

**PRA RANCANGAN PABRIK VANILLIN DARI ISOEUGENOL
MELALUI PROSES OKSIDASI DENGAN
KAPASITAS 2000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Disusun Oleh:

Rizka Dwi Utami Putri 16521198

Anindita Ratih Hapsari 16521214

**PRODI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2020**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK *VANILIN* DARI ISOEUGENOL MELALUI PROSES OKSIDASI DENGAN KAPASITAS 2000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Rizka Dwi Utami Putri

Nama : Anindita Ratih Hapsari

NIM : 16521198

NIM : 16521214

Yogyakarta, 24 Oktober 2020

Menyatakan bahwa naskah Pra Rancangan Pabrik ini telah disusun sesuai dengan kaidah ilmiah. Apabila terdapat pelanggaran atau ketidaksesuaian, kami siap menanggung resiko sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Rizka Dwi Utami Putri

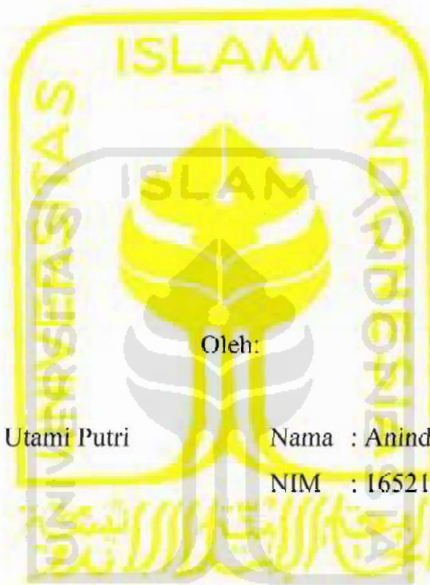


Anindita Ratih Hapsari

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK *VANILLIN* DARI ISOEUGENOL
MELALUI PROSES OKSIDASI DENGAN KAPASITAS 2000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



Oleh:

Nama : Rizka Dwi Utami Putri
NIM : 16521198

Nama : Anindita Ratih Hapsari
NIM : 16521214

Yogyakarta, 24 Oktober 2020

Pembimbing I,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Pembimbing II,



Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK VANILLIN DARI ISOEUGENOL
MELALUI PROSES OKSIDASI DENGAN KAPASITAS 2000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Rizka Dwi Utami Putri

Nama : Anindita Ratih Hapsari

NIM : 16521198

NIM : 16521214

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
Yogyakarta, 6 November 2020

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Ketua

(.....)

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

Anggota I

(.....)

Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Anggota II

(.....)

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik *Vanillin* dari Isoeugenol Melalui Proses Oksidasi dengan Kapasitas 2000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat 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 berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan ridho-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir.
2. Orang Tua penyusun yaitu Bapak Mismam Syarifudin, S.E., M.Si. dan Ibu Sri Hartati serta Bapak Sihnata, S.Pd.,M.Pd. dan Ibu Endah Suryandari Martani, S.Pd.,M.Pd, yang selalu memberikan do'a dan dukungan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 1 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing 2 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan serta revisian dalam penyusunan dan penulisan yang sangat penting bagi kami untuk proses pembelajaran kami hingga menjadi lebih baik.
7. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia UII angkatan 2016 yang saling membantu dalam membagikan ilmu.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

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

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, 24 Oktober 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xii
ABSTRAK	xiii
ABSTRACT	xiv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.3 Proses Pembuatan <i>Vanillin</i>	11
1.3.4 Kegunaan Produk.....	15
BAB II.....	16
PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk.....	16
2.1.1 <i>Vanillin</i>	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	17
2.2.1 Isoeugenol.....	17
2.2.2 Oksigen.....	17
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	18
2.3.1 Natrium Hidroksida.....	18
2.4 Pengendalian Kualitas	18
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	18

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	19
2.4.3 Pengendalian Waktu Produksi	21
2.4.4 Pengendalian Kualitas Produk.....	21
BAB III.....	22
PERANCANGAN PROSES	22
3.1 Uraian Proses	22
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	22
3.1.2 Tahap Reaksi	22
3.1.3 Tahap Pemisahan Produk.....	23
3.1.4 Tahap Pengemasan Produk.....	24
3.2 Spesifikasi Alat Proses	24
3.3 Perancangan Produksi.....	47
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku	47
3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses	47
BAB IV	48
PERANCANGAN PABRIK	48
4.1 Lokasi Pabrik	48
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	49
4.1.2 Faktor Sekunder	50
4.2 Tata Letak Pabrik	51
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	54
4.4 Aliran Proses dan Material.....	57
4.4.1 Neraca Massa Total.....	57
4.4.2 Neraca Massa Alat	57
4.4.3 Neraca Panas.....	59
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	62
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	62
4.5.1.1 Unit Penyediaan Air	62
4.5.1.2 Unit Pengolahan Air.....	65
4.5.1.3 Kebutuhan Air.....	71
4.5.2 Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>).....	74

4.5.3 Spesifikasi Alat Utilitas.....	80
4.6 Organisasi Perusahaan.....	86
4.6.1 Bentuk Perusahaan.....	86
4.6.2 Struktur Organisasi.....	87
4.6.3 Tugas dan Wewenang.....	87
4.6.4 Status Karyawan.....	96
4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	97
4.7 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	99
4.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	102
4.9 Evaluasi Ekonomi.....	103
4.9.1 Harga Alat.....	105
4.9.2 Dasar Perhitungan.....	110
4.9.3 Perhitungan Biaya.....	110
4.9.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>).....	110
4.9.3.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	111
4.9.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expense</i>).....	113
4.9.4 Analisa Keuntungan.....	114
4.9.5 Analisa Kelayakan.....	115
4.9.5.1 <i>Return on Investment</i> (ROI).....	115
4.9.5.2 <i>Pay Out Time</i> (POT).....	115
4.9.5.3 <i>Break Even Point</i> (BEP).....	116
4.9.5.4 <i>Shut Down Point</i> (SDP).....	118
4.9.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate</i> (DCFR).....	119
BAB V.....	122
KESIMPULAN.....	122
DAFTAR PUSTAKA.....	123
LAMPIRAN A.....	126
LAMPIRAN B.....	152
LAMPIRAN C.....	126

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor <i>Vanillin</i> di Indonesia	3
Tabel 1.2 Data Perkembangan Produksi <i>Vanillin</i> di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Perkembangan Ekspor <i>Vanillin</i> di Indonesia.....	6
Tabel 1.4 Data Konsumsi <i>Vanillin</i> di Indonesia.....	7
Tabel 1.5 Pabrik <i>Vanillin</i> di Luar Negeri.....	10
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	52
Tabel 4.2 Neraca Massa Total	56
Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor	57
Tabel 4.4 Neraca Massa Dekanter	57
Tabel 4.5 Neraca Massa <i>Crystallizer</i>	57
Tabel 4.6 Neraca Massa <i>Centrifuge</i>	58
Tabel 4.7 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i>	58
Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor	58
Tabel 4.9 Neraca Energi Dekanter.....	59
Tabel 4.10 Neraca Energi <i>Crystallizer</i>	59
Tabel 4.11 Neraca Energi <i>Centrifuge</i>	59
Tabel 4.12 Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i>	59
Tabel 4.13 Kebutuhan Air Proses Pendingin	71
Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pemanas	72
Tabel 4.15 Total Kebutuhan Air.....	74
Tabel 4.16 Kebutuhan Listrik Alat Proses	76
Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik Utilitas	77
Tabel 4.18 Rincian Kebutuhan Listrik.....	78
Tabel 4.19 Spesifikasi Pompa Utilitas	80
Tabel 4.20 Spesifikasi Pompa Utilitas	81
Tabel 4.21 Spesifikasi Pompa Utilitas	82
Tabel 4.22 Spesifikasi Pompa Utilitas	82
Tabel 4.23 Spesifikasi Bak Penampung.....	83
Tabel 4.24 Spesifikasi Bak Penampung.....	83

Tabel 4.25 Spesifikasi Tangki	84
Tabel 4.26 Spesifikasi Tangki	84
Tabel 4.27 Jadwal Shift Karyawan.....	98
Tabel 4.28 Jumlah Karyawan Pabrik.....	99
Tabel 4.29 Penggolongan Jabatan	100
Tabel 4.30 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	101
Tabel 4.31 Indeks Harga Alat.....	105
Tabel 4.32 Harga Alat Proses.....	108
Tabel 4.33 Harga Alat Utilitas.....	119
Tabel 4.34 <i>Physical Plant Cost</i>	110
Tabel 4.35 <i>Direct Plant Cost</i>	111
Tabel 4.36 <i>Fixed Capital Investment</i>	111
Tabel 4.37 <i>Working Capital Investment</i>	111
Tabel 4.38 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	112
Tabel 4.39 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	112
Tabel 4.40 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	113
Tabel 4.41 <i>Total Manufacturing Cost</i>	113
Tabel 4.42 <i>General Expenses</i>	113
Tabel 4.43 <i>Total Production Cost</i>	113
Tabel 4.44 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i>	117
Tabel 4.45 <i>Annual Regulated Expenses</i>	117
Tabel 4.46 <i>Annual Variable Value</i>	117
Tabel 4.47 <i>Annual Sales Value</i>	117

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kebutuhan Impor <i>Vanillin</i> di Indonesia	3
Gambar1.2 Produksi <i>Vanillin</i> di Indonesia.....	4
Gambar 1.3 Kebutuhan Ekspor <i>Vanillin</i> di Indonesia.....	6
Gambar 1.4 Konsumsi <i>Vanillin</i> di Indonesia.....	8
Gambar 1.5 Struktur Kimia <i>Vanillin</i>	11
Gambar 1.6 Pergeseran Ikatan Rangkap Eugenol, cis- eugenol, dan trans Eugenol	12
Gambar 1.7 Reaksi Pembentukan <i>Vanillin</i> Dari Lignin	14
Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik.....	48
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik <i>Vanillin</i>	53
Gambar 4.3 <i>Layout</i> Alat Proses Pabrik <i>Vanillin</i>	56
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif	60
Gambar 4.5 Diagram alir kuantitatif	61
Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas	66
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Pabrik <i>Vanillin</i>	90
Gambar 4.8 Grafik Korelasi Kapasitas Produksi dengan Biaya	118

ABSTRAK

Pra rancangan pabrik *Vanillin* dari Isoeugenol melalui proses oksidasi dengan kapasitas 2000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi permintaan *Vanillin* yang tinggi dan mengurangi jumlah impor. *Vanillin* biasa digunakan untuk bahan penguat rasa minuman, bahan farmasi, dan makanan. Pabrik ini akan didirikan di Cileungsi dengan jumlah karyawan 130 orang. Pada proses pembuatan *Vanillin* ini, bahan baku yang digunakan adalah Isoeugenol sebesar 1.338 kg/jam dan Oksigen sebesar 55 kg/jam. Sedangkan utilitas yang dibutuhkan yaitu air sebesar 24.638 kg/jam, listrik sebesar 352 Kw, udara tekan sebesar 56 m³/jam, bahan bakar solar sebesar 157 kg/jam dan bahan bakar fuel oil sebesar 38 kg/jam. Isoeugenol direaksikan dengan Oksigen membentuk Asetilena, Air dan *Vanillin* di dalam Reaktor Gelembung pada suhu 130 C dan 1 atm dengan konversi 95 %. Hasil studi evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa modal investasi pabrik ini sebesar Rp 367.070.021.443 dengan biaya produksi sebesar Rp 349.877.326.663 dan laba setelah pajak diperkirakan sebesar Rp 73.560.130.706. Berdasarkan kondisi operasi, pabrik *Vanillin* ini tergolong sebagai pabrik resiko rendah. Hasil analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan bahwa *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 28,63 % dan 20 % dengan *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak sebesar 3 dan 3,33 tahun. Sedangkan *Break Even Point* (BEP), *Shut Down Point* (SDP), dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 41 %, 13 % dan 24 %. Dari data analisis kelayakan di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci : *Vanillin*, oksidasi, Isoeugenol, Cileungsi

ABSTRACT

The pre-designed Vanillin plant from Isoeugenol through the oxidation process with a capacity of 2000 tons / year was established because the high demand for Vanillin and reduce imports. Vanillin is commonly used as a flavor for beverages, pharmaceutical ingredients and food. This factory will be established in Cileungsi with 130 employees. In the process of making Vanillin, the raw materials used are Isoeugenol of 1.338 kg / hour and oxygen of 55 kg / hour. Meanwhile, the utilities required for water is 24,638 kg / hour, electricity is 352 Kw, compressed air is 56 m³ / hour, solar is 157 kg / hour and fuel oil is 38 kg / hour. Isoeugenol is reacted with oxygen to form acetylene, water and vanillin in the bubble reactor at a temperature of 130 C and 1 atm with a conversion of 95%. The results of the economic evaluation study show that the investment capital for this factory is IDR 367,070,021,443 with a production cost of IDR 349,877,326,663 and an estimated profit after tax of IDR 73,560,130,706. Based on operating conditions, the Vanillin plant is classified as a low risk factory. The results of the economic analysis of this factory show that the percent returns on investment (ROI) before and after tax are 28.63% and 20% with Pay Out Time (POT) before and after tax are 3 and 3.33 years. Meanwhile, Break Even Point (BEP), Shut Down Point (SDP), and Counted Cash Flow Rate (DCFR) are 41%, 13% and 24%. From the feasibility analysis data above, it can be concluded that this factory is profitable and worthy of further study.

Keywords: Vanillin, oxidation, Isoeugenol, Cileungsi

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia adalah negara yang kaya akan sumber daya alamnya. Indonesia juga merupakan negara agraris dimana sebagian besar penduduknya bekerja di sektor pertanian maupun bercocok tanam, salah satunya adalah *Vanillin*. Orang Eropa menyebut Indonesia dengan sebutan '*Java Vanilla Beans*' karena produk vanilla di wilayah Indonesia merupakan salah satu produk paling berkualitas di dunia.

Vanillin adalah senyawa organik dengan rumus molekul $C_8H_8O_3$. *Vanillin* biasa digunakan untuk bahan penguat rasa untuk minuman, bahan farmasi, dan makanan. *Vanillin* juga dapat digunakan dalam pembuatan parfum, pakan ternak, serta produk-produk pembersih. Senyawa ini memiliki nama IUPAC 4-Hidroksi-3-Metoksibenzaldehid.

Dalam situs jual beli Alibaba disebutkan bahwa harga *Vanillin* alami adalah Rp 280.288 per kilogram. Sedangkan harga *Vanillin* sintesis adalah Rp 227.480. Oleh karena itu, banyak pabrik yang menggunakan bahan baku *Vanillin* alami beralih mengimpor *Vanillin* sintesis. (Alibaba, 2020).

Untuk memenuhi permintaan *Vanillin* dan mengurangi jumlah impor *Vanillin* maka diperlukan usaha produksi *Vanillin* di Indonesia.

Pabrik *Vanillin* perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Menghemat devisa negara karena dengan adanya pabrik *Vanillin* ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan *Vanillin* dalam negeri.

2. Mengurangi ketergantungan impor *Vanillin* dari luar negeri.
3. Memacu perkembangan industri di Indonesia.
4. Mengurangi tingkat pengangguran dengan cara membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar wilayah industri yang didirikan.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Penentuan kapasitas produksi dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu:

1.2.1 Kebutuhan/ Pemasaran Produk di Indonesia

a. *Supply*

- **Impor**

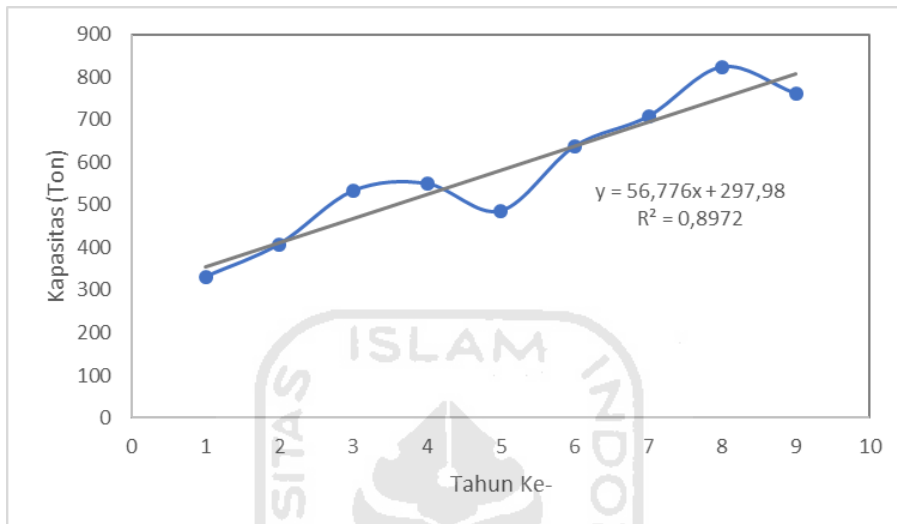
Menurut data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia masih mengimpor *Vanillin* dari luar negeri. Perkembangan data impor *Vanillin* di Indonesia pada tahun 2011 sampai tahun 2019 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Perkembangan Impor *Vanillin* di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2011	331,028
2012	407,583
2013	532,756
2014	549,866
2015	485,666
2016	637,226
2017	707,442
2018	823,885
2019	761,257

Sumber : (Badan Pusat Statistik, 2020)

Dari data di atas dapat dibuat grafik linear antara tahun ke-n (sumbu x) dan kapasitas (sumbu y). Dengan tahun 2011 sebagai tahun ke-1, tahun 2012 sebagai tahun ke-2, dan seterusnya. Grafik linear kebutuhan impor *Vanillin* di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Kebutuhan Impor *Vanillin* di Indonesia

Dari persamaan $y = 56,776x + 297,98$ dapat dihitung perkiraan jumlah impor *Vanillin* di Indonesia dengan x adalah tahun ke-(n) dan y adalah jumlah impor. Sehingga perkiraan kebutuhan impor *Vanillin* di Indonesia pada tahun 2025 (tahun ke-15) dapat dihitung sebagai berikut:

$$Y = 56,776x + 297,98$$

$$Y = 56,776 (15) + 297,98$$

$$Y = 1.149 \text{ ton/tahun}$$

- **Produksi Dalam Negeri**

Produksi *Vanillin* di Indonesia berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) mengalami peningkatan tajam pada tahun 2012. Perkembangan data produksi *Vanillin* dapat dilihat pada Tabel 1.2.

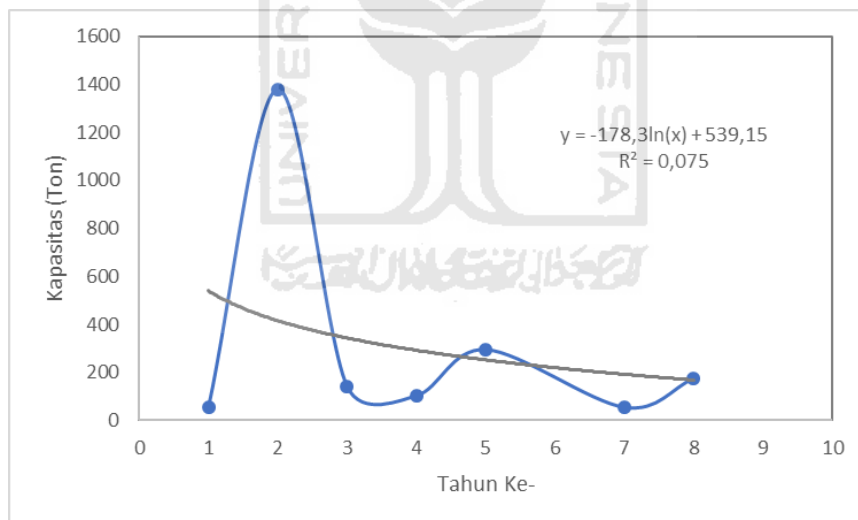
Dengan tahun 2011 adalah tahun ke-1, sehingga perkiraan tahun 2025 adalah tahun ke-15.

Tabel 1.2 Data Perkembangan Produksi *Vanillin* di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)
2011	54
2012	1379
2013	142
2014	103
2015	295
2017	54,3712
2018	175

Sumber : (Badan Pusat Statistik, 2020)

Sehingga didapat grafik linear sebagai berikut:



Gambar1.2 Produksi *Vanillin* di Indonesia

Perkiraan produksi *Vanillin* di Indonesia pada tahun 2025 (tahun ke-15) dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$Y = -178,3\ln(x) + 539,15$$

$$Y = -178,3\ln(15) + 539,15$$

$$Y = 56 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan impor dan produksi *Vanillin* di Indonesia pada tahun 2025, maka dapat ditentukan nilai *supply* (penyediaan) dari *Vanillin* di Indonesia, yaitu:

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi Dalam Negeri}$$

$$= (1.149 + 56) \text{ ton/tahun}$$

$$= 1.205 \text{ ton/tahun}$$

b. Demand

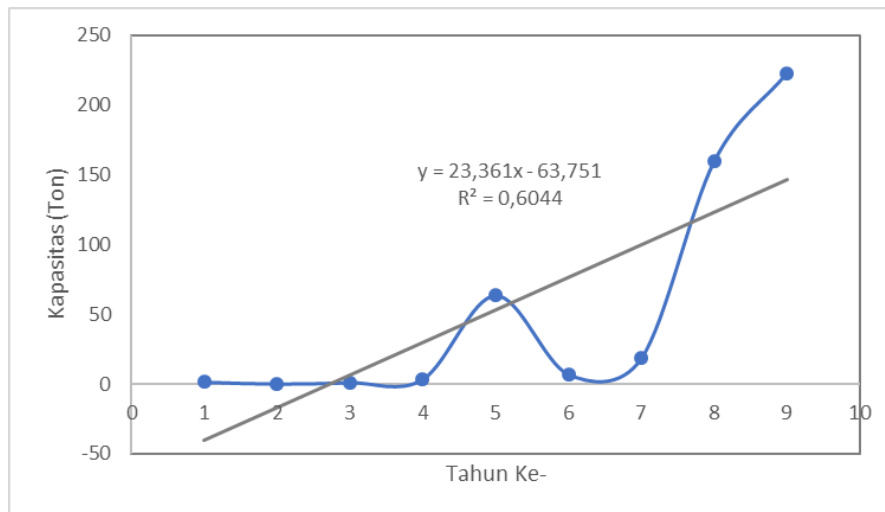
• **Ekspor**

Data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) tentang ekspor *Vanillin* di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan tajam pada tahun 2018. Perkembangan data ekspor *Vanillin* di Indonesia pada tahun 2011 sampai tahun 2019 dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3 Data Perkembangan Ekspor *Vanillin* di Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2011	1,497
2012	0,15
2013	1,105
2014	3,419
2015	63,475
2016	7,018
2017	18,513
2018	159,596
2019	222,728

Sumber : (Badan Pusat Statistik, 2020)



Gambar 1.3 Kebutuhan Ekspor *Vanillin* di Indonesia

Dari persamaan di atas, diperoleh perhitungan sebagai berikut:

$$Y = 23,361x - 63,751$$

$$Y = 23,361 (15) - 63,751$$

$$Y = 286 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga untuk tahun 2025 (tahun ke-15) diperkirakan kebutuhan ekspor *Vanillin* di Indonesia sebesar 286 ton/tahun.

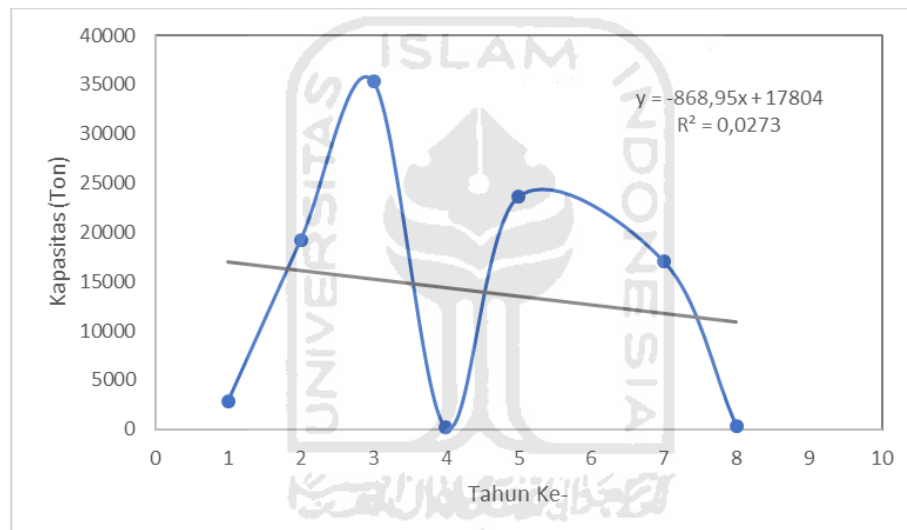
- **Konsumsi**

Perkembangan data konsumsi *Vanillin* di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4 Data Konsumsi *Vanillin* di Indonesia

Tahun Ke-	Konsumsi (Ton/Tahun)
1	2800
2	19206
3	35396
4	145
5	23623
7	17072,452
8	316,392

Sumber : (Badan Pusat Statistik, 2020)



Gambar 1.4 Konsumsi *Vanillin* di Indonesia

Dengan persamaan $Y = -868,95x + 17804$ diperkirakan untuk tahun 2025 (data ke-15) konsumsi *Vanillin* di Indonesia sebesar 4.769 ton/tahun. Diperoleh berdasarkan perhitungan berikut:

$$Y = -868,95x + 17804$$

$$Y = -868,95 (15) + 17804$$

$$Y = 4.769 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan ekspor dan konsumsi *Vanillin* di Indonesia pada tahun 2025, maka dapat ditentukan nilai *demand* (permintaan) dari *Vanillin* di Indonesia, yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Demand} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\ &= (286 + 4.769) \text{ ton/tahun} \\ &= 5.056 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun 2025. Maka peluang pasar untuk *Vanillin* dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\ &= 5.056 \text{ ton/tahun} - 1.205 \text{ ton/tahun} \\ &= 3.850 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

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. Sehingga diambil kapasitasnya sebesar 2000 ton/tahun.

1.2.2. 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*.

Beberapa perusahaan yang sudah memproduksi *Vanillin* diantaranya, yaitu: PT. Samiraschem Indonesia, PT. Chemindo Ekatama DKI

Jakarta, PT. Dwi Tunggal Mulia Kimia Jawa Timur, dan Mitra Unit Plastindo Cemerlang.

Pabrik *Vanillin* yang sudah beroperasi di luar negeri dapat dilihat pada Tabel 1.5

Tabel 1.5 Pabrik *Vanillin* di Luar Negeri

No	Pabrik	Kapasitas (Ton/Th)
1	Solvay S.A. (Belgia)	120
2	Borregaard (Norwegia)	250
3	Wanglong Tech Co.,Ltd (China)	5000
4	Jiaying Zhonghua Chemical CO.,Ltd (China)	9000
5	Bayi Chemical Co.,Ltd (China)	3000
6	Jilin Petroleum Co.,Ltd (China)	2000
7	Liaoning Shixing Pharmaceutical & Chemical Co., Ltd (China)	2000
8	Jilin Changbaishan Fine Chemical Co.,Ltd (China)	1000

(www.foodnavigator.com)

Dengan mempertimbangkan besarnya konsumsi *Vanillin* di Indonesia, jumlah bahan baku yang tersedia serta data pabrik *Vanillin* yang telah beroperasi di Indonesia, maka pabrik *Vanillin* ini akan dibangun dengan kapasitas perancangan 2000 ton/tahun pada tahun 2024 dan beroperasi pada tahun 2025. Kapasitas ini diharapkan mampu memenuhi kebutuhan *Vanillin* dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor *Vanillin*.

1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama untuk pembuatan *Vanillin* adalah Isoeugenol minyak cengkeh yang diperoleh dari PT. Indesso Aroma Bogor. Kapasitas produksi PT Indesso Aroma Bogor adalah 20 ton/hari dan sudah cukup untuk memenuhi bahan baku Pabrik *Vanillin* yang akan didirikan.

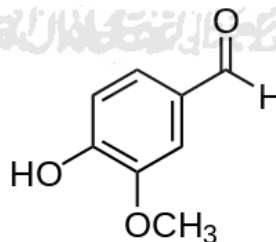
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 *Vanillin*

Vanillin (C₈H₈O₃) 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:

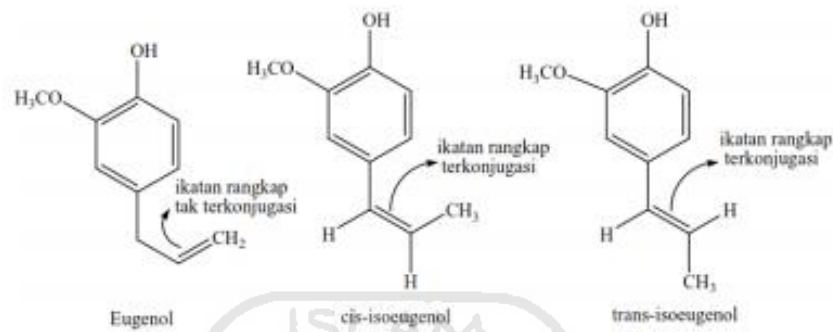


Gambar 1.5 Struktur Kimia *Vanillin*

1.3.2 Isoeugenol

Isoeugenol dapat dijumpai di alam antara lain dalam minyak cengkeh, ylang- ylang, 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, nisbah molar (konsentrasi katalis), dan adanya air (*Cervený et al., 1987*). Berikut ini adalah proses pembuatan Isoeugenol dengan pergeseran ikatan rangkap pada reaksi isomerisasi :



Gambar 1.6 Pergeseran 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 hidrostalsit seperti Mg, Al yang merupakan katalis padat bersifat basa (*Kishore and Kannan 2002*).

1.3.3 Proses Pembuatan Vanillin

Beberapa proses pembuatan *Vanillin* adalah:

- **Vanillin Alami**

Bahan baku *Vanillin* alami yang paling terkenal adalah tanaman *Vanilla planifolia* A, yang termasuk dalam keluarga anggrek. Tanaman Vanilla banyak dibudidayakan di Meksiko, Madagaskar, Reuni, Jawa dan Tahiti (*Kirk Othmer, 1952*).

Di industri, ekstrak Vanili 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 Vanili kering dengan *flavor* optimum. Seluruh proses ini membutuhkan waktu kurang lebih 5 bulan hingga dihasilkan Vanili kering (*cured Vanilla*) (Deptan 2004).

Pada ekstraksi maserasi, Vanili segar dipotong dan direndam dalam alkohol 50 % selama 1 tahun. Selanjutnya proses *aging* dilakukan selama 6 bulan. Sedangkan pada ekstraksi perkolasi, Vanili 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)

- **Sintesis Vanillin 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 C₂H₂ 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 -CHO dan H₂O terbentuk dari H⁺ bebas. Reaksinya adalah sebagai berikut:

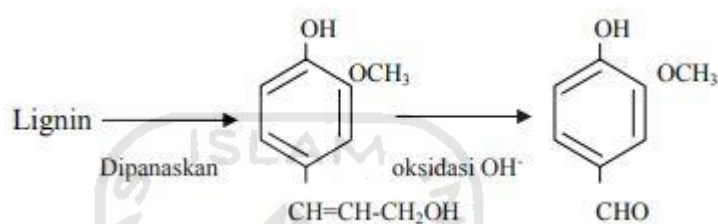


Oksigen Isoeugenol Vanillin Asetilena Air

(Soemadiharga, 1973)

- **Sintesis Dari Lignin**

Sebagian besar *Vanillin* sintetik 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

Tabel 1.6 Perbandingan Proses *Vanillin*

	Sintesis dari Lignin	Sintesis dari Isoeugenol	Alami
Suhu	175- 225 °C	105 - 130 °C	65 °C
Waktu Pemanasan	1 jam	1 jam	3 jam per hari selama 7 hari
Proses Pembentukan/ Persamaan Reaksi	Lignin dipanaskan dengan alkali metal hidroksida dengan suhu dan tekanan tinggi dengan adanya oksidan, selanjutnya diekstraksi dengan eter.	$O_2(g) + C_{10}H_{12}O_2(l) \rightarrow C_8H_8O_3(l) + C_2H_2(g) + H_2O(l)$	Terbentuk melalui proses <i>killing, sweating/fermenting, dan conditioning.</i>
Kelebihan	Memanfaatkan limbah industri <i>pulp</i> .	Bahan baku tersedia dalam jumlah besar. Harga lebih murah.	Alami, tidak tercampur dengan bahan lain.
Kekurangan	Menghasilkan >160 ton limbah kaustik untuk setiap ton <i>Vanillin</i> yang diproduksi.	-	Proses membutuhkan waktu lama dari waktu panen hingga menghasilkan vanillin kering, produk yang dihasilkan sedikit, dan mahal.

(US4956192), (US3544621) dan (US2187366)

Pada perancangan kali ini menggunakan *Vanillin* dengan sintesis dari Isoeugenol. Hal ini dikarenakan sintesis dari Isoeugenol memiliki suhu yang tidak terlalu tinggi dan waktu pemanasannya cepat. Selain itu, sintesis dari lignin menghasilkan banyak limbah kaustik sehingga telah dibatasi di

negara maju, dan pembuatan *Vanillin* secara alami membutuhkan waktu kurang lebih 5 bulan lamanya.

1.3.4 Kegunaan Produk

Berikut ini adalah beberapa kegunaan dari *Vanillin* :

1. *Vanillin* (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 ppiens* (*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.

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 Produk

2.1.1 Vanillin

- Rumus molekul : $C_8H_8O_3$
- Nama IUPAC : *4-Hydroxy-3-methoxybenzaldehyde*
- Nama lain : *Methyl vanillin, vanillic aldehyde*
- Berat molekul (BM) : 152,149 g/gmol
- Bentuk dan warna fisik : Kristal jarum, putih
- Fase : Padat
- Densitas : 1,056 g/cm³
- Kelarutan dalam air : > 2 %
- Titik lebur : 81-82 °C
- Titik didih : 285 °C
- Titik nyala : 147 °C

(Perry, 1999)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Isoeugenol

- Rumus Molekul : $C_{10}H_{12}O_2$
- Nama IUPAC : *2-Methoxy-4-(prop-1-en-1-yl)phenol*
- Nama Lain : *4-Hydroxy-3-methoxy-1-propenylbenzene*
2-Methoxy-4-propenylphenol
4-Propenylguaiacol

- Berat Molekul (BM) : 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
- Kelarutan dalam Air : Sedikit larut dalam air
- Titik Lebur : $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Titik Didih : $266,6\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Titik Nyala : $122,9\text{ }^{\circ}\text{C}$

(pubchem.ncbi dan ChemNet)

2.2.2 Udara

- Kandungan : 79 % nitrogen dan 20,95% oksigen.
- Berat Molekul (BM) : 28,9647 g/mol
- Bentuk dan Warna Fisik : Gas, tidak berwarna
- Fase : Gas
- Densitas : $1,2\text{ kg/m}^3$
- Viskositas : $18,46\text{ }\mu\text{Pa}\cdot\text{s}$
- Kelarutan dalam Air : $1,292\text{ kg/m}^3$

(G.Kuiper, 2012)

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

2.3.1 Natrium Hidroksida

- Rumus Molekul : NaOH
- Nama IUPAC : Natrium Hidroksida
- Nama Lain : Soda kaustik
- Berat Molekul (BM) : 39,997 g/mol
- Bentuk dan Warna Fisik : Zat padat putih
- Fase : Cair
- Komposisi : NaOH 30 %, Air 70 %
- Densitas : 2,1 g/cm³
- Viskositas : 83,5 cp
- Kelarutan dalam Air : 111 g/100 ml (20 °C)
- Titik Lebur : 318 °C
- Titik Didih : 1390 °C
- Titik Nyala : *Non-flammable*

(pubchem.ncbi)

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 :

1. Kemurnian dari bahan baku Isoeugenol 95 % dan NaOH 30 %.
2. Kandungan didalam bahan baku Isoeugenol, NaOH, dan Oksigen.
3. 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 Proses Produksi

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 (aliran udara tekan).

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 Kualitas 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 :

1. Faktor Eksternal

Faktor eksternal meliputi kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan.

2. Faktor Internal

Faktor internal meliputi kemampuan pasar dan kemampuan pabrik.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Tahap-tahap proses pembuatan *vanillin* adalah sebagai berikut:

1. Tahap persiapan bahan baku.
2. Tahap reaksi.
3. Tahap pemisahan produk.
4. Tahap pengemasan produk.

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Isoeugenol dengan suhu 30°C dari Tangki penyimpanan (T-01) dialirkan dan dinaikkan tekanannya hingga 8 atm menuju Reaktor Gelembung (R-01) menggunakan Pompa (P-03) dan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *Heater* (HE-01) agar suhunya menjadi 130°C. Natrium Hidroksida dari Tangki penyimpanan (T-02) dengan suhu 30°C dialirkan dan dinaikkan tekanannya hingga 8 atm menggunakan Pompa (P-04) ke Reaktor Gelembung dan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *Heater* (HE-02) hingga suhunya mencapai 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.

3.1.2 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.

3.1.3 Tahap Pemisahan 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 *Expander Valve* (EV-01) yang kemudian dialirkan ke Dekanter (DE-01) menggunakan Pompa (P05).

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 bawah Dekanter dialirkan kembali ke Reaktor Gelembung untuk digunakan kembali menggunakan Pompa (P-07) dengan dipanaskan terlebih dahulu hingga 130°C menggunakan *Heater* (HE-04) dan dinaikkan tekanannya hingga 8 atm. Hasil atas Dekanter didinginkan dengan *Cooler* (CO-02) dari 100°C menjadi 90°C dan diturunkan tekanannya menjadi 1 atm dengan *Expander Valve* (EV-02), kemudian dialirkan ke *Crystallizer* (CR-01) menggunakan Pompa (P06). *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* (BL-02) melalui Saringan Udara (SU-02), lalu dipanaskan oleh *Heater* (HE-06) hingga suhu 170°C. Suhu udara keluaran *Rotary Dryer* turun menjadi 106°C.

3.1.4 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 kedap terhadap air.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

1) Tangki Penyimpan Isoeugenol (T-01)

Fungsi	: Menyimpan Isoeugenol sebanyak 1.340 kg/jam
Alat	: Silinder tegak dengan alas datar dan <i>conical roof</i>
Dimensi	: Tinggi : 10,3619 m Diameter : 8,2877 m
Kondisi	: 30°C, 1 atm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 137.961,154

2) Tangki Penyimpanan NaOH (T-02)

Fungsi	: Menyimpan NaOH sebanyak 1.338,78 kg/jam selama 15 hari (NaOH hanya digunakan di awal proses karena NaOH <i>full recycle</i> dari Dekanter)
Alat	: Silinder tegak dengan alas datar dan <i>conical roof</i>
Dimensi	: Tinggi : 12,1908 m Diameter : 7,9244 m
Kondisi	: 30°C, 1 atm
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 126.514,0746

3) Reaktor Gelembung (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan Isoeugenol ($C_{10}H_{12}O_2$) dengan O_2 yang berasal dari udara sebanyak 2.989,6667 kg/jam
Jenis	: Reaktor Gelembung
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Volume	: 9830 dm ³
<u>Kondisi Operasi</u>	
Suhu	: 130°C
Tekanan	: 8 atm
Jumlah	: 1
Waktu Tinggal	: 6,3541 jam
<u>Dimensi</u>	
Diameter	: 1,7085 m
Tinggi	: 3,4170 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,0142 m

Tebal <i>Head</i>	: 0,0230 m
Jenis <i>Head</i>	: <i>Thorispherical dish head</i>
<u><i>Sparger</i></u>	
Jenis	: <i>Perforated plate</i>
Diameter <i>Sparger</i>	: 0,1594 m
Diameter Lubang	: 0,005 m
Jumlah Lubang	: 2.6676
Harga	: US\$ 28.021,4963

4) Dekanter (DE -01)

Fungsi	: Memisahkan antara <i>Vanillin</i> dan Isoeugenol dari Air dan NaOH sebanyak 2.735,9311 kg/jam
Jenis	: Silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>Torispherical</i>
Kondisi Operasi	: 100°C, 5 atm
<u>Dimensi</u>	
Tinggi	: 7,0191 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,0080 m
Tebal <i>Head</i>	: 0,0157 m
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 17.647,5806

5) *Crystallizer*

Fungsi	: Mengubah <i>Vanillin</i> dari fase cair ke fase padat sebanyak 1.366,0946 kg/jam
Tipe	: Swenson Walker
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade C</i>

Kondisi Operasi : 90°C, 1 atm

Dimensi

Diameter : 1,2437 m

Tinggi : 1,6997 m

Jumlah : 1

Harga : US\$ 60.454,8877

6) Centrifuge

Fungsi : Memisahkan *Vanillin* cair yang tidak terkristal untuk kembali ke dalam reaktor sebanyak 1.366,0946 kg/jam

Jenis : *Reciprocating Conveyor*

Bahan : *Stainless Steel SA-240 grade A*

Kondisi Operasi : 40°C, 1 atm

Kapasitas : 280,6454 kg/jam

Diameter *Bowl* : 36 in

Kecepatan *Bowl* : 1200 rpm

Panjang *Bowl* : 72 in

Daya motor : 20 HP

Jumlah : 1

Harga : US\$ 260.898,0163

7) *Rotary Dryer*

Fungsi	: Meringkan Air dari produk sebanyak 593,6454 kg/jam
Jenis	: <i>Single shell direct rotary dryer</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade B</i>
Kondisi Operasi	: 40°C, 1 atm

Spesifikasi

Volume	: 0,3201 m ³ /jam
Diameter	: 2 ft
Panjang	: 8 ft
Kecepatan Putar	: 16 rpm
Waktu Tinggal	: 0,075 jam
Daya Motor	: 20 HP
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 115.186,2357

8) *Screw Conveyor I*

Fungsi	: Mengangkut produk dari <i>Centrifuge</i> menuju <i>Rotary Dryer</i> sebanyak 280,6454 kg/jam
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 type II grade 316</i>

Kondisi Operasi	: 40°C, 1 atm
Spesifikasi	
Kapasitas	: 280,6454 kg/jam
Daya Motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 31.956,4298

9) *Screw Conveyor II*

Fungsi	: Mengangkut produk dari <i>Rotary Dryer</i> menuju <i>Bucket Elevator</i> sebanyak 252,5266 kg/jam
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 type II grade 316</i>
Kondisi Operasi	: 40°C, 1 atm

Spesifikasi

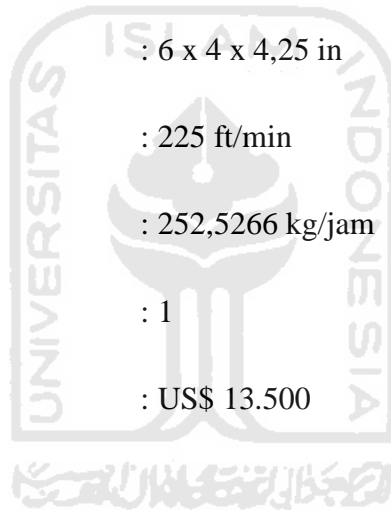
Kapasitas	: 252,5266 kg/jam
Daya Motor	: 0,05 HP
Jumlah	: 1
Harga	:US\$ 32.075,6702

10) *Bucket Elevator*

Fungsi	: Mengangkut produk <i>dari Screw Conveyor</i> menuju Silo sebanyak 252,5266 kg/jam
Jenis	: <i>Close Bucket Elevator</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-135 grade A</i>
Kondisi Operasi	: 30°C, 1 atm

Spesifikasi

Ukuran	: 6 x 4 x 4,25 in
<i>Bucket Speed</i>	: 225 ft/min
Kapasitas	: 252,5266 kg/jam
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 13.500



10) Silo

Fungsi	: Tempat menyimpan <i>Vanillin</i> (produk) sebanyak 252,5266 kg/jam
Jenis	: Tangki silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk <i>cone</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 167 type II grade 316</i>
Kondisi Operasi	: 30°C, 1 atm

Spesifikasi

Kapasitas	: 252,5266 kg/jam
-----------	-------------------

Diameter	: 3,0376 m
Tinggi	: 11,8039 m
Tebal Tangki Silinder	: 0,2500 in
Tebal Kerucut	: 0,3750 in
Tinggi Kerucut	: 2,69 m
Jumlah	: 1
Harga	:US\$ 715,4425

11) *Heater (HE-01)*

Fungsi	: Memanaskan suhu Isoeugenol masuk Reaktor sebanyak 1.340,2627 kg/jam
Jenis	: <i>Double Pipe Exchanger</i>
<u>Aliran Fluida</u>	
Fluida Panas	: <i>Steam</i>
Fluida Dingin	: Isoeugenol
<u>Spesifikasi Annulus</u>	
IPS	: 2
D1	: 2,38 in
D2	: 2,067 in
Aa	: 0,0083 ft ²
<u>Spesifikasi Inner Pipe</u>	
IPS	: 1,25
Ap	: 0,0104 ft ²
Panjang	: 12 ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 26
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1

Harga : US\$ 2.384,8082

12) Heater (HE-02)

Fungsi : Memanaskan suhu NaOH dan Air masuk
Reaktor sebanyak 403,1174 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida

Fluida Panas : *Steam*

Fluida Dingin : NaOH dan Air

Spesifikasi Annulus

IPS

D1 : 2,38 in

D2 : 2,067 in

Aa : 0,0083 ft²

Spesifikasi Inner Pipe

IPS : 1,25

Ap : 0,0104 ft²

Panjang : 12 ft

Jumlah Hairpin : 14

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel*

Jumlah : 1

Harga : US\$ 2.027,0870

13) Heater (HE-03)

Fungsi : Memanaskan suhu udara masuk Reaktor
sebanyak 263,5278 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran Fluida

Fluida Panas : *Steam*

Fluida Dingin : O₂ dan N₂

Spesifikasi Annulus

IPS	: 2
D1	: 2,38 in
D2	: 2,067 in
Aa	: 0,0083 ft ²

Spesifikasi Inner Pipe

IPS	: 1,25
Ap	: 0,0104 ft ²
Panjang	: 12 ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 3
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 1.430,8849

14) Heater (HE-04)

Fungsi : Memanaskan NaOH dan Air *recycle* dari Dekanter masuk Reaktor sebanyak 1369,8365 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida

Fluida Panas	: <i>Steam</i>
Fluida Dingin	: NaOH dan Air

Spesifikasi Annulus

IPS	: 2
D1	: 2,38
D2	: 2,067
Aa	: 0,0083 ft ²

Spesifikasi Inner Pipe

IPS	: 1,25
Ap	: 0,0104 ft ²
Panjang	: 12 ft

Jumlah <i>Hairpin</i>	: 8
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 1.788,6061

15) *Heater (HE-05)*

Fungsi : Memanaskan Isoeugenol, Air, dan *Vanillin recycle* dari *Centrifuge* ke Reaktor sebanyak 1085,4492 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran Fluida

Fluida Panas : *Steam*

Fluida Dingin : Isoeugenol, Air, dan *Vanillin* cair

Spesifikasi Annulus

IPS : 2

D1 : 2,38

D2 : 2,067

Aa : 0,0083 ft²

Spesifikasi Inner Pipe

IPS : 1,25

Ap : 0,0104 ft²

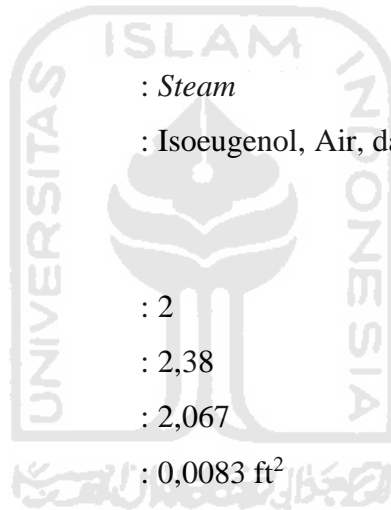
Panjang : 12 ft

Jumlah *Hairpin* : 17

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel*

Jumlah : 1

Harga : US\$ 2.146,3274



16) Heater (HE-06)

Fungsi	: Memanaskan suhu udara masuk <i>Rotary Dryer</i> sebanyak 4.140,4526 kg/jam
Jenis	: <i>Double Pipe Exchanger</i>
<u>Aliran Fluida</u>	
Fluida Panas	: <i>Steam</i>
Fluida Dingin	: O ² dan N ²
<u>Spesifikasi Annulus</u>	
IPS	: 3
D1	: 3,5
D2	: 3,068
Aa	: 0,0204 ft ²
<u>Spesifikasi Inner Pipe</u>	
IPS	: 2
Ap	: 0,0233 ft ²
Panjang	: 12 ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 13
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 2.265,5678

17) Cooler (CO-01)

Fungsi	: Mendinginkan suhu keluaran Reaktor sebanyak 2.735,9311 kg/jam
Jenis	: <i>Double Pipe Exchanger</i>
<u>Aliran Fluida</u>	
Fluida Panas	: Isoeugenol, NaOH, Air dan Vanillin
Fluida Dingin	: Air pendingin
<u>Spesifikasi Annulus</u>	
IPS	: 2,5

ID :2,88
OD :2,469
Aa : 0,0182 ft²

Spesifikasi Inner Pipe

IPS : 1,25
ID : 1,38
Ap : 0,0104 ft²
Panjang : 20 ft
Jumlah Hairpin : 2
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel*
Jumlah : 1
Harga : US\$ 1.550,1253

18) Cooler (CO-02)

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran Dekanter sebanyak 1.366,0946 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida

Fluida Panas : Isoeugenol, Air dan *Vanillin*

Fluida Dingin : Air pendingin

Spesifikasi Annulus

IPS : 2
ID : 2,067 in
OD : 2,38 in
Aa : 0,0083 ft²

Spesifikasi Inner Pipe

IPS : 1,25
ID : 1,38
Ap : 0,0104 ft²
Panjang : 20 ft

Jumlah <i>Hairpin</i>	: 1
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 1.311,6445

19) *Cooler (CO-03)*

Fungsi : Mendinginkan suhu keluaran *Crystallizer* sebanyak 1.366,0946 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Exchanger*

Aliran fluida

Fluida panas : Isoeugenol, Air dan *Vanillin*

Fluida dingin : Air pendingin

Spesifikasi *Annulus*

IPS	: 2
ID	: 2,067 in
OD	: 2,38 in
Aa	: 0,0083 ft ²

Spesifikasi *Inner Pipe*

IPS	: 1,25
ID	: 1,38 in
Ap	: 0,0104 ft ²
Panjang	: 20 ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 4
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 1.788,6061

20) *Expander Valve (EV-01)*

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan keluaran Reaktor dari 8 atm ke 5 atm sebanyak 2.989,6667 kg/jam

Pipa Standar Spesifikasi

Di : 1,3023 in

NPS : 1,5 in

Sch.No : 40

OD : 1,9 in

A't : 2,04 in²

Gate Valve : ¾ valve

Harga : US\$ 63.793,6192

21) Expander Valve (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan keluaran Dekanter dari 5 atm ke 1 atm

Pipa Standar dengan spesifikasi

Di : 1,3004 in

NPS : 1,5 in

Sch.No : 40

OD : 1,9 in

A't : 2,04 in²

Gate Valve : ¾ valve

Harga : US\$ 63.793,6193

22) Kompresor (C-01)

Fungsi	: Menaikkan tekanan udara masuk Reaktor sebanyak 289,8805 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Kondisi Operasi	: 30°, 8 atm
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>
Diameter	: 0,8072 m
Panjang	: 1,2108 m
Motor standar	: 125 HP
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 92.172,8367

23) Saringan Udara (SU-01)

Fungsi	: Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir menuju reaktor sebanyak 316,2333 kg/jam
Jenis	: <i>Bag House Filter</i>
Kapasitas	: 316,2333 kg/jam
<u>Spesifikasi Bag</u>	
Diameter <i>Bag</i>	: 0,1905 m
Panjang <i>Bag</i>	: 0,8128 m
Jumlah <i>Bag</i>	: 3

Harga : US\$ 74.882,9773

24) Saringan Udara (SU-02)

Fungsi : Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara segar yang mengalir menuju *Rotary Dryer* sebanyak 4.986,5432 kg/jam

Jenis : *Bag House Filter*

Kapasitas : 4.986,5432 kg/jam

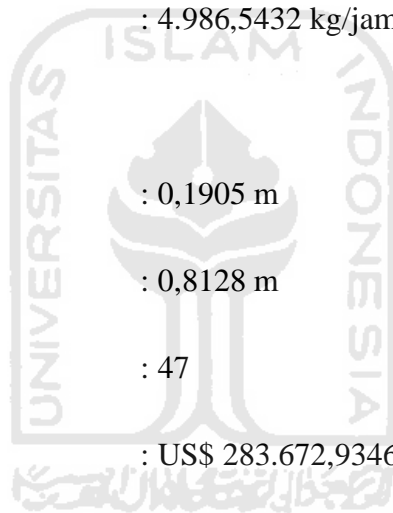
Spesifikasi Bag

Diameter *Bag* : 0,1905 m

Panjang *Bag* : 0,8128 m

Jumlah *Bag* : 47

Harga : US\$ 283.672,9346



25) Blower (BL-01)

Fungsi : Menghembuskan udara Reaktor melalui *Heater* sebanyak 20,2 lb udara kering/jam

Jenis : *Centrifugal Blower*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel Sa-285 Grade C*

Motor Standar : 0,05 HP

Jumlah : 1

Harga : US\$ 715,4425

26) Blower (BL-02)

Fungsi	: Menghembuskan udara ke Rotary Dryer melalui <i>Heater</i> sebanyak 9.128,14 lb udara kering/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Blower</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Motor Standar	: 1 HP
Jumlah	: 1
Harga	: US\$ 2.742,5294

27) Pompa (P-01)

Fungsi	: Mengalirkan Isoeugenol dari Truk Tangki ke Tangki-01 sebanyak 1.339 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 176,1152 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 3,5 in
Diameter Dalam	: 3,068 in
Luas Penampang	: 7,38 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 76,678 ft
BHP	: 5,2464 HP
Motor Standar	: 7,5 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 18.124,5423

28) Pompa (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari Truk Tangki menuju Tangki-02 sebanyak 1.339 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 176,1152 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 3,5 in
Diameter Dalam	: 3,068 in
Luas Penampang	: 7,38 in ²
Putaran	: 3500
Total Head	: 76,563 ft
BHP	: 5,2385 HP
Motor Standar	: 7,5 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 18.124,5423

29) Pompa (P-03)

Fungsi	: Mengalirkan Isoeugenol dari tangki-01 ke Reaktor sebanyak 1.339 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 5,4578 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 1,05 in
Diameter Dalam	: 0,824 in
Luas Penampang	: 0,534 in ²
Putaran	: 3500 rpm

Total <i>Head</i>	: 69 ft
BHP	: 0,1740 HP
Motor Standar	: 0,25 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 8.346,8287

30) Pompa (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari Tangki-02 ke Reaktor sebanyak 1.339 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 5 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 1,66 in
Diameter Dalam	: 1,380 in
Luas Penampang	: 1,5 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 131,694 ft
BHP	: 0,3181 HP
Motor Standar	: 0,5 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 11.208,5985

31) Pompa (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan cairan dari Reaktor ke Dekanter sebanyak 2.736 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 10 gpm

Ukuran pipa

Diameter Luar	: 1,9 in
Diameter Dalam	: 1,610 in
Luas Penampang	: 2,04 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 50,125 ft
BHP	: 0,2028 HP
Motor Standar	: 0,33 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 12.401,0026

32) Pompa (P-06)

Fungsi	: Mengalirkan cairan <i>light stream</i> dari
Dekanter ke	<i>Crystallizer</i> sebanyak 1.366 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 6 gpm

Ukuran pipa

Diameter Luar	: 1,05 in
Diameter Dalam	: 0,824 in
Luas Penampang	: 0,534 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 69,179 ft
BHP	: 0,1759 HP
Motor Standar	: 0,25 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 8.346,8287

33) Pompa (P-07)

Fungsi	: Mengalirkan cairan <i>heavy stream</i> dari Dekanter kembali ke Reaktor sebanyak 1.370 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 5 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 1,9 in
Diameter Dalam	: 1,610 in
Luas Penampang	: 2,04 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 47,919 ft
BHP	: 0,0992 HP
Motor Standar	: 0,125 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 12.401,0026



34) Pompa (P-08)

Fungsi	: Mengalirkan cairan hasil pemisahan Centrifuge kembali ke Reaktor sebanyak 1.085 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 4 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 0,84 in
Diameter Dalam	: 0,304 in

Luas Penampang	: 0,304 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 103,587 ft
BHP	: 0,2312 HP
Motor Standar	: 0,33 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 6.677,4629

35) Pompa (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan cairan dari Crystallizer ke Centrifuge sebanyak 1.366 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Tipe	: <i>Radial Flow Impeller</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	: 4 gpm
<u>Ukuran pipa</u>	
Diameter Luar	: 0,84 in
Diameter Dalam	: 0,304 in
Luas Penampang	: 0,304 in ²
Putaran	: 3500 rpm
Total <i>Head</i>	: 103,587 ft
BHP	: 0,2312 HP
Motor Standar	: 0,33 HP
Jumlah	: 2
Harga	: US\$ 7.154,4246

3.3 Perancangan Produksi

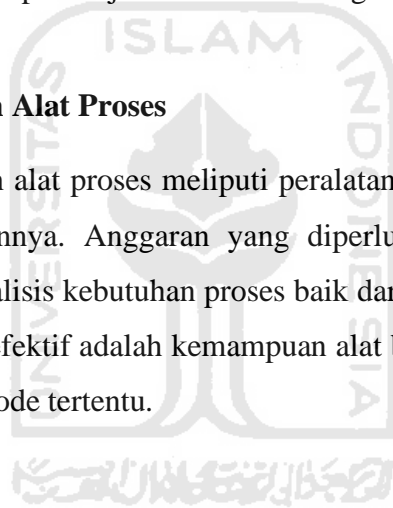
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan dari bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku pembuatan *Vanillin* yaitu Isoeugenol diperoleh dari PT. Indesso Aroma, sedangkan NaOH 30% diimpor dari Shijiazhuang Xinlongwei Chemical Co.,Ltd.

Ketersediaan bahan baku tersebut dapat memenuhi kapasitas pabrik sehingga proses produksi dapat berjalan sesuai rancangan.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan alat proses meliputi peralatan untuk proses, umur atau jam kerja, dan perawatannya. Anggaran yang diperlukan dalam proses akan diketahui dengan menganalisis kebutuhan proses baik dari segi pembelian maupun perawatannya. Jam kerja efektif adalah kemampuan alat beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

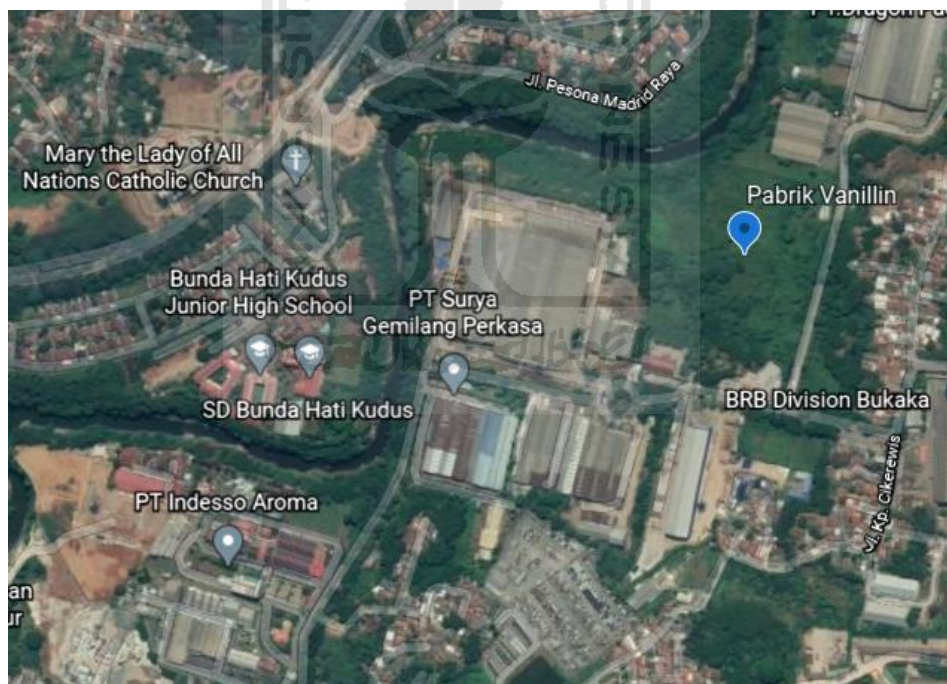


BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik akan mempengaruhi pertumbuhan dan perkembangan pabrik tersebut. Semakin strategis suatu lokasi pabrik, semakin besar keuntungan yang akan diperoleh. 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, Kec. Cileungsi, Bogor, Jawa Barat.



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut:

4.1.1 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

pabrik akan disuplai dari PLN dan generatot 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.

4.1.2 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:

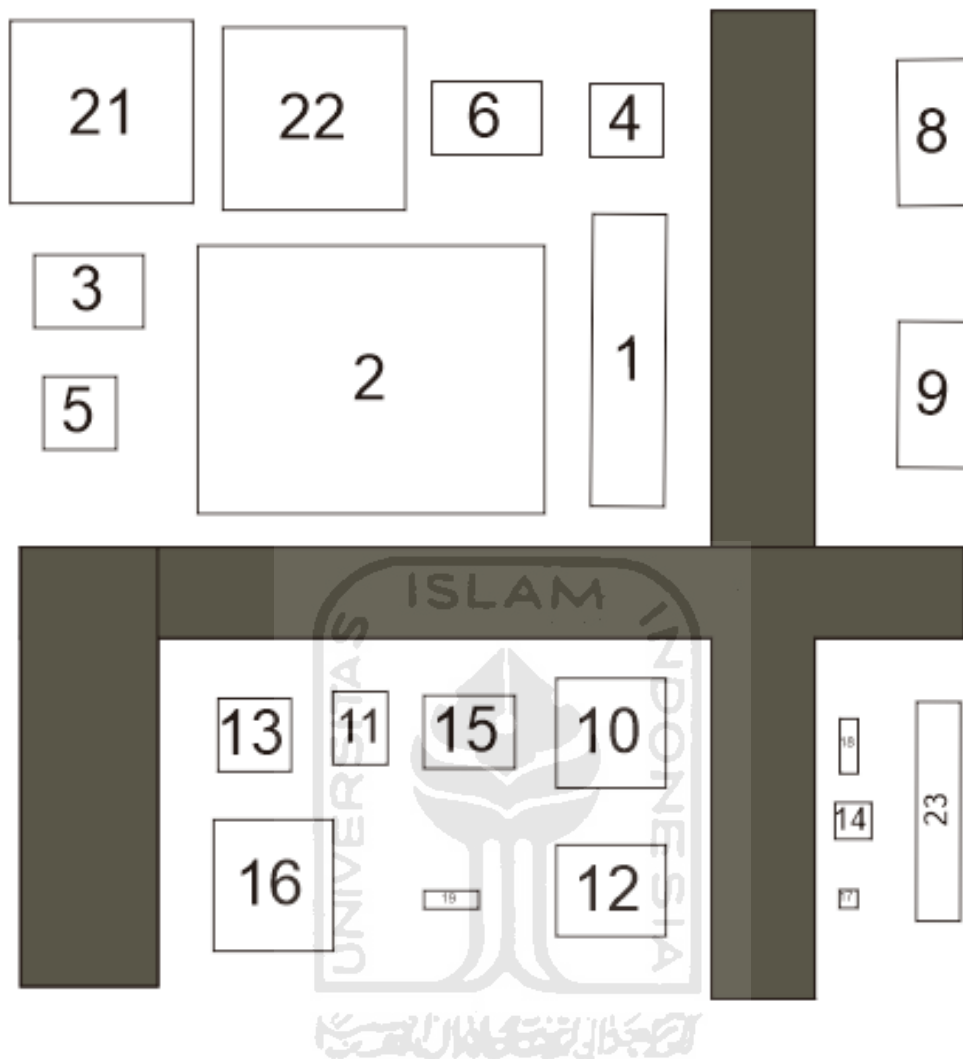
- a. Letak peralatan produksi yang ditata dengan baik.
- b. Persediaan tanah dan susunan pabrik memungkinkan adanya perluasan.
- c. Kemungkinan terjadinya kebakaran, kecelakaan, dan sebagainya.
- d. Cuaca atau iklim lingkungan.
- e. Terjaminnya kelancaran distribusi bahan baku, produk, air, *steam*, 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	Luas (m ²)
1	Area Proses	161
2	Area Utilitas	694
3	UPL	600
4	<i>Control Room</i> Produk	400
5	<i>Control Room</i> Utilitas	400
6	Gudang Peralatan	600
7	Bengkel	200
8	Parkir Truk	800
9	Unit Pemadam Kebakaran	800
10	Kantor Utama	900
11	Kantor Teknik dan Produksi	300
12	Parkir Utama	750
13	Laboratorium	400
14	Masjid	100
15	Kantin	500
16	Poliklinik	300
17	Pos Keamanan	25
18	Taman 1	75
19	Taman 2	75
20	Jalan	17500
21	Daerah Perluasan 1	2500
22	Daerah Perluasan 2	2500
23	Mesh	720
Luas Tanah		31300
Luas Bangunan		7900



Skala 1:2000

Gambar 4.2 *Layout Pabrik Vanillin*

Keterangan:

1. Area Proses	11. Kantor Teknik	20. Jalan
2. Area Utilitas	dan Produksi	21. Daerah Perluasan I
3. UPL	12. Parkir Utama	22. Daerah Perluasan II
4. Control Room Produk	13. Laboratorium	23. Mesh
5. <i>Control Room</i> Utilitas	14. Masjid	
6. Gudang peralatan	15. Kantin	
7. Bengkel	16. Poliklinik	
8. Parkir Truk	17. Pos Keamanan	
9. Unit Pemadam Kebakaran	18. Taman I	
10. Kantor Utama	19. Taman II	

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. Aliran bahan baku dan produk

Agar mendapatkan 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

Aliran udara perlu diperhatikan untuk menghindari akumulasi bahan kimia yang berbahaya dimana bahan tersebut dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

c. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan harus diperhatikan terutama pada tempat yang berbahaya dan beresiko tinggi. Tempat yang beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

d. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan harus diperhatikan agar memudahkan pekerja dalam menjalankan aktivitasnya serta dapat mencapai seluruh alat proses maupun lalu lintas area pabrik dengan cepat dan mudah.

e. Tata letak alat proses

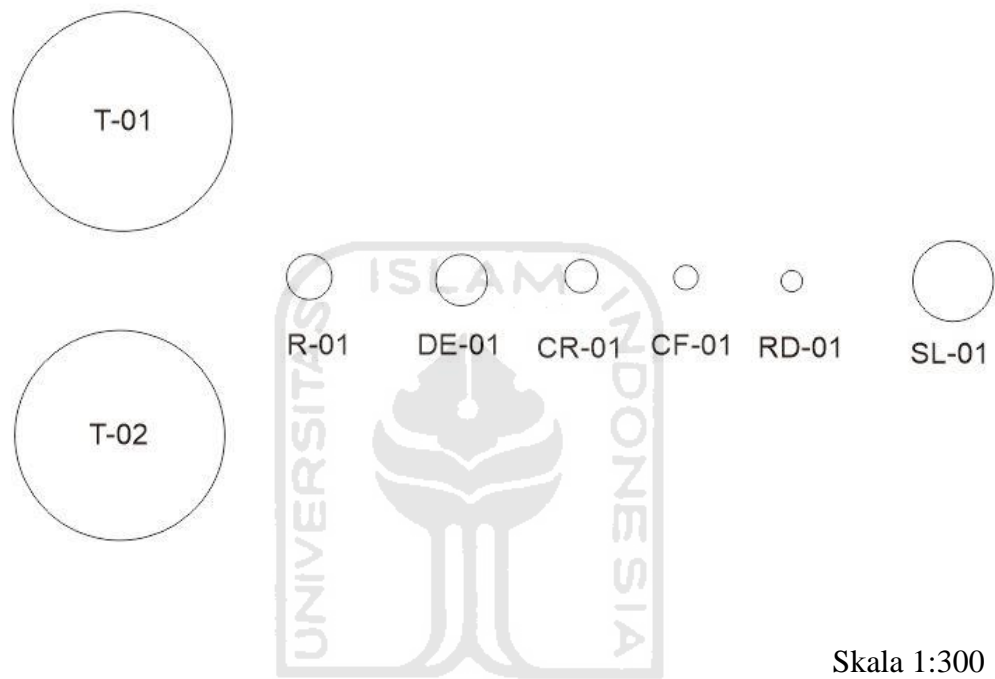
Alat-alat proses pada pabrik perlu diperhatikan guna menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi.

f. Jarak antar alat proses

Jarak antar alat proses perlu diperhatikan seperti alat yang mempunyai suhu ataupun tekanan yang tinggi guna mencegah kejadian yang tidak diinginkan seperti ledakan atau kebakaran pada alat tersebut sehingga tidak membahayakan alat lain.

g. Maintenance

Fasilitas pabrik perlu dijaga dengan pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan lancar sehingga tercapai target produksi yang diharapkan.



Gambar 4.3 *Layout Alat Proses Pabrik Vanillin*

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Senyawa	Input				Output			
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 13	Arus 4	Arus 11	Arus 12	Arus 14
C10H12O2	270,8533						1,0690	
O2			55,3408	65,7300	2,7670			65,7300
NaOH		0,0						
C8H8O3 (l)							1,2249	
C8H8O3 (s)							248,7528	
C2H2					42,7816			
H2O	0	0,0000				28,1188	1,4799	
N2			208,1869	247,2700	208,1869			247,2700
Jumlah	270,8533	0,0	263,5278	313,0000	253,7356	28,1188	252,5266	313,0000
		847,3810				847,3810		

4.4.2 Neraca Massa Alat

a. Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 7	Arus 10	Arus 4	Arus 5
Isoeugenol	270,8533				1067,9258		1068,9948
NaOH		0		401,6337			401,6337
H2O	0	0		968,2028	0,0250		997,8265
O2		0	55,3408			2,7670	
N2		0	208,1869			208,1869	
C2H2						42,7816	
C8H8O3					17,4984		267,4761
Total	270,8533	0	263,5278	1369,8365	1085,4492	253,7356	2735,9311
					2989,6667		2989,6667

b. Dekanter (DE-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Isoeugenol	1068,9948	1068,9948	
NaOH	401,6337		401,6337
H2O	997,8265	29,6238	968,2028
C8H8O3	267,4761	267,4761	
Total	2735,9311	1366,0946	1369,8365
			2735,9311

c. *Crystallizer (CR-01)*

Tabel 4.5 Neraca Massa *Crystallizer*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 8
Isoeugenol	1068,9948	1068,9948
H ₂ O	29,6238	29,6238
C ₈ H ₈ O ₃ (l)	267,4761	18,7233
C ₈ H ₈ O ₃ (s)		248,7528
Total	1366,0946	1366,0946

d. *Centrifuge (CF-01)*

Tabel 4.6 Neraca Massa *Centrifuge*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10	Arus 9
Isoeugenol	1068,9948	1067,9258	1,0690
H ₂ O	29,6238	0,0250	29,5988
C ₈ H ₈ O ₃ (l)	18,7233	17,4984	1,2249
C ₈ H ₈ O ₃ (s)	248,7528	0	248,7528
Total	1366,0946	1085,4492	280,6454
			1366,0946

e. *Rotary Dryer (RD-01)*

Tabel 4.7 Neraca Massa *Rotary Dryer*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 11	Arus 12
Isoeugenol	1,0690		1,0690
H ₂ O	29,5988	28,1188	1,4799
C ₈ H ₈ O ₃ (l)	1,2249		1,2249
C ₈ H ₈ O ₃ (s)	248,7528		248,7528
Total	593,6454	28,1188	252,5266
			593,6454

4.4.3 Neraca Panas

a. Reaktor (R-01)

Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor

Panas masuk, kJ/jam		Panas keluar, kJ/jam	
Qinput	843671,3047	Qoutput	850610,5729
Panas reaksi	14338,6074	Qp	7399,3392
Total	858009,9121	Total	858009,9121

b. Dekanter (DK-01)

Tabel 4.9 Neraca Energi Dekanter

Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
Qinput cair	583765,4818	Qoutput cair	583765,4818
Total	583765,4818		583765,4818

c. Crystallizer (CR-01)

Tabel 4.10 Neraca Energi Crystallizer

Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
Qinput	186117,6421	Qk	0,0000
		Qp	-341684,8720
		Qoutput	155567,2299
Total	186117,6421		-186117,6421

d. Centrifuge (CF-01)

Tabel 4.11 Neraca Energi Centrifuge

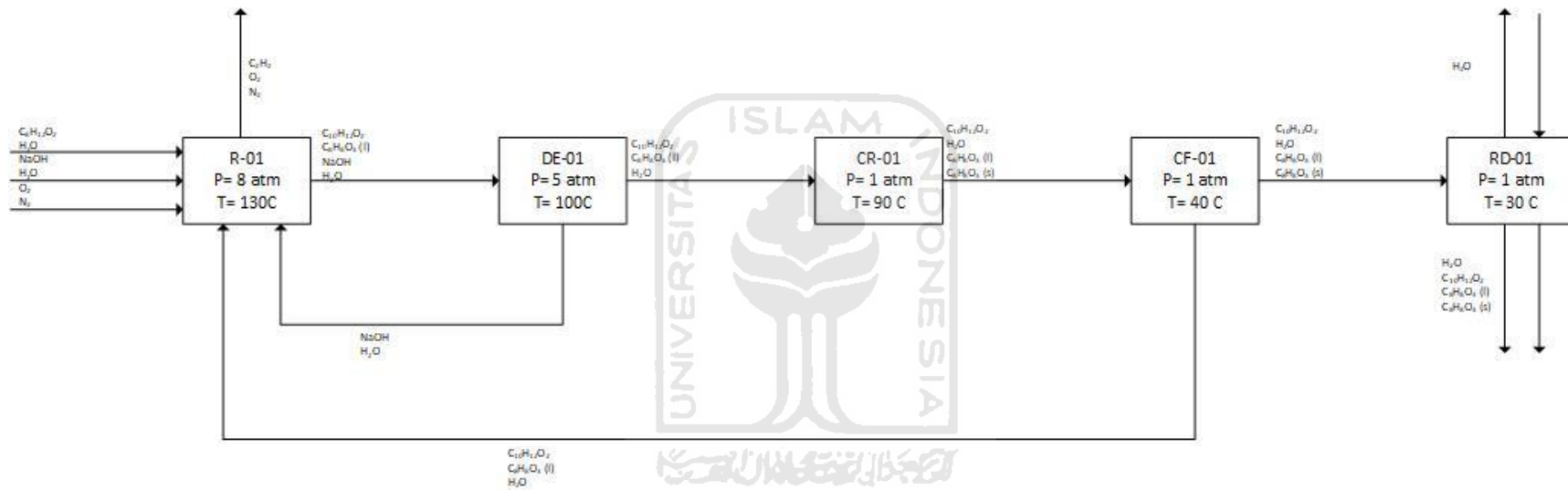
Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
Qinput cair	35889,0761	Qoutput cair	35889,07607
Q input padat	4,85E+03	Qoutput padat	4,85E+03
Total	40739,6807		40739,6807

e. *Rotary Dryer (RD-01)*

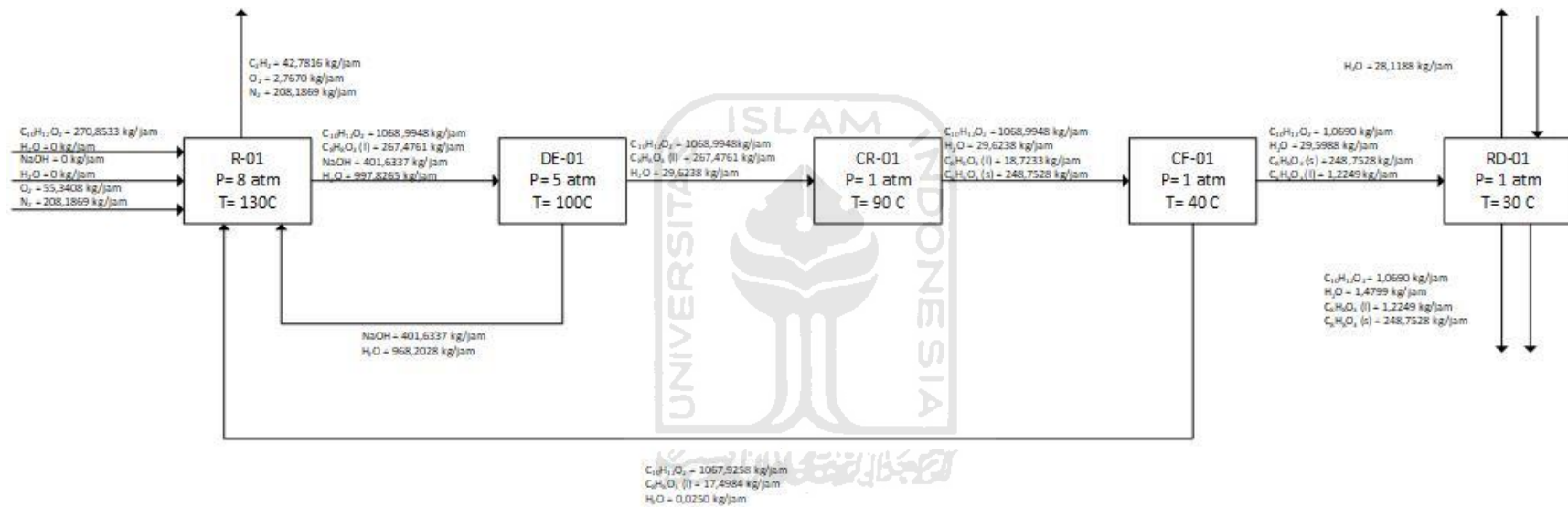
Tabel 4.12 Neraca Energi *Rotary Dryer*

	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
umpan	6776,0772	0
udara panas	66071,9413	0
camp.	0	5010,7188
penguapan	0	67837,2997
TOTAL	72848,0185	72848,0185





Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit Utilitas merupakan bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi agar tidak terjadi kendala serta agar proses produksi berjalan sesuai yang diinginkan. Unit utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan sumber dari air sungai, air sumur, air laut, maupun air danau. Dalam perancangan pabrik *vanillin* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air Sungai Cileungsi yang terletak tidak jauh dari lokasi pabrik. Air sungai dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan, yaitu :

- a. Pengolahan air yang relatif murah, mudah, dan sederhana.
- b. Air sungai adalah air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.

Kebutuhan air pada pabrik ini akan digunakan untuk keperluan:

- a. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas karena pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- 2) Pengolahan dan pengaturannya mudah
- 3) Dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume.
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- 5) Tidak terdekomposisi.

b. Air Umpan Boiler

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Berikut ini adalah prasyarat air umpan *boiler*:

- 1) Tidak membuih (berbusa).

Adanya busa akan membuat kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *boiler* dan buih dapat menyebabkan percikan yang kuat sehingga dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi jika terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka diperlukannya kontrol terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas umpan *boiler*.

- 2) Tidak membentuk kerak dalam *boiler*.

Kerak dalam *boiler* dapat menghambat proses perpindahan panas serta kerak yang terbentuk dapat pecah dan menimbulkan kebocoran.

- 3) Tidak menyebabkan korosi pada pipa.

c. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman, dan lainnya. Air sanitasi harus

memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

1) Syarat fisika, meliputi:

- a) Suhu : dibawah suhu udara.
- b) Rasa : tidak berasa .
- c) Warna : jernih.
- d) Bau : tidak berbau.

2) Syarat kimia, meliputi:

- a) Tidak mengandung bahan beracun.
- b) Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air.
- c) Tidak mengandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah sifat fisik air.

3) Syarat Bakteriologis

Tidak mengandung bakteri- bakteri, terutama bakteri patogen.

d. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air mengandung larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

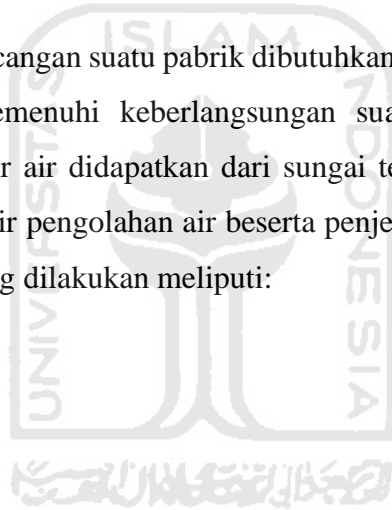
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*.

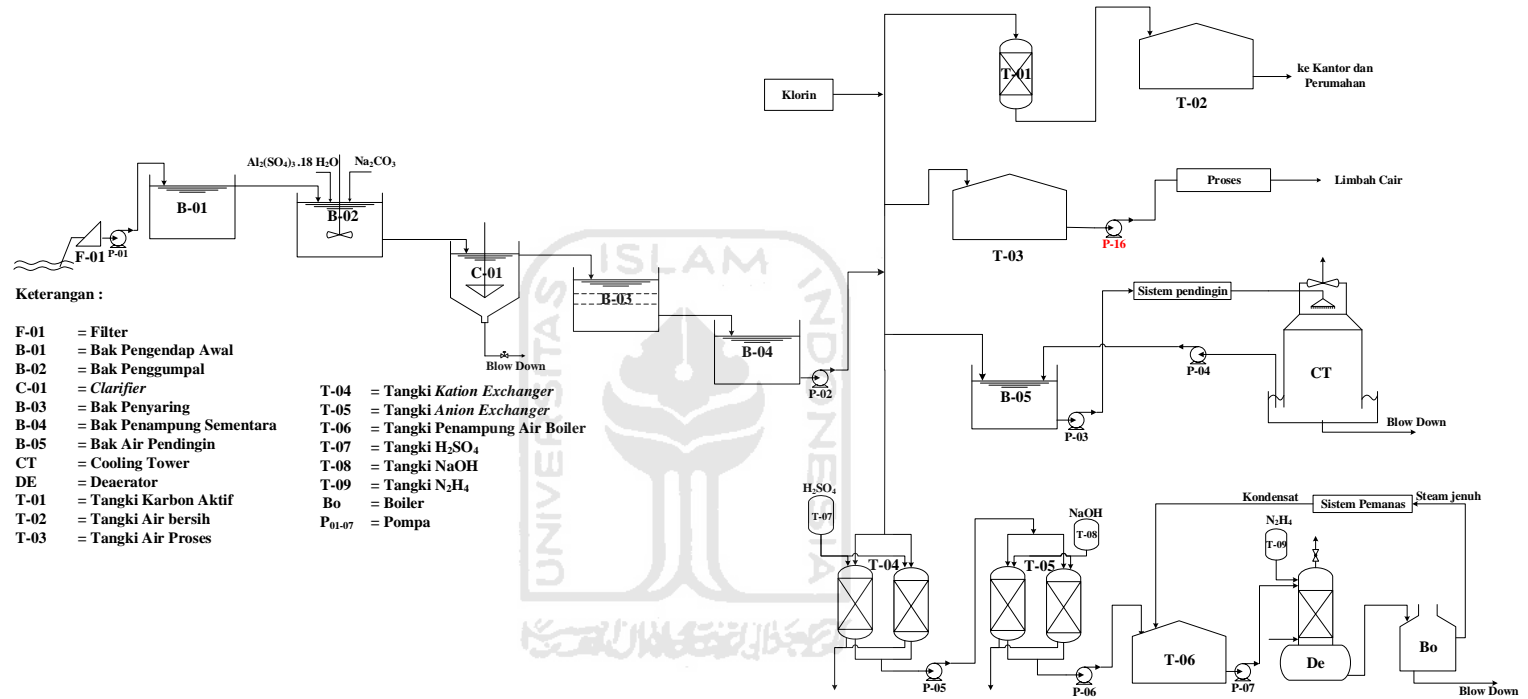
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Pada pabrik *Vanillin* ini sumber air didapatkan dari sungai terdekat di daerah pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap- tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi:



Unit Pengolahan Air Industri



Gambar 4.6 Diagram Utilitas

a. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan ditampung di dalam *reservoir*.

b. Penyaringan (*Screening*)

Tahap *screening* adalah proses memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap pengolahan air berikutnya. Pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor.

c. Penampungan (*Reservoir*)

Lumpur dan kotoran yang terbawa dari air sungai diendapkan dengan proses sedimentasi yang terjadi karena gravitasi.

d. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi flok

dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

e. Bak Pengendap

Bak pengendap ini bertujuan untuk tempat pengendapan flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentuk flok tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

f. Penyaringan (*Sand Filter*)

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat *sand filter* untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

g. Bak Penampung Air Bersih (*Filter Water Storage*)

Filtered water yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Produksi *filtered water* yang ada di *storage* selanjutnya didistribusikan sebagai:

- Air layanan umum (*service water*) .
- *Domestic water*.
- *Make up Cooling Tower*.
- Bahan baku *Demin Plant* .

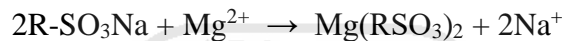
h. Demineralisasi

Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral-mineral terlarut seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , sehingga didapatkan air bermutu

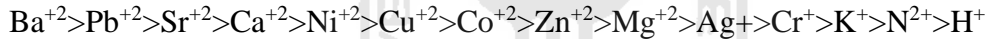
tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan *Boiler*. Peralatan-peralatan yang digunakan untuk pembuatan *Demin Water* ini adalah:

- *Cation Exchanger*

Dari bak penampung air bersih, air kemudian mengalir ke unit *Cation Exchanger* untuk ditukar ion-ion positifnya (Ca^{++} , Mg^{++} , Na^+ , K^+ , Fe^{++} , Mn^{++} , Al^{+++}) terutama Ca^{++} , Mg^{++} , dengan ion-ion H^+ atau Na^+ oleh resin. Karena Ca^{++} dan Mg^{++} penyebab terjadinya kerak-kerak pada *Boiler* yang selanjutnya akan mengganggu operasi. Reaksi penukaran kation yaitu:



Ion Mg^{2+} dapat menggantikan ion Na^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{2+} lebih besar dari selektivitas Na^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:

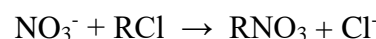


Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi regenerasinya:



- *Anion Exchanger*

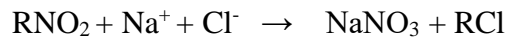
Air yang sudah bebas ion – ion positifnya selanjutnya dialirkan ke unit *Anion Exchanger* untuk diserap atau ditukar ion negatif (HCO_3^- , SO_4 , Cl^- , NO_3 , SiO_2) dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RCl . Reaksi pertukarannya yaitu:



Ion NO_3^- dapat menggantikan ion Cl^- yang ada dalam resin karena selektivitas NO_3^- lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :

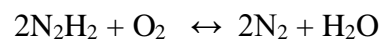


- *Mixed Bed*

Unit *Mixed Bed* adalah tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi *Boiler* bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu vessel. Kation akan terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila *mixed bed* sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

- Deaerator

Tujuan dari unit ini adalah menghilangkan gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 yang masih terikat dalam *feed water* yang telah didemineralisasi. Gas-gas tersebut dihilangkan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Reaksi yang disebabkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bintik-bintik pada pipa yang semakin menebal dan akhirnya menutupi permukaan pipa. Sehingga diperlukan pemanasan agar gas-gas terlarut tersebut dapat dihilangkan. Dalam deaerator, dengan menggunakan koil pemanas, air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C . dalam deaerator juga diinjeksikan zat-zat kimia yaitu hidrazin yang berfungsi untuk mengikat oksigen dengan reaksi seperti berikut:



4.5.1.3 Kebutuhan Air

a. Air Pendingin

Tabel 4.13 Kebutuhan Air Proses Pendingin

No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1	Reaktor	R-01	5,834
2	Crystallizer	CR-01	4071,555
3	Cooler 1-3	CO 1-3	6416,747
Total			10494,136

Perancangan dibuat *over design* 20%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (Wc)} &= 20\% \times 10.494,135 \text{ kg/jam} \\ &= 12.592,9624 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Jumlah air yang menguap (We)} \\ &= 0,00085 \times Wc \times (T_{in} - T_{out}) \quad (\text{Perry ed7, Pers. 12-10}) \\ &= 0,00085 \times 12.592,9624 \text{ kg/jam} \times 15 \\ &= 160,5603 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Drift Loss (Wd)} \\ &= 0,0002 \times Wc \quad (\text{Perry ed 7, Pers. 12-12}) \\ &= 0,0002 \times 12.592,9624 \text{ kg/jam} \\ &= 2,5186 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Blowdown (Wb) (cycle yang dipilih 4 kali)} \\ &= \frac{We}{(\text{cycle}-1)} \quad (\text{Perry ed 7, Pers. 12-12}) \\ &= \frac{160,5603}{(4-1)} \\ &= 51,0015 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Make Up Water (Wm)} &= W_e + W_d + W_b \\ &= 214,0804 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air pembangkit Steam

Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pemanas

No	Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
1	Heat Exchanger 1	HE-01	131,6948
2	Heat Exchanger 2	HE-02	225,3623
3	Heat Exchanger 3	HE-03	12,8577
4	Heat Exchanger 4	HE-04	69,8613
5	Heat Exchanger 5	HE-05	95,7796
6	Heat Exchanger 6	HE-06	311,3943
Jumlah			846,95

Perancangan dibuat *over design* 20 %

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 20\% \times 864,95 \text{ kg/jam} \\ &= 1.016,34 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 1016,34 \text{ kg/jam} \\ &= 152,451 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang menguap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 1016,34 \text{ kg/jam} \\ &= 50,817 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebuthan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Air yang menguap} \\ &= (152,451 + 50,817) \text{ kg/jam} \\ &= 203,268 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

• Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

Kebutuhan air setiap karyawan = 4,0729 kg/jam

Jumlah karyawan = 130 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 529,4817 kg/jam

• Kebutuhan air area mess

Jumlah mess = 20 rumah

Penghuni setiap mess = 3 orang

Kebutuhan air untuk mess = 10.000 kg/jam

Total kebutuhan air *domestic* = (529,4817 + 10000) kg/jam

= 10.529,4817 kg/jam

d. Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel, dan lain-lain.

Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 24639,78 kg/jam dapat dilihat dari Tabel 4.14.

Tabel 4.15 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	10529,48
2	<i>Service Water</i>	500,00
3	<i>Cooling Water</i>	12592,96
4	<i>Steam Water</i>	1016,34
	Total	24638,78

4.5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : 429,0305 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya juga tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 153°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Didalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 5 atm, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

5. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Pabrik *Vanillin* kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu :

Kapasitas = 353 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 4.16 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	0,0010	0,7457
Dekanter	DE-01	0,0010	0,7457
<i>Crystallizer</i>	CR-01	0,1336	99,6255
<i>Centrifuge</i>	CF-02	1,0000	745,7000
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	2,0000	1491,4000
<i>Screw Conveyor-01</i>	SC-01	0,0500	37,2850
<i>Screw Conveyor-02</i>	SC-02	0,0500	37,2850
Pompa-01	P-01	7,5000	5592,7500
Pompa-02	P-02	7,5000	5592,7500
Pompa-03	P-03	0,2500	186,4250
Pompa-04	P-04	0,5000	372,8500
Pompa-05	P-05	0,3300	246,0810
Pompa-06	P-06	0,2500	186,4250
Pompa-07	P-07	0,1250	93,2125
Pompa-08	P-08	0,3300	246,0810
Pompa-09	P-09	0,2500	186,4250
<i>Expander Valve-01</i>	EV-01	0,1760	131,2432
<i>Expander Valve-02</i>	EV-02	0,1756	130,9449
<i>Blower-01</i>	BL-01	0,0500	37,2850
<i>Blower-02</i>	BL-02	0,1000	74,5700
Total		20,6722	15489,8295

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibutuhkan} &= 15.489,8925 \text{ Watt} \\ &= 15,489 \text{ kW} \end{aligned}$$

b) Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	1,5000	1118,5500
Kompresor Udara	CP-01	6,0000	4474,2000
Pompa-01	PU-01	5,0000	3728,5000
Pompa-02	PU-02	5,0000	3728,5000
Pompa-03	PU-03	5,0000	3728,5000
Pompa-04	PU-04	0,0500	37,2850
Pompa-05	PU-05	5,0000	3728,5000
Pompa-06	PU-06	5,0000	3728,5000
Pompa-07	PU-07	1,5000	1118,5500
Pompa-08	PU-08	3,0000	2237,1000
Pompa-09	PU-09	3,0000	2237,1000
Pompa-10	PU-10	0,0500	37,2850
Pompa-11	PU-11	3,0000	2237,1000
Pompa-12	PU-12	3,0000	2237,1000
Pompa-13	PU-13	0,0500	37,2850
Pompa-14	PU-14	0,0500	37,2850
Pompa-15	PU-15	0,3000	223,7100
Pompa-16	PU-16	0,3000	223,7100
Pompa-17	PU-17	0,0500	37,2850
Pompa-18	PU-18	0,2500	186,4250
Pompa-19	PU-19	0,1250	93,2125
Pompa-20	PU-20	0,1250	93,2125
Pompa-21	PU-21	0,1250	93,2125
Total		49,4750	36.893,5075

Power yang dibutuhkan = 36.893,5075 Watt

= 36,893 kW

- c) Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC
 - Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 20 kW
 - Listrik yang digunakan untuk penerangan diperkirakan sekitar 150 kW
- d) Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium
 - Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 100 kW
- e) Kebutuhan listrik untuk instrumentasi
 - Listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik Vanillin:

Tabel 4.18 Rincian Kebutuhan Listrik

Keperluan	Kebutuhan (Kw)
Kebutuhan Plant	
a. Proses	15,4898
b. Utilitas	36,8935
a. Listrik Ac	20
b. Listrik Penerangan	150
Laboratorium dan Bengkel	100
Instrumentasi	30
Total	352,3833

6. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 56,0736 m³/jam.

7. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) sebanyak 157,3207 Kg / jam yang diperoleh dari PT. Pertamina. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah fuel oil sebanyak 38,7197 kg/jam yang juga diperoleh dari PT. Pertamina.

8. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik *vanillin* adalah limbah gas.

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya.

b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

-COD : maks. 100 mg/l

- BOD : maks. 20 mg/l

- TSS : maks. 80 mg/l

- Oil : maks. 5 mg/l

- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah Hasil Proses

Limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan *vanillin* ini adalah limbah gas yang keluar dari Reaktor untuk diolah terlebih dahulu di UPL sebelum dibuang ke lingkungan.

4.5.3 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

4.19 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai ke <i>screening</i>	Mengalirkan air dari <i>screening</i> ke B-01	Mengalirkan air dari B-01 ke B-02	Mengalirkan air dari TU-01 ke B-02	Mengalirkan air dari B-02 ke BU-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	37,3518	35,4842	33,71	0,0018	33,71
Jumlah	2	2	2	2	2
	Spesifikasi				
Head pompa (ft)	16,474	12,4811	11,6504	6,5723	12,2568
NPS (in)	8	8	8	1/8	8
Sch.	40				
Tenaga pompa (Hp)	0,8247	0,6229	0,5502	0,0001	0,5811
Tenaga motor (Hp)	5	5	5	0,05	5
Putaran Standar	2615	3139	3231	36,4331	3102

Tabel 4.20 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki klorinasi ke T-01	Mengalirkan air dari T-01 ke area domestik	Mengalirkan air dari FU-02 ke BU-03	Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan ke area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari BU-04 ke CT-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	54,414	54,414	2,5839	2,5839	65,0776
Jumlah	2	2	2	2	2
	Spesifikasi				
Head pompa (ft)	24,067	24,067	8,9363	3,0917	12,4642
NPS (in)	4	4	1	1	3
Sch.	40				
Tenaga pompa (Hp)	0,4704	0,4704	0,0146	0,005	0,2331
Tenaga motor (Hp)	3	3	0,05	0,005	0,3
Putaran Standar	2376	2376	1088	2413	4256

Tabel 4.21 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan air dari CT-01 ke <i>recycle</i> dari bak air dingin	Mengalirkan air dari Tangki penampung NaCl ke TU-05	Mengalirkan air dari TU-05 ke Tangki Air Demin	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin ke De-01	Mengalirkan larutan Hydrazine dari T-09 ke De-01
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	65,0776	5,2522	5,2522	5,2522	5,2522
Jumlah	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
Head pompa ft)	12,4642	6,7305	6,4121	5,0303	5,0303
NPS (in)	3	1	1	1	1
Sch.	40				
Tenaga pompa (Hp)	0,2331	0,015	0,0271	0,0112	0,0112
Tenaga motor (Hp)	0,3	0,05	0,25	0,125	0,125
Putaran Standar	4256	1919	1229	2388	2388

Tabel 4.22 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas
Kode	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari De-01 ke Boiler
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	5,2522
Jumlah	2
Spesifikasi	
Head pompa ft)	5,0303
NPS (in)	1
Sch.	40
Tenaga pompa (Hp)	0,0112
Tenaga motor (Hp)	0,125
Putaran Standar	2388

2. Bak Penampung

Tabel 4.23 Spesifikasi Bak Penampung

Spesifikasi					
Kode	B-01	B-02	BU-01	BU-02	FU-02
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa air sungai	Menggumpalkan kotoran dengan menambah koagulan	Menghilangkan flokulasi	Menghilangkan flokulasi	Menyaring partikel halus
Jenis	Bak persegi	Silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak balok
Bahan	Beton Bertulang	Beton Bertulang	Beton Bertulang	Beton Bertulang	<i>Spheres</i>
Panjang (m)	7,5826	-	7,4541	7,3277	1,9099
Lebar (m)	7,5826	-	7,4541	7,3277	1,9099
Tinggi (m)	3,7913	3,5285	3,727	3,6639	0,9549
Diameter (m)	-	3,5285	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 4.24 Spesifikasi Bak Penampung

Spesifikasi			
Kode	BU-03	BU-04	BU-05
Fungsi	Menampung sementara hasil FU-02	Menampung kebutuhan air pendingin	Menampung air make-up dan air pendingin proses
Jenis	Bak persegi	Bak balok	Bak balok
Bahan	Beton Bertulang	Beton Bertulang	Beton Bertulang
Panjang (m)	3,8959	8,985	3,1149
Lebar (m)	3,8959	8,985	3,1149
Tinggi (m)	1,948	4,4925	1,5575
Diameter (m)	-	-	-
Jumlah	1	1	1

3. Tangki

Tabel 4.25 Spesifikasi Tangki

Spesifikasi					
Kode	TU-01	TU-02	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu	Mencampur klorin ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung larutan NaCl	Menampung larutan NaOH
Jenis	Silinder tegak	Silinder berpengaduk	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Tinggi (m)	1,9942	2,5249	7,283	0,905	0,721
Diameter (m)	0,9971	2,5249	7,283	0,905	0,721
Volume (m ³)	1,5564	12,6354	303,2491	0,5814	0,2942
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 4.26 Spesifikasi Tangki

Spesifikasi					
Kode	De	T-09	T-01	T-06	TU-09
Fungsi	Menghilangkan gas O ₂ dan CO ₂ dalam <i>feed water</i>	Menyimpan larutan N ₂ H ₄	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Mencampur kondensat sirkulasi dan make-up air umpan boiler	Menampung air bebas mineral
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Tinggi (m)	1,1582	2,5249	1,1645	1,1582	3,3408
Diameter (m)	1,1582	2,5249	1,1645	1,1582	3,3408
Volume (m ³)	1,2196	12,6354	1,2397	1,2196	29,2706
Jumlah	1	1	1	1	1

4. Screener

Fungsi	= Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	= Alumunium
Panjang	= 10 ft
Lebar	= 8 ft
Diameter lubang saringan (cm)	= 1
Jumlah	= 1

5. Cooling Tower

Fungsi	= Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	= <i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Panjang	= 4,8685 m
Lebar	= 1,2182 m
Tinggi	= 3,5717
Jumlah	= 1

6. Mixed Bed

Fungsi	= Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃ .
Jenis	= Tangki Silinder Tegak
Resin	= Zeolit
Diameter Tangki	= 0,3639
Tinggi Tangk	= 1,6764 m
Tinggi Bed	= 1,3970 m
Volume Bed	= 877,7093 m ³
Volume Bak Resin	= 877,7093 m ³
Tebal	= 0,1875 in
Jumlah	= 1

7. *Blower Cooling Tower*

Fungsi	= Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	= <i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas (ft ³ /jam)	= 381.618,2773
Efisiensi	= 86 %
Power	= 1,5 Hp
Bahan	= <i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>
Jumlah	= 1

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 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:

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruh terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di perusahaan.
2. Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap, dan caranya mengatur waktu.

4.6.2 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



4.6.3 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:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
2. Pendelegasian wewenang.

3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggungjawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
6. 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:

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

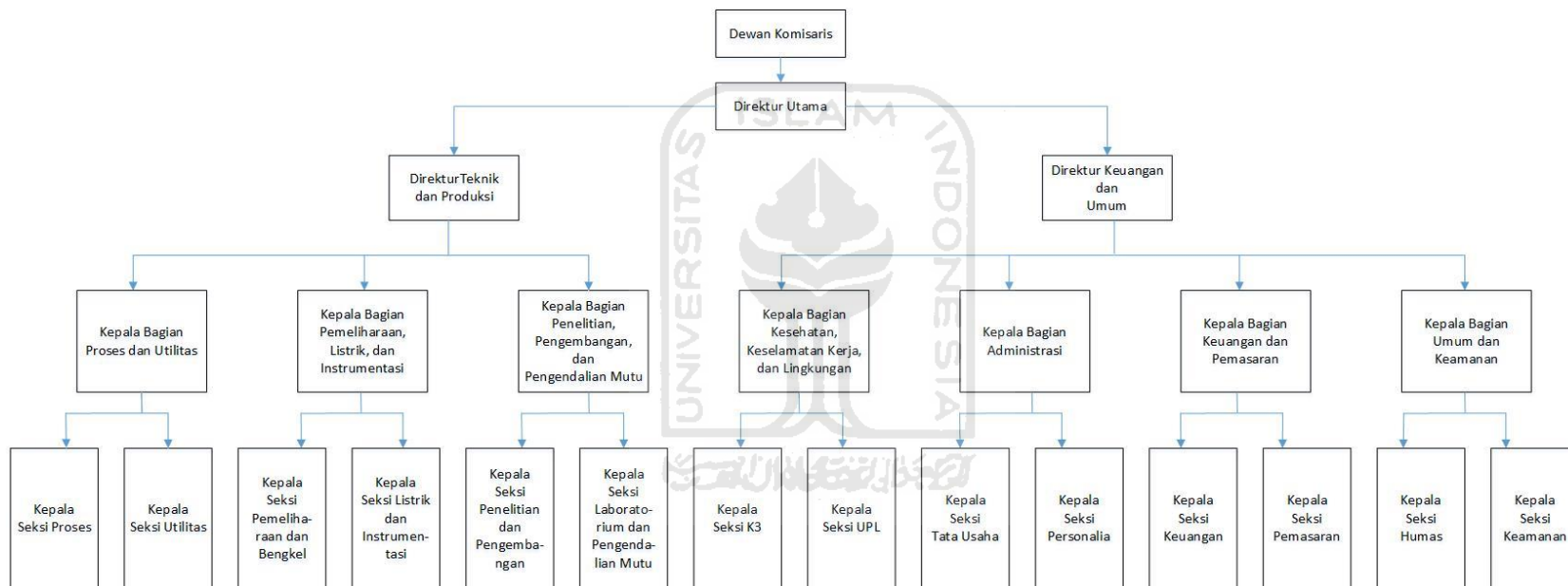
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari- harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana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

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:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggungjawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik *Vanillin* kapasitas 2000 ton/tahun:



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Pabrik *Vanillin*

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:

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

- Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

- Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

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

- Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

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

- Kepala Bagian Administrasi

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

- Kepala Bagian Umum dan Keamanan

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

- Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

d. 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.

1. Kepala Seksi Proses

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

4. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap perumusan kebijakan teknis penelitian dan pengembangan.

5. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

6. Kepala Seksi Keuangan

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

7. Kepala Seksi Pemasaran

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

8. Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

9. Kepala Seksi Humas

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

10. Kepala Seksi Keamanan

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

11. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

12. Kepala Seksi Tata Usaha

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

13. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang pengolahan limbah di perusahaan.

14 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: Mengurus kebijakan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.6.4 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.

4.6.5 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:

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00

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 4.27 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	■

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
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

■ : Libur

4.7 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

a) Jumlah Pekerja

Tabel 4.28 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. Administrasi dan Umum	1
8	Ka. Bag. Litbang	1
9	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
10	Ka. Bag. K3	1
11	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	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
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 Kas/Anggaran	5
31	Karyawan Proses	18
32	Karyawan Pengendalian	5
33	Karyawan Laboratorium	5
34	Karyawan Pemeliharaan	5
35	Karyawan Utilitas	9
36	Karyawan K3	5
37	Karyawan Keamanan	4
38	Karyawan UPL	5
39	Sekretaris	2
40	Dokter	2
41	Perawat	4
42	Supir	3
43	Cleaning Service	5
	Total	130

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 4.29 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTA
Satpam	SLTA

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.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

Tabel 4.30 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000
4	Ka. Bag. Proses	1	Rp 15.000.000
5	Ka. Bag. Utilitas	1	Rp 15.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 15.000.000
8	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 15.000.000
9	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 15.000.000
10	Ka. Bag. K3	1	Rp 15.000.000
11	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000
12	Ka. Sek. UPL	1	Rp 10.000.000
13	Ka. Sek. Proses	1	Rp 10.000.000
14	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 10.000.000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 10.000.000
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 10.000.000
17	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 10.000.000
18	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 10.000.000
19	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 10.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 10.000.000
21	Ka. Sek. Humas	1	Rp 10.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 10.000.000
23	Ka. Sek. K3	1	Rp 10.000.000
24	Karyawan Personalia	5	Rp 35.000.000
25	Karyawan Humas	5	Rp 35.000.000
26	Karyawan Litbang	5	Rp 35.000.000
27	Karyawan Pembelian	5	Rp 35.000.000
28	Karyawan Pemasaran	5	Rp 35.000.000
29	Karyawan Administrasi	5	Rp 35.000.000
30	Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 35.000.000
31	Karyawan Proses	18	Rp 126.000.000
32	Karyawan Pengendalian	5	Rp 35.000.000
33	Karyawan Laboratorium	5	Rp 35.000.000
34	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp 35.000.000
35	Karyawan Utilitas	9	Rp 63.000.000
36	Karyawan K3	5	Rp 35.000.000
37	Karyawan Keamanan	4	Rp 18.000.000
38	Karyawan UPL	5	Rp 35.000.000
39	Sekretaris	2	Rp 16.000.000
40	Dokter	2	Rp 20.000.000
41	Perawat	4	Rp 20.000.000
42	Supir	3	Rp 12.300.000
43	Cleaning Service	5	Rp 20.500.000
Total		130	Rp 1.055.800.000

4.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)

BPJSTK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.9 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

4.9.1 Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2020 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1995 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.31 Indeks Harga Alat

Tahun	CE Index
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	614,6
2019	630,289
2020	641,62

(www.chemengonline.com/pci)

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 11,331x - 22247$$

Dengan: y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan di atas, di dapat harga indeks pada tahun 2024 adalah 686,944. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries and Newton, 1955) .

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana:

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Indeks harga pada tahun x

N_y : Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (Peters et al., 2003)

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0.6}$$

Dimana:

Ea : Harga alat a

Eb : Harga alat b

Ca : Kapasitas alat a

Cb : Kapasitas alat b

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter Timmerhaus“Plant Design And Economic for Chemical Engineering”, 3th edition. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.



Tabel 4.32 Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga total
1	Tangki-01	1	\$ 137.961
2	Tangki-02	1	\$ 126.514
3	Reaktor	1	\$ 28.021
4	Dekanter	1	\$ 17.648
5	<i>Crystallizer</i>	1	\$ 60.455
6	<i>Centrifuge</i>	1	\$ 260.898
7	<i>Rotary Dryer</i>	1	\$ 115.186
8	<i>Screw Conveyor-01</i>	1	\$ 32.076
9	<i>Screw Conveyor-02</i>	1	\$ 31.956
10	<i>Bucket Elevator</i>	1	\$ 13.500
11	Silo	1	\$ 715
12	Saringan Udara-01	1	\$ 74.883
13	Saringan Udara-02	1	\$ 283.673
14	<i>Heater-01</i>	1	\$ 2.385
15	<i>Heater-02</i>	1	\$ 2.027
16	<i>Heater-03</i>	1	\$ 1.431
17	<i>Heater-04</i>	1	\$ 1.789
18	<i>Heater-05</i>	1	\$ 2.146
19	<i>Heater-06</i>	1	\$ 2.266
20	<i>Cooler-01</i>	1	\$ 1.550
21	<i>Cooler-02</i>	1	\$ 1.312
22	<i>Cooler-03</i>	1	\$ 1.789
23	Pompa-01	2	\$ 18.125
24	Pompa-02	2	\$ 18.125
25	Pompa-03	2	\$ 8.347
26	Pompa-04	2	\$ 11.209
27	Pompa-05	2	\$ 12.401
28	Pompa-06	2	\$ 8.347
29	Pompa-07	2	\$ 12.401
30	Pompa-08	2	\$ 6.677
31	Pompa-09	2	\$ 7.154
32	<i>Blower-01</i>	1	\$ 715
33	<i>Blower-02</i>	1	\$ 2.743
34	<i>Expander Valve-01</i>	1	\$ 63.794
35	<i>Expander Valve-02</i>	1	\$ 63.794
36	Kompresor	1	\$ 92.173
Total			\$ 1.512.684

Tabel 4.33 Harga Alat Utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga total
1	Tangki Larutan Alum	1	\$ 6.113,456
2	Tangki Klorinasi	1	\$ 1.564,434
3	Tangki Kaporit	1	\$ 357,721
4	Tangki Air Bersih	1	\$ 13.222,569
5	Tangki Air Bertekanan	1	\$ 7.819,786
6	Cooling Tower	1	\$ 21.224,793
7	Mixed Bed	1	\$ 122.936,862
8	Tangki NaCl	1	\$ 1.669,366
9	Tangki NaOH	1	\$ 1.073,164
10	Tangki Deaerator	1	\$ 2.742,529
11	Tangki N ₂ H ₄	1	\$ 2.742,529
12	Tangki Umpan Boiler	1	\$ 2.742,529
13	Tangki Air Demin	1	\$ 21.582,514
14	Tangki Silika Gel	1	\$ -
15	T.Bahan Bakar Generator	1	\$ 142.894,130
16	T.Bahan Bakar Boiler	1	\$ 5.842,780
17	Blower Cooling Tower	1	\$ 14.905,051
18	Kompresor	1	\$ 64.866,783
19	Screening	1	\$ 31.598,709
20	Bak Sedimentasi	1	\$ 7.036,198
21	Bak Flokulator	1	\$ 1.993,366
22	Bak Pengendap I	1	\$ 6.799,645
23	Bak Pengendap II	1	\$ 6.571,051
24	Bak Saringan Pasir	1	\$ 446,390
25	Bak Penampung Sementara	1	\$ 1.857,471
26	Bak Air Pendingin I	1	\$ 3.917,992
27	Bak Air Pendingin II	1	\$ 470,896
28	Pompa-01	1	\$ 5.962,020
29	Pompa-02	1	\$ 5.842,780
30	Pompa-03	1	\$ 5.723,540
31	Pompa-04	1	\$ -
32	Pompa-05	1	\$ 5.723,540
33	Pompa-06	1	\$ 5.604,299
34	Pompa-07	1	\$ 5.485,059
35	Pompa-08	1	\$ 5.365,818
36	Pompa-09	1	\$ 5.365,818
37	Pompa-10	1	\$ -
38	Pompa-11	1	\$ 2.981,010
39	Pompa-12	1	\$ 2.981,010
40	Pompa-13	1	\$ 596,202
41	Pompa-14	1	\$ 596,202
42	Pompa-15	1	\$ 2.384,808
43	Pompa-16	1	\$ 2.384,808
44	Pompa-17	1	\$ 834,683
45	Pompa-18	1	\$ 834,683
46	Pompa-19	1	\$ 834,683
47	Pompa-20	1	\$ 834,683
48	Pompa-21	1	\$ 834,683
Total			\$ 556.163,045

4.9.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam Analisa ekonomi adalah:

1. Kapasitas produksi : 2000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun : 2024
4. Nilai kurs dollar 2018 : \$1 = Rp 14.836 (BI per 19 September 2020)
5. Umur alat : 10 tahun

4.9.3 Perhitungan Biaya

4.9.3.1 Modal (*Capital Investment*)

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik *Vanilin* ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, *fixed capital instrument* seperti pada Tabel 4.33 sampai Tabel 4.35.

Tabel 4.34 *Physical Plant Cost*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 30.692.584.798	\$ 2.068.847
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 7.673.146.200	\$ 517.212
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 4.810.659.863	\$ 324.265
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 7.117.853.215	\$ 479.782
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 7.635.184.514	\$ 514.653
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 325.422.332	\$ 21.935
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 4.603.887.720	\$ 310.327
8	<i>Building Cost</i>	Rp 35.550.472.960	\$ 2.396.295
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 156.500.525.511	\$ 10.548.985
Total Pengeluaran Biaya		Rp 254.909.737.113	\$ 17.182.300

Tabel 4.35 *Direct Plant Cost*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp 50.981.947.423	\$ 3.436.460
2	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp 254.909.737.113	\$ 17.182.300
Total Pengeluaran Biaya		Rp 305.891.684.535	\$ 20.618.761

Tabel 4.36 *Fixed Capital Investment*

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 305.891.684.535	\$ 20.618.761
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 30.589.168.454	\$ 2.061.876
3	<i>Contingency</i>	Rp 30.589.168.454	\$ 2.061.876
Total Pengeluaran Biaya		Rp 367.070.021.443	\$ 24.742.513

2. Working Capital Investment

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada Tabel 4.36.

Tabel 4.37 *Working Capital Investment*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 15.575.302.513	\$ 1.049.860
2	<i>Inproses Inventory</i>	Rp 13.861.031.844	\$ 934.309
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 27.722.063.688	\$ 1.868.618
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 41.360.293.425	\$ 2.787.908
5	<i>Available Cash</i>	Rp 27.722.063.688	\$ 1.868.618
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 126.240.755.157	\$ 8.509.312

4.9.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 4.38 *Direct Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 171.328.327.643	\$ 11.548.460
2	<i>Labor</i>	Rp 12.669.600.000	\$ 854.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.266.960.000	\$ 85.400
4	<i>Maintenance</i>	Rp 7.341.400.429	\$ 494.850
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.101.210.064	\$ 74.228
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 4.549.632.277	\$ 306.670
7	<i>Utilities</i>	Rp 23.045.405.768	\$ 1.553.385
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 221.302.536.180	\$ 14.916.993

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4.39 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.900.440.000	\$ 128.100
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.266.960.000	\$ 85.400
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 6.334.800.000	\$ 427.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 22.748.161.384	\$ 1.533.350
<i>Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 32.250.361.384	\$ 2.173.849

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.40 Fixed Manufacturing Cost

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp 36.707.002.144	\$ 2.474.251
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 7.341.400.429	\$ 494.850
3	<i>Insurance</i>	Rp 7.341.400.429	\$ 494.850
Total Fixed Manufacturing Cost		Rp 51.389.803.002	\$ 3.463.952

Tabel 4.41 Total Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 221.302.536.180	\$ 14.916.993
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 32.250.361.384	\$ 2.173.849
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 51.389.803.002	\$ 3.463.952
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 304.942.700.566	\$ 20.554.794

4.9.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4.42 General Expenses

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 9.148.281.017	\$ 616.644
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 15.247.135.028	\$ 1.027.740
3	<i>Research</i>	Rp 10.672.994.520	\$ 719.418
4	<i>Finance</i>	Rp 9.866.215.532	\$ 665.037
Total General Expenses (GE)		Rp 44.934.626.097	\$ 3.028.838

Tabel 4.43 *Total Production Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 304.942.700.566	\$ 20.554.794
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 44.934.626.097	\$ 3.028.838
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 349.877.326.663	\$ 23.583.632

4.9.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 454.963.227.671

Total biaya produksi : Rp 349.877.326.663

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 105.085.901.008

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 30 % x Rp 105.085.901.008

: Rp 31.525.770.302

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 73.560.130.706

4.9.5 Analisa Kelayakan

4.9.5.1 Return on Investment (ROI)

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

1. ROI sebelum pajak (*ROIb*)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries dan Newton, 1955).

$$\text{ROIb} = \frac{\text{Rp } 105.085.901.008}{\text{Rp } 367.070.021.443} \times 100 \% = 29 \%$$

2. ROI setelah pajak (*ROIa*)

$$\text{ROIa} = \frac{\text{Rp } 31.525.770.302}{\text{Rp } 367.070.021.443} \times 100 \% = 20 \%$$

4.9.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Menurut Aries dan Newton (1955), syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal adalah 5 tahun.

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

1. POT sebelum pajak (POTb)

$$\text{POTb} = \frac{\text{Rp } 367.070.021.443}{(\text{Rp } 105.085.901.008 + \text{Rp } 36.707.002.144)} = 3 \text{ tahun}$$

2. POT setelah pajak (POTa)

$$\text{POTb} = \frac{\text{Rp } 367.070.021.443}{(\text{Rp } 73.560.130.706 + \text{Rp } 36.707.002.144)} = 3,3 \text{ tahun}$$

4.9.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *Break Even Point*, kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi dibawah BEP.

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

Dalam hal ini:

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 4.44 Annual Fixed Manufacturing Cost

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp 36.707.002.144	\$ 2.474.251
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 7.341.400.429	\$ 494.850
3	<i>Insurance</i>	Rp 7.341.400.429	\$ 494.850
Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i>		Rp 51.389.803.002	\$ 3.463.952

Tabel 4.45 Annual Regulated Expenses

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Gaji Karyawan</i>	Rp 12.669.600.000	\$ 853.999,84
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.900.440.000	\$ 128.099,98
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.266.960.000	\$ 85.399,98
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 6.334.800.000	\$ 426.999,92
5	<i>Laboratorium</i>	Rp 1.266.960.000	\$ 85.399,98
6	<i>General Expense</i>	Rp 44.934.626.097	\$ 3.028.837,80
7	<i>Maintenance</i>	Rp 7.341.400.429	\$ 494.850,25
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.101.210.064	\$ 74.227,54
Total		Rp 76.815.996.590	\$ 5.177.815,295

Tabel 4.46 Annual Variable Value

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 171.328.327.643	\$ 11.548.460
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 22.748.161.384	\$ 1.533.350
3	<i>Utilities</i>	Rp 23.045.405.768	\$ 1.553.385
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp 4.549.632.277	\$ 306.670
Total		Rp 221.671.527.070	\$ 14.941.865

Tabel 4.47 Annual Sales Value

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp 454.963.227.671	\$ 30.666.992
Total		Rp 454.963.227.671	\$ 30.666.992

Sesuai dengan data yang terdapat pada Tabel 4.44 - 4.47 maka didapatkan BEP sebesar

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

$$BEP = \frac{(Rp 51.389.803.002+0,3(Rp 76.815.996.590))}{(Rp 454.963.227.671-Rp 221.671.527.070-0,7(Rp 76.815.996.590))} \times 100 \%$$

$$= 41 \%$$



Gambar 4.8 Grafik Korelasi Kapasitas Produksi dengan Biaya

4.9.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup

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

$$BEP = \frac{(0,3(Rp 76.815.996.590))}{(Rp 454.963.227.671 - Rp 221.671.527.070 - 0,7(Rp 76.815.996.590))} \times 100 \%$$

$$SDP = 13 \%$$

4.9.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik .

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{Ta=j}^{n=x-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit After Taxes + Depresiasi + Finance*

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data:

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 367.070.021.443

Working Capital Investment (WCI) : Rp 126.240.755.157

Salvage Value (SV) = Depresiasi : Rp 36.707.002.144

Cash Flow (CF) : Rp 120.133.348.382

Sehingga dapat dihitung nilai DCFR:

Discounted Cash Flow dihitung secara *trial & error*

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i: 0,24

DCFR : 24 %

Minimum nilai DCFR : 1,5 x bunga deposito bank (Aries Newton)

Bunga bank : 5,42 % (Bank Indonesia per Juli 2020)

Kesimpulan : Memenuhi syarat (1,5 x 5,42% = 8,13 %)

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu

24 % > 8,13 %.



BAB V

KESIMPULAN

Berdasarkan hal-hal yang sudah diuraikan sebelumnya, dapat disimpulkan bahwa:

1. *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 28,63 % dan *Return On Investment* (ROI) setelah pajak adalah 20 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 3 tahun dan *Pay Out Time* (POT) setelah pajak adalah 3,33 tahun.
3. *Break Event Point* (BEP) sebesar 41 %. Kisaran BEP yang dapat diterima adalah 40% - 60%.
4. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 13 %.
5. *Discounted Cash Flow of Return* (DCFR) adalah 24 %. Batasan minimal DCFR adalah 1,5 kali suku bunga bank.
6. Pabrik Vanillin ini tergolong dalam pabrik beresiko rendah, berdasarkan kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk, serta kemudahan dalam transportasi.

Dilihat ROI, POT, BEP, SDP, dan DCFR dari pabrik yang memenuhi syarat maka pabrik ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. Chemical Price. <http://alibaba.com/>. Diakses pada 2 Oktober 2020 pukul 15.00 WIB.
- 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 11 November 2020 pukul 13.30 WIB.
- Darwis, S.N. 1989. Produksi dan Tataniaga 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 WANILLIN FROM EUGENOL*. US PATENT 3544621.
- G. Kuiper. 2012. *Cavitation in Ship Propulsion*. 89
- Indeks Biaya Pabrik Teknik Kimia. www.chemengonline.com/pci. Diakses pada 2 Oktober 2020 pukul 14.30 WIB.
- Indesso. Bahan Kimia Aroma. <https://www.indesso.com/>. Diakses pada 22 Mei 2020 pukul 10.00 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*", 3* 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. 2019. Equipment Cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada 5 Oktober 2020 pukul 10.00 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 9 Mei 2020 pukul 12.22 WIB.

PubChem. Sodium Hydroxide. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>. Diakses pada 9 Mei 2020 pukul 12.22 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.





LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR (R-01)

Fungsi : Mereaksikan Isoeugenol (C₁₀H₁₂O₂) dengan O₂ yang berasal dari udara sebanyak 2.989,6667 kg/jam

Komposisi bahan baku :

: Isoeugenol (99 % Isoeugenol dan 1 % air) → (PT.Indesso Aroma)

: NaOH (30 % NaOH dan 70 % Air)

: Udara (21 % O₂ dan 79 % N₂)

Tipe reaktor : Reaktor Gelembung

Kondisi operasi :

- Tekanan : 8 atm (8,106 bar / 117,5672 psi)
- Suhu : 130 °C
- Konversi : 95 %

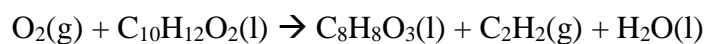
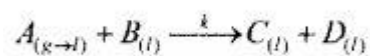
Tipe perancangan : Silinder tegak dengan *thorispical dish head*

Sistem pendingin : Jaket pendingin

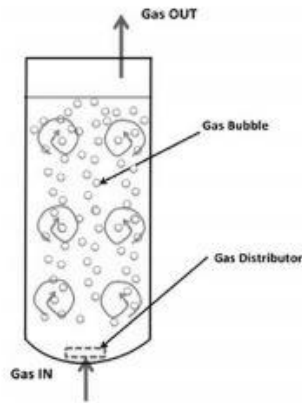
Asumsi :

- Operasi berjalan kontinyu.
- Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair.
- Di dalam reaktor gelembung terdapat 2 (dua) aliran yaitu aliran gas dan aliran cairan. Aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu seragam.

Persamaan reaksi :



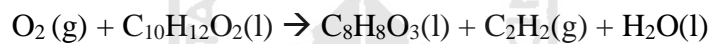
Oksigen Isoeugenol Vanillin Asetilena Air



Gambar A.1 Reaktor gelembung (R-01)

A. Neraca Massa

Neraca massa total pada R-01



Mula-mula :	1,7925	8,1531	0,115	-	53,7448
Bereaksi :	1,6430	1,6430	1,6430	1,6430	1,6430
Sisa :	2,7670	6,5102	267,4761	42,7816	997,8265

Tabel A.1 Neraca Massa Total R-01

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	164,204	8,1531	1338,7791	6,5102	1068,9948
O ₂	31,999	1,7295	55,3408	0,0865	2,7670
C ₈ H ₈ O ₃	152,149	0,115	17,4984	1,758	267,4761
C ₂ H ₂	26,039	-	-	1,643	42,7816
H ₂ O	18,0153	53,7448	968,2278	55,3877	997,8265
NaOH	39,997	10,0416	401,6337	10,0416	401,6337
N ₂	28,014	7,4315	208,1869	7,4315	208,1869
Jumlah			2989,6667		2989,6667

B. Perancangan Reaktor

1. Menghitung konstanta kecepatan reaksi (k)

$$k = 1.1 \times 10^7 e^{-96.2/RT}$$

Dengan :

- $T = 130 \text{ }^\circ\text{C} = 403 \text{ K}$
- $R = 1,9872 \text{ cal/mol.K}$

Maka nilai $k = 9.754.918,729 \text{ L/mol.detik} = 9.754.918.729 \text{ L/kmol.detik}$

2. Menentukan kecepatan volumetric

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

Dengan :

- $m =$ Kecepatan umpan masuk, kg/jam
- $\rho =$ Densitas komponen, kg/L

Menentukan densitas untuk fase cair :

$$\rho_L = A.B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan :

- $\rho =$ Densitas komponen, kg/L
- $T =$ Temperatur operasi ($130 \text{ }^\circ\text{C} = 403 \text{ K}$)
- $T_c =$ Temperatur kritis, K

Komponen	A	B	n	Tc (K)	ρ_l (kg/L)
$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2$	-	-	-	-	1,08
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820	1,8788
H_2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,9558
$\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$	0,36605	0,2580	0,28571	777	1,1263

(Yaws, 1999)

Tabel A.2 Kecepatan Laju Volumetrik Umpan Cair dan Densitas Campuran

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/L)	Fv1 = m/ ρ (L/jam)	x	Densitas Campuran
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	1338,7791	1,08	1239,6102	0,4911	1,08
NaOH	401,6337	1,8788	213,7717	0,1473	1,8788
H ₂ O	968,2278	0,9558	1013,0426	0,3552	0,9558
C ₈ H ₈ O ₃	17,4984	1,1263	15,5368	0,0064	1,1263
Jumlah	2726,1389		2481,9614		5,0408

Sehingga densitas campuran umpan cair = 5,0408 kg/L

Maka laju alir volumetrik cair = Total massa / Densitas campuran cair
= 540,8133 L/jam

Menentukan densitas untuk fase gas:

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{B P_c}{R T_c} = B^0 + \omega \cdot B^1$$

$$Z = 1 + \left(\frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right)$$

Dengan : R = 0,082 m³.atm/mol.K

Tabel A.3 Kecepatan Laju Volumetrik Umpan Gas dan Densitas Campuran

Komponen	kg/jam	y _i	omega i	T _{ci} (K)	P _{ci} (bar)	Tri (T/T _c)
O ₂	55,3408	0,1888	0,022	154,6	50,43	2,6067
N ₂	208,1869	0,8112	0,038	126,2	34	3,1933
Jumlah	263,5278	1				5,8001

(Smith & Van Ness, 1975)

Lanjutan Tabel A.3

Komponen	Pri (P/Pc)	B0	B1	BPc/RTc	Z	V (nRT/P)	yi.v
O ₂	0,1607	- 0,0081	0,1359	-0,0051	0,9997	7,1439	1,3487
N ₂	0,2384	0,0172	0,1377	0,0224	1,0017	30,6978	24,9025
Jumlah	0,3991	0,0090	0,2736	0,0173	2,0014	37,8417	26,2512

Maka densitas campuran gas = Total massa / Total yi.v

$$= 10,0387 \text{ kg/m}^3$$

- Densitas N₂ = 7,9306 kg/m³
- Densitas O₂ = 2,1081 kg/m³

Maka laju alir volumetrik gas = Total massa / Densitas campuran gas

$$= 26,2512 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Menentukan konsentrasi komponen umpan reactor

$$C_{\text{komponen}} = \frac{\text{mol komponen masuk}}{F_v}$$

$$C_{\text{O}_2} = 0,0007 \text{ kmol/L}$$

$$C_{\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2} = 0,0033 \text{ kmol/L}$$

4. Menghitung difusivitas oksigen (Dal)

$$\text{Dal} = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\Theta L M_b)^{0.5} (T)}{\mu L V_A^{0.6}} \text{ (Perry \& Green, 1986)}$$

Dengan :

- Faktor asosiasi C₁₀H₁₂O₂ (ΘL) = 1
- Berat molekul cairan C₁₀H₁₂O₂ = 164,204 gr/mol
- Viskositas cairan C₁₀H₁₂O₂ = 7,476 Cp
- Suhu operasi = 403 K
- Volume molekular O₂ (V_A) = 0,0256 m³/kmol (Coulson & Richardson, 1983)

Maka diperoleh nilai $Dal = 0,0007 \text{ cm}^2/\text{detik}$.

5. Menentukan diameter gelembung

Menentukan diameter gelembung dengan diameter *orifice*.

$$Db = \left(\frac{6 \cdot do \cdot \sigma}{g(\rho_l - \rho_g)} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Perry \& Green, 1986})$$

Pada keadaan stabil, berlaku syarat :

$$Db < 0.078 \left(\frac{\sigma}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0.5} \quad (\text{Perry \& Green, 1986})$$

Dengan :

- DB = Diameter gelembung
- DO = Diameter *orifice*
- g = Gravitasi bumi = 980 cm/detik²
- ρ_l = Densitas cairan $C_{10}H_{12}O_2 = 1,08 \text{ gr/cm}^3$
- ρ_g = Densitas gas $O_2 = 0,0021 \text{ gr/cm}^3$
- σ = Tegangan muka = 183,9158 dyne/cm (Yaws, 1999)

Range diameter *orifice* adalah $0,004 < DO < 0,95 \text{ cm}$ (Perry & Green, 1986).

Dengan dilakukan *trial and error* sehingga ditentukan nilai diameter *orifice* = 0,5 cm. Sehingga nilai DB adalah $0,8053 \text{ cm} < 1,0189 \text{ cm}$, dinyatakan layak.

6. Menghitung koefisien transfer massa fase cair (Kal)

Untuk $DB < 1 \text{ mm}$ (0.1 cm)

$$\frac{Kal \cdot Db}{Dal} = 2.0 + 0.31 \left(\frac{Db^3 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_l \cdot Dal} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Untuk $DB > 25 \text{ mm}$ (2,5 cm)

$$\frac{Kal \cdot Db}{Dal} = 0.42 \left(\frac{\mu_l}{\rho_l \cdot Dal} \right)^{0.5} \left(\frac{Db^2 \cdot \rho_l \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_l^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Dimana :

- Kal = Koefisien transfer massa, cm/detik
- DB = Diameter gelembung = 0,8053 cm

- Dal = Difusifitas gas-cairan = 0,0007 cm²/detik
- ρ_l = Densitas cairan C₁₀H₁₂O₂ = 1,08 gr/cm³
- ρ_g = Densitas gas O₂ = 0,0021 gr/cm³
- μ_l = Viskositas cairan C₁₀H₁₂O₂ = 0,0018 gr/cm.detik

Untuk *range* DB antara 1 – 2,5 mm maka dilakukan interpolasi :

- Untuk DB < 1 mm :

DB dipilih = 0,09 cm

Kal = 2,0605 cm/detik

- Untuk DB > 25 mm :

DB dipilih = 2,6 cm

Kal = 0,1883 cm/detik

Dari hasil interpolasi dengan nilai DB ditanya adalah 0,8053 cm maka, nilai
Kal = 1,5269 cm/detik = 0,0424 m/jam.

7. Menentukan bilangan hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusivitas max melalui film}} \quad (\text{Lavenspiel, 1999})$$

$$MH^2 = \frac{k \cdot C_{C_{10}H_{12}O_2} \cdot DAL}{KAL^2}$$

Dengan :

- MH = Bilangan hatta = 100,2019 (Difusi gas faktor yang berpengaruh)
- k = Konstanta kecepatan reaksi = 9.754.918.729 L/kmol.detik
- C_{bo} = Konsentrasi cairan C₁₀H₁₂O₂ = 0,0033 kmol/L
- Dal = Difusifitas gas-cairan = 0,0007 cm²/detik
- Kal = Koefisien transfer massa = 1,5269 cm/detik

Jika MH >>> 1 maka :

- Keseluruhan reaksi berlangsung di lapisan film cairan.
- Reaksi berlangsung sangat cepat.

- Luas permukaan sebagai faktor penentu.

Jika $MH \lll 1$ maka :

- Keseluruhan reaksi berlangsung dalam fase cairan *bulk*.
- Reaksi berlangsung sangat lambat.
- Volume cairan *bulk* sebagai faktor penentu kecepatan sehingga jika nilai volumenya kecil, maka diperlukan volume cairan yang besar.

Berlaku ketentuan jika :

- $MH > 2$, maka difusi gas adalah faktor yang berpengaruh.
- $0,02 < MH < 2$, maka difusi gas dan kecepatan reaksi adalah faktor yang berpengaruh.
- $MH < 0,02$, maka reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh.

8. Kecepatan linier gelembung

$$Q^{\frac{6}{5}} = \frac{Db^3 \cdot \pi \cdot g^{\frac{3}{5}}}{1.378 \times 6}$$

Dengan :

- Q = Laju volumetrik gas tiap lubang *orifice* = 12,3653 cm³/detik
- DB = Diameter gelembung = 0,8053 cm
- g = Gravitasi bumi = 980 cm/detik²

Frekuensi gelembung :

$$fb = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{\pi \cdot DO \cdot \sigma} \text{ (Perry \& Green, 1986)}$$

Dengan :

- Fb = Frekuensi gelembung = 45,2362 gelembung/detik
- ρ_l = Densitas cairan C₁₀H₁₂O₂ = 1,08 gr/cm³
- ρ_g = Densitas gas O₂ = 0,0021 gr/cm³
- DO = Diameter *orifice* = 0,5 cm
- σ = Tegangan muka = 183,9158 dyne/cm

Volume 1 (satu) gelembung :

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

Dengan :

- $V_o = \text{Volume satu gelembung} = 0,2733 \text{ cm}^3$
- $DB = \text{Diameter gelembung} = 0,8053 \text{ cm}$

Menghitung jumlah *orifice*

$$N_b = \frac{F_{vg}}{V_o}$$

Dengan :

- $N_b = \text{Jumlah } orifice = 26.676,5096$
- $V_o = \text{Volume satu gelembung} = 0,2733 \text{ cm}^3$
- $F_{vg} = \text{Laju volumetrik umpan gas} = 7.291,9975 \text{ cm}^3/\text{detik}$

Menghitung jumlah lubang *orifice*

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

Dengan :

- $N_{hole} = \text{Jumlah lubang } orifice = 589,7155 \text{ lubang}$
- $N_b = \text{Jumlah } orifice = 26.676,5096$
- $F_b = \text{Frekuensi gelembung} = 45,2362 \text{ gelembung/detik}$

9. Menentukan *rising velocity (terminal velocity)*

Untuk $DB > 0,14 \text{ cm}$ dihitung dengan persamaan :

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_l}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Dengan :

- $V_t = \text{Terminal velocity} = 28,5924 \text{ cm/detik}$
- $\sigma = \text{Tegangan muka} = 183,9158 \text{ dyne/cm}$

- DB = Diameter gelembung = 0,8053 cm
- ρ_l = Densitas cairan $C_{10}H_{12}O_2$ = 1,08 gr/cm³

Reynold gelembung

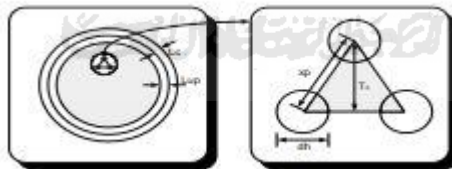
$$Re = \frac{\rho_l \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_l}$$

Dengan :

- Re = Bilangan reynold = 332,6478
- V_t = Terminal velocity = 28,5924 cm/detik
- DB = Diameter gelembung = 0,8053 cm
- ρ_l = Densitas cairan $C_{10}H_{12}O_2$ = 1,08 gr/cm³
- μ_l = Viskositas cairan $C_{10}H_{12}O_2$ = 0,07476 gr/cm.detik

10. Menentukan diameter sparger

Reaktor ini menggunakan *orifice* sparger, maka untuk menunjang hal tersebut digunakan *plate* tipe *perforated* dengan susunan *triangular pitch*. Dipilih susunan *triangular pitch* karena jumlah lubang tiap satuannya lebih luas dengan ukuran reaktor yang lebih kecil (Kern,1983).



Gambar A.2 Susunan *perforated*

Diketahui :

- DO = Diameter *orifice* = 0,5 cm
- Nhole = Jumlah lubang oriface = 589,7155 lubang

Jika Pt adalah jarak antara pusat lubang *orifice*, maka

$$Pt = 1.25 \times Do \text{ (Coulson \& Richardson, 1983)}$$

Maka nilai Pt = 0,625 cm

Luas lubang *oriface*

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

Sehingga nilai $L_o = \text{Luas lubang } orifice = 0,1963 \text{ cm}^2$

Menghitung luas ΔABC dengan rumus :

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} P t^2 = 0,1691 \text{ cm}^2$$

Menghitung luas lubang ΔABC dengan rumus :

$$\Delta ABC = \frac{1}{8} \cdot \pi \cdot D_o^2 = 0,0981 \text{ cm}^2$$

Luas plate yang diperlukan pada tiap lubang (A_n) :

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P t^2 = 0,3383 \text{ cm}^2$$

Luas sparger (A_{sp}) = $N_{hole} \times A_n = 199 \text{ cm}^2$

Diameter sparger (D_{sp}) :

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}} = 15,9416 \text{ cm}$$

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

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}} = 36,5522 \text{ cm/detik}$$

Dengan :

- $F_{vg} = \text{Laju volumetrik umpan gas} = 7.291,9975 \text{ cm}^3/\text{detik}$
- $A_{sp} = \text{Luas sparger} = 199 \text{ cm}^2$

Hold up gas (H_g) :

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t} = 0,5611$$

Dengan :

- V_{gs} = Kecepatan supervisial = 36,5522 cm/detik
- V_t = *Terminal velocity* = 28,5924 cm/detik

11. Menentukan koefisien transfer fase gas (Kag)

Kecepatan massa molar O_2 (Gm) :

$$G_m = \frac{F_{mol O_2}}{A_{sp}} = 86,6914 \text{ kmol/jam.m}^2$$

Dengan :

- F_{mol} = Umpan masuk O_2 ke reaktor = 1,7295 kmol/jam
- A_{sp} = Luas sparger = 199 cm^2

Sc (Schmidt Number) :

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{al}} \text{ (Treyball, 1980)}$$

Diketahui nilai $Sc = 11.741,4735$

Maka untuk rumus koefisien transfer fase gas (Kag) :

$$\frac{K_{ag} \cdot P_t}{G_m} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4} \text{ (Treyball, 1980)}$$

Dengan :

- P_t = Tekanan total = 8 atm = 810.600 Pa
- Re = Reynold gelembung = 332,6478
- G_m = Kecepatan massa molar O_2 = 86,6914 kmol/jam.m²
- Sc = Schmidt Number = 11.741,4735

Sehingga nilai $K_{ag} = 0,2803 \text{ mol/jam.m}^2 \cdot \text{Pa}$

12. Menentukan konstanta henry (Ha)

Dengan pendekatan harga H_a untuk O_2 pada suhu 130 °C

Harga nilai $H_a O_2$:

$T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, diperoleh nilai $H_a = 0,74 \times 10^5 \text{ Pa.m}^3/\text{mol}$

T = 60 °C, diperoleh nilai Ha = 1,13 x 10⁵ Pa.m³/mol

(Lavenspiel, 1999)

Sehingga nilai T = 130 °C dari interpolasi diperoleh nilai Ha = 181.250 Pa.m³/mol

13. Menentukan volume dan ukuran reaktor

Persamaan kecepatan reaksi :



Persamaan perancangan reaktor :

(A lost by gas) = (B lost by liquid) = (Disapperance of by reaction)

Fg.dYa = Fl.dxb = (-ra''')dvr

Fl.dxb = (-ra''')dvr

$$Vr = Fl \int_{Xb1}^{Xb2} \frac{dXb}{-ra''''}$$

Fl = Fbo = Kecepatan alir molar umpan cair masuk reaktor, kmol/jam

Fl = Fbo = Cbo x Fvl

Penentuan laju reaksi didasarkan dengan jumlah mol

- a. Jumlah mol antara reaktan dan produk sama, maka volume tetap (V = Vo)

Berdasarkan bilangan Hatta, semua reaksi terjadi pada lapisan film cairan. Meskipun demikian, lapisan film tetap memberikan hambatan pada transfer zat A ke lapisan utama fase cair. Sehingga persamaan kecepatan reaksi A adalah

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_{B0}f_l}} P_A$$

gas film resistance
liquid film resistance
liquid bulk resistance

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag}a} + \frac{H_A}{k_{Al}aE} + \frac{H_A}{kC_{B0}(1-X_B).f_l}} P_A$$

Dimana :

Cbo	Konsentrasi C ₁₀ H ₁₂ O ₂ awal	=	0,0033 kmol/L
FvL	Kecepatan laju volumetrik	=	540,8133 L/jam
X	Konversi reaksi	=	0,95
Cao	Konsentrasi O ₂ awal	=	0,0007 kmol/L
		=	0,7 kmol/m ³
Kal	Koefisien transfer massa fase cair	=	1,5269 cm/detik
		=	54,9682 m/jam
Kag	Koefisien transfer massa fase gas	=	0,2803 mol/jam.m ² .Pa
Ha	Konstanta Henry	=	181.250 Pa.m ³ /mol
		=	181.250.000 Pa.m ³ /kmol
Pa	Konsentrasi bahan (C ₁₀ H ₁₂ O ₂) di fase gas dinyatakan tekanan	=	81.060 Pa
k	Konstanta kecepatan reaksi	=	9.754.918.729,3 L/kmol.detik
		=	35.117.707.425,5 m ³ /kmol.jam
		=	35.117.707,4255 m ³ /mol.jam
E	<i>Enhancement factor</i>	=	1
a	Luas kontak gas dan cairan	=	20 m ² /m ³
fl	Volume fraksi cairan	=	0,98

Diperoleh hasil :

$$\frac{1}{Kag.a} = 0,1784 \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$\frac{Ha}{Kal.a.E} = 164,8682 \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$\frac{1}{Kag.a} + \frac{Ha}{Kal.a.E} = 165,0466 \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$\frac{Ha}{k.Cbo(1-Xa).fl} = \frac{0}{(1-Xb)} \text{ m}^3.\text{jam. Pa/mol}$$

$$-r_a''' = \frac{81060}{165,0466 + (0,00001/(1-X_b))} \frac{P_a}{\text{Pa} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{jam} / \text{mol}}$$

$$y = \frac{81060}{165,0466 + (0,00001/(1-X_b))} \text{ mol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Sehingga dari persamaan V_r di atas didapat $V_r = C_{b0} \cdot F_{vl} \int_{X_{b1}}^{X_{b2}} \frac{dX_b}{y}$

y menggunakan metode Simpson Rule dengan 5 titik ($n = 5$)

$$\int_0^{0,95} \frac{dX_a}{y} = \frac{\Delta X}{3} [(1 \cdot y(x=0)) + (4 \cdot y(x+\Delta X)) + (2 \cdot y(x+2\Delta X)) + (4 \cdot y(x+3\Delta X)) + (1 \cdot y(x+4\Delta X))]$$

$$\int_0^{0,95} y^{-1} dX_a = \frac{\Delta X}{3} [(1 \cdot y(x=0)) + (4 \cdot y(x+\Delta X)) + (2 \cdot y(x+2\Delta X)) + (4 \cdot y(x+3\Delta X)) + (1 \cdot y(x+4\Delta X))]$$

$$\Delta X = \frac{X_2 - X_1}{n - 1}$$

Dimana $X_2 = 0,95$ dan $X_1 = 0$ sehingga $\Delta X = 0,2375$

Tabel A.4 Trial Dengan Menggunakan Metode Simpson

X	1 - X _b	Y
0	1	0,0020
0,2375	1,7625	0,0020
0,475	0,525	0,0020
0,7125	0,2875	0,0020
0,95	0,05	0,0020

Dari hasil perhitungan diperoleh :

$$\int_0^{0,95} y^{-1} dX_a = 0,0019 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} / \text{mol} = 1,9343 \text{ L} \cdot \text{jam} / \text{mol}$$

Volume reaktor :

$$V_r = C_{b0} \cdot F_{vl} \int_0^{0,95} y^{-1} dX_a$$

Dengan :

- C_{b0} = Konsentrasi b mula-mula umpan = 3,285 mol/L
- F_{vl} = Kecepatan laju volumetrik fase cair = 540,8133 L/jam

- $V_r = \text{Volume reaktor} = 3.436,3802 \text{ L}$

14. Menentukan waktu tinggal proses

$$\tau = \frac{V_r}{F_{vl}} = 0,4209 \text{ jam}$$

Dengan :

$$V_r = \text{Volume reaktor} = 3.436,3802 \text{ L}$$

$$F_{vl} = \text{Kecepatan laju volumetrik fase cair} = 540,8133 \text{ L/jam}$$

15. Volume design reaktor

$$V = \frac{V_{\text{cairan}}}{1-H_g} = 7.829,4086 \text{ L}$$

Dengan :

- $H_g = \text{Hold up} = 0,5611$
- $V_r = \text{volume reaktor} = 3.436,3802 \text{ L}$

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

Diketahui :

- Volume teoritis reaktor = 7.829,4086 L
- Volume design reaktor = 9.395,2903 L

Volume silinder shell :

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot H_r$$

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot D_r^2 \cdot 2 \cdot D_r$$

Maka diameter reaktor :

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_r}{2 \cdot \pi}}$$

Diperoleh :

- $D_r = 1,7085 \text{ m} = 17,0848 \text{ dm}$

- $H_s = 3,4170 \text{ m} = 34,17 \text{ dm}$

Volume head to straight flange (V_h) :

$$V_h = 0.000049 \cdot D_r^3 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

Diperoleh nilai $V_h = 0,2444 \text{ dm}^3$

Volume cairan dan gas dalam shell adalah volume cairan dengan gas volume di head bagian dasar = $V - V_h = 7829,1643 \text{ L}$

Luas penampang reaktor :

$$A_r = \frac{\pi}{4} D^2 = 2,2913 \text{ m}^2$$

Maka tinggi cairan dan gas dalam reaktor dihitung dengan rumus :

$$\frac{\text{Volume cairan dan gas dalam shell}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

Sehingga di peroleh tinggi cairan adalah $34,1685 \text{ dm} = 3,4169 \text{ m}$

16. Menentukan Pressure Drop

a. Pressure drop gas melalui *orifice* (ΔP_o)

$$\Delta P_o = 0.5 \times \frac{\rho_g \cdot V_o^2}{0.9} = 0,1565 \text{ kg/m.detik}^2$$

b. Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ)

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{D_b} = 137,0221 \text{ kg/m.detik}^2$$

c. Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostastik (ΔP_h)

$$\Delta P_h = \rho L \cdot g \cdot H = 36.163,9651 \text{ kg/m.detik}^2$$

d. Pressure drop total (ΔP_t)

$$\Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h = 36.301,1437 \text{ kg/m.detik}^2$$

17. Menentukan jarak sparger

$$ID = \frac{D_r - \left(\sqrt{\frac{A_{sp} \cdot 4}{3.14}} \right)}{2} = 7,7453 \text{ dm} = 0,7745 \text{ m}$$

Dimana :

- $A_{sp} = \text{Luas sparger} = 0,0199 \text{ m}^2$
- $D_r = \text{Diameter reaktor} = 1,7085 \text{ m} = 17,0848 \text{ dm}$

18. Mechanical desain (perancangan tebal dinding dan head reaktor)

a. Tebal dinding reaktor

Untuk bentuk silinder, maka persamaan yang digunakan :

$$t_s = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6P} + C \quad (\text{Rase, 1977})$$

Dimana :

- $t_s = \text{Tebal dinding minimum} = 0,5597 \text{ in}$
- $P = \text{Tekanan desain} = 1,2 \times P \text{ operasi} = 141,0806 \text{ psig}$
- $R = \text{Jari-jari dalam reaktor} = 33,6315 \text{ in}$
- $E = \text{Efisiensi sambungan (double welded butt join)} = 0,8$
- $C = \text{Faktor korosif (umumnya } 1/8) = 0,125 \text{ in}$

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-285 Grade C, dengan nilai $S =$ maksimum *allowable stress* = 13.750 psi (Brownell & Young, 1959). Dipilih tebal dinding standar = ID = 0,625 in . Sehingga

:

$$OD = ID + (2 \times TS \text{ standar})$$

$$OD = 67,2630 \text{ in} + (2 \times 0,625 \text{ in}) = 68,513 \text{ in}$$

b. Tebal head reaktor

Jenis *head* yang digunakan adalah *torispherical*. Sehingga tebal *head* dihitung dengan persamaan :

$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot r}{S \cdot E - 0.1P} + C$$

Dimana :

- $t_h = \text{Tebal head reaktor} = 0,9037 \text{ in}$
- $P = \text{Tekanan desain} = 141,0806 \text{ psig}$
- $r = \text{Radius of disk} = OD = 68,513 \text{ in}$

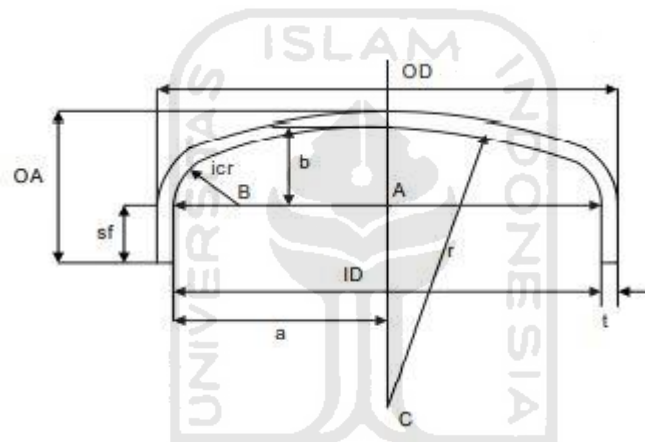
- S = maksimum *allowable stress* = 13.750 psig
- E = Efisiensi sambungan (*double welded butt join*) = 0,8
- C = Faktor korosif (umumnya 1/8) = 0,125 in

Dipilih tebal head standar 1 in

Dari th standar dipilih nilai *straight flange* (sf) antara 1,5 – 4,5 in, diambil :

- Standar *straight flange* (sf) = 3 in = 0,0762 m
- *Inside corner radius* (icr) = 3 in = 0,0762 m

Hubungan *flange* dan *dishead head* (*torispherical dishead head*) :



Gambar A.3 *Torispherical dishead head* (Brownell & Young, 1959)

Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2} = 33,6315 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 10,6022 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr) = 30,6315 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr) = 65,513 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 57,9108 \text{ in}$$

$$OA = th \text{ standard} + b + sf = 14,6022 \text{ in}$$

c. Volume total reaktor

- Volume *straight flange* (Vsf)

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot sf$$

Dimana :

$$V_{sf} = 1.1054,4461 \text{ in}^3 = 0,1812 \text{ m}^3$$

$$D = OD = 68,513 \text{ in} = 1,7402 \text{ m}$$

$$sf = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$

- Volume total sebuah *head*

$$V_{t \text{ head}} = V_{\text{head}} + sf$$

$$V_{t \text{ head}} = 217,6736 \text{ dm}^3 = 0,2177 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,2444 \text{ dm}^3$$

$$V_{sf} = 181,1503 \text{ dm}^3$$

- Volume total

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

$$\text{Volume total} = 9.830,6376 \text{ dm}^3$$

$$V_{\text{silinder reaktor}} = 9.395,2903 \text{ dm}^3$$

$$V_{\text{total head}} = 217,6736 \text{ dm}^3$$

- Tinggi total reaktor

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

$$\text{Tinggi total reaktor} = 4,1587 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 3,417 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,3709 \text{ m}$$

C. Neraca Panas

Suhu masuk reaktor (Tr) : 130 °C = 403 K

Suhu referensi (Tref) : 25 °C = 298 K

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen umpan fase cair :

Tabel A.5 Harga kapasitas panas fase cair

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	-	-	-	-
H ₂ O	92,053	-4E-02	-2,11E-04	5,35E-07
C ₈ H ₈ O ₃	-8,95	1,79	-3,67E-03	2,95E-06
NaOH	87,639	-4,84E-04	-4,54E-06	1,19E-09

(Yaws, 1999)

$$C_p \text{ C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2 = 343,2 \text{ J/mol.K}$$

Tabel A.6 Hasil perhitungan kapasitas panas umpan cair

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kgmol)	Q _{input} (kJ/jam)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	8,1531	36.036	293.806,7332
H ₂ O	53,7448	7.924,3784	425.894,1779
C ₈ H ₈ O ₃	0,1150	30.823,1326	3.544,9302
NaOH	10,0416	9.130,7476	91.687,2768
Jumlah			814.933,1181

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen umpan fase gas :

Tabel A.7 Harga kapasitas panas fase gas

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase gas (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
O ₂	29,526	-8,8999E-08	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
N ₂	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
C ₂ H ₂	19,36	1,1519E-01	-1,2374E-04	7,2370E-08	-1,6590E-11

(Yaws, 1999)

Tabel A.8 Hasil perhitungan kapasitas panas umpan gas

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qinput (kJ/jam)
O ₂	1,7295	3.458,9846	5.982,1583
N ₂	7,4315	3.062,0912	22.756,0284
C ₂ H ₂	0	0	0
Jumlah			28.738,1866

Harga kapasitas panas untuk masing-masing komponen output fase cair dan gas:

Tabel A.9 Hasil perhitungan panas keluar fase cair

Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
C ₁₀ H ₁₂ O ₂	6,5102	36.036	234.600,2249
H ₂ O	55,3878	7.924,3784	438.913,7909
C ₈ H ₈ O ₃	1,7580	30.823,1326	54.186,79
NaOH	10,0416	9.130,7476	91.687,2768
Jumlah			819.388,0826

Tabel A.10 Hasil perhitungan panas keluar fase gas

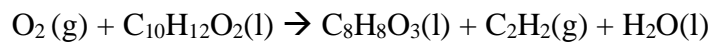
Komponen	m (kgmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kgmol)	Qoutput (kJ/jam)
O ₂	0,0865	3.458,9846	299,1079
N ₂	7,4315	3.062,0912	22.756,0284
C ₂ H ₂	1,643	4.971,0543	8.167,354
Jumlah			31.222,4903

Diperoleh panas yang masuk ke reaktor sebesar

$$\Delta H \text{ reaktan} = 843.671,3047 \text{ kJ/jam} = 201.637,4418 \text{ kcal/jam}$$

$$\Delta H \text{ produk} = 850.610,5729 \text{ kJ/jam} = 196.405,9813 \text{ kcal/jam}$$

Panas reaksi (ΔH_R)



Tabel A.11 Panas Masuk Reaktor

Komponen	ΔH_f 298 K (kJ/mol)	$\Delta H_f.m$
$\text{C}_{10}\text{H}_{12}\text{O}_2$	-216,98	-1769,0694
$\text{C}_8\text{H}_8\text{O}_3$	-369	-648,6987
C_2H_2	226,73	372,5134
H_2O	-285,83	-15831,4914

(Yaws, 1999)

Maka :

$$\Delta H_{\text{reaction}} = \Sigma(n\Delta H_f)_{\text{products}} - \Sigma(n\Delta H_f)_{\text{reactants}}$$

$$= -14.338,6074 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.12 Neraca panas

Panas masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{\text{reaktan}} =$	843.671,3047	ΔH_{produk}	850.610,5729
$\Delta H_{\text{reaksi}} =$	14.338,6074	Panas diserap=	7.399,3392
Jumlah =	858.009,9121		858.009,9121

Untuk menghitung kenaikan suhu keluar Reaktor dilakukan metode *Trial and Error*, sehingga didapat kenaikan suhunya sebesar 64 °C, dengan T2 (suhu *output*) sebesar 194 °C dan T1 (suhu *input*) sebesar 130 °C.

D. 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

$$t \text{ rata - rata} = \frac{t_1+t_2}{2} = 40 \text{ °C} = 313 \text{ K} = 104 \text{ °F}$$

Kebutuhan pendingin (*Dowtherm A*)

$$W_a = \frac{Q_2}{C_p \text{ dowtherm} (t_2 - t_1)}$$

Dimana :

- Q_2 = Jumlah panas yang diserap pendingin = 6.943,0873 Btu/jam
- C_p = Kapasitas panas pendingin pada 104 °F = 14,9952 Btu /lb. °F

Diperoleh harga W_a sebesar 12,8617 lb/jam = 5,834 kg/jam

Debit air pendingin

Densitas pendingin pada suhu 104 °F = 1.554,1414 kg/m³

Sehingga $Q_a = W_a/\rho_a = 0,0038 \text{ m}^3/\text{jam}$

Menentukan nilai ΔT LMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
266	<i>Higher</i>	122	144
266	<i>Lower</i>	86	180

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = 161,3311 \text{ °F}$$

Pemilihan pendingin

1. Luas perpindahan panas yang tersedia (A tersedia).

A tersedia = luas selimut reaktor x luas penampang reaktor

$$A = (\pi \times D_r \times H_s) + \left(\frac{1}{4} D_r^2\right)$$

Diketahui :

- $D_r = 5,6052 \text{ ft}$

- $H_s = 11,2105 \text{ ft}$

$$A \text{ tersedia} = 205,1648 \text{ ft}^2$$

2. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Dari tabel 8, kern didapatkan *overall heat transfer* U_d dengan *hot fluid* yaitu *heavy organik* dan *cold fluid* yaitu *water* dengan nilai $U_d \text{ overall} = 5 - 75 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

$$\text{Dipilih } U_d = 5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$A \text{ kebutuhan} = \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}} = 8,61 \text{ ft}^2$$

$A \text{ kebutuhan} < A \text{ tersedia}$, sehingga jenis pendingin yang digunakan berupa jaket pendingin.

Diameter dalam jaket (D1)

$$D1 = \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) = 1,7369 \text{ m}$$

Tinggi jaket

Tinggi jaket dirancang 1,2 dari tinggi cairan, sehingga tinggi jaketnya adalah 4,1002 m.

Asumsi jarak jaket

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$$

Diameter luar jaket (D2)

$$D2 = D1 + (2 \times \text{jarak jaket}) = 1,9909 \text{ m}$$

Luas yang dilalui air pendingin

$$A = \frac{\pi}{4} (D2^2 - D1^2) = 0,7433 \text{ m}^2$$

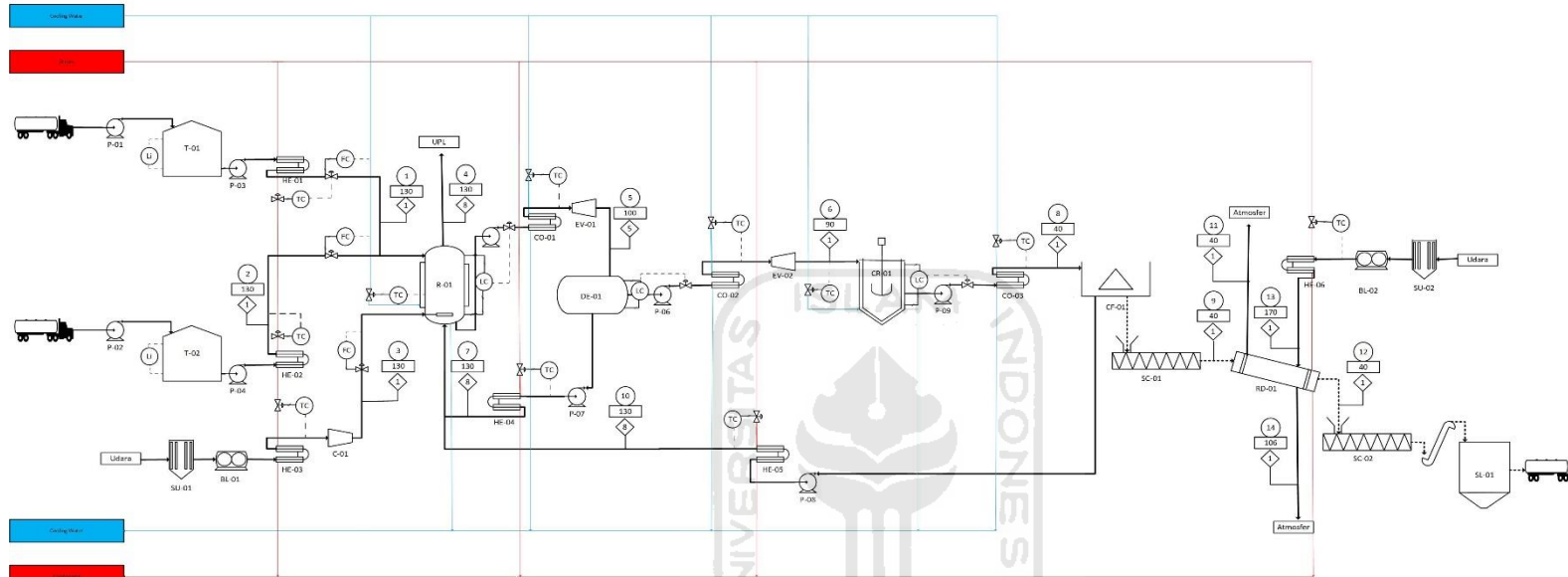
Kecepatan air pendingin (v)

$$v = Q_a / A = 0,0051 \text{ m}^3/\text{jam}$$





PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK VANILIN DARI ISOEUGENOL MELALUI PROSES OKSIDASI
KAPASITAS 2000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (Kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C10H12O2	270,85													
O2			55,34	2,77									65,73	65,73
NaOH		0			401,63	401,63								
C8H8O3 (l)					267,48	267,48		18,72	1,22	17,5		1,22		
C8H8O3 (s)								248,75	248,75			248,75		
C2H2				42,78										
H2O	0	0			997,8	29,62	968,20	29,62	29,6	0,02	28,12	1,48		
N2			208,19	208,19									247,27	247,27
Total	270,85	0	263,53	253,74	2735,93	1366,09	1369,84	1366,09	280,65	1085,45	28,12	252,53	313	313

Keterangan Alat	
T	Tangki
R	Reaktor
DE	Dekanter
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
RD	Rotary Dryer
SC	Screw Conveyor
SL	Silo
SU	Saringan Udara
BL	Blower
P	Pompa
HE	Heater
CO	Cooler
C	Compressor
EV	Expander Valve

Keterangan Simbol	
○	No Arus
□	Suhu, Celcius
◇	Tekanan, atm
◇	Control Valve
⚡	Sinyal Pneumatik
---	Sensor Listrik
→	Arah Arus

Keterangan Instrumen	
LI	Level Indicator
LC	Level Controller
TC	Temperature Controller
FC	Flow Controller



JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA
 2020

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRARANCANGAN PABRIK VANILIN DARI
 OKSIDASI ISOEUGENOL KAPASITAS
 2000 TON/TAHUN
 DISUSUN OLEH:
 Rizka Dwi Utami Putri (16521198)
 Anindita Ratih Hapsari (16521214)

DOSEN PEMBIMBING:
 Khandan Cahyani, Dr., S.T., M.Sc.
 Ventalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Rizka Dwi Utami Putri
 No. Mahasiswa 1 : 16521198
 Nama Mahasiswa 2 : Anindita Ratih Hapsari
 No. Mahasiswa 2 : 16521214
 Judul Pra rancangan Pabrik : Pra Rancangan Pabrik *Vanillin* dari Oksidasi Isoeugenol
 Kapasitas 2000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020
 Selesai Masa Bimbingan : 24 Oktober 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	8 April 2020	Data Ekspor, Impor, dan Kapasitas	
2	23 April 2020	Alternatif Proses dan kapasitas	
3	8 Mei 2020	Evaluasi Proses dan Komposisi Bahan Baku	
4	10 Juni 2020	Neraca Massa, Penyasunan Alat, Diagram Alir	
5	8 Juli 2020	Neraca Massa dan Neraca Panas	
6	15 Juli 2020	Spesifikasi Alat Besar (Reaktor)	
7	29 Juli 2020	Spesifikasi Alat Besar	
8	19 Agustus 2020	Spesifikasi Alat Besar	
9	26 Agustus 2020	Spesifikasi Alat Kecil	
10	2 September 2020	Spesifikasi Alat Kecil	
11	10 September 2020	Segutar Naskah	
12	25 September 2020	Utilitas dan Evaluasi Ekonomi	
13	22 Oktober 2020	PEFD	

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta, 23 Oktober 2020
 Pembimbing.


 (Dr. Khamdan Cahyadi, S.T., M.Sc.)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Rizka Dwi Utami Putri
 No. Mahasiswa 1 : 16521198
 Nama Mahasiswa 2 : Anindita Ratih Hapsari
 No. Mahasiswa 2 : 16521214
 Judul Pra Rancangan Pabrik : Pra Rancangan Pabrik Vanillin dari Isoeugenol Melalui Proses Oksidasi dengan Kapasitas 2000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 27 April 2020
 Selesai Masa Bimbingan : 24 Oktober 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	18 Maret 2020	Penjabaran Materi TA	
2.	25 Maret 2020	Konsultasi Judul TA	
3.	25 Oktober 2020	Naskah TA	
4.	30 Oktober 2020	Revisi Naskah TA	

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta, 24 Oktober 2020
 Pembimbing.

 (Venitalitya Alethea S. A., S.T.,M.Eng.)

- Catatan:
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy