
<i>Sch.No</i>	40
OD	0.54 in
<i>ID</i>	0.36 in
<i>Flow area</i>	0.1420 in ²
Spesifikasi Motor	
Efisiensi	80 %
Daya Motor	0.5 HP
Harga	\$31,265.06

i. Expansion valve (EV-01)

Tabel 3. 23 Spesifikasi expansion valve-01

Parameter	<i>Expansion Valve</i>
Kode	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>Reactor</i> (R-01) dari 8 atm ke 5 atm sebelum memasuki Dekanter (DE-01)
Jenis pompa	<i>Globe valve, half opened</i>
Jumlah	1
Kapasitas	1.5319 gpm
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Suhu fluida	130 °C
Tekanan masuk	8 atm
Tekanan keluar	5 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.750 in
<i>Sch.No</i>	40 in
OD	1.050 in
<i>ID</i>	10.8240 in
<i>Le</i>	6 m
<i>A t</i>	0.004 ft ²
Harga	\$1,180.98

j. Expansion valve (EV-02)

Tabel 3. 24 Spesifikasi expansion valve-02

Parameter	<i>Expansion Valve</i>
Kode	EV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran Dekanter (DE-01) dari 5 atm ke 1 atm sebelum memasuki <i>Crystallizer</i> (CRS-01)
Jenis pompa	<i>Globe valve, half opened</i>
Jumlah	1
Kapasitas	1.4467 gpm
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
Kondisi Operasi	
Suhu fluida	100 °C
Tekanan masuk	5 atm
Tekanan keluar	1 atm
Spesifikasi pipa	
<i>IPS</i>	0.750 in
<i>Sch.No</i>	40 in
OD	1.050 in
<i>ID</i>	0.8240 in
<i>Le</i>	6 m
<i>A_t</i>	0.004 ft ²
Harga	\$1,180.98

k. Kompresor

Tabel 3. 25 Spesifikasi kompresor

Parameter	Kompresor
Kode	C-01
Fungsi	Menaikkan tekanan udara masuk Reaktor
Jenis pompa	<i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah	1
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi Operasi	
Suhu fluida	30 °C
Tekanan	8 atm
Spesifikasi pipa	
Diameter	0.87 m
Panjang	1.2 m
Motor standar	53 Hp
Harga	\$6,305.56

l. Saringan udara (SU-01)

Tabel 3. 26 Spesifikasi saringan udara-01

Parameter	Saringan udara
Kode	SU-01
Fungsi	Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir menuju reaktor sebanyak 162.1365 kg/jam
Jenis	<i>Bag house filter</i>

Parameter	Saringan udara
Spesifikasi bag	
Diameter	0.15 m
Panjang	0.4 m
Jumlah	1
Harga	\$25,222.23

m. Saringan udara (SU-02)

Tabel 3. 27 Spesifikasi saringan udara-02

Parameter	Saringan udara
Kode	SU-02
Fungsi	Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir menuju reaktor sebanyak 162.1365 kg/jam
Jenis	<i>Bag house filter</i>
Spesifikasi bag	
Diameter	0.15 m
Panjang	0.4 m
Jumlah	1
Harga	\$25,222.23

n. Blower (BL-01)

Tabel 3. 28 Spesifikasi blower-01

Parameter	Blower
Kode	BL-01
Fungsi	Menghembuskan udara menuju <i>Heat exchanger</i> sebanyak 86182.25 L/jam udara kering
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel Sa-285 Grade C</i>
Motor Standar	0.04
Harga	\$1,823.36

o. Blower (BL-02)

Tabel 3. 29 Spesifikasi blower-02

Parameter	Blower
Kode	BL-02
Fungsi	Menghembuskan udara menuju <i>Heat exchanger</i> sebanyak 86182.25 L/jam udara kering
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel Sa-285 Grade C</i>
Motor Standar	0.04
Harga	\$1,823.36

p. Screw conveyor (SC-01)

Tabel 3. 30 Spesifikasi srew conveyor - 01

Parameter	<i>Srew conveyor</i>
Kode	SC-01
Fungsi	Mengangkut produk dari <i>crystallizer</i> menuju <i>centrifuge</i>
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kecepatan Aliran	40 rpm
Rate Volumetrik	0.3946 ft ³ /s
Dimensi	
Panjang	15 ft
Diameter <i>flight</i>	9 in
Diameter <i>shaft</i>	2 in
Diameter <i>feed section</i>	6 in
Motor Standar	0.05
Harga	\$4,991.90

q. Screw conveyor (SC-02)

Tabel 3. 31 Spesifikasi srew conveyor - 02

Parameter	<i>Srew conveyor</i>
Kode	SC-02
Fungsi	Mengangkut produk dari <i>centrifuge</i> menuju <i>rotary dryer</i>
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kecepatan Aliran	40 rpm

Rate Volumetrik	0.3447 ft ³ /s
Dimensi	
Panjang	15 ft
Diameter <i>flight</i>	9 in
Diameter <i>shaft</i>	2 in
Diameter <i>feed section</i>	6 in
Motor Standar	0.05
Harga	\$4,991.90

r. Screw conveyor (SC-03)

Tabel 3. 32 Spesifikasi srew conveyor - 03

Parameter	<i>Srew conveyor</i>
Kode	SC-03
Fungsi	Mengangkut produk dari <i>rotary dryer</i> menuju <i>silo</i>
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kecepatan Aliran	40 rpm
Rate Volumetrik	0.3030 ft ³ /s
Dimensi	
Panjang	15 ft
Diameter <i>flight</i>	9 in
Diameter <i>shaft</i>	2 in
Diameter <i>feed section</i>	6 in
Motor Standar	0.05
Harga	\$4,991.90

3.4 Neraca Massa Alat

a. Neraca Massa di *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 33 Neraca massa di mixer-01

Komponen	masuk (kg/jam)		keluar (kg/jam
	arus 1	arus 2	arus 3
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	316.0623		316.0623
H ₂ O	3.8544	6.8480	10.7024
NaOH		12.6425	12.6425
Total	319.9167	19.4905	339.4072
	339.4072		

b. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 3. 34 Neraca massa reaktor-01

komponen	masuk (kg/jam)		keluar (kg/jam)	
	arus 3	arus 4	arus 5	arus 6
$C_{10}H_{12}O_2$	316.0623			15.8031
O_2		61.6707	3.0835	
$C_8H_8O_3$				278.2890
H_2O	10.7024			43.6577
C_2H_2			47.6021	
NaOH	12.6425			12.6425
N_2		101.4997	101.4997	
total	339.4072	163.1704	152.1853	350.3923
	502.5776		502.5776	

c. Neraca Massa di Decanter (D-01)

Tabel 3. 35 Neraca massa dekanter-01

komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)	
	arus 6	arus 7	arus 8
$C_{10}H_{12}O_2$	15.8031	15.8031	
$C_8H_8O_3$	278.2890	278.2890	
H_2O	43.6577	4.5778	39.0427
NaOH	12.6425		12.6425
Total	350.3923	298.6699	51.6852
		350.3923	

d. Neraca massa di Crystallizer (CR-01)

Tabel 3. 36 Neraca massa crystallizer-01

komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)
	arus 7	arus 9
$C_{10}H_{12}O_2$	15.8031	15.8031
H_2O	4.5778	4.5778
$C_8H_8O_3$ (Aq)	278.2890	27.8289
$C_8H_8O_3$ (s)		250.4602
total	298.6699	298.6699

e. Neraca Massa di *Centrifuge* (C-01)

Tabel 3. 37 Neraca massa *centrifuge*

komponen	masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)	
	arus 9	arus 10	arus 11
$C_{10}H_{12}O_2$	15.8031	15.7873	0.0158
H_2O	4.5778	0.0039	4.5739
$C_8H_8O_3$ (Aq)	27.8289	26.0083	1.8206
$C_8H_8O_3$ (s)	250.4601	0.0000	250.4601
total	298.6699	41.7995	256.8704
	298.6699	298.6699	

f. Neraca Massa di *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 3. 38 Neraca massa *rotary dryer* 1

komponen	masuk (kg/jam)		keluar (kg/jam)	
	arus 11	arus 12	arus 14	arus 13
$C_{10}H_{12}O_2$	0.0158		0.0158	
H_2O	4.5739		0.2287	4.3452
$C_8H_8O_3$ (Aq)	1.8206		1.8206	
$C_8H_8O_3$ (s)	250.4601		250.4601	

komponen	masuk (kg/jam)		keluar (kg/jam)	
	arus 11	arus 12	arus 14	arus 13
O ₂		61.6707	0	61.6707
N ₂		101.4997	0	101.4997
Total	256.8704	163.1704	252.5252	167.5156
	420.0408		420.0408	

g. Neraca Massa Total

Tabel 3. 39 Neraca massa total

Komponen	Input			Output			
	arus 3	arus 4	arus 12	arus 5	arus 8	arus 13	arus 14
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	316.0623						0.0158
NaOH	12.6425				12.6425	46,1819	
H ₂ O	10.7024				39.0427		0.2287
C ₈ H ₈ O ₃ (Aq)							1.8206
C ₈ H ₈ O ₃ (s)							250.4601
C ₂ H ₂				47.6021			
O ₂		61.6707	61.6707	3.0835		61.6707	
N ₂		101.4997	101.4997	101.4997		101.4997	
Total	339.4072	163.1704	163.1704	152.1853	51.6852	209.4523	252.5252
	665.7480			665.7480			

3.5 Neraca Panas

a. Neraca panas di *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 40 Neraca panas *mixer*

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	1,514.9895	1,514.9895
NaOH	287.188	287.188
H ₂ O	364.3476	364.3476
Total	2,166.5251	2,166.5251

b. Neraca Panas di Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3. 41 Neraca panas reaktor

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	709.3595	33.7806
NaOH	41.3154	210.2105
H ₂ O	84.6544	20.6577
C ₈ H ₈ O ₃	50.5409	547.9044
O ₂	57.6483	2.8824
N ₂	105.3954	105.3954
ΔH reaksi	998.3732	1,012.3034
Q pemanas	97,400.8662	
Q pendingin		97,386.9361
Total	98,399.2395	98,399.2395

c. Neraca Panas di *Decanter* (DK-01)

Tabel 3. 42 Neraca panas *neutralizer*

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	1,948.2856	1,948.2856
NaOH	1,203.7859	1,203.7859
H ₂ O	17,840.6071	17,840.6071
C ₈ H ₈ O ₃	31,219.3713	31,219.3713
Total	52,212.0502	52,212.0502

d. Neraca Panas di *Crystallizer* 1 (CR-01)

Tabel 3. 43 Neraca panas *crystallizer* 1

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	32.2612	30.4535
H ₂ O	163.8977	153.0222
C ₈ H ₈ O ₃	514.5443	470.5933
Q reaksi	39,683.6757	
Cp pendingin		39,740.3099
Total	40,394.3790	40,394.3790

e. Neraca Panas di *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 3. 44 Neraca panas *centrifuge*

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
$C_{10}H_{12}O_2$	30.4535	30.4535
H_2O	153.0222	153.0222
$C_8H_8O_3$ (Aq)	47.0593	47.0593
$C_8H_8O_3$ (s)	308.3947	308.3947
Total	538.9299	538.9299

f. Neraca panas di *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 3. 45 Neraca panas *rotary dryer*

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
$C_{10}H_{12}O_2$	2.6554	2.6554
H_2O	13,599.7414	13,599.7414
$C_8H_8O_3$ (Aq)	278.8717	278.8717
$C_8H_8O_3$ (s)	28,947.3992	28,947.3992
O_2	4,633.8233	4,633.8233
N_2	17,044.0149	17,044.0149
Total	64,506.5063	64,506.5063

g. Neraca Panas Total

Tabel 3. 46 Neraca panas total

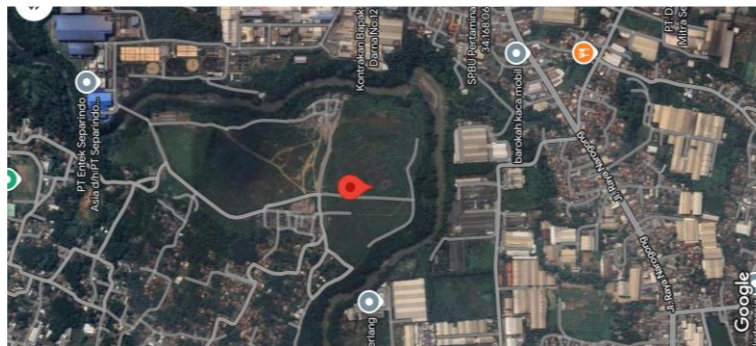
Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/jam)
Mixer (M-01)	2166.5251	2166.5251
Reaktor (R-01)	98399.2395	98399.2395
Dekanter (DE-01)	52212.0502	52212.0502
<i>Crystallizer</i> (CR-01)	40394.379	40394.379
<i>Centrifuge</i> (CF-01)	538.9299	538.9299
<i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	64506.5063	64506.5063
Total	258217.63	258217.63

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik akan mempengaruhi pertumbuhan dan perkembangan pabrik tersebut. Semakin strategis lokasi suatu pabrik, semakin besar keuntungan yang akan didapatkan. Penentuan lokasi pabrik akan memperbesar keuntungan dengan menekan biaya produksi dan memperluas pasar. Pabrik vanillin ini direncanakan akan didirikan di Jl. Raya Narogong, Limus Nunggal, Kecamatan Cileungsi, Kabupaten Bogor, Provinsi Jawa Barat.



Gambar 4. 1 Lokasi pendirian pabrik

Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut:

a Faktor Primer Penentuan Lokasi pabrik

Faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung terhadap penentuan lokasi pabrik adalah:

1 Ketersediaan Bahan Baku (Raw Material Oriented)

Pabrik vanillin ini akan didirikan dekat dengan pabrik penghasil bahan baku utama berupa Isoeugenol, yaitu PT. Indesso Aroma Bogor di Cileungsi. Sehingga dapat meminimalisir biaya pengiriman bahan baku.

2 Pemasaran (Market Oriented)

Pasar merupakan salah satu komponen penting dalam penentuan lokasi pabrik. Pabrik yang dekat dengan konsumen akan memudahkan dalam memasarkan produk dan meminimalisir biaya distribusi produk. Konsumen vanillin banyak di daerah sekitar Jakarta, dimana banyak pabrik makanan dan minuman

3 Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang terdidik, terampil dan memiliki pengalaman kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas. Saat ini banyak masyarakat yang memerlukan pekerjaan, sehingga diperkirakan tenaga kerja yang tersedia cukup banyak. Faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

4 Ketersediaan lahan dan energi

Lokasi yang dipilih dalam pendirian pabrik vanillin memiliki lahan yang cukup luas. Selain itu, listrik dan air juga memadai. Listrik untuk 50 pabrik akan disuplai dari PLN dan generatort diesel. Sedangkan

kebutuhan air untuk utilitas diperoleh dari Sungai Cileungsi. Yang mana air tersebut akan diproses terlebih dahulu.

5 Karakteristik lokasi

Karakteristik lokasi menyangkut iklim, struktur batuan, kemungkinan terjadinya bencana alam serta kondisi sosial masyarakat.

6 Transportasi

Kemudahan sarana transportasi harus menunjang kegiatan industri, baik darat, laut maupun udara. Sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan distribusi produk. Pabrik Vanillin didirikan di Cileungsi karena dekat dengan kota, sehingga dapat mempermudah pemasaran produk

b Faktor Sekunder

Faktor sekunder adalah faktor yang tidak berpengaruh secara langsung terhadap proses industri, namun berpengaruh langsung terhadap kelancaran proses produksi. Faktor-faktor sekunder meliputi:

1 Perluasan areal pabrik

Pemilihan lokasi di Jl. Raya Narogong, Limus Nunggal, Kec. Cileungsi, Bogor karena memiliki areal yang cukup luas. Sehingga apabila terjadi peningkatan permintaan produk, dapat dilakukan perluasan areal pabrik untuk memenuhi permintaan tersebut.

2 Kebijakan pemerintah

Kebijakan pemerintah seperti perpajakan, ketenagakerjaan, standarisasi dan peraturan-peraturan lainnya yang berkaitan dengan

perdagangan, lingkungan, keuangan dan perindustrian harus diperhatikan. Selain itu, pabrik yang didirikan harus berwawasan lingkungan sehingga keberadaan pabrik tersebut tidak merusak lingkungan sekitarnya.

3 Kemasyarakatan

Dengan tersedianya fasilitas umum untuk hidup masyarakat dan masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri, maka dipilih kecamatan Cileungsi untuk lokasi pendirian pabrik.

4 Prasarana dan fasilitas sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi harus tersedia. Sedangkan fasilitas sosial seperti sekolah, tempat ibadah, rumah sakit, hiburan, perumahan, telekomunikasi dan bank sehingga dapat meningkatkan taraf hidup dan kesejahteraan.

4.2 Tata Letak Pabrik

Fasilitas yang ada di pabrik perlu diatur untuk melancarkan proses produksi. Tata cara untuk mengatur fasilitas tersebut disebut tata letak pabrik. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik yang berhubungan dengan proses produksi. Faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik, yaitu:

- a Letak peralatan produksi yang ditata dengan baik.
- b Persediaan tanah dan susunan pabrik memungkinkan adanya perluasan
- c Kemungkinan terjadinya kebakaran, kecelakaan, dan sebagainya.
- d Cuaca atau iklim lingkungan.

- e Terjaminnya kelancaran distribusi bahan baku, produk, air, steam, dan bahan lain secara tepat.
- f Penggunaan ruang kerja yang efisien.
- g Penyediaan pengolahan limbah yang memadai.

Agar keseluruhan proses terjadi secara efektif dan efisien, perlu adanya plant layout yang baik. Penentuan plant layout perlu memperhatikan beberapa hal, yaitu:

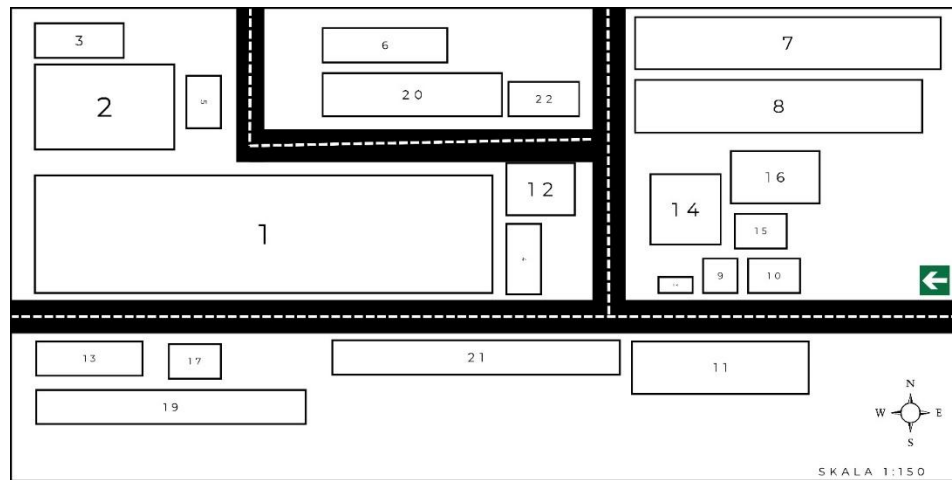
- a Letak ruangan yang cukup antara peralatan satu dengan yang lainnya agar memudahkan dalam perawatan, pengecekan, dan, menjamin keselamatan kerja.
- b Setiap alat harus tersusun secara berurutan sesuai tugasnya agar memudahkan dalam pengoperasian.

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	127	33	4191
2	Area Utilitas	24	39	936
3	UPL	25	10	250
4	<i>Control Room</i> Produk	20	10	200
5	<i>Control Room</i> Utilitas	10	15	150
6	Gudang Peralatan	35	10	350
7	Daerah Perluasan	85	15	1275
8	Daerah Perluasan	80	15	1200
9	Kantor Utama	10	10	100

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
10	Kantor Teknik dan Produksi	15	10	150
11	Pakir Utama	50	15	750
12	Laboratorium	20	15	300
13	Kantin	30	10	300
14	Bangunan poliklinik	20	20	400
15	Taman 1	10	15	150
16	Bangunan Masjid	15	25	375
17	Taman 2	10	15	150
18	Bangunan Pos Keamanan	10	5	50
19	Bangunan Mesh Karyawan	75	10	750
20	Unit Pemadam Kebakaran	50	12.5	625
21	Lahan Parkir Truk	80	10	800
22	Bengkel	20	10	200
	Luas Tanah			13652
	Luas Bangunan			13352

Berikut merupakan *lay-out* pabrik Vanilin dapat dilihat pada gambar 4.2.



Gambar 4. 2 *Layout* pabrik vanillin

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses perlu diatur agar tercipta kelancaran produksi, keamanan, dan keselamatan kerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak peralatan proses adalah sebagai berikut:

a Laju Alir Bahan Baku Berserta Produk

keuntungan ekonomis yang besar maka pengaliran bahan baku dan produk harus tepat. Selain segi ekonomis, pengaliran bahan baku juga dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Evaluasi pipa perlu diperhatikan, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pipa yang ada di permukaan tanah perlu diatur sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerjaan.

b Aliran udara

Untuk menghindari stagnasi udara atau penumpukan bahan kimia yang berbahaya, arah hembusan udara dan kelancaran sirkulasi udara perlu diperhatikan dengan seksama. Hal ini sangat penting untuk menjaga keselamatan para pekerja dan mencegah terjadinya bahaya kesehatan atau kebakaran yang disebabkan oleh bahan kimia yang terakumulasi.

c Pencehayaan

Pencehayaan yang memadai di lokasi pabrik sangat penting untuk memastikan visualisasi yang jelas di seluruh area pabrik, terutama di tempat-tempat yang berbahaya atau berisiko tinggi. Pencehayaan yang cukup akan meminimalkan kecelakaan dan kesalahan manusia dalam menjalankan tugasnya.

d Lalu lintas manusia dan kendaraan

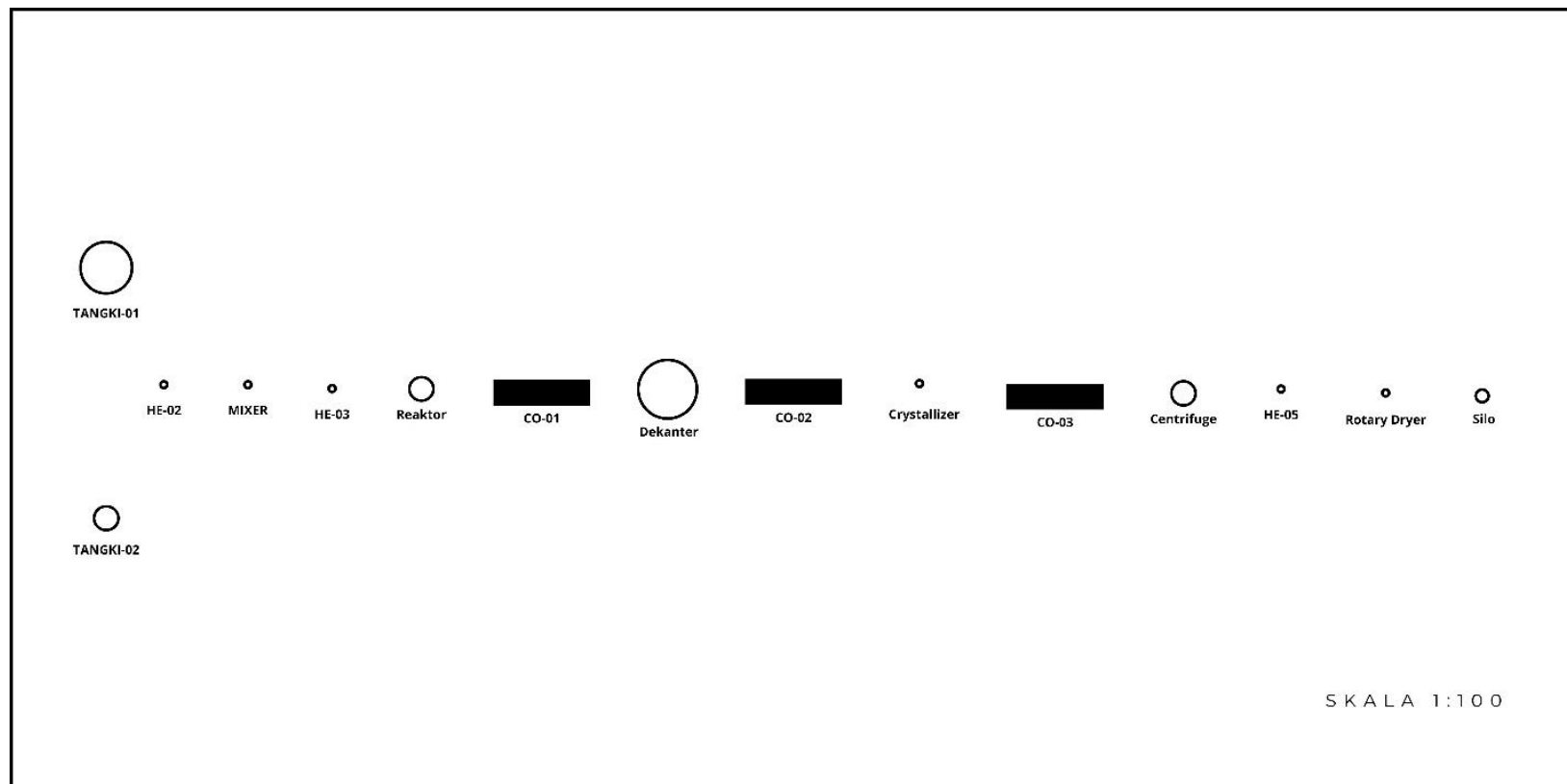
Lalu lintas yang dimaksud di sini adalah jalur yang digunakan untuk menuju alat proses. Agar keselamatan dan keamanan terjamin, perlu diterapkan peraturan yang ketat bagi setiap karyawan dan pengunjung yang menggunakan jalur ini. Lalu lintas ini juga digunakan oleh teknisi untuk memantau, mengawasi, dan mengatur alat proses yang ada di pabrik.

e Jarak antar alat proses

Penentuan jarak antar proses harus diperhatikan untuk mencegah dampak yang lebih besar jika terjadi kecelakaan seperti ledakan atau kebakaran pada salah satu alat proses. Jarak yang cukup antara proses-proses yang ada dapat mengurangi risiko kerusakan yang lebih luas pada

alat proses lainnya, serta memberikan ruang untuk evakuasi atau penanggulangan bahaya.

Berikut merupakan tata letak alat proses:



Gambar 4. 3 Tata alat proses

4.3.1 Perawatan

Untuk mencapai target spesifikasi yang diinginkan, pemeliharaan dan perbaikan sarana dan fasilitas pabrik sangat penting. Dengan melakukan pemeliharaan secara teratur, proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan mengurangi risiko kerusakan alat yang dapat mengganggu operasional pabrik.

Terdapat dua jenis perawatan utama yang perlu diperhatikan, yaitu perawatan preventif dan perawatan periodik. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga kebersihan lingkungan pabrik dan alat-alat produksi. Hal ini bertujuan untuk mencegah kerusakan alat dan memastikan terciptanya lingkungan kerja yang bersih dan aman. Perawatan periodik dilakukan sesuai dengan jadwal yang telah ditentukan dalam buku petunjuk. Penjadwalan ini bertujuan agar setiap alat mendapatkan perawatan secara bergantian, sehingga kerusakan dapat diminimalisir. Penjadwalan perawatan yang tepat sangat penting untuk memastikan alat-alat mendapatkan perawatan yang maksimal.

Prosedur dalam melakukan perawatan pada alat-alat proses harus dilakukan dengan tepat. Penjadwalan perawatan yang dilakukan pada setiap alat perlu diperhatikan dengan baik. Adapun perawatan mesin pada setiap alat meliputi:

a *Over Head 1 x 1 Tahun*

Perawatan ini mencakup pemeriksaan dan perbaikan menyeluruh pada alat. Proses ini termasuk pembongkaran alat, penggantian bagian-bagian yang rusak, dan perbaikan alat hingga kembali ke kondisi semula.

b *Repairing*

Merupakan perawatan yang dilakukan pada beberapa bagian alat setelah pemeriksaan. Proses ini bertujuan untuk memperbaiki bagian tertentu yang rusak tanpa melakukan perbaikan menyeluruh.

Adapun faktor-faktor yang memengaruhi *maintenance* meliputi:

a *Umur Alat*

Semakin tua umur alat, semakin sering alat mengalami kerusakan, sehingga perawatan harus dilakukan lebih intensif dan frekuensinya meningkat, yang pada gilirannya dapat menambah biaya perawatan.

b *Bahan Baku*

Penggunaan bahan baku yang tidak berkualitas atau tidak sesuai dengan standar dapat menyebabkan kerusakan pada alat, sehingga memperburuk kondisi mesin dan peralatan di pabrik.

c *Tenaga Manusia*

Tenaga kerja yang terdidik, terlatih, dan berpengalaman dapat mengurangi kemungkinan terjadinya kesalahan manusia (human

error) dalam melakukan perawatan. Dengan demikian, kegiatan pemeliharaan dapat dilakukan dengan lebih cermat dan efisien.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan Pada perancangan pabrik vanilin adalah perseroan terbatas. Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham, di mana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak 1 saham atau lebih.

Bentuk perusahaan dipilih berdasarkan beberapa faktor yang mendukung antara lain:

- a Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruh terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di perusahaan.
- b Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
- c Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- d Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap, dan caranya mengatur waktu.

4.4.2 Struktur Organisasi

Suatu manajemen atau organisasi sangatlah diperlukan oleh suatu perusahaan untuk membagi tugas dan wewenang. Struktur organisasi setiap perusahaan bisa saja berbeda-beda tergantung bentuk dan kebutuhan masing-masing perusahaan.

Dalam perusahaan ini, jenjang kepemimpinannya sebagai berikut:

- a Pemegang saham
- b Dewan Komisaris
- c Direktur Utama
- d Direktur
- e Kepala Bagian
- f Kepala Seksi
- g Karyawan dan Operator

4.4.3 Tugas dan Wewenang

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.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

- a Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
- b Pendelegasian wewenang.
- c Pembagian tugas kerja yang jelas.
- d Kesatuan perintah dan tanggungjawab.
- e Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
- f Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

- a Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- b Sebagai staf yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

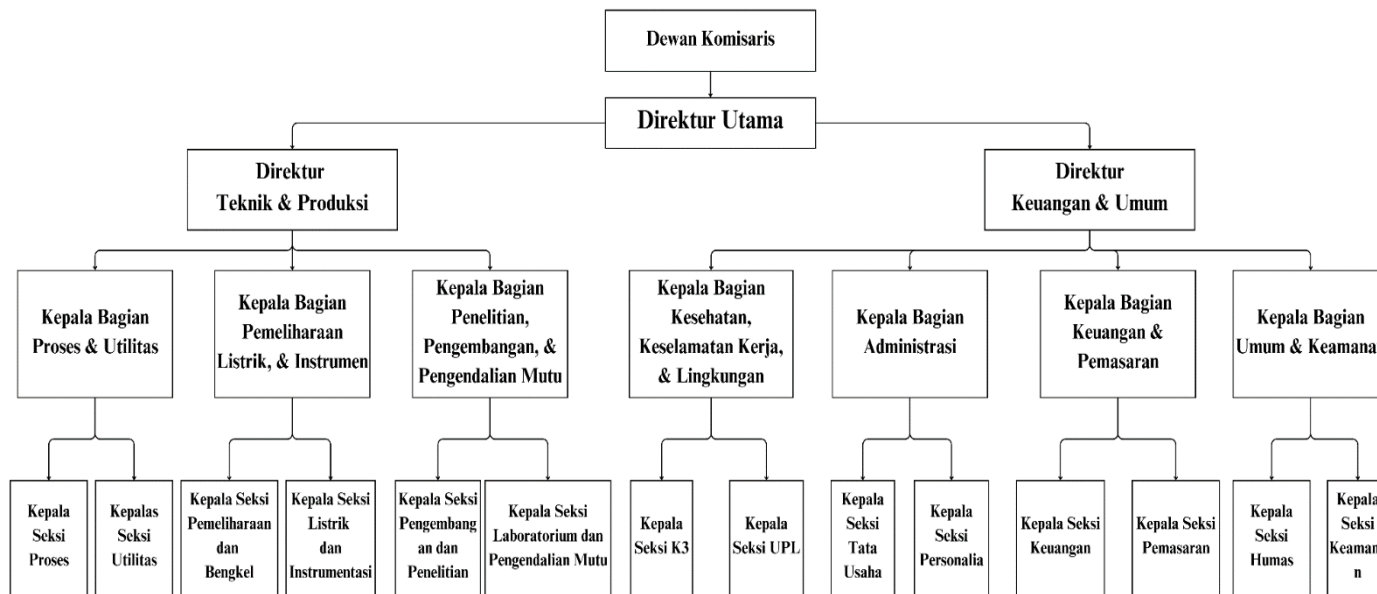
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta

Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala 89 bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

- a Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggungjawab dan wewenang.
- b Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- c Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d Penyusunan program pengembangan manajemen.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Vanillin kapasitas 2000 ton/tahun dapat dilihat pada gambar 4.4



Gambar 4. 4 Struktur organisasi

Berdasarkan gambar struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah.

a Tugas dan Wewenang

1 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:

- a) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b) Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c) Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2 Dewan Komisaris

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

- a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b) Mengawasi tugas-tugas direktur utama.

c) Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

3 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 dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

a) Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dari Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b) Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

c) Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang

diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5) Kepala Bagian Administrasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6) Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a) Kepala Seksi Proses

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b) Kepala Seksi Utilitas

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

c) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukungnya.

d) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap perumusan kebijakan teknis penelitian dan pengembangan

e) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas: Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

f) Kepala Seksi Keuangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

g) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

h) Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

i) Kepala Seksi Humas

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

j) Kepala Seksi Keamanan

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

k) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

l) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang umum dan kepegawaian, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan dan asset, serta keuangan di perusahaan.

m) Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang pengolahan limbah di perusahaan.

n) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Mengurus kebijakan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.4.4 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

a Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik vanillin akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau shut down.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut :

a) *Shift I* : Pukul 07.00 – 15.00

b) *Shift II* : Pukul 15.00 – 23.00

c) *Shift III*: Pukul 23.00 – 07.00

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur.

Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel 4. 2 Jadwal shift karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

Tabel 4. 3 Jadwal shift karyawan

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan:

1,2,3 dst : Hari ke....

A,B,C,D : Kelompok kerja shift

 : Hari libur

4.4.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

a. Jumlah pekerja

Tabel 4. 4 Jumlah karyawan pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Proses	1
5	Ka. Bag. Utilitas	1
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
7	Ka. Bag. Litbang	1
8	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
9	Ka. Bag. K3	1
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
11	Ka. Bag. Administrasi Umum	1
12	Ka. Sek. UPL	1
13	Ka. Sek. Proses	1
14	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
15	Ka. Sek. Pemeliharaan	1
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
17	Ka. Sek. Laboratorium	1
18	Ka. Sek. Keuangan	1
19	Ka. Sek. Pemasaran	1
20	Ka. Sek. Personalia	1
21	Ka. Sek. Humas	1
22	Ka. Sek. Keamanan	1
23	Ka. Sek. K3	1

No	Jabatan	Jumlah
24	Karyawan Personalia	5
25	Karyawan Humas	5
26	Karyawan Litbang	5
27	Karyawan Pembelian	5
28	Karyawan Pemasaran	5
29	Karyawan Administrasi	5
30	Karyawan Anggaran	5
31	Karyawan Proses	5
32	Karyawan Pengendalian	5
33	Karyawan Pemeliharaan	5
34	Karyawan Laboratorium	5
35	Karyawan Utilitas	5
36	Karyawan Keamanan	5
37	Karyawan K3	5
38	Karyawan UPL	5
39	Sekretaris	2
40	Dokter	2
41	Perawat	4
42	Supir	4
43	Cleaning Service	5
44	Operator	18
	jumlah	133

b. Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4. 5 Penggolongan jabatan

Golongan	Tingkat
Direktur Utama	S2
Direktur	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Sekretaris	S1
Dokter	S1
Perawat	S1/D3
Karyawan	S1/D3
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Operator	S1

c. Sistem gaji pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

- 1 Gaji Bulanan Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.
- 2 Gaji Harian Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
- 3 Gaji Lembur Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikuta adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan:

Tabel 4. 6 Perincian gaji

No	Jabatan	Jumlah	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 480.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 360.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 360.000.000
4	Ka. Bag. Proses	1	Rp 240.000.000
5	Ka. Bag. Utilitas	1	Rp 240.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 240.000.000
7	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 240.000.000
8	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 240.000.000
9	Ka. Bag. K3	1	Rp 240.000.000
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 240.000.000
11	Ka. Bag. Administrasi Umum	1	Rp 240.000.000
12	Ka. Sek. UPL	1	Rp 180.000.000
13	Ka. Sek. Proses	1	Rp 180.000.000
14	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 180.000.000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 180.000.000
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 180.000.000
17	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 180.000.000
18	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 180.000.000
19	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 180.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 180.000.000
21	Ka. Sek. Humas	1	Rp 180.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 180.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Total Gaji
23	Ka. Sek. K3	1	Rp 180.000.000
24	Karyawan Personalia	5	Rp 540.000.000
25	Karyawan Humas	5	Rp 540.000.000
26	Karyawan Litbang	5	Rp 540.000.000
27	Karyawan Pembelian	5	Rp 540.000.000
28	Karyawan Pemasaran	5	Rp 540.000.000
29	Karyawan Administrasi	5	Rp 540.000.000
30	Karyawan Anggaran	5	Rp 540.000.000
31	Karyawan Proses	5	Rp 540.000.000
32	Karyawan Pengendalian	5	Rp 540.000.000
33	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp 540.000.000
34	Karyawan Laboratorium	5	Rp 540.000.000
35	Karyawan Utilitas	5	Rp 540.000.000
36	Karyawan Keamanan	5	Rp 540.000.000
37	Karyawan K3	5	Rp 540.000.000
38	Karyawan UPL	5	Rp 540.000.000
39	Sekretaris	2	Rp 360.000.000
40	Dokter	2	Rp 192.000.000
41	Perawat	4	Rp 288.000.000
42	Supir	4	Rp 216.000.000
43	Cleaning Service	5	Rp 240.000.000
44	Operator	18	Rp 2.160.000.000
	Jumlah	133	Rp 16.836.000.000

4.4.7 Fasilitas dan Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan perlu memastikan bahwa kondisi jasmani dan rohani karyawan dalam keadaan baik. Hal ini dapat dicapai dengan menyediakan fasilitas yang mendukung dan menjamin kesejahteraan sosial karyawan, sehingga

moral kerja tetap terjaga dan karyawan dapat bekerja dengan optimal. Adapun fasilitas dan kesejahteraan sosial yang diberikan perusahaan kepada karyawan antara lain.

Fasilitas kesejahteraan yang disediakan oleh perusahaan bertujuan untuk mendukung kesejahteraan fisik, mental, dan sosial karyawan. Berikut adalah penjelasan lebih lanjut tentang fasilitas dan tunjangan yang akan diberikan kepada karyawan:

a Tunjangan

- 1 Tunjangan Gaji Pokok: Gaji pokok yang diberikan sesuai dengan golongan dan tingkat jabatan karyawan, yang mencerminkan tanggung jawab dan keahlian yang dimiliki.
- 2 Tunjangan Jabatan: Tunjangan ini diberikan kepada karyawan sesuai dengan jabatan yang dipegang, untuk mengakomodasi tanggung jawab lebih yang diemban oleh karyawan dalam jabatan tertentu.
- 3 Tunjangan Lembur: Tunjangan tambahan diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja yang ditetapkan, dihitung berdasarkan jumlah jam lembur yang dilakukan.

b Cuti

- 1 Cuti Tahunan: Setiap karyawan berhak mendapatkan cuti tahunan selama 12 hari kerja dalam satu tahun untuk beristirahat dan memulihkan tenaga.
- 2 Cuti Sakit: Karyawan yang sakit dapat mengajukan cuti sakit yang akan diberikan berdasarkan keterangan dokter. Perusahaan akan mendukung kesehatan karyawan dengan memberikan cuti untuk pemulihan.

c Pakaian kerja

Pakaian Kerja: Setiap karyawan akan diberikan pakaian kerja sejumlah 3 pasang setiap tahunnya. Hal ini bertujuan untuk menjaga penampilan profesional karyawan selama bekerja.

d Pengobatan

- 1 Pengobatan Akibat Kecelakaan Kerja: Biaya pengobatan akan ditanggung oleh perusahaan jika karyawan mengalami kecelakaan kerja, sesuai dengan ketentuan yang diatur dalam undang-undang yang berlaku.
- 2 Pengobatan Non-Kecelakaan Kerja: Untuk karyawan yang sakit karena alasan lain, biaya pengobatan akan diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

e Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

Perusahaan akan memberikan asuransi tenaga kerja untuk perusahaan dengan karyawan berjumlah lebih dari 10 orang dengan gaji bulanan lebih dari Rp 1.000.000,00. Asuransi ini melindungi

karyawan dari risiko kecelakaan atau kematian yang terjadi saat bekerja.

f Fasilitas Pendukung Kegiatan Karyawan di Pabrik

Untuk memudahkan karyawan dalam menjalankan aktivitas sehari-hari di pabrik, perusahaan akan menyediakan beberapa fasilitas tambahan yang meliputi:

- 1 Transportasi: Penyediaan mobil dan bus antar jemput untuk karyawan, untuk memudahkan akses menuju dan dari lokasi pabrik.
- 2 Kantin: Tersedianya kantin di area pabrik untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan, dengan harga yang terjangkau.
- 3 Sarana Peribadatan: Fasilitas tempat ibadah untuk mendukung karyawan dalam menjalankan kewajiban agama mereka.
- 4 Pakaian Seragam dan Peralatan Keamanan: Pemberian pakaian seragam kerja serta peralatan keselamatan seperti helm, sepatu keselamatan, kacamata pelindung, masker, earplug, dan sarung tangan tahan api untuk menjaga keselamatan karyawan.
- 5 Fasilitas Kesehatan: Tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis untuk menangani kebutuhan kesehatan darurat dan perawatan rutin bagi karyawan.

Dengan fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang lengkap ini, perusahaan berharap dapat menciptakan lingkungan kerja yang aman, nyaman, dan mendukung kesejahteraan karyawan, yang pada

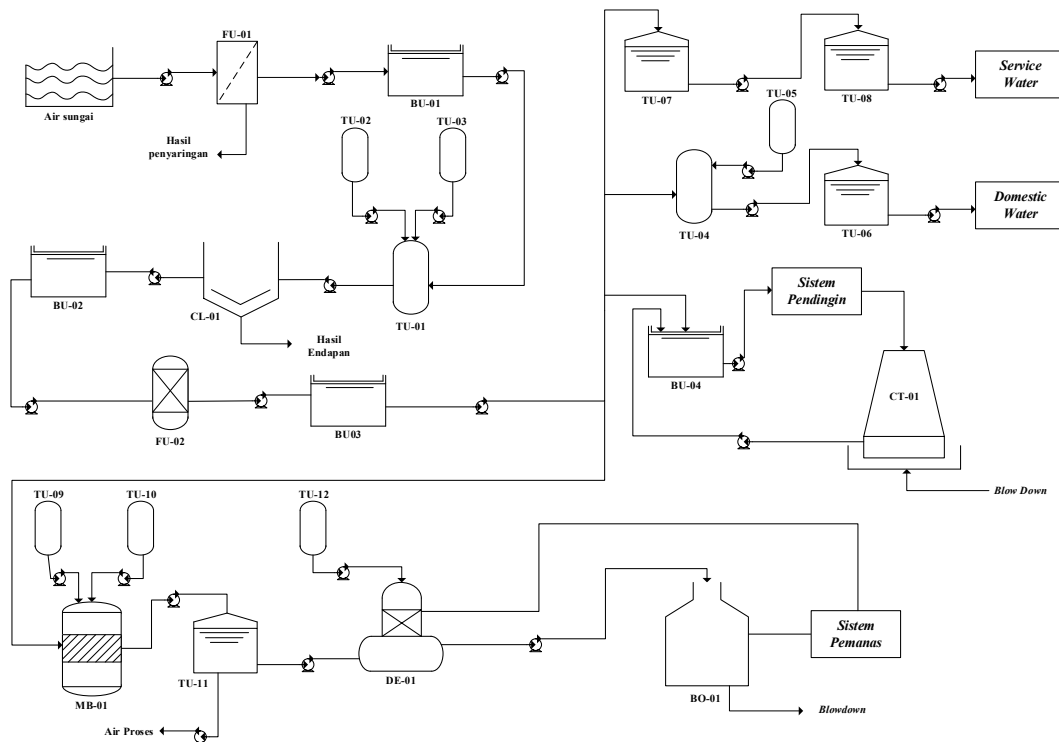
gilirannya akan meningkatkan produktivitas dan kepuasan kerja karyawan.

BAB V

UTILITAS

Untuk mendukung kelancaran suatu proses produksi, diperlukan sarana yang berfungsi sebagai pendukung di pabrik. Sarana pendukung ini sering disebut sebagai unit utilitas. Unit utilitas memiliki peran yang sangat penting dalam kelangsungan proses produksi, karena menyediakan berbagai kebutuhan yang diperlukan sepanjang tahapan produksi, dari awal hingga akhir. Beberapa unit penyedia utilitas meliputi:

- 1 Unit pengolahan dan penyediaan air (*Water Treatment System*)
- 2 Unit pembangkit uap (*Steam Generation System*)
- 3 Unit pembangkit energi listrik (*Power Plant System*)
- 4 Unit penyedia udara untuk instrumen (*Instrument Air System*)
- 5 Unit penyedia bahan bakar (*Fuel Supply Unit*)
- 6 Unit pengolahan limbah (*Waste Processing Unit*)



Gambar 5. 1 Diagram alir utilitas

Keterangan:

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Saringan Awal/Screening
3. BU-01 : Bak Pengendap Awal
4. TU-01 : Tangki Flokulator
5. TU-02 : Tangki Alum
6. TU-03 : Tangki CaOH
7. KL-01 : Clarifier
8. BU-02 : Bak Pengendap 2
9. FU-02 : Saringan Pasir/Sand Filter
10. BU-03 : Bak Penampung Sementara
11. TU-04 : Tangki Klorinasi

- 12. TU-05 : Tangki Kaporit
- 13. TU-06 : Tangki Air Bersih
- 14. TU-07 : Tangki Air *Service*
- 15. TU-08 : Tangki Air Bertekanan
- 16. BU-04 : Bak Air Pendingin
- 17. CT-01 : Cooling Tower
- 18. BL-01 : Blower Cooling Tower
- 19. MB-01 : Mixed Bed
- 20. TU-09 : Tangki NaCl
- 21. TU-10 : Tangki NaOH
- 22. TU-11 : Tangki Air Demin
- 23. TU-12 : Tangki N₂H₄
- 24. DE-01 : Daereator
- 25. TU-13 : Tangki Umpan Boiler

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Umumnya, untuk memenuhi kebutuhan air dalam suatu industri, air yang digunakan berasal dari sumur, sungai, danau, atau laut. Pada perancangan pabrik vanilin ini, sumber air yang digunakan adalah air dari Sungai Cileungsi. Penggunaan air sungai menjadi pilihan utama karena lokasi pabrik yang terletak tidak jauh dengan Sungai Cileungsi dibandingkan dengan sumber air lainnya. Selain itu, terdapat beberapa pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber utama, yaitu:

- a Proses pengolahan air sungai lebih mudah dibandingkan dengan pengolahan sumber air lainnya.
- b Biaya pengolahan air sungai relatif lebih murah dibandingkan dengan sumber air lainnya.
- c Air sungai memiliki kontinuitas yang lebih tinggi dibandingkan dengan sumber air lain, sehingga kemungkinan kekurangan air dapat dihindari.

Pada pabrik ini, terdapat beberapa jenis air yang digunakan, di antaranya:

a Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media untuk mendinginkan proses produksi. Kebutuhan total air pendingin tercantum dalam table berikut:

Tabel 5. 1 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
REAKTOR	R-01	1.326,23
<i>CRYSTALLIZER</i>	CR-01	34.193,15
<i>COOLER</i>	CL-01	7.87
	CL-02	26.12
	CL-03	7.76
TOTAL		35.671,23

Untuk memastikan ketersediaan air pendingin, perancangan dilakukan dengan tambahan kapasitas (over design) sebesar 20%, sehingga kebutuhan air pendingin menjadi 42.805,48 kg/jam. Untuk

mengurangi penggunaan air pendingin, aliran air yang telah digunakan akan didaur ulang. Air yang sudah digunakan akan memiliki suhu yang lebih tinggi akibat perpindahan panas, sehingga sebelum digunakan kembali, aliran air tersebut akan didinginkan terlebih dahulu di cooling tower. Selama proses pendinginan di cooling tower, akan terjadi kehilangan massa air akibat penguapan, blowdown, dan drift loss. Untuk menggantikan air yang hilang, diperlukan tambahan air (make-up water) untuk menutupi kehilangan tersebut dan menjaga keseimbangan panas. Pada pabrik ini, kebutuhan make-up water untuk pendingin yaitu 1.147,81 kg/jam.

b Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*)

Air umpan boiler adalah air yang digunakan untuk menghasilkan uap yang mendukung kelangsungan proses produksi. Kebutuhan steam untuk peralatan di pabrik ini dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 5. 2 Kebutuhan air umpan boiler

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>HEATER</i>	HE-01	27,41
	HE-02	9,78
	HE-03	6,06
	HE-04	7,41
TOTAL		50,66

Untuk memastikan ketersediaan air umpan boiler, perancangan dilakukan dengan over design sebesar 20%, sehingga totalnya menjadi 64,08 kg/jam. Seperti halnya air pendingin, uap yang telah terkondensasi setelah digunakan akan didaur ulang dan digunakan kembali sebagai air umpan boiler. Air umpan boiler akan diubah menjadi uap dengan menggunakan boiler. Di dalam boiler, juga terjadi kehilangan massa air akibat steam trap dan blowdown. Untuk menggantikan massa air yang hilang, diperlukan make-up water untuk menjaga keseimbangan panas. Pada pabrik ini, kebutuhan make-up water untuk air umpan boiler adalah 12,81 kg/jam selama siklus berlangsung.

c Air domestik

Air domestik adalah air yang dibutuhkan untuk sarana dalam pemenuhan kebutuhan pegawai seperti untuk mandi, cuci, kakus (MCK) dan untuk kebutuhan kantor lainnya, serta kebutuhan rumah tangga. Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter/hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter/hari (Sularso,2001). Total kebutuhan air domestik pada pabrik ini tercantum pada tabel berikut:

Tabel 5. 3 Kebutuhan air domestik

No.	Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Kantor	557,12

2	Air Rumah Tangga	1.125,00
Total		1.682,12

d Air layanan umum (*Service water*)

Service water adalah air yang digunakan untuk berbagai kebutuhan operasional atau kegiatan sehari-hari yang tidak termasuk dalam kategori air minum atau air untuk proses industri tertentu. Biasanya, service water digunakan untuk berbagai aplikasi seperti kebersihan, pendinginan, pemadam kebakaran, sanitasi, dan penggunaan umum lainnya yang mendukung aktivitas di suatu fasilitas atau gedung. Total kebutuhan *service water* pada pabrik ini tercantum pada tabel berikut:

Tabel 5. 4 Kebutuhan service water

No	Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
1	Bengkel	8,3
2	Poliklinik	16,6
3	Laboratorium	16,6
4	Pemadam Kebakaran	208,33
5	Kantin, Mushola	333
Total		583

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik vanilin ini, air yang digunakan diambil dari sungai yang terletak dekat dengan lokasi pabrik. Untuk

memastikan kualitas air yang mendukung proses produksi dan kebutuhan lainnya, diperlukan unit pengolahan air yang dapat menghasilkan air sesuai dengan standar mutu yang ditetapkan. Berikut adalah penjelasan mengenai tahapan proses pengolahan air yang dilakukan:

1 Penyaringan Awal/*Screening* (FU-01)

Sebelum diolah, air sungai harus dibersihkan terlebih dahulu agar proses selanjutnya dapat berjalan dengan baik. Air dari sungai disaring lewat *screening* (penyaringan awal) untuk menahan kotoran-kotoran berukuran besar seperti sampah, kayu, ranting, daun, dan lain-lain. Setelah disaring, air kemudian dialirkan ke bak pengendap.

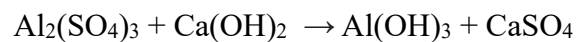
2 Bak Pengendap Awal/Sedimentasi (BU-01)

Setelah melalui proses *screening*, air kemudian dialirkan ke bak pengendap awal. Akan terdapat kotoran air sungai yang tidak lolos di penyaringan awal (*screening*) sehingga kotoran yang berupa lumpur akan diendapkan terlebih dahulu. Setelah itu, air sungai akan dialirkan ke tangki penggumpal.

3 Tangki Penggumpal/Flokulator (TU-01)

Setelah melalui bak pengendap awal, air kemudian dialirkan ke tangki penggumpal (flokulator). Di tangki penggumpal ini, kotoran

yang berupa dispersi koloid dalam air akan ditambahkan koagulan. Penambahan koagulan ini bertujuan agar kotoran-kotoran yang berukuran halus akan berkumpul dan menjadi gumpalan besar sehingga kotoran mudah untuk dibuang. Koagulan yang umum digunakan adalah Tawas atau Alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Kalsium Hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Adapun reaksi yang terjadi di dalam bak penggumpal (flokulator) adalah:



4 *Clarifier* (K1-01)

Setelah melalui tangki penggumpal, air kemudian dialirkan ke *clarifier*. Di *clarifier*, kotoran berbentuk gumpalan (flok) yang masih terbawa air dari proses flokulasi di bak pengendap 2 akan diendapkan. Akan terjadi penggabungan proses kimia di *clarifier*, antara proses kimia (koagulasi, flokulasi) dan proses fisika (sedimentasi). Di *clarifier*, air diaduk menggunakan agitator agar kotoran-kotoran yang masih ada terpisah dari air. Air yang sudah bersih akan keluar dari pinggiran *clarifier*, sedangkan kotoran yang sudah menjadi gumpalan (flok) akan tenggelam ke bawah karena gravitasi. Kotoran yang tenggelam akan diambil dan dibuang secara berkala dalam waktu yang sudah ditentukan.

5 Bak Pengendap 2 (BU-02)

Setelah melalui *clarifier*, air kemudian dialirkan ke bak pengendap 2. Di bak pengendap 2 juga bertujuan untuk

mengendapkan endapan berbentuk gumpalan (flok) yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi, memungkinkan adanya kesempatan untuk proses flokulasi 02).

6 Saringan Pasir/*Sand Filter* (FU-02)

Setelah melalui bak pengendap 2, air kemudian dialirkan ke saringan pasir (*sand filter*). Saringan pasir bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih ada di dalam air dan untuk menghilangkan partikel kekeruhan dan padatan terlarut dari air. Saringan pasir berisi lapisan pasir dengan ukuran butiran yang bervariasi, pori-pori pasir inilah yang nantinya akan menangkap partikel kekeruhan dan padatan terlarut selama proses penyaringan.

7 Bak Penampungan Sementara (BU-03)

Setelah melalui saringan pasir, air kemudian dialirkan ke bak penampungan sementara. Di bak penampungan sementara, air yang telah disaring di saringan pasir akan ditampung dan setelah itu air siap didistribusikan sebagai air perumahan/perkantoran, air umpan *boiler*, air pendingin, dan air proses.

8 Tangki Klorinasi (TU-04)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian akan dialirkan ke tangki klorinasi. Di tangki

klorinasi ini, klorin dalam bentuk kaporit akan dicampurkan ke dalam air yang nantinya akan digunakan untuk kebutuhan domestik (rumah/ perkantoran). Penambahan klorin ini bertujuan untuk menghambat pertumbuhan serta membasmi bakteri dan berbagai jenis mikroba.

9 Tangki Air Bersih (TU-06)

Setelah mencampur klorin dengan air di tangki klorinasi, air yang telah diproses kemudian ditampung dan siap didistribusikan untuk keperluan rumah tangga dan keperluan kantor.

10 Tangki Air *Service* (TU-07)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian juga dialirkan ke tangki air *service*. Di tangki ini bertujuan untuk menampung air yang akan digunakan untuk keperluan layanan umum seperti laboratorium, mushola, kantin, kebun, dan lain-lain.

11 Tangki Air Bertekanan (TU-08)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian juga dialirkan ke tangki air bertekanan. Di tangki ini bertujuan untuk menyimpan sementara pasokan air yang bisa digunakan saat kebutuhan air meningkat seperti untuk pemadam kebakaran.

12 Bak Air Pendingin (BU-04)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian akan dialirkan ke bak air pendingin. Di bak air pendingin bertujuan menampung air untuk kebutuhan *cooling tower*. Air pendingin yang telah digunakan oleh alat proses akan didinginkan di *cooling tower* dengan media pendingin udara. Media yang digunakan untuk mendinginkan udara adalah *blower cooling tower*. *Blower cooling tower* bekerja dengan menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

13 *Mixed Bed* (MB-01)

Air yang ditampung di bak penampungan sementara sebagian akan diumpukan ke *mixed bed* sebagai tempat untuk pertukaran ion kation-anion dari tangki larutan NaCl dan tangki larutan NaOH. Pertukaran ion kation-anion ini digunakan untuk proses pemurnian air. Pada proses ini digunakan resin penukar ion yang bertujuan untuk menarik ion-ion yang tidak diinginkan di dalam air. Di tangki larutan NaCl akan berisi resin yang mengikat ion positif (kation) terlarut dalam air, sehingga air yang akan keluar adalah air yang mengandung ion H⁺. Sedangkan, di tangki larutan NaOH akan berisi resin yang mengikat ion-ion negatif (anion) terlarut dalam air, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl, dan SO₄²⁻ akan terikat dengan resin. Proses pertukaran ion (*water deionisation*) ini

bertujuan untuk menghasilkan air murni dengan kandungan mineral rendah (mendekati air murni).

14 Tangki Air Demin (TU-12)

Campuran NaCl dan NaOH yang sudah tercampur kemudian akan di tampung di tangki air demin. Tangki air demin bertujuan untuk menampung air yang sudah mengalami proses untuk menghilangkan mineral-mineral tidak diinginkan. Air yang ada di tangki demin ini merupakan bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.

15 Tangki Deareator (DE-01)

Air yang mengalir ke tangki daereator kemudian akan dihilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat di dalam *feed water*. Gas CO₂ dan O₂ ini harus dihilangkan karena akan menyebabkan kerak pada reboiler.

Digunakan reduktor kuat yaitu *Hydrazine* (N₂H₄), sebagai penangkap oksigen untuk mengendalikan konsentrasi oksigen terlarut sehingga dapat mengurasi terjadinya korosi pada *boiler*.

16 Bak Air Pendingin 2 (BU-5)

Bak air pendingin bertujuan untuk menampung air *make-up* dan air pendingin proses. Hal ini dikarenakan pada *boiler* akan terjadi *blowdown*, sehingga diperlukan adanya *make-up water* sebagai pengganti air yang hilang di *boiler*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut.

Untuk mengatasi hal tersebut, maka di dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak
- b Klorin, untuk membunuh mikroorganisme

17 Tangki Umpan *Boiler* (TU-13)

Tangki umpan boiler bertujuan untuk mencampur kondensat sirkulasi dan *make-up water* umpan *boiler* sebelum dibangkitkan sebagai *steam* dalam *boiler*.

5.1.3 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generator Unit*)

1. *Boiler* 01

- a. Menghitung Kapasitas *Boiler*

$$Q = m \cdot \lambda$$

Dimana:

m = Massa *steam* yang dihasilkan (kg/jam)

λ = Entalpi *steam* pada T dan P tertentu (Btu/kg)

Dari *steam table*, didapatkan spesifikasi:

T = 150 °C

= 423 °K

P = 150 kPa

= 1,48 atm

λ = 2.676,57 kJ/kg

Tabel 5. 5 Kebutuhan boiler 01

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
HE-(01-04)	53,4034
Total	53,4034

Over design yaitu 20%, sehingga menjadi

m_s = 64,0841 kg/jam

Asumsi massa air umpan *boiler* yang menjadi *steam* adalah 80%

η = 80%

$m_w = \frac{m_s}{\eta}$

m_w = 80,1051 kg/jam

= 176,6014 lbu/jam

$C_p L$ = 1 Btu/lb. °F

T_{in} = 30 °C

= 86 °F (Suhu air masuk *boiler*)

$$T_{out} = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 302\text{ }^{\circ}\text{F (Suhu steam yang dihasilkan)}$$

$$\lambda = 2.745,92\text{ kJ/kg}$$

$$= 1.180,53\text{ Btu/lb}$$

$$Q = m_w \cdot C_{pL}(T_{out} - T_{in}) + \eta \cdot m_w \cdot \lambda$$

$$= 204.933,0981\text{ Btu/jam}$$

$$= 216.216,7078\text{ kJ/jam}$$

b. Mengitung Luas Perpindahan Panas

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

$$= 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 302\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$U = 180\text{ Btu/lb. }^{\circ}\text{F}$$

$$Q = 204.933,0918\text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{T_{in} - T_{out}}{\ln \left(\frac{T_{in}}{T_{out}} \right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 171.9636\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 6,6207\text{ ft}^2$$

$$= 0,6151\text{ m}^2$$

5.1.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Generator/Plant Unit*)

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik, pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan adalah *generator set* untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan listrik dapat dibagi:

1. Kebutuhan Listrik *Power Plant*

a. Kebutuhan untuk Peralatan Proses

Tabel 5. 6 Kebutuhan peralatan proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	0,050	37.39
Reaktor	R-01	1	747.70
Dekanter	DE-01	0,001	0.75
Cristallizer	CR-01	1,6	1196.32
Centrifuge	CF-01	20	14954.00
Rotary Dryer	RD-02	3,2474	2428.08
Pompa 1	P-01	0,500	373.85
Pompa 2	P-02	0,500	373.85
Pompa 3	P-03	0,500	373.85
Pompa 4	P-04	0,500	373.85
Pompa 5	P-05	0,500	373.85
Pompa 6	P-06	0,500	373.85
Pompa 7	P-07	0.,00	373.85
Pompa 8	P-08	0,500	373.85
Screw conveyor 01	SC-01	0,050	37.39
Screw conveyor 02	SC-02	0,050	37.39
Screw conveyor 03	SC-03	0,050	37.39

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Blower-01	BL-01	0,04	27.50
Blower-02	BL-02	0,04	27.50
Total		29.948	22,522.18

Power yang dibutuhkan = 22,522.18watt
= 22.52 kW

b. Kebutuhan untuk Utilitas

Tabel 5. 7 Kebutuhan utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-01	0,5	373,85
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	5	3,738.50
Kompresor Udara	CP-01	7,5	5,607.75
Pompa Utilitas 1	PU-01	2	1,495.40
Pompa Utilitas 2	PU-02	3	2,243.10
Pompa Utilitas 3	PU-03	3	2,243.10
Pompa Utilitas 4	PU-04	0,05	37,39
Pompa Utilitas 5	PU-05	0,05	37,39
Pompa Utilitas 6	PU-06	5	3,738.50
Pompa Utilitas 7	PU-07	3	2,243.10
Pompa Utilitas 8	PU-08	1	747,70
Pompa Utilitas 9	PU-09	2	1,495.40
Pompa Utilitas 10	PU-10	3	2,243.10
Pompa Utilitas 11	PU-11	0,05	37,39
Pompa Utilitas 12	PU-12	0,50	373,85

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa Utilitas 13	PU-13	0,17	124,62
Pompa Utilitas 14	PU-14	0,05	37,39
Pompa Utilitas 15	PU-15	0,05	37,39
Pompa Utilitas 16	PU-16	0,75	560,78
Pompa Utilitas 17	PU-17	3	2,243,10
Pompa Utilitas 18	PU-18	0,05	37,39
Pompa Utilitas 19	PU-19	0,05	37,39
Pompa Utilitas 20	PU-20	0,05	37,39
Pompa Utilitas 21	PU-21	0,05	37,39
Pompa Utilitas 22	PU-22	0,05	37,39
Pompa Utilitas 23	PU-23	0,05	37,39
Pompa Utilitas 24	PU-24	0,05	37,39
Total		40,02	29.920,46

Power yang dibutuhkan = 29.920,46 watt

= 29,92 kW

2. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC

a. Listrik untuk penerangan = 150 kW

b. Listrik untuk AC = 30 kW

3. Kebutuhan Listrik untuk Laboratorium dan Bengkel

Listrik untuk lab. dan bengkel = 100 kW

4. Kebutuhan Listrik untuk Instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi = 50 Kw

Tabel 5. 8 Total kebutuhan listrik *power plant*

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	22,52
	b. Utilitas	29,92
2	a. Listrik AC	30
	b. Listrik Penerangan	150
3	Laboratorium dan Bengkel	100
4	Instrumentasi	50
Total		382.44

Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik biodiesel ini adalah:

Tipe = AC Generator

Jumlah = 1 buah

Bahan Bakar = Solar

Efisiensi (η) = 80%

Tegangan = 220/360

Frekuensi = 50Hz

Kebutuhan listrik = 383,153 kW

$$\text{Input Generator} = \frac{\text{Kebutuhan Listrik}}{\eta}$$

Input Generator = 479 kW

Dipilih Input = 500 kW

5.1.5 Unit Penyedia Udara Instrument (Air Instrument Supply Unit)

Udara tekan diperlukan untuk mengoperasikan instrumen-instrumen kontrol proses. Udara tekan yang dibutuhkan memiliki tekanan 5,5 bar dan harus dalam kondisi bersih. Di pabrik vanilin ini, terdapat 37 instrumen kontrol yang membutuhkan udara tekan untuk penggerakannya. Total kebutuhan udara tekan mencapai 69,15 m³/jam. Udara tekan yang digunakan berasal dari lingkungan sekitar dan akan dialirkan melalui *compressor*. Spesifikasi *compressor* yang digunakan adalah sebagai berikut:

Parameter	Keterangan
Nama	<i>Compressor utilitas</i>
Kode	C-01
Fungsi	Mengalirkan udara menuju alat kontrol pneumatik
Jenis	Single stage reciprocating compressor
Material	<i>Carbon steel SA-201 grade A</i>
Kapasitas	69,15 m ³ /jam
Daya motor	7,5 Hp
Jumlah	1 buah

5.1.6 Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Supply Unit*)

Unit penyediaan bahan bakar bertanggung jawab untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar di pabrik. Jenis bahan bakar yang dipilih adalah solar

Pemilihan bahan bakar ini didasarkan pada ketersediaannya yang melimpah, harga yang murah, kemudahan dalam memperoleh, dan kemampuan untuk disimpan dengan mudah. Bahan bakar yang disediakan oleh unit ini akan digunakan untuk keperluan boiler dan generator. Total kebutuhan bahan bakar untuk boiler adalah 1,011 m³/jam, sementara untuk generator adalah 0,525 m³/jam.

5.1.7 Unit Pengolahan Limbah (*Waste Processing Unit*)

Selama proses produksi, pabrik menghasilkan limbah industri yang perlu diproses sebelum dibuang ke lingkungan, karena limbah tersebut dapat berisiko merusak lingkungan sekitar. Oleh karena itu, pada setiap pabrik membutuhkan unit pengolahan limbah yang berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan. Jenis limbah yang dihasilkan meliputi:

- a Limbah Sanitasi yang berasal dari toilet, dapur, dan pencucian. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya. Akan tetapi, limbah ini memiliki mikroorganisme penyebab penyakit. Dengan itu, klorin dapat digunakan sebagai disinfektan karena dapat membunuh mikroorganisme penyebab penyakit tersebut.
- b Limbah Utilitas yang berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin. Air ini bersifat asam atau basa, sehingga perlu dinetralisasi dengan menambahkan H₂SO₄ atau NaOH. Setelah

proses penetralan, air ini akan dialirkan ke penampungan akhir sebelum dibuang.

- c Limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan vanilin ini adalah limbah gas yang keluar dari Reaktor dan *Rotary Dryer* ini perlu diawasi dengan ketat agar dapat terkondensasi dengan sempurna dan harus diolah terlebih dahulu di UPL sebelum dibuang ke lingkungan.

5.2 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5. 9 Spesifikasi bak utilitas

Parameter	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Nama Alat	Bak pengendapan awal	Bak pengendapan flok	Bak penampungan sementara	Bak penampungan air pendingin
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung air untuk kebutuhan <i>cooling tower</i>
Jenis	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan Kontruksi	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Kapasitas (m ³)	69,80	63,00	47,34	45,01
Jumlah (buah)	1	1	1	1
Waktu Tinggal	6 jam	6 jam	1 jam	24 jam
Dimensi				
Panjang (m)	9,42	9,55	4,84	13,74
Lebar (m)	9,42	9,55	4,84	13,74
Tinggi (m)	4,71	4,55	2,42	6,86

Tabel 5. 10 Spesifikasi tanki utilitas

Parameter	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04
Nama Alat	Tangki Flukolator	Tangki Larutan Alum	Tangki Larutan CaOH	Tangki Klorinasi
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan	Menyimpan larutan alum 5 %	Menyimpan larutan CaOH 5%	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Jenis	Silinder Berpengaduk	Silinder	silinder tegak	Silinder Tegak
Bahan Kontruksi	Stainless steel	Stainless steel	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (m ³)	66,26	1,79	3,13	2,02
Jumlah	1	1	1	1
Waktu Tinggal	1 jam	1 minggu	1 minggu	1 jam
Dimensi				
Diameter (m)	4,38	1,05	1,26	1,37
Tinggi (m)	4,38	2,10	2,52	1,37
Jenis Pengaduk	Marine Propeller 3 blade	-	-	-
Jumlah Impeller	1	-	-	-
Power	0,5	-	-	-

Tabel 5. 11 Spesifikasi tanki utilitas

Parameter	TU-05	TU-06	TU-07	TU-08
Nama Alat	Tangki Penyimpanan Kaporit	Tangi Air Bersih	Tangki Air <i>Service</i>	Tangki Air Bertekanan
Fungsi	Menampung kebutuhan kaporit	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (m ³)	1,68	48,45	16,80	16,8
Jumlah	1	1	1	1
Waktu Tinggal	1 minggu	24 jam	24 jam	24 jam
Dimensi				
Diameter (m)	0,11	3,95	2,78	2,78
Tinggi (m)	0,11	3,95	2,78	2,78
Jenis Pengaduk	-	-	-	-
Jumlah Impeller	-	-	-	-
Power	-	-	-	-

Tabel 5. 12 Spesifikasi tanki utilitas

Parameter	TU-09	TU-10	TU-11	TU-12	TU-13
Nama Alat	Tangki NaCl	Tangki NaOH	Tangi Air Demin	Tangki N ₂ H ₄	Tangki Umpan <i>Boiler</i>
Fungsi	Menampung larutan NaCl untuk meregenerasi Kation <i>Exchanger</i>	Menampung larutan NaOH untuk meregenerasi Anion <i>Exchanger</i>	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan <i>boiler</i>	Menyimpan larutan N ₂ H ₄ yang nantinya akan dicampurkan ke daereator	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make-up water</i> umpan <i>boiler</i> sebelum dibangkitkan sebagai <i>steam</i> dalam <i>boiler</i>
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (m ³)	1	0,1	1,85	0,16	0,1
Jumlah	1	1	1	1	1

Parameter	TU-09	TU-10	TU-11	TU-12	TU-13
Waktu Tinggal	90 regenerasi	90 regenerasi	24 jam	4 bulan	1 jam
Dimensi					
Diameter (m)	1,08	0.45	1,33	0,59	0,46
Tinggi (m)	1,08	0.45	1,33	1,17	0,46
Jenis Pengaduk	-	-	-	-	-
Jumlah Impeller	-	-	-	-	-
Power	-	-	-	-	-

Tabel 5. 13 Spesifikasi alat penukar ion

Parameter	MB-01
Nama Alat	Mixed Bed
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃

Parameter	MB-01
Bahan Kontruksi	Stainless Steel
Kapasitas Tangki	16,93 gpm
Kapasitas Resin	1.509,35 m ³
Jumlah	1 buah
Waktu Operasi	521 jam
Spesifikasi	
Tinggi Bed	1,27 m
Diameter Tangki	0,5 m
Tinggi Tangki	1,524 m
Tebal Tangki	3/16 in

Tabel 5. 14 Spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju <i>Screening</i> (FU-01)	Mengalirkan air sungai dari <i>Screening</i> (FU-01) ke Bak Pengendap Awal (BU-01)	Mengalirkan air sungai dari Bak Pengendapan (BU-01) ke Tangki Flokulator (TU-01)	Mengalirkan larutan alum dari Tangki Alum (TU-01) ke Tangki Flokulator (TU-01)	Mengalirkan larutan CaOH dari Tangki CaOH (TU-03) ke Tangki Flokulator (TU-01)
Jenis pompa	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jenis <i>impeller</i>	Axial Flow impeller	Axial Flow impeller	Axial Flow impeller	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller
Kapasitas (m ³ /jam)	73,99	70,29	66,78	1,79	0,019
<i>Total head</i> (ft)	11,51	16,97	15,83	35,68	14,54
Spesifikasi Pipa					
Bahan kontruksi	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel
<i>IPS</i> (in)	6,00	6,00	6,00	0,5	0.25
<i>Sch, No</i>	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
<i>OD</i> (in)	6,625	6,625	6,625	0,840	0,405
<i>ID</i> (in)	6,065	6,065	6,065	0,622	0,269
Spesifikasi Motor					
Efisiensi motor	0,80	0,82	0,82	0,80	0,85
Daya motor (hp)	2,00	3,00	3,00	0,05	10,00

Tabel 5. 15 Spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan larutan dari Tangki Flokulator (TU-01) ke Tangki <i>Clarifier</i> (K1-01)	Mengalirkan air dari Tangki <i>Clarifier</i> (K1-01) ke Bak Pengendap 2 (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 2 (BU02) ke <i>Sand Filter</i> (FU-02)	Mengalirkan air dari <i>Sand Filter</i> (FU-02) ke Bak Penampung Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) menuju Area Kebutuhan Air
Jenis pompa	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jenis <i>impeller</i>	Mixed Flow <i>impeller</i>	Mixed Flow <i>impeller</i>	Axial Flow <i>impeller</i>	Axial Flow <i>impeller</i>	Radial Flow <i>impeller</i>

Parameter	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Kapasitas (m ³ /jam)	66,78	66,78	63,44	60,26	57,25
<i>Total head</i> (ft)	27,67	16,47	5,20	9,18	8,88
Spesifikasi Pipa					
Bahan kontruksi	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel
<i>IPS</i> (in)	6,00	6,00	6,00	6,00	6,00
<i>Sch, No</i>	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
<i>OD</i> (in)	6,625	6,625	6,625	6,625	6,625
<i>ID</i> (in)	6,065	6,065	6,065	6,065	6,065
Spesifikasi Motor					
Efisiensi motor	0,83	0,83	0,80	0,80	0,80
Daya motor (hp)	5,00	3,00	1,00	1,5	3.5

Tabel 5. 16 Spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari Tangki Kaporit (TU-05) ke Tangki Klorinasi (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-04) ke Tangki Air Bersih (TU-06)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-06) ke Area Kebutuhan Domestik	Mengalirkan air dari Tangki <i>Service</i> (TU-07) ke Tangki Air Bertekanan (TU-08)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bertekanan (TU-08) ke Area Kebutuhan <i>Service</i>
Jenis pompa	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jenis <i>impeller</i>	Radial Flow impeller	Mixed Flow impeller	Mixed Flow impeller	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller
Kapasitas (m ³ /jam)	0,002	2,03	2,03	0,70	0,70
<i>Total head</i> (ft)	4,53	15,73	15,73	10,15	10,15
Spesifikasi Pipa					
Bahan kontruksi	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel

Parameter	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
<i>IPS</i> (in)	0,125	1,00	1,00	0,75	0,75
<i>Sch, No</i>	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
<i>OD</i> (in)	0,405	1,320	1,320	1,050	1,050
<i>ID</i> (in)	0,269	1,049	1,049	0.824	0.824
Spesifikasi Motor					
Efisiensi motor	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
Daya motor (hp)	0,05	0.5	1,00	0,05	0,05

Tabel 5. 17 Spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU04) ke <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dari <i>Cooling Tower</i> (CT-01) ke <i>Recycle</i> Bak Air Pendingin (BU-04)	Mengalirkan air dari Tangki Penampungan NaCl (TU-09) ke Mixed Bed (MB-01)	Mengalirkan air dari Tangki Penampungan NaOH (TU-10) ke <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (MB-01) ke Tangki Air Demin (TU-12)
Jenis pompa	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jenis <i>impeller</i>	Axial Flow impeller	Mixed Flow impeller	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller
Kapasitas (m ³ /jam)	54,43	54,43	0,07	0,005	0,07
<i>Total head</i> (ft)	4,72	23,38	4,28	4,17	4,47
Spesifikasi Pipa					
Bahan konstruksi	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel
<i>IPS</i> (in)	6,00	6,00	0,375	0,125	0,375
<i>Sch, No</i>	40,00	40,00	40,00	40,00	40,00
<i>OD</i> (in)	6,625	6,625	0,675	0,405	0,675

Parameter	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
<i>ID</i> (in)	6,065	6,065	0,493	0.269	0,493
Spesifikasi Motor					
Efisiensi motor	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
Daya motor (hp)	0,75	3.5	0,05	0,05	0,05

Tabel 5. 18 Spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-21	PU-22	PU-23	PU-24
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-12) ke Daereator (DE-01)	Mengalirkan <i>hydrazine</i> dari Tangki N ₂ H ₄ (TU-11) ke Daereator (DE-01)	Mengalirkan air dari Daereator (DE-01) ke <i>Boiler</i> 1 (BO-01)	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-11) ke Area Kebutuhan Proses
Jenis pompa	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Jenis <i>impeller</i>	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller	Radial Flow impeller

Parameter	PU-21	PU-22	PU-23	PU-24
Kapasitas (m ³ /jam)	0,07	0,000003	0,07	0,07
<i>Total head</i> (ft)	4,91	4,80	3,16	4,91
Spesifikasi Pipa				
Bahan kontruksi	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel	Comercial Steel
<i>IPS</i> (in)	0,375	0,125	0,375	0,375
<i>Sch, No</i>	40,00	40,00	40,00	40,00
<i>OD</i> (in)	0,675	0,405	0,675	0,675
<i>ID</i> (in)	0,493	0,269	0,493	0,493
Spesifikasi Motor				
Efisiensi motor	0,80	0,80	0,80	0,80
Daya motor (hp)	0,05	0,05	0,05	0,05

Tabel 5. 19 Spesifikasi filter dan alat pendukung lainnya

Parameter	FU-01
Nama alat	<i>Screening/</i> Saringan
Fungsi	Menyaring kotoran dari air sungai yang berukuran besar
Material	Aluminium
Spesifikasi	
Kapasitas	61,182.49 kg/jam
Panjang	10 ft
Lebar	8 ft
Diameter lubang	1 cm
Jumlah	1 buah
Parameter	FU-02
Nama alat	Sand filter
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada di dalam sungai
Bentuk	Bak berbentuk balok
Material	Sphere
Ukuran pasir	20 mesh
Spesifikasi	
Volume	6.3593 m ³
Panjang	2.3342 m
Lebar	2.3342 m
Tinggi	1.1671 m
Jumlah	1 buah

Tabel 5. 20 Spesifikasi filter dan alat pendukung lainnya

Parameter	CL-01
Nama alat	<i>Clarifier</i>
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang terbawa oleh air dari bak pengendap awal
Jenis	Tangki Silinder Conical Bottom
Waktu tinggal	6 jam
Kapasitas	55,21 m ³
Spesifikasi	
Diameter	7,9710 m
Tinggi	7,9710m
Tinggi <i>conical</i>	0,9964 m
Tinggi total	8,9674 m
Jenis pengaduk	<i>Marine Propeller 3 Blade</i>
Jumlah impeller	1 buah
Power	0,5 hp
Parameter	CT-01
Nama alat	Cooling tower
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses dengan media pendingin udara
Jenis	Induced draft cooling tower
Material	Carbon steel SA-201 grade A
Kondisi operasi	
Suhu air masuk	45°C
Suhu air keluar	25°C
Tekanan	1 atm
Dimensi	
Panjang	1,1806 m

Parameter	CL-01
Lebar	1,1806 m
Tinggi	15,5794 m
Jumlah	1 buah

Tabel 5. 21 Spesifikasi filter dan alat lainnya

Parameter	BL-01
Nama alat	<i>Blower Cooling Tower</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-201 grade A</i>
Spesifikasi	
Kapasitas	38,625.72 m ³ /jam
Efisiensi	89%
Power	5,5
Jumlah	1 buah
Parameter	DE-01
Nama alat	Tanki Deareator
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kapasitas	64,0841 kg/jam
Diameter	0,7318 m
Tinggi	1,4635 m
Volume	0,3076 m ³

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan keberhasilan investasi modal dalam produksi pabrik. Analisis ini mencakup evaluasi kebutuhan modal investasi, estimasi laba, waktu pengembalian modal, dan titik impas dimana total biaya produksi sama dengan pendapatan yang dihasilkan. Oleh karena itu, dilakukan evaluasi ekonomi terhadap suatu pabrik dengan tujuan untuk menentukan apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk dibangun. Beberapa faktor yang harus diperhatikan adalah:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
4. Analisa Keuntungan
5. Analisa Kelayakan
 - a. *Percent Return on Investment* (ROI)
 - b. *Pay Out Time* (POT)

- c. *Break Event Point* (BEP)
- d. *Shut Down Point* (SDP)
- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

6.1 Penaksiran Harga Alat

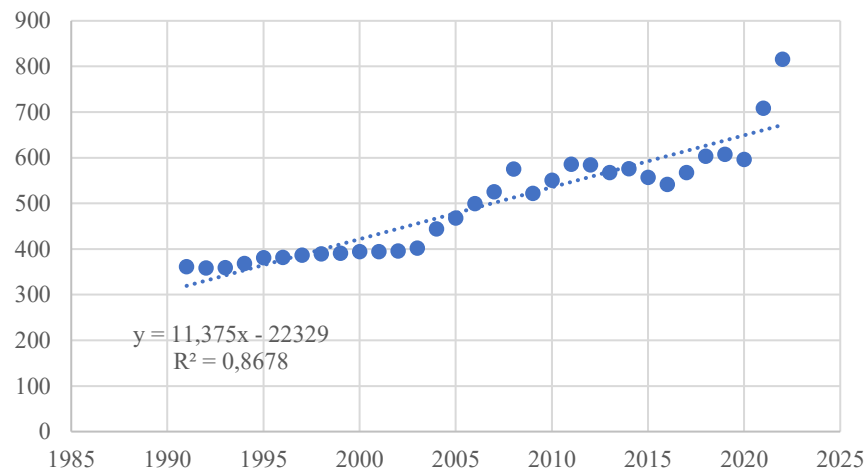
Setiap tahunnya, harga peralatan dapat berubah-ubah naik atau turun tergantung kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Salah satu cara untuk memperkirakan harga peralatan adalah dengan menggunakan indeks harga peralatan operasi pada tahun tersebut sebagai acuan. Data indeks harga dapat dilihat pada tabel 6.1.

Tabel 6. 1 Indeks harga alat

No.	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2
3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2

No.	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8
26	2016	541,7
27	2017	567,5
28	2018	603,1
29	2019	607,5
30	2020	596,2
31	2021	708,8
32	2022	816

Berdasarkan data di atas, dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka dapat diturunkan persamaan *least square* sehingga didapatkan grafik hasil *plotting* data:



Gambar 6. 1 Grafik indeks harga

Sehingga dari grafik di atas, didapatkan persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$y = 11,375x - 22329 \quad (6.1)$$

$$R^2 = 0,8678 \quad (6.2)$$

Pabrik Vanilin dengan kapasitas 2,000.00 ton/tahun direncanakan akan dibangun tahun 2030, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 762,250. Harga-harga alat dan lainnya akan diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga berdasarkan referensi. (Peters *and* Timmerhaus, 1990) & (Aries *and* Newton, 1995). Oleh karena itu, harga alat dapat dicari menggunakan persamaan:

$$E(X) = E(Y) \times \frac{Nx}{Ny} \quad (6.3)$$

Dimana:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2030

E_y = Harga pembelian pada tahun referensi 2014

N_x = Indeks harga pada tahun 2030

N_y = Indeks harga pada tahun referensi 2014

Berdasarkan rumus, didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut:

Tabel 6. 2 Harga alat proses

Nama Alat	Jumlah	Kode Alat	EY (\$)	EX (\$)
			2014	2030
<i>Mixer</i>	1	M-01	\$6,000.00	\$7,881.95
Reaktor <i>Bubble</i>	1	R-01	\$77,000.00	\$101,151.66
Dekanter	1	DE-01	\$14,000.00	\$18,391.21
<i>Crystallizer</i>	1	CR-01	\$116,200.00	\$152,647.05
Centrifuge	1	CF-01	\$32,000.00	\$42,037.05
Rotary dryer	1	RD-01	\$102,100.00	\$134,124.47
Tangki Penyimpanan C10H12O2	1	T-01	\$30,700.00	\$40,329.30
Tangki Penyimpanan NaOH	1	T-02	\$26,100.00	\$34,286.47
Silo Tank	1	SL-01	\$3,000.00	\$3,940.97
Heater	1	HE-01	\$1,200.00	\$1,576.39
Heater	1	HE-02	\$4,100.00	\$5,386.00
Heater	1	HE-03	\$1,200.00	\$1,576.39
Heater	1	HE-04	\$1,800.00	\$2,364.58
Cooler	1	CO-01	\$3,900.00	\$5,123.27
Cooler	1	CO-02	\$3,900.00	\$5,123.27
Cooler	1	CO-03	\$3,900.00	\$5,123.27
Expansion Valve	1	EV-01	\$899.00	\$1,180.98
Expansion Valve	1	EV-02	\$899.00	\$1,180.98
Screw Conveyor	1	SC-01	\$3,800.00	\$4,991.90

Nama Alat	Jumlah	Kode Alat	EY (\$)	EX (\$)
			2014	2030
Screw Conveyor	1	SC-02	\$3,800.00	\$4,991.90
Screw Conveyor	1	SC-03	\$3,800.00	\$4,991.90
Bucket Elevator	1	BE-01	\$6,900.00	\$9,064.24
Blower	1	BL-01	\$1,388.00	\$1,823.36
Blower	1	BL-02	\$1,388.00	\$1,823.36
Saringan Udara	1	SU-01	\$19,200.00	\$25,222.23
Saringan Udara	1	SU-02	\$19,200.00	\$25,222.23
Kompresor	1	K-01	\$4,800.00	\$6,305.56

Tabel 6. 3 Harga pompa alat proses

Nama Alat	Jumlah	Kode Alat	EY (\$)	EX (\$)
			2014	2030
Pompa	1	P-01	\$24,800.00	\$32,578.72
Pompa	1	P-02	\$21,800.00	\$28,637.74
Pompa	1	P-03	\$25,500.00	\$33,498.28
Pompa	1	P-04	\$23,800.00	\$31,265.06
Pompa	1	P-05	\$26,800.00	\$35,206.03
Pompa	1	P-06	\$23,800.00	\$31,265.06
Pompa	1	P-07	\$23,800.00	\$31,265.06
Pompa	1	P-08	\$23,800.00	\$31,265.06
Total			\$687,274.00	\$902,842.92

Tabel 6. 4 Harga alat utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Kode Alat	EY (\$)	EX (\$)
				2014	2030
1	Screening	1	FU-01	\$1,600.00	\$2,101.85
2	Bak Pengendap Awal	1	BU-01	\$3,100.00	\$4,072.34
3	Tanki Flokulator	1	TU-01	\$2,100.00	\$2,758.68
4	Tanki Alum	1	TU-02	\$1,200.00	\$1,576.39
5	Tanki CaOH	1	TU-03	\$1,500.00	\$1,970.49
6	Klarifier	1	KL-01	\$2,900.00	\$3,809.61
7	Bak Pengendap 2	1	BU-02	\$2,900.00	\$3,809.61
8	Bak Sand Filter	1	FU-02	\$1,000.00	\$1,313.66
9	Bak Penampung Sementara	1	BU-03	\$1,600.00	\$2,101.85
10	Tanki Klorinasi	1	TU-04	\$2,600.00	\$3,415.51
11	Tanki Kaporit	1	TU-05	\$1,600.00	\$2,101.85
12	Tanki Air Bersih	1	TU-06	\$1,600.00	\$2,101.85
13	Tanki Air Service	1	TU-07	\$1,600.00	\$2,101.85
14	Tanki Air bertekanan	1	TU-08	\$1,600.00	\$2,101.85
15	Bak Air Pendingin	1	BU-04	\$1,600.00	\$2,101.85
16	Cooling tower	1	CT-01	\$4,000.00	\$5,254.63
17	Blower	1	BL-01	\$1,000.00	\$1,313.66
18	Mixed Bed	1	MB-01	\$10,000.00	\$13,136.58
19	Tanki NaCL	1	TU-09	\$1,500.00	\$1,970.49
20	Tanki NaOH	1	TU-10	\$1,500.00	\$1,970.49
21	Deareator	1	DE-01	\$1,500.00	\$1,970.49
22	Tanki N2H4	1	TU-11	\$1,500.00	\$1,970.49
23	Tanki Aie Denim	1	TU-12	\$1,500.00	\$1,970.49
24	Boiler 1	1	BO-1	\$3,680.00	\$4,834.26
25	Tanki Umpan Boiler	1	TU-13	\$1,500.00	\$1,970.49
26	Pompa 1	1	P-01	\$38,100.00	\$50,050.37
27	Pompa 2	1	P-02	\$38,100.00	\$50,050.37

No	Nama Alat	Jumlah	Kode Alat	EY (\$)	EX (\$)
				2014	2030
28	Pompa 3	1	P-03	\$38,100.00	\$50,050.37
29	Pompa 4	1	P-04	\$26,100.00	\$34,286.47
30	Pompa 5	1	P-05	\$22,700.00	\$29,820.03
31	Pompa 6	1	P-06	\$38,100.00	\$50,050.37
32	Pompa 7	1	P-07	\$38,100.00	\$50,050.37
33	Pompa 8	1	P-08	\$38,100.00	\$50,050.37
34	Pompa 9	1	P-09	\$38,100.00	\$50,050.37
35	Pompa 10	1	P-10	\$38,100.00	\$50,050.37
36	Pompa 11	1	P-11	\$22,700.00	\$29,820.03
37	Pompa 12	1	P-12	\$28,400.00	\$37,307.88
38	Pompa 13	1	P-13	\$28,400.00	\$37,307.88
39	Pompa 14	1	P-14	\$27,300.00	\$35,862.86
40	Pompa 15	1	P-15	\$27,300.00	\$35,862.86
41	Pompa 16	1	P-16	\$38,100.00	\$50,050.37
42	Pompa 17	1	P-17	\$38,100.00	\$50,050.37
43	Pompa 18	1	P-18	\$25,100.00	\$32,972.81
44	Pompa 19	1	P-19	\$22,700.00	\$29,820.03
45	Pompa 20	1	P-20	\$25,100.00	\$32,972.81
46	Pompa 21	1	P-21	\$25,100.00	\$32,972.81
47	Pompa 22	1	P-22	\$22,700.00	\$29,820.03
48	Pompa 23	1	P-23	\$25,100.00	\$32,972.81
49	Pompa 24	1	P-24	\$25,100.00	\$32,972.81
50	Kompressor	1	KU-01	\$2,500.00	\$3,284.14
51	Tanki Bahan Bakar	1	T-14	\$1,600.00	\$2,101.85
Total				\$795,080.00	1,044,463.13

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 2.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari kerja

Umur alat = 10 tahun

Kurs mata uang (1 US\$) = Rp 16.863,85

Tahun pabrik didirikan = 2030

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (Capital Investment)

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari:

a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

Tabel 6. 5 *Direct plant cost*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Purchase Equipments Cost</i>	Rp 32.839.077.159	\$1.947.306,05
<i>Installation. Insultation. Painting</i>	Rp 18.061.492.438	\$1.071.018,33
<i>Instrumentation and Controls</i>	Rp 8.209.769.290	\$486.826,51

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Piping</i>	Rp 8.209.769.290	\$486.826,51
<i>Electrical</i>	Rp 11.493.677.006	\$681.557,12
<i>Buildings. Process and Auxiliary</i>	Rp 53.408.000.000	\$3.167.011,09
<i>Service Facilities and Yard</i>	Rp 13.135.630.864	\$778.922,42
<i>Land</i>	Rp 122.868.000.000	\$7.285.880,74
Total	Rp235.386.338.887	\$13.958.042,73

Tabel 6. 6 *Indirect cost*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Engineering. Supervision</i>	Rp 35.307.950.833	\$2.093.706,41
<i>Construction</i>	Rp 23.538.633.889	\$1.395.804,27
Total	Rp 58.846.584.722	\$3.489.510,68

Tabel 6. 7 *Contractor fee & contingency*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Contractor fee</i>	Rp 29.423.292.361	\$1.744.755,34
<i>Contingency</i>	Rp 29.423.292.361	\$1.744.755,34
Total	Rp 58.846.584.722	\$3.489.510,68

Tabel 6. 8 *Total fixed capital investment*

<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Total Direct Cost</i>	Rp 235.386.338.887	\$13.958.042,73
<i>Total Indirect Cost</i>	Rp 58.846.584.722	\$3.489.510,68
<i>Contractor fee</i>	Rp 29.423.292.361	\$1.744.755,34
<i>Contingency</i>	Rp 29.423.292.361	\$1.744.755,34
Total	Rp 353.079.508.331	\$20.937.064,09

b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 6. 9 *Working capital investment* (WCI)

<i>Type of Working Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 55.582.200.000	\$3.295.937,76
<i>Inprocess Inventory</i>	Rp 32.879.454.977	\$1.949.700,39
<i>Produce Inventory</i>	Rp 65.758.909.955	\$3.899.400,79
<i>Extended Credit</i>	Rp 818.181.000	\$48.516,86
<i>Available cash</i>	Rp 65.758.909.955	\$3.899.400,79
Total	Rp220,797,655,886	\$13,092,956.584

6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Manufacturing Cost merupakan jumlah yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 6. 10 *Direct manufacturing cost (DMC)*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material</i>	Rp 611.404.200.000	\$36.255.315,36
<i>Labor</i>	Rp 16.83.000.000	\$998.348,54
<i>Direct Supervisory and Clerical Labor</i>	Rp 1.683.600.000	\$99.834,85
<i>Maintenance</i>	Rp 17.653.975.417	\$1.046.853.20
<i>Operating Supplies</i>	Rp 1.765.397.542	\$104.685,32
<i>Royalty and Patents</i>	Rp 8.999.991.000	\$533.685,43
<i>Utilities</i>	Rp 9.248.302.085	\$548.409,89
Total	Rp 667.591.466.043	\$39.587.132,60

b. Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

Tabel 6. 11 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.525.400.000	\$149.752,28
<i>Laboratory</i>	Rp 3.367.200.000	\$199.669,71
<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.418.000.000	\$499.174,27
<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)

<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 1.240.500.000	\$49.917,43
Total	Rp15.152.400.000	\$898.513,68

c. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak/pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6. 12 *Fixed manufacturing cost (FMC)*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	Rp 28.246.360.667	\$1.674.965,13
<i>Property Taxes</i>	Rp 10.592.385.250	\$628.111,92
<i>Insurance</i>	Rp 3.028.048.949	\$100.541,72
Total	Rp 40.604.143.458	\$2.407.762,37

Tabel 6. 13 *Manufacturing cost*

<i>Type of Manufacturing Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Cost</i>	Rp 667.591.466.043	\$39.587.132,60
<i>Indirect Cost</i>	Rp 15.152.400.000	\$898.513,68
<i>Fixed Cost</i>	Rp 40.604.143.458	\$2.407.762,37
Total	Rp 723.348.009.501	\$42.893.408,65

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses merupakan pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

Tabel 6. 14 *General expenses*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya(Rp)	Biaya(\$)
<i>Administration</i>	Rp 21.700.440.285	\$1.286.802,26
<i>Sales</i>	Rp 14.466.960.190	\$857.868,17
<i>Research</i>	Rp 21.700.440.285	\$1.286.802,26
<i>Finance</i>	Rp 17.216.314.927	\$1.020.900,62
Total	Rp 75.084.155.686	\$4.452.373,31

Tabel 6. 15 Total production cost

<i>Type of Production Cost</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost</i>	Rp723.348.009.501	\$42.893.408,65
<i>General Expenses</i>	Rp 75.084.155.686	\$4.452.373,31
Total	Rp798.432.165.188	\$47.345.781,96

6.3.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan	: Rp 899.999.100.000,00
Total <i>Production Cost</i>	: Rp 798.432.165.187,73
Keuntungan	: Total penjualan – total biaya produksi
	: Rp 101.566.934.812,28

b. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak 20% dari keuntungan	: Rp20.313.386.962,46
Keuntungan	: Keuntungan sebelum pajak - pajak
	: Rp81.253.547.849,82

6.3.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk mengetahui laba yang didapat agar mendapatkan keuntungan maksimum dan dapat melihat besar atau kecil hasil keuntungan, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari segi ekonomi. Ada beberapa cara yang dapat dilakukan untuk melihat kelayakan suatu pabrik, antara lain:

a. *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Untuk *industrial chemical product* dengan *high risk* nilai ROI minimal 44% sebelum pajak dan *low risk* 11% sebelum pajak (Aries and Newton, 1955).

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.4)$$

$$ROI_b = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.5)$$

$$ROI_a = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.6)$$

$$\begin{aligned} ROI_b &= ROI \text{ sebelum pajak} \\ &= 29\% \end{aligned}$$

$$ROI_a = ROI \text{ setelah pajak}$$

$$= 23\%$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time merupakan waktu yang diperlukan pengembalian modal berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$POT\ b = \frac{Fix\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ sebelum\ pajak + Depresiasi} \quad (6.7)$$

$$POT\ a = \frac{Fix\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ setelah\ pajak + Depresiasi} \quad (6.8)$$

$$POT_b = POT\ sebelum\ pajak$$

$$= 3\ tahun$$

$$POT_a = POT\ setelah\ pajak$$

$$= 3\ tahun$$

c. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Kapasitas produksi saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.9)$$

Dimana:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6. 16 *Annual fixed manufacturing cost (Fa)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya(\$)
<i>Depreciation</i>	Rp 28.246.360.667	\$1.674.965,13
<i>Insurance</i>	Rp 1.765.397.542	\$104.685,32
<i>Property Taxes</i>	Rp 10.592.385.250	\$628.111,92
Total	Rp 40.604.143.458	\$2.407.762,37

Tabel 6. 17 *Annual regulated expenses (Ra)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya(\$)
<i>General Expense</i>	Rp 75,084,155,687	\$4,452,373.31
<i>Labor</i>	Rp 16,836,000,000	\$998,348.54
<i>Supervision</i>	Rp 1,683,600,000	\$99,834.85
<i>Maintenance</i>	Rp 17,653,975,417	\$1,046,853.20
<i>Plant Supllies</i>	Rp 1,765,397,542	\$104,685.32
<i>Plant overhead</i>	Rp 8,418,000,000	\$499,174.27
<i>Laboratory</i>	Rp 3,367,200,000	\$199,669.71
<i>Payroll overhead</i>	Rp 2,525,400,000	\$149,752.28
Total	Rp 127,333,728,645	\$7,550,691.49

Tabel 6. 18 *Annual variable value (Va)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya(\$)
<i>Raw Material</i>	Rp 611.404.200.000	\$36.255.315,36
<i>packaging and shipping</i>	Rp 841.800.000	\$49.917,43
<i>Utilities</i>	Rp 9.248.302.085	\$548.409,89

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya(\$)
<i>Royalties and Patents</i>	Rp 8.999.991.000	\$533.685,43
Total	Rp 630.494.293.085	\$37.387.328,11

Tabel 6. 19 *Annual sales value* (Sa)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya(\$)
<i>Annual Sales Value</i>	Rp 798.432.165.188	\$47.345.781,96
Total	Rp 798.432.165.188	\$47.345.781,96

Nilai BEP pada pabrik kimia umumnya berada pada *range* 40% - 60%. Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel di atas, didapatkan nilai BEP sebesar:

$$\text{BEP} = 43,69\%$$

d. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* yang menyebabkan pabrik harus ditutup (Aries and Newton, 1955). Keadaan ini terjadi apabila *output* turun sampai di bawah BEP sehingga biaya untuk melanjutkan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. SDP pabrik kimia umumnya adalah 20% - 30%

$$SDP = \frac{0,3 \times Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.10)$$

$$SDP = 21,18\%$$

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate adalah *interest rate* yang diperoleh Ketika seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCFR dapat dihitung dengan metode *Present Value Analysi*

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (6.11)$$

Dimana:

n = Umur pabrik 10 tahun

FCI = Rp 81.253.547.849,82

WC = Rp 220.797.655.886,61

SV = Rp 35.307.950.833,20

CF = Rp 126.716.223.442,94

I = Interest/DCFR = 0,3989

Dari trial and error, diperoleh nilai DCFR = 39,89 % dengan minimum nilai DCFR = 8,63 %

Kesimpulan: Memenuhi syarat

Suku bunga bank Indonesia 2029 = 1,5 x 5,75%

= 8,63 %

(Didasarkan pada suku bunga acuan di bank saat ini = 5,75 %)

6.4 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, risiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki risiko yang rendah (low risk) atau berisiko tinggi (high risk). Adapun parameter untuk menentukan pabrik vanilin yang akan berdiri. Parameter yang digunakan dapat dilihat pada Tabel di bawah ini.

Tabel 6. 20 *Parameter penentuan analisa resiko*

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1	Kondisi Operasi	Suhu tertinggi dalam proses 150 °C	✓	
		Tekanan 1 atm	✓	
2	Proses Produksi	Dampak pencemaran lingkungan rendah dan efisiensi energi yang tinggi	✓	
3	Karakteristik bahan Baku dan produk	Isoeugenol	✓	
		Natrium Hidroksida	✓	
		Vanilin	✓	
		Asetilen		✓
		Oksigen		✓
		Nitrogen		✓
4	Keberadaan Pabrik	Pabrik yang memproduksi vanilin sudah cukup banyak berdiri di Indonesia. pabrik yang sudah berdiri sudah mematuhi dan sudah dievaluasi dari segi keselamatan keselamatan kerja (K3) dalam pabrik.	✓	

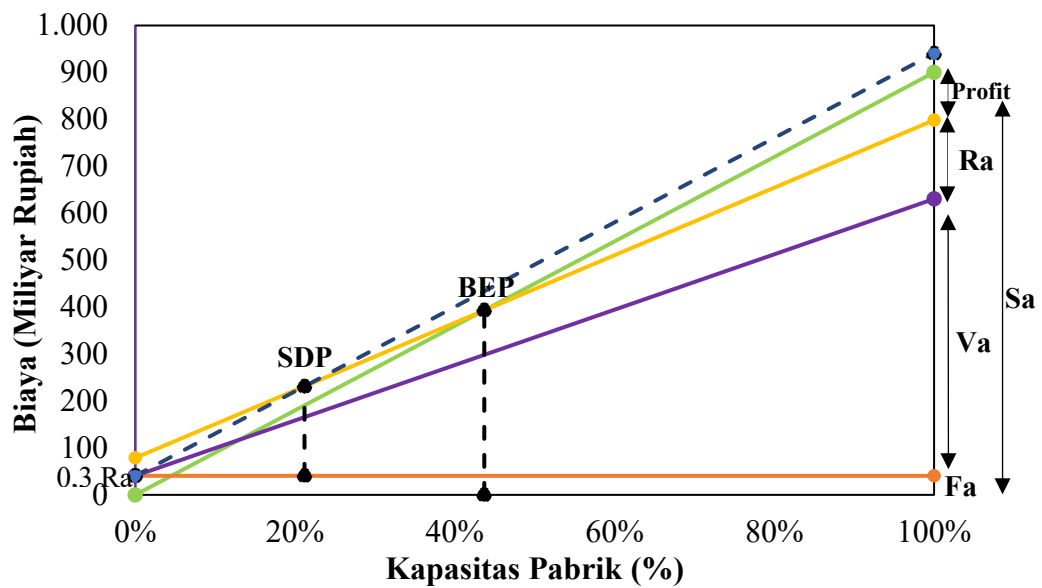
Berdasarkan parameter di atas dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik Vanilin ini memiliki resiko yang rendah (low risk).

Tabel 6. 21 Hasil Analisa kelayakan

Kriteria	Nilai	Persyaratan	Referensi	Layak/Tidak
ROI (<i>before tax</i>)	29%	ROI before taxes minimal 11%	Aries Newton, 1955	Layak
ROI (<i>after tax</i>)	23%			
POT (<i>before tax</i>)	3	POT before taxes maximal 5 tahun	Aries Newton, 1955	Layak
POT (<i>after tax</i>)	3			
BEP	43,69%	40-60%	-	Layak
SDP	21,18%	-	-	Layak
DCFR	39,89%	>1,5 bunga bank minimum =8,63%	-	Layak

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik sodium hidroksida ini menguntungkan dan layak untuk didirikan. hasil analisis didapatkan bahwa nilai ROI sebelum pajak telah memenuhi syarat untuk pabrik *low risk* yaitu diatas 11% sedangkan POT juga sudah memenuhi syarat yaitu dibawah 5 tahun. Sedangkan nilai BEP yang didapatkan sudah diantara 40%-60% dari kapasitas produksi dan SDP yaitu 20%.

Dengan Analisa ekonomi, didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik analisis kelayakan

F_a = Annual Fixed Cost

V_a = Annual Variable Cost

R_a = Annual Regulated Cost

S_a = Annual Sales Cost

SDP = Shut Down Point

BEP = Break Event Point

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

- a Pendirian pabrik vanilin dari isoeugenol ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan domestik, khususnya di Pulau Jawa - Bali, mengurangi ketergantungan pada impor, dapat meningkatkan ekspor, menciptakan lapangan kerja, serta mendukung pertumbuhan ekonomi.
- b Prarancangan pabrik vanilin dengan kapasitas 2.000 ton per tahun 2030 akan dibangun di Jl. Raya Narogong, Limus Nunggal, Kecamatan Cileungsi, Kabupaten Bogor, Provinsi Jawa Barat dengan luas lahan 13.652,00 m² dan melibatkan 133 pekerja.
- c Dari sisi ekonomi, hasil evaluasi menunjukkan bahwa pendirian pabrik ini sangat menguntungkan dan memiliki risiko rendah dengan nilai ROI sebelum pajak telah memenuhi syarat untuk pabrik *low risk* yaitu diatas 11%, dengan beberapa indikator berikut:
 1. *Return Out Time* (ROI)
 - a) ROI sebelum pajak = 29%
 - b) ROI setelah pajak = 23%
 2. *Pay Out Time* (POT)
 - a) POT sebelum pajak = 3 tahun
 - b) POT setelah pajak = 3 tahun
 3. *Break Event Point* (BEP) = 43,69%

4. *Shur Down Point (SDP)* = 21,18%

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* = 39,89%

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia, diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung oleh referensi serta analisis lain yang relevan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik. Beberapa saran yang dapat dipertimbangkan antara lain:

- a. Optimalisasi pemilihan alat proses maupun alat penunjang lainnya dan bahan baku pendukung untuk memaksimalkan keuntungan yang diperoleh.
- b. Dalam perancangan pabrik kimia harus mempertimbangkan produksi limbah yang dihasilkan sehingga harapannya pabrik yang dibangun lebih ramah lingkungan.
- c. Dalam perancangan pabrik kimia, diperlukan pemahaman yang mendalam serta pengetahuan yang didukung oleh referensi dan analisis terkait dengan konsep dasar pendirian pabrik. Dengan mempelajari lebih lanjut tentang seluruh konsep tersebut, diharapkan produk Vanilin dapat terwujud dan berfungsi sebagai solusi untuk memenuhi kebutuhan domestik serta meningkatkan ekspor di masa depan, yang diperkirakan akan terus meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. Chemical Price. <http://alibaba.com/>. Diakses pada 2 Oktober 2020 pukul 15.00 WIB.
- Aries, R. S. and Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Astuti, Widya Andini dkk. 2011. PERANCANGAN PENDIRIAN PABRIK VANILIN SINTETIK DARI EUGENOL. Tesis. Institut Pertanian Bogor. Bogor.
- BPS. 2020. Statistik Indonesia. Badan Pusat Statistik. Jakarta.
- Brownell, Lloyd E., and Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Son, Inc.,
- ChemNet. Isoeugenol. <http://www.chemnet.com/>. Diakses pada 15 November 2024 pukul 17.30 WIB.
- Darwis, S.N. 1989. Produksi dan Tata niaga Cengkeh Di Indonesia. Forum Komunikasi Ilmiah. Badan Penelitian dan Pengembangan Pertanian. Balai Penelitian Tanaman Rempah dan Obat. Bogor .
- Fiecchi, Alberto dkk. 1970. METHOD OF PREPARING VANILLIN FROM EUGENOL. US PATENT 3544621.
- FAO. Food and Agriculture Organization of the United Nations
- G. Kuiper. 2012. Cavitation in Ship Propulsion. 89
- Indeks Biaya Pabrik Teknik Kimia. www.chemengonline.com/pci. Diakses pada 2 Februari 2025 pukul 20.30 WIB.

Indesso. Bahan Kimia Aroma. <https://www.indesso.com/>. Diakses pada 5 Mei 2025 pukul 20.00 WIB

Kadarrohman, A. 1994. Mempelajari mekanisme dan kontrol reaksi isomerisasi eugenol menjadi isoeugenol. Tesis, Program Studi MIPA, Program Pascasarjana Universitas Gadjah Mada.

Kern, Donald Q. 1950. Process Heat Transfer. Singapore: McGraw-Hill Book Company.

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, "Encyclopedia of Chemical Technology", 3rd ed., Vol. 4, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.

Kurniawan, Harry. 2005. Semi Sintesis Vanili dari Eugenol Dengan Metode Microwave. Skripsi. Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam. Universitas Indonesia. Depok

Matche. Equipment Cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada 5 Mei 2025 pukul 21.00 WIB.

Mintarti, Indriana Satya. 2006. EKSTRAKSI VANILI SECARA ENZIMATIK DARI BUAH VANILI (*Vanilla planifolia* ANDREWS) SEGAR. Tesis. Institut Pertanian Bogor. Bogor.

Mulyono, Edy. 2012. PERANCANGAN PROSES PRODUKSI ISOEUGENOL DAN VANILIN DARI EUGENOL MINYAK DAUN CENGKEH . Institut Pertanian Bogor. Bogor.

Negishi, O., Sugiura, K., Negishi, Y., (2009), Biosynthesis of Vanillin via Ferulic Acid in *Vanilla planifolia*, J. Agric. Food Chem. Vol. 57, 9956-9961.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. Perry's Chemical Engineers' Handbook

7th edition. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.

PubChem. Isoeugenol. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>. Diakses pada 5 Mei 2025 pukul 22.00 WIB.

PubChem. Sodium Hydroxide. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>. Diakses pada 5 Mei 2025 pukul 22.30 WIB.

Sacalish, J. N., Sun, R., Chin, C., Still, C. C., (2001), Bioactive Aromatic Compounds from Leaves and Steam Vanilla Fragrance, J. Agric. Food Chem., Vol. 49, 5161-5164.

Sastrohamidjojo, H. 1981. A Study of Some Indonesian Essential Oils. Disertasi. Universitas Gajah Mada. Yogyakarta.

Soemadhiharga et al., 1973. Sintesa Vanilin Dari Eugenol Minyak Daun Cengkeh. Balai Penelitian Kimia. Bogor. Yaws, Car.L. 1999. Chemical Properties Handbook. Mc.Graw Hill Book Co., Tokyo.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbook

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR 01

Fungsi : mereaksikan isoeugenol ($C_{10}H_{12}O_2$) dengan oksigen (O_2)
dari udara menghasilkan vanillin ($C_8H_8O_3$)

Jenis : Reaktor gelembung

Kondisi operasi : T : 130 C : 403 K

: P : 8 atm

: konversi reaksi : 95%

1 Menghitung konstanta kecepatan reaksi (K)

$$k = A \cdot e^{-Ea/RT}$$

Levenspiel ed 2, p. 21)

dimana :

k = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktortumbukan, L/mol.dtk

E = Energi aktivasi, cal/mol

R = Konstanta gas, cal/mol.K

= 1,987 cal/mol.

T = Temperatur, K

2 Menentukan kecepatan laju volumetric umpan masuk reaktor

Fase cair

komponen	BM	Kg/jam	kmol/jam
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	164	329.7470	2.0107
H ₂ O	18	17.4701	0.9706
NaOH	40	25.1248	0.6281
C ₈ H ₈ O ₃	152	25.8435	0.1700
Total		398.1854	3.7794

Fase gas:

Komponen	BM	Kg/jam	kmol/jam
O ₂	32	61.2799	1.9150
N ₂	14	100.8565669	7.2040
Total		162.1365	9.1190

Densitas cairan:

Komponen	$p = A \cdot B^{-(1-(T/T_c))^n}$					
	A	B	n	T _c	T	p (Kg/L)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	0.3502	0.2773	0.2857	778	403	0.9920
H ₂ O	0.3471	0.274	0.2657	647.13	403	0.9428
NaOH	0.1998	0.09703	0.2538	2820	403	1.8828
C ₈ H ₈ O ₃	0.36605	0.258	0.2857	777	403	1.0990
Total						4.9166

Kecepatan laju volumetric umpan masuk fase cair, L/jam:

komponen	(Fv = Fw/p)		
	p (Kg/L)	Fw (kg/l)	Fv (L/jam)
c10h12o2	0.9920	329.7469707	332.3935672
h2o	0.9428	17.47011688	18.5306806
NaOH	1.8828	25.12477514	13.34435966
C8H8O3	1.0990	25.84350927	23.51568215
Total		398.1853719	387.7842896

Menentukan densitas umpan gas (udara)

Komponen	Massa (kg/jam)	yi	omega i	Tci	Pci	Tri
O ₂	61	0,377952605	0,04	126,1	33,94	3,1959
N ₂	101	0,622047395	0,022	154,58	50,43	2,6071
Total	162,1365	1	0,004			

Komponen	Pri	B ⁰	B ¹	BPc/RTc	Z	V(m ³)	yi.v (m ³ /jam)
O ₂	0,2388	0,0172	0,1377	0,0227	1,0016999	7,8250	2,95747297
N ₂	0,1607	-0,0081	0,1359	-0,0051	0,9996856	29,3775	18,2741694
Total							21,2316424

Laju alir volumetri:

Fv (cairan) : 386,7843 L/jam

Fv (Gas) : 21.231,6424 L/jam

Menghitung konsentrasi umpan masuk:

$$C_{bo} = \frac{n_b}{F_v}$$

$$C_{ao} = \frac{n_a}{F_v}$$

$$C_{bo} = 0,0052 \text{ Kmol/L}$$

$$= 5,18 \text{ Kmol/L}$$

$$C_{ao} = 0,00009 \text{ Kmol/L}$$

$$= 0,0902 \text{ Kmol/L}$$

3 Menghitung difusitas gas dalam cairan

Difusitas gas dalam cairan dapat dihitung dengan persamaan Wilke-Chang:

$$D_{AB} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\phi_B M_B)^{1/2} T}{\mu_b V_A^{0.6}}$$

Mengitung viskositas cairan, Cp:

Komponen	log n = A+B/T +C*T + D*T^2				Log n	n cP
	A	B	C	D		
isoeugenol	-28.2625	5.65E+03	4.64E-02	-2.686E-05	0.0836	1.2122

Dimana:

faktor asosiasi isogeunol (θ_L) = 1 (perry. P 5.50) berat molekul

(MB) = 164 gr/mol

suhu operasi (T) = 403 K

Volume molekular O₂ (V_a) = 0.0256 m³/Kmol = 25.6

cm³/mol viskositas solvent C₁₀H₁₂O₂ = 0.01212

gr/cm.detik

maka difusitas gas dalam cairan :

$$D_{AB} = \frac{7,4 \times 10^{-8} (1 \times 164)^{1/2} 403}{0,0121 \times 25,6^{0,6}}$$

$$= 0,0045 \text{ cm}^2/\text{detik}$$

4 Menghitung diameter gelembung

Hubungan antara diameter gelembung dengan diameter orifice:

$$D_B = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3}$$

(perry, Ed 5 p 18-68)

Untuk keadaan gelembung yang stabil maka berlaku syarat:

$$D_B < 0.078 \left[\frac{\sigma}{P_L - P_G} \right]$$

(perry, Ed 5 p 18-68)

Dimana :

DB = Diameter gelembung, cm

Do = Diameter orifice, cm

g = Gravitasi bumi = 980 cm/s²

pL Isoeugenol = 0.9920 kg/l

$$= 992.0378 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.9920 \text{ g/cm}^3$$

pG O2 = 0.0039 kg/l

$$= 3.8707 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0.0039 \text{ g/cm}^3$$

σ = 183.9158 dyne/cm

$$= 0.1839 \text{ N/m}$$

(Yaws, 1999)

Menghitung tegangan muka surface tension :

Range diameter orifice adalah $0.004 < D_0 < 0.95 \text{ cm}$ (Perry & Green, 1986).

Trial, diambil $D_0 = 0.5 \text{ cm}$

Cek stabilitas gelembung, stabil bila $DB \leq 1.0641$

Maka diameter gelembung : $DB = 0.8290 \text{ cm}$

5 Menentukan koefisien transfer massa fase cair (KAL)

$$k_L = 0.42 \sqrt{\frac{\mu_L g}{\rho_L}} \sqrt{\frac{\rho_L D_{AL}}{\mu_L}} \quad \text{for } d_b \geq 2 \text{ mm} \quad (14.3.f-4)$$

(Froment, 1979)

Dimana :

Viskositas cairan $C_{10}H_{12}O_2 = 0.01212$

gr/cm.detik Gravitasi bumi $g = 980 \text{ cm/s}^2$

Densitas cairan $\rho_l = 0.9920 \text{ gr/cm}^3$

Difusifitas gas melalui cairan, $D_{AL} = 0.0045 \text{ cm}^2/\text{detik}$

Maka, nilai K_L :

$$K_L = 0.5833 \text{ cm/s}$$

$$= 0.0058 \text{ m/s}$$

6 Menentukan film conversion parameter, M

Untuk menentukan kecepatan reaksi digunakan parameter konversi film sebagai:

$$M = \left(\frac{\text{Konversi maksimum yang terjadi dalam film}}{\text{Diffusivitas maksimum melalui film}} \right) \quad (\text{Levenspiel Ed.2 p.418})$$

$$M = \frac{k \cdot C_{b0} \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

Dimana :

M =	Parameter film konversi	
k =	konstanta kecepatan reaksi	
	1.4322	L/mol.dtk
	1432.2	L/Kmol.dtk
Cbo =	Konsentrasi C ₁₀ H ₁₂ O ₂	
	0.0052	kmol/L
Dab =	diffusivitas solute A (O ₂) melalui solvent B (C ₁₀ H ₁₂ O ₂)	
	0.0045	cm ² /detik
KL =	Koefisien transfer massa	
	0.5833	cm/dtk
	0.0058	M/S
M =	0.0983	

Diketahui :

M > 4 =	Reaksi terjadi pada film
0.0004 < M < 4 =	Reaksi terjadi pada intermediet
M < 0.0004 =	Reaksi sangat lambat

jadi, reaksi pembentukan ini terjadi pada fase intermedia, dikarenakan parameter

konversinya berada pada angka 0.0983, maka persamaan kecepatan reaksinya adalah

$$-r_A = \frac{P_A}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{AL} \cdot a} + \frac{H_A}{k C_B}}$$

((Levenspiel Ed.2 p.417))

7 Menentukan kecepatan liner gelembung

Untuk menghitung volumetrik gas O₂ pada tiap lubang orifice, digunakan persamaan :

$$Q^{6/5} = \frac{D_B^3 \cdot \pi \cdot g^{3/5}}{8,268}$$

(Perry Ed 5.p. 18-69)

Dimana:

Q =	Kecepatan volumetrik gas tiap lubang orifice	
Db =	diameter gelembung	
	0.8290	cm
g =	gravitasi	
	980	cm/s ²
Q=	8.8403	cm ³ /s

Frekuensi gelembung :

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D_o \cdot \sigma}$$

(perry, ed 5, p15-68)

Dimana :

fb =	Frekuensi gelembung		
$\rho_L =$	Densitas cairan =	0.9920	g/cm ³
$\rho_g =$	Densitas gas =	0.0039	g/cm ³

Do =	Diameter orifice =		0.5	cm
$\sigma =$	Surface tension =		183.9158	dyne/cm
Q =	Kecepatan volumetrik gas tiap lubang orifice =		8.8403	cm ³ /s
g =	Gravitasi bumi =		980	cm/s ²
fb	187.9732	gelembung/dtk		

Volume satu gelombang :

$$V_o = \frac{\pi \cdot D b^3}{6}$$

dimana:

Vo =	Volume satu gelembung
Db =	diameter gelembung

	0.8290	cm
Vo	0.2982	cm ³
	0.000003	m ³

Mengitung jumlah orifice :

dimana :

Nb :	Jumlah oriface	
------	----------------	--

Vo :	0.2982	cm ³
Fvg :	kecepatan laju volumetrik gas	
	21.231,6424	liter/jam
	5.897,6784	cm ³ /dtk
Nb :	19.779,6612	

Menghitung jumlah lubang orifice :

$$N_{hole} = \frac{N_b}{f_b}$$

dimana :

Nhole :	jumlah lubang oriface		
Fb :	frekuensi gelembung	187.9732	gelembung/dtk
Nb :	jumlah oriface	19.779,6612	

Nhole= 105,2259 lubang

8 Menentukan rising velocity

Untuk nilai $D_b > 0.14$ cm, maka terminal velocity dapat dihitung menggunakan persamaan dibawah ini:

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L} + \frac{g \cdot D_b}{2}}$$

((Treyball Ed.3 p.142))

dimana :

$V_t =$	terminal velocity	cm/dt
$\sigma =$	183.9158	gr/dtk ²
$D_b =$	0.8290	cm
$\rho_L =$	0.9920	gr/cm ³
$g =$	980	cm/s ²
$V_t =$	29.2143	cm/dtk

Reynold gelembung :

$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_L}$$

((Treyball Ed 3, p.603))

dimana :

Re =	Reynold Gelembung	
$\rho_L =$	0.9920	gr/cm ³
$D_b =$	0.8290	cm
$V_t =$	29.2143	cm/dtk

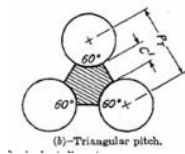
U _I =	0.0121	gr/cm.detik
Re	1.981,9863	

9 Menentukan diameter sparger

Perhitungan oriface :

Dipilih alat berupa perforated plate dengan susunan Triangular Pitch, dengan pertimbangan :

- a jumlah lubang tiap satuan luas lebih banyak dari pada square pith
- b ukuran reaktor menjadi kecil dan turbulensi menjadi lebih terjamin



(Kern, p 139)

diketahui :

Diameter oriface (D _o) :	0.5	cm
jumlah lubang oriface (N _{hole}) :	105.2260	hole

Jika Pt adalah jarak antara pusat lubang oriface, maka:

$$Pt = 1.25 \times D_o$$

(coulson vol 6, p521)

dimana :

Pt :	jarak antara pusat lubang oriface		
D0 :	diameter orifice :	0.5	cm
Pt :	0.625	cm	

Luas lubang orifice

$$Lo = \frac{1}{4} \pi D_o^2$$

dimana:

Lo :	Luas lubang oriface	
Do :	0.5	cm
Lo :	0.1962	cm ²

Pada oriface susunan triangular pitch, diperoleh hubungan :

$$CB^2 = CD^2 + DB^2$$

$$Pt^2 = CD^2 + (1/2 Pt)^2$$

$$C_D = \frac{1}{2} \sqrt{3} Pt$$

Menghitung luas ΔABC dengan rumus :

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} P_t^2$$

$$Pt = 0.625 \text{ cm}$$

$$\text{Luas } \Delta ABC = 0.1691 \text{ cm}^2$$

Menghitung luas lubang ABC dengan rumus :

$$\Delta ABC = 1/8 \cdot \pi \cdot D_o^2$$

$$D_o = 0.5 \text{ cm}$$

$$\text{luas lubang ABC} = 0.0981 \text{ cm}^2$$

Jadi luas plate yang di perlukan tiap lubang (An) :

$$A_n = \frac{\text{Luas 1 lubang oriface} \times \text{Luas } \Delta ABC}{\text{Luas lubang } \Delta ABC}$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot D_o^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3} \cdot P_t^2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2$$

$$A_n = 0.3384 \text{ cm}$$

Luas sparger (ASP) :

$$ASP = N_{\text{hole}} \times A_n$$

$$ASP = 35.5970 \text{ cm}^2$$

Diameter sparger (Dsp) :

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot ASP}{\pi}}$$

Dimana :

Dsp : Diameter sparger

$$D_{sp} = 6.734 \text{ cm} = 0.0673 \text{ m}$$

Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs}) :

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}}$$

dimana :

$F_{vg} =$	21.231,64	l/jam
$=$	5.897,68	cm ³ /dtk
$A_{sp} =$	35.5970	cm ²
$V_{gs} =$	165.6790	cm/dtk
$=$	5.964,44	m/jam

Hold up gas (H_g) :

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

(Ullmann's vol. B4)

dimana :

V_t	29.2143	cm/dtk
V_{gs}	165.68	m/dtk
H_g	0.8501	

Luas interface:

$$a_g = \frac{6}{db} \cdot H_g$$

(Perry, p. 18-138)

Db =	0.8290	cm
Hg =	0.8501	
ag =	6.1526	cm
	0.0615	m

10 Menentukan koefisien transfer fase gas (Kag)

$$\frac{K_g P_t}{G_m} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4}$$

(Treybal ed.3 p74 tabel 3.3)

dimana :

Kag :	koefisien transfer massa fase gas (mol/jam.m ² .Pa)
-------	--

Pt :	Tekanan Total
Kag	koefisien transfer massa fase gas (mol/jam.m ² .Pa)
Pt :	Tekanan Total
Re :	Reynold gelembung
Gm :	kecepatan molar O ₂
Sc :	Schimid number
Pt :	8810600
Re =	1.981,99

Gm :	Fo/Asp
Fo =	1.9150
Asp =	35.5970
=	0.0036
Gm =	537.9658

Mengitung Sc :

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{AL}}$$

(Treybal ed3 p68)

komponen	n = A + BT + CT^2				n Up	cp	gr/cm.dtk
	A	B	C	T			
Oksigen	44.224	5.6200E-01	-1.130E-04	403	270.7121	0.0027071	0.0003

u oksigen =	0.0003	gr/cm.dtk
p oksigen =	0.0039	g/cm ³
Dab =	0.0045	cm ² /detik
Sc =	15.5342	

maka, untuk koefisien transfer massa fase gas dapat diketahui :

Kag =	8.36E-04	kmol/jam.m ² .pa
=	0,84	mol/jam.m ² .pa

11 Menentukan konstanta henri (H_A)

Harga konstanta henri untuk gas O₂ pada larutan isogenol didapatkan dari pendekatan harga konstanta henri untuk O₂ dalam air pada kondisi operasi 130 C.

Table 23.2 Typical Values of $H_A = p_A/C_{A,l}$, Pa · m³/mol, for Common Gases in Water

	N ₂	H ₂	O ₂	CO	CO ₂	NH ₃
20°C	1.45×10^5	1.23×10^5	0.74×10^5	0.96×10^5	2600	0.020
60°C	2.16×10^5	1.34×10^5	1.13×10^5	1.48×10^5	6300	0.096

slightly soluble gas ← → highly soluble gas

dimana harga konstanta henri				
gas O ₂ pada air :				
T (C) :	20	Ha :	74.000,00	Pa.m ³ /mol
T (C) :	60	Ha :	113.000,00	Pa.m ³ /mol
dengan cara ekstrapolasi maka :				
T (C) :	130	Ha :	181.250,00	Pa.m ³ /mol

12 Menentukan volume dan ukuran reaktor

Persamaan reaksi yang digunakan:



Persamaan perancangan reaktor yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$V = F_L \int_{x_{B0}}^{x_{B1}} \frac{dx_B}{-r_A}$$

Dimana :

$FL = F_{bo}$ = kecepatan alir molar umpan cair

B masuk reaktor, Kmol/jam

$$FL = F_{bo} = C_{bo} \cdot F_v L$$

$$F_l = 2.0107$$

$$X = \text{Konversi reaktor} = 95 \%$$

Penentuan laju reaksi sebagai fungsi konsentrasi :

a karena jumlah mol antara reaktan dan produk sama maka tidak terjadi perubahan volume selama reaksi, $V = V_o = F_v$

b karena umpan masuk A dan B ekuimolar, maka $F_{Ao} = F_{Bo}$

Berdasarkan parameter bilangan hatta, maka semua reaksi terjadi pada pada kondisi intermediat, maka menggunakan persamaan dibawah ini :

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}a} + \frac{H_A}{k_{Cb}f_l}} P_A$$

dimana :

FL = Fbo = kecepatan alir molar umpan cair B masuk reaktor, Kmol/jam		
Cbo =	0.0052	Kmol/L
FvL =	387.7843	L/jam
FL =	Fbo=Cbo.FvL	

=	2.0107	L/jam
X =	95%	
Cao =	0.0902	kmol/m ³
Kal =	koefisien transer massa fase cair	
	0.0058	m/s
Kag =	koefisien transer massa fase gas	
	0.8363	mol/jam.m ² .pa
Ha =	Konstanta henry	
=	181.250,00	Pa.m ³ /mol
PA =	konsentrasi baha (C ₁₀ H ₁₂ O ₂) difase cair dinyatakan tekanan	
=	3.6437	pa
K =	konstanta kecepatan reaksi	
=	1.4322	L/mol detik
	143.2	kmol
E =	Enhancement faktor	
=	1	
a =	luas kontak gas dan cairan	
=	200	m ² /m ³
fl	volume fraksi cairan	
	0.90%	

Diperoleh hasil:

$$\frac{1}{K_{ag}.a}$$

$$= 0.00598 \text{ m}^3.\text{jam.Pa/mol}$$

$$\frac{H_A}{K_{al}.a.E}$$

$$= 155.376,12 \text{ m}^3.\text{jam.pa/mol}$$

$$\frac{1}{K_{ag}.a} + \frac{H_A}{K_{al}.a.E}$$

$$= 155.376,1253 \text{ m}^3.\text{jam.pa/mol}$$

$$1 / (K_{AG}.a)$$

$$HA / (K_{AL}.A)$$

$$\frac{1}{K_{AG}.a} + \frac{HA}{K_{AL}.a}$$

$$\frac{HA}{KCBO (1-x)}$$

$$= 24,408 \frac{1}{(1-x)} \text{ m}^3.\text{jam.pa/mol}$$

$$r_A = \frac{810600}{155.376,12 + 24,408 \frac{1}{(1-x)}}$$

Maka volume reaktor =

$$V = F_L \int_{X_{B0}}^{X_{B1}} \frac{dx_B}{-r_A}$$

$$V = 2010,65 \text{ mol/jam} \int_0^{0.95} \frac{dx_B}{\frac{810600}{155,376.12 + 24.41 \frac{1}{(1-x)}}} \text{ m}^3 \text{ jam/mol}$$

$$V = 2010,65 \text{ mol/jam} \left(\frac{\frac{1}{810600}}{\frac{155,376.12 + 24.41}{(1-0.95)}} - \frac{\frac{1}{810600}}{\frac{155,376.12 + 24.41}{(1-0)}} \right)$$

$$V = 1.15 \text{ m}^3 = 1.150,30 \text{ L}$$

Waktu reaksi :

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

$$Fv_l = 387.7843 \text{ L/jam}$$

$$T = 2.9663 \text{ jam}$$

Volume reaktor :

Volume teoritis reaktor = volume cairan+ volume gas

$$V_t = V_{\text{cairan}} + V_t.H_g$$

$$V_t - V_t.H_g = V_{\text{cairan}}$$

$$V_t (1 - H_g) = V_{\text{cairan}}$$

$$V_t = V_{\text{cairan}} / (1 - H_g)$$

dimana :

$$V_{\text{cairan}} = 1.150,30 \text{ L}$$

$$H_g = \text{hold up gas} = 0.8501$$

$$V_t = 7.673,84 \text{ L}$$

$$= 7,6738 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan over design = 20%

$$V \text{ design reaktor} = 1,2 \times V_{\text{teoritis reaktor}} = 9.208,60 \text{ L} = 9,20 \text{ m}^3$$

Mencari diameter dan tinggi reaktor berdasarkan volume over design

Reaktor berupa vessel yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk torispherical. Bentuk reaktor dipilih silinder tegak dengan H: D=2 : 1

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume head})$$

Diketahui :

$$\text{Vol. teoritis reaktor} = 7,6738 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. design reaktor} = 9,2086 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume silinder /shell} =$$

$$V_r = 1/4 \pi \cdot D_r^2 \cdot H_r$$

$$4V_r = \pi \cdot D_r^2 \cdot 2D_r$$

$$4V_r = 2 \pi D_r^3$$

$$D_r = (4V_r / 2 \pi)^{1/3}$$

Diameter reaktor (D_r) :

$$= 1,6781 \text{ m}$$

$$= 5,5057 \text{ ft}$$

$$= 66,0660 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder reaktor (Hs)} = 2 \cdot D_r = 3,3562 \text{ m} = 132,1320 \text{ ft}$$

$$\text{Volume head to straightflange (Vh)} \quad V_h = 0,000049 \cdot D_r^3$$

Dimana : (Brownell&Young Eq.5.11 p.88)

Vh = volume torispherical dished head to straightflange, ft³

Dr = diameter dalam reaktor, inchi

Diperoleh :

$$V_h = 14,1296 \text{ ft}^3 = 0,4001 \text{ m}^3$$

Volume cairan dan gas dalam shell

= volume cairan dan gas - volume cairan di head bagian dasar

$$= 7,2737 \text{ m}^3$$

Luas penampang reaktor (Ar) :

$$A_r = (\pi / 4) D^2$$

$$= 2,2105 \text{ m}^2$$

$$= 23,7940 \text{ ft}^2$$

Menentukan jarak *sparger* (*perforated plate*) dengan dinding reaktor

$$D_r = D_{sp} + 2 \cdot ID = 0,3971 \text{ m}$$

Tinggi cairan dan gas dalam reaktor

$$= (\text{Volume cairan} / \text{Luas penampang reaktor})$$

$$= 3,4715 \text{ m}$$

13 menghitung tebal dinding reaktor

Direncanakan menggunakan bahan Carbon steel SA-283 grade C:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

(Pers. 13.1; hal 254; Brownell)

Dimana:

P : tekanan

r_i : radius tangki

f : Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-285 Grade C, dengan nilai

S = maksimum allowable stress = 13.750 psi (Brownell & Young, 1959).

E : Efisiensi pengelasan

C : Faktor korosi

$P = 9,6 \text{ atm} = 141.12 \text{ psi}$

$r_i = 0,8390 \text{ m} = 33,0330 \text{ in}$

$f = 13650 \text{ psi}$

$E = 0.8$

$C = 0.125$

Nilai t_s diperoleh :

$t_s = 0.5521$

Digunakan tebal shell standar $5/8 = 0,625 \text{ in}$, (dari table 5.6 brownell), maka

diperoleh nilai *standard straight flange* (sf) antara 1,5- 3,5 inch. Diambil: nilai

standard straight flange (sf) : (Brownell&Young table 5.6)

$= 3 \text{ inch}$

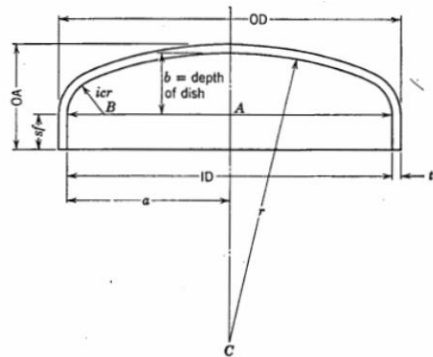
$= 0,0762 \text{ m}$

Inside corner radius

(icr) = 3 inch = 0,0762 m

Hubungan dimensional untuk flanged and dished heads (Torispherical Dished

Head)



Torispherical dishhead head (Brownell & Young, 1959)

$$a = ID/2 = 32,6580 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 14,1562 \text{ in}$$

$$AB = (ID/2) - icr = 29,6580 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 45 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 33,8438 \text{ in}$$

$$OA = \text{thstandart} + b + sf = 15,3207 \text{ in}$$

Volume Total Reaktor

Volume total sebuah head $V_{t.head}$

$$= 0,000049 \text{ dr}^3$$

$$= 14,1296 \text{ ft}^3$$

$$= 0,4001 \text{ m}^3$$

b. Volume total reaktor

$$V_{\text{total reaktor}} = V_{\text{silinder reaktor}} + (2 \times V_{t.head})$$

$$= 9,2086 \text{ m}^3$$

Tinggi Total Reaktor Tinggi

$$\text{total reaktor} = \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head}) = 4,1344 \text{ m}$$

NERACA PANAS

Suhu masuk reaktor (T_r) : $130\text{ }^{\circ}\text{C} = 403\text{ K}$

Suhu referensi (T_{ref}) : $25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$

Neraca Energi masuk reaktor umpan cair

komponen	bm	massa	mol	$\int C_p.dT$	$\Delta H = \sum n_i \int C_p.dT$
		(kg/jam)	kmol/jam	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
c10h12o2	164	329.7469707	2.0107	352.8007	709.3595248
h2o	18	17.47011688	0.9706	87.22212	84.65447948
NaOH	40	25.12477514	0.6281	65.7764	41.31543149
c8h8o3	154	25.84350927	0.1678	301.1708	50.54097637
total		398.1853719	3.6093		835.3294

Neraca energi masuk reaktor umpan gas :

komponen	bm	massa	mol	$\int C_p.dT$	$\Delta H = \sum n_i \int C_p.dT$
		(kg/jam)	kmol/jam	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
o2	32	61.2799	1.9150	30.1036	57.64833696
N2	28	100.8566	3.6020	29.2601	105.3954726
total		162.1365	5.5170		163.0438095

$\Delta H_{in\text{ Total}} = 998.3732\text{ kJ/jam}$

Neraca energi keluar reaktor fase cair :

komponen	bm	massa	mol	$\int C_p.dT$	$\Delta H = \sum n_i \int C_p.dT$
		(kg/jam)	kmol/jam	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
c10h12O2	164	15.7030	0.0957	352.8007	33.7806336

komponen	bm	massa	mol	$\int C_p.dT$	$\Delta H = \sum n_i \int C_p.dT$
		(kg/jam)	kmol/jam	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
h ₂ O	18	43.3811	2.4101	87.22212	210.210593
NaOH	40	12.5624	0.3141	65.7764	20.65771574
c ₈ h ₈ o ₃	152	276.5257	1.8192	301.1708	547.9044358
total		348.1722	4.6391		812.5533781

Neraca energi keluar reaktor fase gas :

komponen	bm	massa	mol	$\int C_p.dT$	$\Delta H = \sum n_i \int C_p.dT$
		(kg/jam)	kmol/jam	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
O ₂	32	3.0640	0.0957	30.1036	2.882416848
N ₂	28	100.8565669	3.6020	29.2601	105.3954726
c ₂ h ₂	26	47.3005	1.8192	50.2802	91.47216334
total		151.221017	5.517018351		199.7500528

$\Delta H_{out} \text{ Total} = 1012.30 \text{ kJ/jam}$

diperoleh panas yang masuk ke reaktor sebesar:				
ΔH reaktan	998.3732	kJ/jam	238.6169	kcal/jam
ΔH produk	1012.303431	kJ/jam	241.9463	kcal/jam

Panas reaksi (ΔH_R)



Panas Masuk Reaktor :

Komponen	massa (kg/jam)	ΔH_f 298 K (kJ/kmol)	$\Delta H_{f.m}$
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	329.7469707	-216.98	-71548.49769

Komponen	massa (kg/jam)	ΔH_f 298 K (kj/kmol)	$\Delta H_f.m$
C ₈ H ₈ O ₃	276.5257	-369	-102037.993
C ₂ H ₂	47.3005	226.73	10724.43175
H ₂ O	17.47011688	-285.83	-4993.483507
total	671.0432671	-645.08	-167855.5425

pada suhu 298 k :

ΔH_R 298 =	ΔH_f produk - ΔH_f reaktan	
	-25496.01184	Kj/Kmol
ΔH_r =	-7.65E+04	Kj/Kmol
ΔH_p =	-102,038	Kj/Kmol
ΔH_R	-5.10E+04	Kj/Kmol
ΔH_R	-1.22E+04	kkal/kmol

$$Q_{reaksi} = \Delta H_R \cdot F_{Ao} \cdot X$$

$$Q_{reaksi} = -97,400.87 \text{ Kj/jam} = 97400.86627 \text{ Kj/jam}$$

$$Q_{pendingin} = 97,387 \text{ Kj/jam}$$

Energi Total pada Reaktor (R-01):

Input	Kj/jam	Output	Kj/jam
ΔH_{in} Total	998.3732	ΔH_{out} Total	1,012.3034
Q_{reaksi}	97,400.8663	$Q_{pendingin}$	97,386.9361
	98,399.2395		98,399.2395

Perancangan Pendinginan

Reaksi yang berlangsung dalam sistem merupakan eksotermis, artinya dibutuhkan suatu pendingin yang dapat mempertahankan suhu dalam reaktor sebesar 130 °C, maka dibutuhkan pendingin yang mampu mempertahankan suhu tersebut. Oleh karena itu digunakan media pendingin berupa Dowtherm A. Diketahui :

- Suhu operasi = 130 °C = 403 K = 266 °F
- Pendingin masuk (t_1) = 30 °C = 303 K = 86 °F
- Pendingin keluar (t_2) = 50 °C = 323 K = 122 °F

$$t_{\text{rata - rata}} = (t_1 + t_2) / 2 = 40 \text{ °C} = 313 \text{ K} = 104 \text{ °F}$$

Menentukan kebutuhan pendingin :

$$W_P = Q_H / C_P \times \Delta T$$

Jenis pendingin yang dipakai downthem A:

$$t_1 = 303 \text{ k}$$

$$t_2 = 323 \text{ k}$$

$$C_p \text{ downtherm} = 1.5 \text{ kJ/kg.k}$$

$$Q_h = 97,387 \text{ kJ/jam}$$

Diperoleh W_p sebesar :

$$W_p = 3246.231203 \text{ kg/jam}$$

Mencari debit air pendingin :

densitas pada suhu 30 C = 1150 kg/m³

Densitas pada suhu 50 C = 1100 kg/m³

densitas rata rata = 1125 kg/m³

diperoleh sebesar :

$Q_a = w_p / \text{densitas}$

$Q_a = 2.885538847 \text{ m}^3/\text{jam}$

Menentukan nilai delta T LMTD :

Hot		cold	
266	high	122	144
266	low	86	180

$$\frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$\Delta T \text{ LMTD} = 161.3311 \text{ F}$

Pemilihan pendingin

1. Luas perpindahan panas yang tersedia (A tersedia).

A tersedia = luas selimut reaktor x luas penampang reaktor $A = (\pi \times D_r \times H_s) + (1/4 D_r^2)$

Diketahui :

- $D_r = 5,5057 \text{ ft}$

- $H_s = 11,0115 \text{ ft}$

$$A \text{ tersedia} = 197,9479 \text{ ft}^2$$

2. Luas perpindahan panas yang di butuhkan

Dari tabel 8, kern didapatkan *overall heat transfer* U_d dengan *hot fluid* yaitu *heavy organik* dan *cold fluid* yaitu *water* dengan nilai U_d overall = 5 – 75 Btu/jam.ft².°F

$$\text{Dipilih } U_d = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$A \text{ kebutuhan} = Q / U_d \times \Delta T \text{ LMTD} = 8,0486 \text{ ft}^2$$

$A \text{ kebutuhan} < A \text{ tersedia}$, sehingga jenis pendingin yang digunakan berupa jaket pendingin.

Diameter dalam jaket (D1)

$$D1 = \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) = 0,8334 \text{ m}$$

Tinggi jaket

Tinggi jaket dirancang 1,2 dari tinggi cairan, sehingga tinggi jaketnya adalah 4,1658 m. Asumsi jarak jaket

Asumsi jarak jaket

$$= 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

Diameter luar jaket

$$(D_2) D_2 = D_1 + (2 \times \text{jarak jaket}) = 1,0874 \text{ m}$$

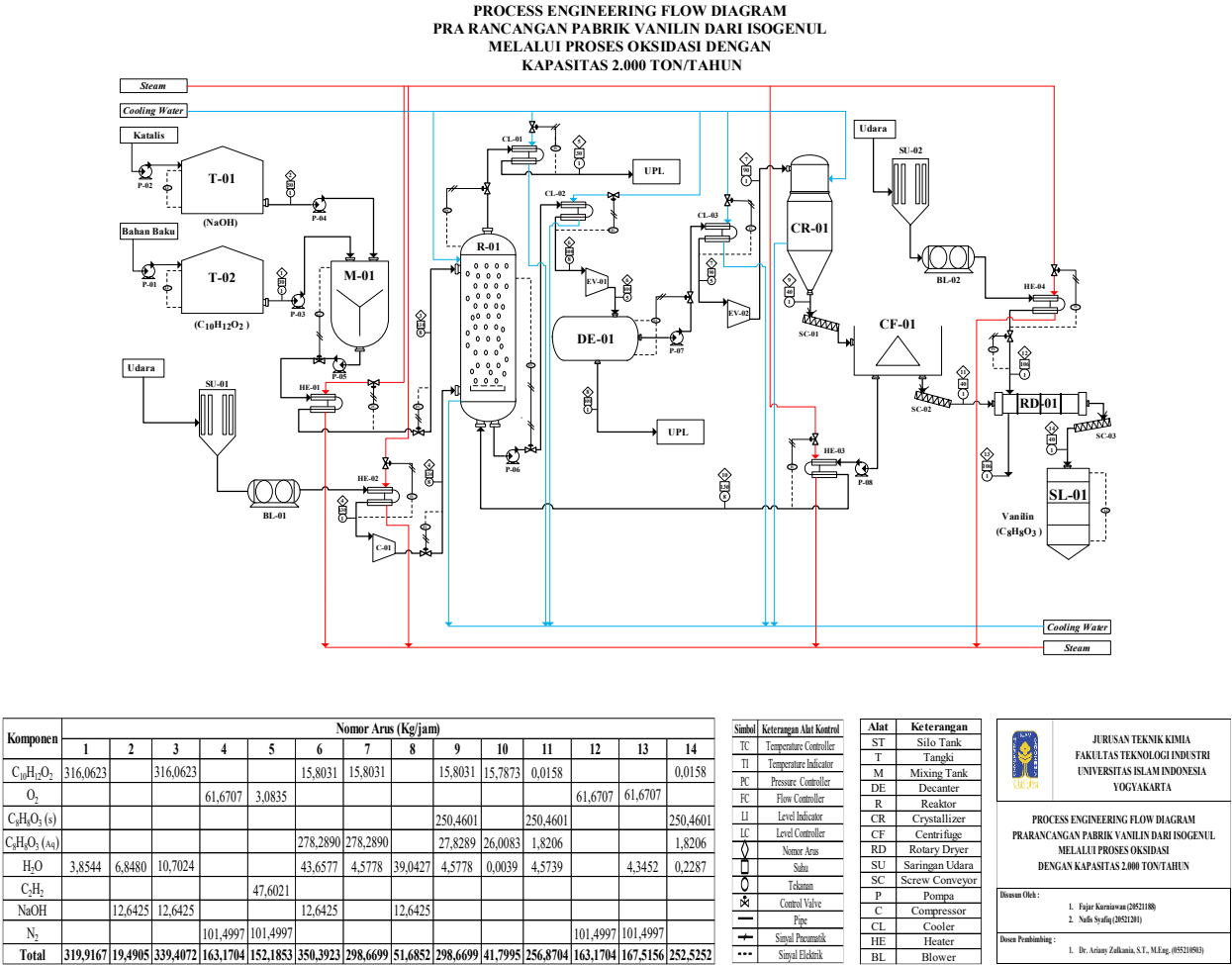
Luas yang dilalui air pendingin

$$A = \pi/4 (D_2^2 - D_1^2) = 0,3839 \text{ m}^2$$

Kecepatan air pendingin (v)

$$v = Q_a / A = 7,5341 \text{ m/jam}$$

LAMPIRAN B***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PFED)***



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRA RANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Fajar Kurniawan
No. Mahasiswa 1 : 20521188
Nama Mahasiswa 2 : Nafis Syafiq
No. Mahasiswa 2 : 20521201
Judul Pra rancangan Pabrik : Prarancangan Pabrik Vanilin dari Isoeugenol
Dengan Kapasitas 2.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 13 Maret 2024
Selesai Masa Bimbingan :

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	25 Maret 2024	Latar Belakang, tinjauan teori, kapasitas	
2.	22 April 2024	Spesifikasi Produk	
3.	27 Mei 2024	Spesifikasi bahan baku	
4.	17 Juni 2024	Diagram alir Kualitatif	
5.	22 Juli 2024	Diagram alir kuantitatif	
6.	19 Agustus 2024	Neraca massa	
7.	1 Oktobe 2024	Perancangan reaktor	
8.	25 November 2024	Perancangan alat pendukung	
9.	20 Januari 2025	PEFD	
10.	23 Februari 2025	Spesifikasi alat	
11.	30 Maret 2025	Neraca panas	
12.	7 April 2025	Lokasi dan tata letak pabrik	
13.	6 Mei 2025	Utilitas	
14.	26 Mei 2025	Evaluasi ekonomi	
15.	1 Juni 2025	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 2 Juni 2025
Pembimbing,


(Dr. Ariany Zulkarnia, S.T., M.Eng)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy