

**PRARANCANGAN PABRIK CINNAMALDEHID
DARI ACETALDEHID DAN BENZALDEHID
KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN**

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



Oleh:

Nama : Tresinta Aji Guntari

NIM : 19521191

Nama : Nabila Dwicky Averika

NIM : 19521234

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK CINNAMALDEHID DARI ACETALDEHID DAN BENZALDEHID KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Yogyakarta, 11 Oktober 2023

Nama : Tresinta Aji Guntari

Nama : Nabila Dwicky Averika

NIM : 19521191

NIM : 19521234

Menyatakan bahwa hasil Perancangan Pabrik yang dimana sebagai Tugas Akhir ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi.

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



Tresinta Aji Guntari

NIM. 19521191



Nabila Dwicky Averika

NIM. 19521234

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK CINNAMALDEHID DARI ACETALDEHID
DAN BENZALDEHID KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Tresinta Aji Guntari Nama : Nabila Dwicky Averika
NIM 19521191 NIM : 19521234

Yogyakarta, 11 Oktober 2023

Pembimbing,



Dr. Diana, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK CINNAMALDEHID DARI ACETALDEHID
DAN BENZALDEHID DENGAN KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Nabila Dwickly Averika
NIM : 19521234

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

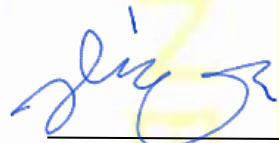
Yogyakarta, 28 Februari 2024

Tim Penguji,

Ketua : Dr. Diana, S.T., M.Sc.


Anggota 1 : Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.


Anggota 2 : Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.



01/03/2024

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




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

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

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

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Cinnamaldehyd dari Acetaldehyd dan Benzaldehyd dengan Kapasitas 9.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelas Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penyusunan Tugas Akhir ini dapat berjalan lancar karena tidak lepas dari dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Pada kesempatan ini, penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayahnya yang senantiasa memberikan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada hentinya.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN, Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Diana, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir kami yang telah memberikan bimbingan dan pengarahan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat dan doa, serta memberikan kami informasi tambahan.

Semoga Allah SWT memberi keberkahan atas pertolongannya dan membalas kebaikan yang telah diberikan kepada penyusun.

Sebagai manusia yang tidak sempurna, penyusun memohon maaf apabila pembaca menemukan kesalahan dalam Laporan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, penyusun menerima kritik dan saran yang bersifat membangun dari para pembaca. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, teruma bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 11 Oktober 2023

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Rasa syukur yang tak terhingga saya haturkan kehadiran Allah SWT karena telah memberikan kesempatan kepada saya untuk menuntut ilmu di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Semoga ilmu yang saya dapatkan akan menjadi berkah dan bermanfaat untuk diri saya sendiri dan orang lain.

Pastinya karya ini saya persembahkan untuk Ibu saya tercinta Almh.Sulastri dan ayah saya Hartono atas doa, dorongan, kasih sayang, dan motivasi. Serta kakak-kakak saya yang bernama Dika Pratama, Rizal Adriyanto, yang telah memberikan kontribusi dan motivasi kepada saya.

Dengan rasa syukur yang mendalam, saya persembahkan Tugas Akhir ini kepada Ibu Dosen pembimbing saya Ibu Dr. Diana, S.T., M.Sc yang telah bersedia meluangkan waktu di tengah kesibukannya untuk membimbing, memberikan ilmu, mengarahkan, dan menasehati saya.

Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 yang selalu membantu dan memberikan semangat sejak awal perkuliahan hingga akhir menempuh jalan masing-masing. Semoga kita semua sukses baik di dunia maupun di akhirat.

(Nabila Dwicki Averika)

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	1
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
<i>ABSTRACT</i>	xv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3. Tinjauan Pustaka	6
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	10
BAB II.....	16
PERANCANGAN PRODUK.....	16
2.1. Spesifikasi Produk	16
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	16
2.3. Pengendalian Kualitas.....	18
BAB III.....	21
PERANCANGAN PROSES	21
3.1. Diagram Alir Proses dan Material	21
3.2. Uraian Proses.....	23
3.3. Spesifikasi Alat.....	24
3.4. Neraca Massa	42
3.5. Neraca Panas	43
BAB IV	47
PERANCANGAN PABRIK	47

4.1.	Lokasi Pabrik.....	47
4.2.	Tata Letak Pabrik.....	50
4.3.	Tata Letak Mesin atau Alat Proses	53
4.4.	Organisasi Perusahaan	55
BAB V.....		67
UTILITAS		67
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	67
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	75
5.3	Unit Pembangkit Listrik.....	76
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan	78
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	79
5.6	Unit Pengolahan Limbah	79
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	80
BAB VI		86
EVALUASI EKONOMI		86
6.1.	Penaksiran Harga Alat	87
6.2.	Dasar Perhitungan.....	89
6.3.	Perhitungan Biaya.....	89
6.4.	Analisa Keuntungan.....	93
6.5.	Analisa Risiko Pabrik	93
6.6.	Analisa Kelayakan	94
BAB VII.....		100
KESIMPULAN DAN SARAN.....		100
7.1.	Kesimpulan	100
7.2.	Saran	101
DAFTAR PUSTAKA		102
LAMPIRAN A.....		104
REAKTOR.....		104
LAMPIRAN B.....		127
LAMPIRAN C.....		128

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Cinnamaldehyd	2
Tabel 1. 2 Data Ekspor Cinnamaldehyd	3
Tabel 1. 3 Data Kapasitas Pabrik Cinnamaldehyd di Dunia	4
Tabel 1. 4 Perbandingan proses pembuatan Cinnamaldehyd.....	9
Tabel 1. 5 Data ΔH pada suhu 298K.....	10
Tabel 1. 6 Data ΔG pada suhu 298K.....	11
Tabel 1. 7 Data Umpan Masuk.....	13
Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor	24
Tabel 3. 2 Spesifikasi Netralizer.....	25
Tabel 3. 3 Spesifikasi Dekanter	26
Tabel 3. 4 Spesifikasi Evaporator	27
Tabel 3. 5 Spesifikasi Menara Distilasi.....	28
Tabel 3. 6 Spesifikasi Accumulator.....	29
Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	30
Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi	31
Tabel 3. 9 Spesifikasi Heat Exchanger - 01	34
Tabel 3. 10 Spesifikasi Heat Exchanger - 02	34
Tabel 3. 11 Spesifikasi Heat Exchanger – 03.....	35
Tabel 3. 12 Spesifikasi Heat Exchanger – 04.....	36
Tabel 3. 13 Spesifikasi Cooler - 01.....	37
Tabel 3. 14 Spesifikasi Cooler – 02.....	37
Tabel 3. 15 Spesifikasi Cooler – 03.....	38
Tabel 3. 16 Spesifikasi Kondensor - 01	39
Tabel 3. 17 Spesifikasi Kondensor - 02	40
Tabel 3. 18 Neraca Massa Reaktor	42
Tabel 3. 19 Neraca Massa Netralizer	42
Tabel 3. 20 Neraca Massa Dekanter	42
Tabel 3. 21 Neraca Massa Evaporator	43
Tabel 3. 22 Neraca Massa Menara Distilasi	43

Tabel 3. 23 Neraca Panas Reaktor	43
Tabel 3. 24 Neraca Panas Netralizer.....	43
Tabel 3. 25 Neraca Panas Dekanter	44
Tabel 3. 26 Neraca Panas Evaporator	44
Tabel 3. 27 Neraca Panas Menara Distilasi.....	44
Tabel 3. 28 Neraca Panas Heater 1	45
Tabel 3. 29 Neraca Panas Heater 2	45
Tabel 3. 30 Neraca Panas Heater 3	45
Tabel 3. 31 Neraca Panas Heater 4.....	45
Tabel 3. 32 Neraca Panas Cooler 1	46
Tabel 3. 33 Neraca Panas Cooler 2.....	46
Tabel 3. 34 Neraca Panas Cooler 3.....	46
Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik.....	52
Tabel 4. 2 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan.....	63
Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Karyawan Shift	66
Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Proses.....	67
Tabel 5. 2 Jumlah Kebutuhan Air Umpan Boiler.....	68
Tabel 5. 3 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin	69
Tabel 5. 4 Jumlah Kebutuhan Air Sanitasi.....	70
Tabel 5. 5 Jumlah Kebutuhan Air.....	70
Tabel 5. 6 Daya Motor untuk Peralatan Proses	76
Tabel 5. 7 Daya Motor untuk Peralatan Utilitas	77
Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	78
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat.....	87
Tabel 6. 2 Physical Plant Cost.....	89
Tabel 6. 3 Fixed Capital Investment	90
Tabel 6. 4 Working Capital Investment	90
Tabel 6. 5 Direct Manufacturing Cost	91
Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost	91
Tabel 6. 7 Fixed Manufacturing Cost	92
Tabel 6. 8 Manufacturing Cost.....	92

Tabel 6. 9 General Expense.....	92
Tabel 6. 10 Total Production Cost.....	93
Tabel 6. 11 Hasil Analisa RIsiko Pabrik.....	93
Tabel 6. 12 Annual Fixed Cost (Fa)	96
Tabel 6. 13 Annual Variable Cost (Va)	96
Tabel 6. 14 Annual Regulated Expense (Ra)	97

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Struktur Senyawa Cinnamaldehyd	1
Gambar 1. 2 Grafik impor sinamaldehyda	3
Gambar 1. 3 Grafik ekspor cinnamaldehyd	4
Gambar 1. 4 Reaksi Pembentukan Cinnamaldehyd	8
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	21
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	22
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Cinnamaldehyd.....	47
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Skala 1:850).....	53
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:2200)	55
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	58
Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air Utilitas.....	72
Gambar 6. 1 Grafik Indeks vs Tahun.....	88
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	99

ABSTRAK

Cinnamaldehyd merupakan salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku pewangi atau penyedap untuk industri kimia. Pendirian pabrik cinnamaldehyd dari acetaldehyd dan benzaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun ini direncanakan didirikan di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan luas 14.305,5 m². Diperkirakan berdiri pada tahun 2025 dan beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Jumlah pekerja sebanyak 139 orang. Bahan baku yang digunakan berupa acetaldehyd, benzaldehyd, serta bahan penunjang lainnya yaitu NaOH sebagai katalis dan asam sulfat sebagai penetral. Proses reaksi berlangsung pada fase cair-cair menggunakan jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan suhu 70°C dan tekanan 2 atm. Kebutuhan utilitas meliputi air sebanyak 92.302,2 kg/jam, kebutuhan steam sebesar 6.273,4 kg/jam, kebutuhan listrik sebesar 325,602 kWh per tahun, kebutuhan bahan bakar sebesar 3.483,99 L/jam, dan kebutuhan udara tekan sebesar 40,776 m³/jam. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan total biaya produksi sebesar Rp. 440.620.130.000 per tahun dan total penjualan sebesar Rp. 567.000.000.000. Sehingga keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp. 126.379.870.000 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 107.422.889.500. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, pabrik cinnamaldehyd ini diperoleh nilai *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 33% dan setelah pajak sebesar 28%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2,312 tahun dan setelah pajak sebesar 2,613 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 46,02%. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,2% per tahun, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 32,15%. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik cinnamaldehyd dari acetaldehyd dan benzaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun beresiko rendah dan layak untuk didirikan.

Kata Kunci: *acetaldehyd, benzaldehyd, cinnamaldehyd, RATB*

ABSTRACT

Cinnamaldehyde is a chemical used as a raw material for fragrance or flavoring in the chemical industry. The establishment of a cinnamaldehyde factory from acetaldehyde and benzaldehyde with a capacity of 9,000 tonnes/year is planned to be established in Gresik Regency, East Java with an area of 14,305.5 m². It is estimated that it will be established in 2025 and operate for 330 days a year. The number of workers is 139 people. Raw materials include acetaldehyde, benzaldehyde, as well as other supporting materials is NaOH as a catalyst and sulfuric acid as a neutralizer. The reaction process takes place in the liquid-liquid phase using a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) with a temperature of 70°C and a pressure of 2 atm. Utility needs include water of 92,302.2 kg/hour, steam needs of 6,273.4 kg/hour, electricity needs of 325.602 kWh per year, fuel needs of 3.483,99 L/hour, and compressed air needs of 40,776 m³/hour. The results of the economic evaluation show that the total production cost is Rp. 440,620,130,000 per year and total sales of Rp. 567,000,000,000. So the profit obtained before tax is IDR. 126,379,870,000 and profit after tax of Rp. 107,422,889,00. Based on the economic evaluation that has been carried out, this cinnamaldehyde factory obtained a Return on Investment (ROI) value before tax of 33% and after tax of 28%. Pay Out Time (POT) before tax is 2.312 years and after tax is 2.613 years. The Break Even Point (BEP) value is 46.02%. Shut Down Point (SDP) is 23.2% per year, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 32.15%. Based on a review of raw materials, process operating conditions, product sales opportunities and economic evaluation results, it can be concluded that a cinnamaldehyde factory from acetaldehyde and benzaldehyde with a capacity of 9,000 tons/year is low risk and feasible to established.

Keywords : *acetaldehyde, benzaldehyde, cinnamaldehyde, CSTR*

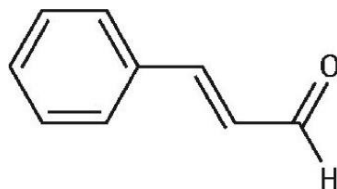
BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia adalah negara berkembang yang sedang memperbaiki kondisi perekonomiannya. Perkembangan teknologi tentunya tidak luput dari perkembangan zaman. Kebutuhan setiap orang pastinya akan meningkat seiring terciptanya inovasi-inovasi. Produksi dan konsumsi selalu berevolusi melekat pada setiap kehidupan sehari-hari. Pengolahan produksi tentunya memerlukan berdirinya suatu pabrik industri untuk menunjang kegiatan produksi tersebut. Industri kimia merupakan salah satu industri yang perlu didirikan guna memenuhi kebutuhan dalam negeri, menciptakan lapangan pekerjaan bagi masyarakat Indonesia, serta menghasilkan produk kimia yang dapat bersaing di pasar internasional. Namun terdapat beberapa industri yang belum didirikan di Indonesia. Untuk memenuhi permintaan yang semakin meningkat, pendirian pabrik sangat diperlukan untuk menekan angka impor dalam negeri. Dan memenuhi berbagai kebutuhan di dalam negeri, perlu adanya prarancangan suatu pabrik.

Salah satu industri yang diperlukan adalah cinnamaldehyd (C_9H_8O) yang dapat terbuat dari reaksi senyawa acetaldehyd dan benzaldehyd. Cinnamaldehyd atau juga disebut *Cinnamic aldehyde* merupakan berupa cairan kental berwarna kuning pucat dengan aroma kayu manis khusus. Cinnamaldehyd dapat juga diperoleh dari kayu manis yang nantinya diolah menjadi minyak atsiri terlebih dahulu.



Gambar 1. 1 Struktur Senyawa Cinnamaldehyd

Kegunaan Cinnamaldehyd terutama untuk perasa makanan dan juga pewangi. Di industri makanan, Cinnamaldehyd ini dapat digunakan sebagai

perasa dan pengawet pada makanan maupun minuman. Di industri kesehatan, Cinnamaldehyd ini memiliki sifat antimikroba, sehingga dapat digunakan sebagai obat kumur untuk mencegah bau mulut. Selain itu juga dapat digunakan sebagai aromaterapi untuk meredakan asma, bronkitis, flu, dan sebagainya. Di industri kosmetik, dapat digunakan sebagai pewangi pakaian atau parfum serta produk kecantikan untuk mengatasi jerawat (Balchin, 2006).

Mengenai hal ini, Indonesia sangat perlu untuk pendirian pabrik cinnamaldehyd. Mengikuti range permintaan yang semakin meningkat setiap tahunnya. Dengan pra rancangan pabrik cinnamaldehyd akan menekan impor dan menciptakan nilai ekspor baru di perindustrian Indonesia.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Cinnamaldehyd digunakan sebagai salah satu produk *essential oil* di industri seluruh dunia. Berdasarkan data Biro Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2017-2021, berikut menunjukkan data kebutuhan impor dan ekspor Cinnamaldehyd sebagai *essential oil*.

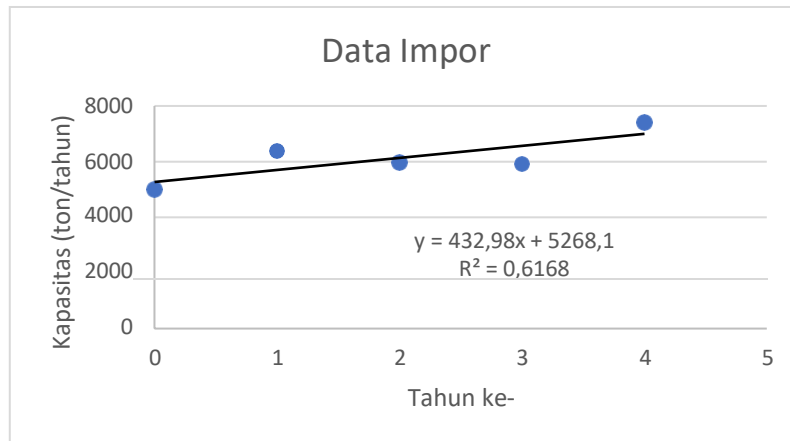
1.2.1. Impor

Tabel 1. 1 Data Impor Cinnamaldehyd

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2017	5.001,986
2018	6.387,676
2019	5.964,287
2020	5.911,481
2021	7.404,965

(Sumber: BPS, 2022)

Berdasarkan data tabel 1.1 diatas, diperoleh grafik hubungan antara impor sinamaldehyda di Indonesia dengan tahun.



Gambar 1. 2 Grafik impor cinnamaldehyd

Untuk mencari nilai impor cinnamaldehyd di Indonesia pada tahun 2025, maka dapat menerapkan metode regresi linear menggunakan persamaan yang didapat dari grafik tersebut.

$$y = ax + b$$

$$y = 432,98x + 5268,1$$

$$y = 8731,94 \text{ ton}$$

Nilai x merupakan tahun 2025 yaitu tahun ke 8, sehingga diperoleh hasil impor perkiraan tahun 2025 yaitu 8731,9 ton.

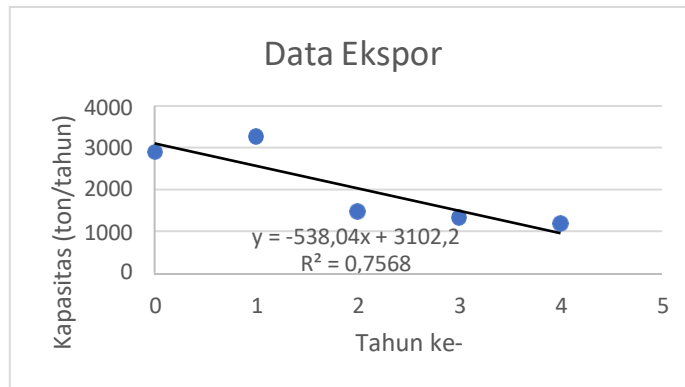
1.2.2. Ekspor

Tabel 1. 2 Data Ekspor Cinnamaldehyd

Tahun	Kapasitas (ton/tahun)
2017	2.896,743
2018	3.267,057
2019	1.468,333
2020	1.316,974
2021	1.181,594

(Sumber: BPS, 2022)

Berdasarkan data tabel 1.2 diatas, diperoleh grafik hubungan antara ekspor sinamaldehyda di Indonesia dengan tahun.



Gambar 1. 3 Grafik ekspor cinnamaldehyd

Untuk mencari nilai ekspor cinnamaldehyd di Indonesia pada tahun 2025, maka dapat menerapkan metode regresi linear menggunakan persamaan yang didapat dari grafik tersebut.

$$y = ax + b$$

$$y = -538,04x + 3102,2$$

$$y = -1202,2 \text{ ton}$$

Nilai x merupakan tahun 2025 yaitu tahun ke 8, dari persamaan tersebut diperkirakan pada 2025 tidak ada ekspor cinnamaldehyd atau nilai ekspor sama dengan 0.

1.2.3. Kapasitas Pabrik Cinnamaldehyd di Dunia

Tabel 1. 3 Data Kapasitas Pabrik Cinnamaldehyd di Dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Hubei Yuancheng Pharmaceutical Co., Ltd	China	3.600
Shanghai Huasheng Aromatic Chemical Co. Ltd	China	2.286
Hangzhou Shande Flavour	China	1.000
Hefei TNJ Chemical Industry	China	5.000
Lanxess	India	10.000
Tech-vina Joint Company	Vietnam	48.000

Sumber : gmdu.net

Berdasarkan data di atas yang menjadi pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan Cinnamaldehyd di Indonesia, dengan adanya kapasitas pabrik di luar negeri yang sudah berdiri dan data impor yang ada di Indonesia. Maka dari itu dalam perancangan pabrik ini kami memilih kapasitas produksi sebesar 9.000 ton per tahun dengan berbagai pertimbangan, yaitu sebagai berikut :

1. Memenuhi permintaan pasar dalam negeri yang semakin meningkat.
2. Mempertimbangkan ketersediaan bahan baku di dalam negeri.
3. Mampu menciptakan nilai ekspor baru di Indonesia.
4. Mampu memberikan peluang bagi pelaku industri untuk mendirikan industri cinnamaldehyd di Indonesia.

1.2.4. Ketersediaan Bahan Baku

Pendirian suatu pabrik sebaiknya berdekatan dengan sumber bahan baku yang akan digunakan dalam proses, untuk menjangkau jarak terdekat, dan efisiensi biaya transport dan lain-lain. Sebaiknya, pabrik juga dekat dengan laut agar memudahkan alokasi logistik bahan baku yang datang dari dalam negeri atau dari luar negeri. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku, yaitu sebagai berikut.

- Kapasitas pabrik bahan baku tersebut
- Jarak pabrik bahan baku dengan pabrik
- Transportasi yang digunakan untuk pengiriman bahan
- Kemungkinan mendapatkan bahan baku dari sumber pabrik terdekat lainnya

Bahan baku dalam pembuatan cinnamaldehyd adalah acetaldehyd (C_2H_4O) dan benzaldehyd (C_7H_6O). Acetaldehyd (C_2H_4O) diperoleh dari PT Indo Acidatama Solo, Jawa Tengah dan benzaldehyd (C_7H_6O) dapat diperoleh dari Pabrik yang berada di China yang bernama Hefei TNJ *Chemical Industry* dengan kapasitas produksi benzaldehyd adalah 24.000 ton/tahun. Pemilihan kedua bahan baku dalam satu pabrik tentunya sangat efektif untuk menghemat biaya transportasi dan lain-lain.

Sedangkan bahan baku penunjang lainnya yaitu asam sulfat (H_2SO_4) dapat diperoleh di PT. Petrokimia Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas produk 678.000 ton per tahun. Selain itu diperlukan juga NaOH sebagai bahan baku penunjang yang dapat diperoleh di PT Perdana Chemindo Perkasa, Surabaya, Jawa Timur, Indonesia.

1.3. Tinjauan Pustaka

Essential oil atau minyak atsiri merupakan suatu cairan yang biasa digunakan sebagai bahan pewangi. Selain itu, minyak atsiri banyak dimanfaatkan sebagai produk kecantikan seperti kosmetik, produk perawatan kulit, parfum, cat kuku, dan lain sebagainya. Adapun senyawa yang dapat menghasilkan produk minyak atsiri yaitu aldehida. Aldehida diberi nama dengan akhiran $-al$ dari senyawa alkana dengan $-al$, rantai utama memiliki gugus fungsi $-CHO$, dan gugus ini diberi nomor satu. Beberapa senyawa aldehida, berasal dari sumber alam dan biasanya memiliki aroma atau disebut dengan *essential oil* atau minyak atsiri, contohnya yaitu salisilaldehida (berasal dari rerumputan), benzaldehid (berasal dari buah kemiri), dan sinamaldehyd (berasal dari kayu manis) (Riswiyanto, 2009).

Cinnamaldehyd merupakan senyawa organik yang memberikan rasa dan bau pada rempah-rempah kayu manis. Kayu manis yang digunakan yaitu pada bagian dalam *Cinnamomim zeylanicum*. Cinnamaldehyd diklasifikasikan sebagai aldehida aromatik yang memiliki gugus fungsi aldehida dan cincin benzena. Komponen minor minyak kayu manis yaitu eugenol sebanyak 10-20% dan asam sinamat sebanyak 5-10%. Cinnamaldehyd dapat diperoleh dari kayu manis menggunakan distilasi uap atau dapat diperoleh dari kondensasi aldol asetaldehyd dan benzaldehid.

Terdapat 3 proses pembuatan Cinnamaldehyd yaitu steam distillation, aldol kondensasi, dan oksidasi sinamil alkohol.

1) Distilasi uap

Minyak atsiri yang terdapat di dalam kulit kayu manis dapat diekstraksi menggunakan alat destilasi uap. Kayu manis dapat

menghasilkan minyak atsiri hanya sebesar 2% dari berat kayu manis. Dari 2% tersebut mengandung cinnamaldehyd sebesar 80-90%, serta mengandung sedikit *cinnamyl acetate*, *eugenol*, *styrene*, dan sebagainya. Proses distilasi uap ini diawali dengan menghaluskan kayu manis. uap yang dihasilkan dalam proses didinginkan untuk mendapatkan campuran air dan minyak atsiri yang heterogen, yang komponen utamanya adalah kulit kayu manis. Untuk mendapatkan produk yang murni, campuran diekstraksi dengan pelarut cair berupa heksana atau metanol, kemudian ekstrak yang diperoleh dilewatkan melalui flash drum untuk memisahkan cinamaldehyd dan pelarut. Proses steam distillation memerlukan suhu yang tinggi dalam prosesnya yaitu 99-100°C (Khasanah, Ma'sum, & Yuningsih, 2021).

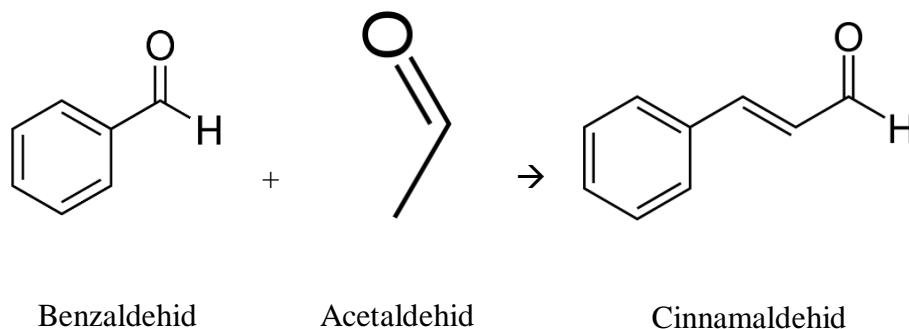
2) Aldol Kondensasi

Reaksi aldol (aldehida alkohol) merupakan penggabungan dua molekul aldehida yang bercampur untuk membentuk suatu produk. Pengamatan struktur produk menunjukkan bahwa atom α -karbon dalam satu molekul pereaksi telah membentuk ikatan dengan atom karbon karbonil dari molekul lain. Mekanisme reaksi yang dapat diterima mencakup adisi anion enolat dari satu molekul ke gugus karbonil lainnya (Pine, Cram, & Hammond, 1988).

Senyawa aldehida yang mengandung hidrogen- α dapat bergabung satu sama lain dalam keadaan basa membentuk produk atau yang disebut dengan reaksi aldol. Ketika reaksi aldol diteruskan hingga suhu yang lebih tinggi, maka reaksi dehidrasi akan berlangsung. Selanjutnya akan terbentuk produk akhir berupa senyawa α , β -aldehida atau keton yang tidak jenuh. Reaksi aldol yang berlangsung sampai terjadi dehidrasi tersebut dinamakan reaksi aldol-kondensasi, karena terjadi pelepasan molekul kecil seperti air, metanol, etanol, atau amonia. Reaksi antara dua senyawa karbonil yang berbeda, salah satunya mempunyai hidrogen- α dalam suasana basa menghasilkan produk yang dikenal dengan nama kondensasi aldol campuran. Sebagai contoh, reaksi antara benzaldehida

(tidak mempunyai hidrogen- α) dan asetaldehida dalam suasana basa yang akan menghasilkan produk sinamaldehida (Riswiyanto, 2009).

Reaksi:



Gambar 1. 4 Reaksi Pembentukan Cinnamaldehyd

Ditemukan bahwa dengan menambahkan asetaldehid secara perlahan ke benzaldehid akan menghasilkan Cinnamaldehyde berkisar 75-85%. Reaksi dilakukan pada suhu 70°C, meskipun suhu reaksi dapat divariasikan dari 60-80°C tanpa mengurangi hasil. Proses reaksi berjalan selama 90 menit. Kondensasi ini biasanya menggunakan katalis cair seperti Natrium hidroksida, kalium hidroksida, ataupun litium hidroksida. Penambahan asetaldehid ke benzaldehid ini dapat meminimalkan kondensasi pada asetaldehida dan kondensasi lanjut dari sinamaldehyd dan asetaldehida. Jika proporsi molekul asetaldehid berlebih dibandingkan dengan molekul benzaldehida, maka akan terjadi embun. Benzaldehid yang mengandung sedikit klorin dapat digunakan, karena kandungan tersebut akan dihilangkan dalam fraksinasi akhir dari sinamaldehyd (US Patent, 1950) atau (Richmond, 1950).

3) Oksidasi Sinamil Alkohol

Dalam kimia anorganik, oksidasi didefinisikan sebagai dilepaskannya elektron oleh suatu atom, sedangkan reduksi adalah diperolehnya elektron oleh suatu atom. Dalam reaksi organik, tidak selalu mudah untuk menentukan apakah sebuah atom karbon memperoleh atau kehilangan elektron. Namun oksidasi atau reduksi senyawa organik adalah reaksi yang umum.

Jika sebuah molekul memperoleh oksigen atau kehilangan hidrogen, maka molekul itu teroksidasi. Sedangkan, jika molekul itu kehilangan oksigen atau memperoleh hidrogen, maka molekul itu tereduksi.

Alkohol dapat dioksidasi menjadi asam karboksilat, keton, atau aldehida. Proses oksidasi dapat digunakan di suatu industri maupun laboratorium, serta dapat terjadi di dalam sistem biologis. (Fessenden & Fessenden, 1986)

Harga sinamil alkohol cukup mahal, sehingga pelaksanaan metode ini dibatasi.

Berdasarkan data-data pada uraian proses pembuatan cinnamaldehyd dapat dibuat tabel dengan tujuan untuk membandingkan proses mana yang akan digunakan.

Tabel 1. 4 Perbandingan proses pembuatan Cinnamaldehyd

Parameter	Distilasi Uap	Aldol Kondensasi	Oksidasi Sinamil Alkohol
Bahan baku	Bahan dari alam berupa kayu manis jumlah banyak (**)	Acetaldehyd dan Benzaldehyd (***)	Sinamil alkohol (*)
Suhu proses	99-100°C (*)	70°C atau kisaran 60-80°C (**)	60°C (***)
Katalis	Heksana (**)	Natrium Hidroksida (***)	Hidrogen Peroksida (**)
Waktu proses	2 jam (120 menit) (*)	90 menit (***)	2 jam (120 menit) (*)
Hasil produk	2% (*)	75-85% (**)	84% (**)
Kemurnian	80-90%	99%	84%

	(**)	(***)	(**)
Fase reaksi	Cair (***)	Cair (***)	Cair (***)
Total	12	19	14

Keterangan :

(*) = tidak baik

(**) = baik

(***) = paling baik digunakan

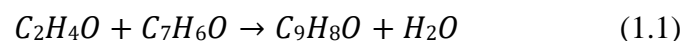
Berdasarkan perbandingan terkait proses pembuatan Cinnamaldehyd, dapat disimpulkan bahwa proses yang lebih unggul adalah proses kondensasi aldol. Selain menghasilkan kemurnian yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan distilasi uap dan oksidasi sinamil alkohol, bahan yang digunakan berupa sintesis yang mana bahan sintesis tersebut tidak dipengaruhi oleh masa panen, proses ini juga menggunakan suhu lebih rendah dan waktu proses lebih cepat.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ini bertujuan untuk menentukan apakah reaksi pembuatan Cinnamaldehyd ini bersifat eksotermis atau endotermis, spontan atau non-spontan, dan berlangsung secara *reversible* atau *irreversible*.

Reaksi:



1) Sifat Reaksi

Untuk mengetahui apakah reaksi tersebut bersifat eksotermis atau endotermis dapat diketahui melalui perhitungan panas pembentukan total (ΔH).

Tabel 1. 5 Data ΔH pada suhu 298K

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
<i>C₂H₄O</i>	-166,36
<i>C₇H₆O</i>	-36,80
<i>C₉H₈O</i>	-8,25
<i>H₂O</i>	-241,80

(Sumber: Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\Delta H_r^\circ &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} & (1.2) \\ &= [\Delta H_f^\circ (C_9H_8O) + \Delta H_f^\circ (H_2O)] - [\Delta H_f^\circ (C_2H_4O) + \\ &\quad \Delta H_f^\circ (C_7H_6O)] \\ &= [(-8,25) + (-241,80)] - [(-166,36) + (-36,80)] \left(\frac{kJ}{mol}\right) \\ &= -46,89 \left(\frac{kJ}{mol}\right) = -46890 \left(\frac{J}{mol}\right)\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, hasil yang diperoleh yaitu negatif, maka reaksi pembentukan Cinnamaldehyd bersifat eksotermis.

2) Kelangsungan Reaksi

Untuk mengetahui apakah reaksi tersebut berjalan spontan atau tidak spontan dapat diketahui melalui perhitungan Energi Gibbs (ΔG).

Tabel 1. 6 Data ΔG pada suhu 298K

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
C_2H_4O	-133,30
C_7H_6O	22,40
C_9H_8O	103
H_2O	-228,60

(Sumber: Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\Delta G_r^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} & (1.3) \\ &= [\Delta G_f^\circ (C_9H_8O) + \Delta G_f^\circ (H_2O)] - [\Delta G_f^\circ (C_2H_4O) + \\ &\quad \Delta G_f^\circ (C_7H_6O)] \\ &= [(103) + (-228,60)] - [(-133,30) + (22,40)] \left(\frac{kJ}{mol}\right) \\ &= -14,7 \left(\frac{kJ}{mol}\right) = -14700 \left(\frac{J}{mol}\right)\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, hasil yang diperoleh yaitu negatif sehingga reaksi berlangsung spontan.

Keterangan: (Yaws, 1999)

$\Delta G < 0$ kJ/mol = sangat layak berlangsung

$0 < \Delta G < 50 \text{ kJ/mol}$ = layak berlangsung

$\Delta G > 50 \text{ kJ/mol}$ = tidak layak berlangsung

3) Arah Reaksi

Untuk mengetahui arah reaksi dapat diketahui dengan menghitung konstanta kesetimbangan reaksi tersebut, dengan menggunakan rumus:

$$\Delta G^\circ_r = -RT \ln K \quad (1.4)$$

Keterangan:

$$R = 8,314 \text{ J/gmol K}$$

$$T = 298 \text{ K}$$

K = konstanta kesetimbangan

$$\ln K = \frac{\Delta G}{-RT} = \frac{-14700}{-8,314 \frac{\text{J}}{\text{gmol}} \cdot K \times 298K} \quad (1.5)$$

$$K = 377,37$$

Untuk harga tetapan kesetimbangan pada $T = 343 \text{ K}$

$$\ln \left(\frac{K_{298}}{K_{343}} \right) = \frac{\Delta H^\circ_r}{-R} \left(\frac{1}{T_{298}} - \frac{1}{T_{343}} \right) \quad (1.6)$$

$$\ln \left(\frac{377,37}{K_{343}} \right) = \frac{-46890}{-8,314} \left(\frac{1}{298K} - \frac{1}{343K} \right)$$

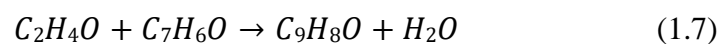
$$K_{343} = 31,508$$

Dari perhitungan di atas, diperoleh nilai K_{343} lebih besar dari 1, sehingga kesetimbangan akan cenderung kearah kanan atau produk.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Hubungan antara kinetika dengan kecepatan reaksi kimia. Pengaruh yang signifikan pada konsentrasi, suhu, dan tekanan terhadap konstanta kecepatan reaksi ataupun kecepatan reaksi. Pada reaksi pembentukan cinnamaldehyd dari benzaldehid dan acetaldehyd yaitu sebagai berikut:

Reaksi :



Diketahui data dari US Patent 2,529,186:

- 1) Waktu reaksi = 90 menit atau 1,5 jam

- 2) Suhu Operasi = 70°C = 343 K
- 3) Perbandingan reaktan = 1 : 1,3
- 4) Konversi = 0,46 = 46%
- 5) Asumsi = Reaksi berjalan secara elementer

$$C_2H_4O + C_7H_6O \rightarrow C_9H_8O + H_2O$$

Mula	:	1 mol	1,3 mol	-	-
Reaksi	:	0,46 mol	0,46 mol	0,46 mol	0,46 mol
Sisa	:	0,54 mol	0,49 mol	0,46 mol	0,46 mol

= konversi × mol limiting reaktan

$$= 0,46 \times 1 \text{ mol}$$

$$= 0,46 \text{ mol}$$

Penentuan nilai k

Tabel 1. 7 Data Umpan Masuk

Komponen	Mr	Massa (Kg)	Mol (Kmol)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³)
C ₂ H ₄ O	44	0,048	0,0011	709,4664	0,0000677
C ₇ H ₆ O	106	0,150	0,0014	1.000,5330	0,0001499
H ₂ O	18	1,000	0,0556	985,2217	0,0010150
NaOH	40	0,003	0,0001	1.891,8215	0,0000016
Total			0,0581	4.587,0426	0,0012342

$$Ca_0 = \frac{\text{mol } C_2H_4O}{\text{volume total cairan}} = \frac{0,0011}{0,0012342} = 0,8831 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cb_0 = \frac{\text{mol } C_7H_6O}{\text{volume total cairan}} = \frac{0,0014}{0,0012342} = 1,1466 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = \frac{Cb_0}{Ca_0} = \frac{1,1466 \text{ kmol/m}^3}{0,8839 \text{ kmol/m}^3} = 1,2976$$

Persamaan laju reaksi :

$$r = k \cdot Ca \cdot Cb \tag{1.8}$$

Keterangan:

r = kecepatan reaksi

k = konstanta kecepatan reaksi

Ca = konsentrasi C_2H_4O

Cb = konsentrasi C_7H_6O

Maka:

$$r = \frac{dCa}{dt} \tag{1.9}$$

$$\frac{dCa}{dt} = k \cdot Ca \cdot Cb \tag{1.10}$$

$$Ca_0 \cdot \frac{dXa}{dt} = k \cdot Ca_0 (1 - Xa) \cdot (Cb_0 - Ca_0 \cdot Xa) \tag{1.11}$$

$$\frac{dXa}{dt} = k \cdot Ca_0 (1 - Xa) \cdot (M - Xa) \tag{1.12}$$

$$= k \cdot Ca_0 (1 - Xa) \cdot Ca_0 \left(\frac{Cb_0}{Ca_0} - Xa \right)$$

$$\int \frac{dXa}{(1-Xa)(M-Xa)} = k \cdot Ca_0 \int dt \tag{1.13}$$

Persamaan diselesaikan menggunakan metode integral pecahan parsial :

$$\frac{1}{(1-Xa)(M-Xa)} = \frac{A}{(1-Xa)} + \frac{B}{(M-Xa)} \tag{1.14}$$

Mengambil pembilang dari masing-masing ruas:

$$1 = A(M - Xa) + B(1 - Xa) \tag{1}$$

$$1 = (AM + B) - Xa(A + B) \tag{2}$$

$$1 = (AM + B) \tag{3}$$

$$0 = -(A + B)$$

$$A = -B \tag{4}$$

Substitusikan persamaan (4) ke (3)

$$1 = (AM + B)$$

$$1 = -BM + B$$

$$1 = B(1 - M)$$

$$B = \frac{1}{(1-M)} ; A = -\frac{1}{(1-M)}$$

Sehingga dari persamaan 1.14 diperoleh:

$$\int \frac{dXa}{(1-Xa)(M-Xa)} = \int \frac{\frac{1}{(1-M)}}{(1-Xa)} + \frac{\frac{1}{(1-M)}}{(M-Xa)} dXa = \frac{1}{(1-M)} \int \frac{1}{(M-Xa)} - \frac{1}{(1-Xa)} dXa \tag{1.15}$$

$$\frac{1}{(1-M)} \int \frac{1}{(M-Xa)} - \frac{1}{(1-Xa)} dXa = k \cdot Ca_0 \int dt \tag{1.16}$$

$$\frac{1}{(1-M)} (-\ln(M - Xa) + \ln(1 - Xa)) = k \cdot Ca_0 \cdot t \quad (1.17)$$

$$\frac{1}{(1-M)} \left(\ln \frac{(1-Xa)}{(M-Xa)} \right) = k \cdot \bar{C}_a \cdot t \quad (1.18)$$

Data : $t_0 = 0$ menit

$$Xa_0 = 0\%$$

$$Cb_0 = 1,1460 \text{ kmol/m}^3$$

$$Ca_0 = 0,8831 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = 1,2976$$

$$t = 90 \text{ menit}$$

$$Xa = 46\%$$

$$\frac{1}{(1-M)} \left(\ln \frac{(1-Xa)}{(M-Xa)} \right) \Big|_{Xa_0}^{Xa} = k \cdot \bar{C}_a \cdot t \Big|_{t_0}^t \quad (1.19)$$

$$\frac{1}{(1-1,2976)} \left(\ln \frac{(1-0,46)}{(1,2976-0,46)} \right) - \frac{1}{(1-1,2976)} \left(\ln \frac{(1-0)}{(1,2976-0)} \right) =$$

$$k \cdot 0,8831 \cdot (90 - 0)$$

$$0,5996 = 79,4812 k$$

$$k = 0,0075 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{menit}}$$

$$= 0,4527 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol} \cdot \text{jam}}$$

Diperoleh nilai k pada suhu 70°C, waktu 90 menit, dan konversi 46% yaitu 0,4527 m³/kmol.jam.

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

- 1) Cinnamaldehyd
 - Rumus molekul = C_9H_8O
 - Kemurnian = 99%
 - Fase = Cair
 - Warna = Kuning
 - Densitas = $1,051 \text{ g/cm}^3$ (pada suhu 25°C)
 - Berat molekul = $132,08 \text{ g/mol}$
 - Titik didih = $209,05^\circ\text{C}$
 - Titik lebur = $-7,45^\circ\text{C}$
 - Kelarutan = Tidak bisa larut dalam air
 - Sifat = Dapat menyebabkan iritasi pada kulit, penyimpanan terhindar dari sinar matahari, suhu penyimpanan disarankan $15\text{-}25^\circ\text{C}$.

(Sumber: MSDS Cinnamaldehyd)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

- 1) Asetaldehid
 - Rumus molekul = C_2H_4O
 - Kemurnian = 99%
 - Fase = Cair
 - Densitas = $0,774 \text{ g/cm}^3$ (pada suhu 25°C)
 - Berat molekul = $44,04 \text{ g/mol}$
 - Titik didih = $20,4^\circ\text{C}$ (dalam 1 atm)
 - Titik leleh = -123°C (dalam 1 atm)
 - Kelarutan = Larut dalam air $>500 \text{ g/L}$ (pada 20°C)
 - Sifat = Mudah terbakar, campuran uap atau udara mudah meledak pada rentang konsentrasi yang sangat lebar,

dapat membentuk peroksida dalam penyimpanan,
bau seperti buah, tidak berwarna

(Sumber: *Hefei TNJ Chemical Industry*)

2) Benzaldehid

Rumus molekul	= C_7H_6O
Kemurnian	= 99%
Fase	= Cair
Densitas	= 1,040 g/cm ³ (pada suhu 25°C)
Berat molekul	= 106,06 g/mol
Titik didih	= 178,75°C (dalam 1 atm)
Titik leleh	= -26°C
Kelarutan	= 0,4 kg/100 kg air, larut dalam air
Sifat	= Mudah terbakar, sangat berbahaya jika tertelan, peka terhadap udara dan cahaya, simpan di tempat tertutup dan jauh dari panas, dapat menyebabkan kerusakan pada organ paru-paru, selaput lendir, sistem saraf.

(Sumber: MSDS *Hefei TNJ Chemical Industry*)

3) Natrium Hidroksida

Rumus molekul	= NaOH
Kemurnian	= 48%
Fase	= Cair
Densitas	= 1,911 g/cm ³ (pada suhu 25°C)
Berat molekul	= 40,01 g/mol
Titik didih	= 138°C
Titik beku	= 12°C
Kelarutan	= 1090 g/l, mudah larut dalam air

Sifat = Korosif terhadap logam, dapat menyebabkan kulit terbakar, bahaya jika tertelan, penyimpanan di tempat tertutup yang tidak mengandung logam.

(Sumber: MSDS NaOH dan Perry, 1999)

4) Asam Sulfat

Rumus kimia = H_2SO_4

Kemurnian = 98%

Fase = Cair

Densitas = $1,833 \text{ g/cm}^3$ (pada suhu 25°C)

Berat molekul = $98,02 \text{ g/mol}$

Titik didih = $336,85^\circ\text{C}$

Titik beku = $10,31^\circ\text{C}$

Kelarutan = Larut dalam air

Sifat = Bersifat korosif, tidak mudah terbakar, bahaya jika tertelan, menyebabkan kulit terbakar dan kerusakan pada mata.

(Sumber: MSDS Asam Sulfat dan Yaws, 1999)

2.3. Pengendalian Kualitas

Suatu produk yang dapat menghasilkan kualitas yang baik perlu pengendalian kualitas yang telah sesuai dengan standar yang ditetapkan. Pengendalian kualitas pada pabrik Cinnamaldehyd ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Perlunya pengujian bahan baku dan bahan pendukung agar bahan-bahan yang akan digunakan sesuai dengan spesifikasi. Pengendalian kualitas bahan baku ini dilakukan guna mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang akan digunakan, apabila kondisinya masih kurang sesuai, kemungkinan bahan akan dikembalikan ke *supplier*. Umumnya,

pengendalian kualitas bahan baku dapat ditinjau dari spesifikasi bahan dan analisis resiko saat bahan bereaksi. Selain itu, pengujian dapat dilakukan berupa kelarutan dalam air, titik didih, titik leleh, mudah terbakar atau tidak dan sebagainya.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pada pabrik ini dilakukan guna menjaga produk yang dihasilkan. Hal ini perlu diperhatikan karena walaupun bahan baku yang digunakan telah memenuhi standar, akan tetapi jika kualitas proses tidak mengikuti persyaratan yang telah ditentukan, kemungkinan produk yang dihasilkan tidak optimal. Pengendalian kualitas dapat ini meliputi aliran dan sistem kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator maka sinyal akan memberikan tanda berupa nyala lampu atau bunyi alarm. Terdapat berbagai alat kontrol yang dijalankan sebagai berikut, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat kontrol yang harus diatur pada suatu kondisi tertentu yaitu sebagai berikut:

- *Level control*

Alat yang berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat. Alat ini dipasang pada bagian atas tangki. Apabila belum sesuai dengan kondisi yang diterapkan, maka akan timbul tanda atau isyarat berupa suara atau nyala lampu.

- *Flow control*

Alat yang berfungsi untuk mengendalikan aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Temperature control*

Alat yang berfungsi untuk mengendalikan suhu operasi dalam suatu alat. Suhu yang terukur akan disesuaikan dengan set point. Apabila

belum sesuai maka suhu tersebut akan dikoreksi hingga memperoleh suhu yang diinginkan.

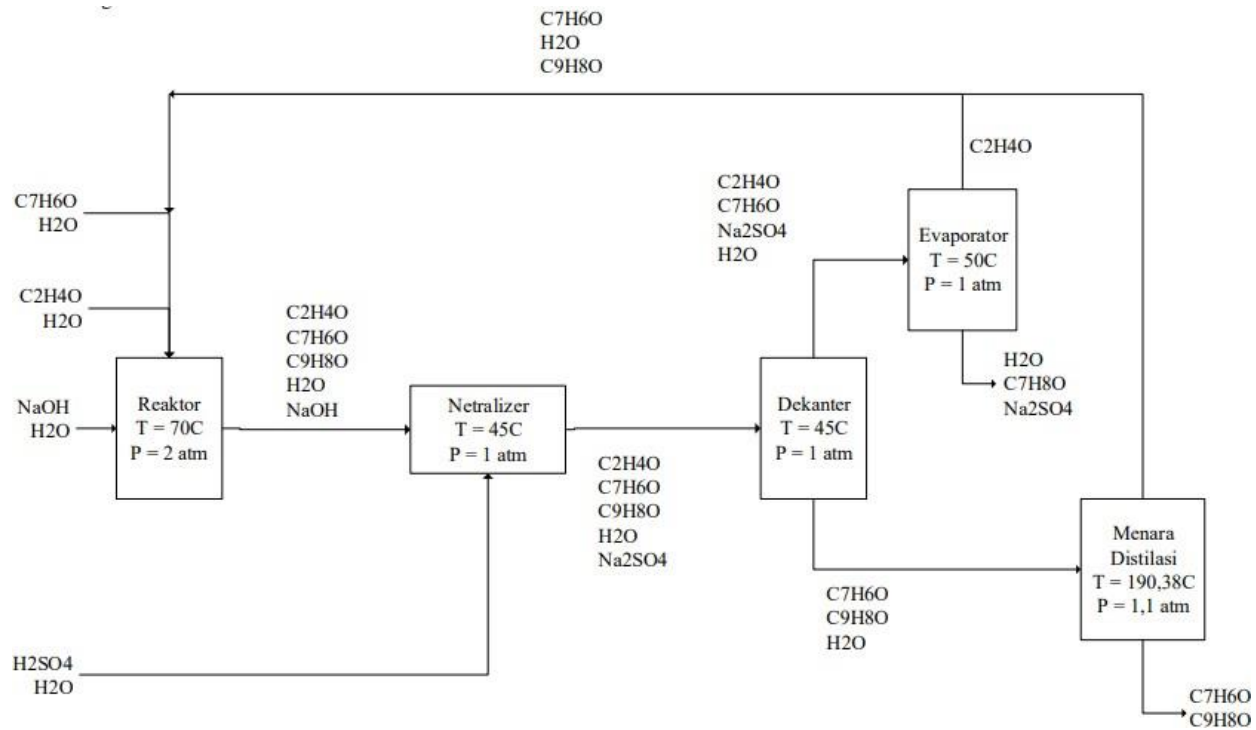
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Selain berfokus pada kualitas bahan baku dan proses produksi, pengujian dan pemeriksaan produk akhir juga diperlukan untuk memastikan kualitas produk akhir sesuai dengan perencanaan semula. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ditetapkan maka dapat dilakukan dengan analisa di Laboratorium, Cinnamaldehyd yang dihasilkan perlu diuji kualitasnya demi memperoleh produk dengan spesifikasi yang diinginkan, yaitu Cinnamaldehyd dengan konsentrasi 99%. Pengendalian kualitas pada produk dilakukan pada akhir proses dimana produk masih tersimpan dalam tangki maupun yang akan dipasarkan.

BAB III
PERANCANGAN PROSES

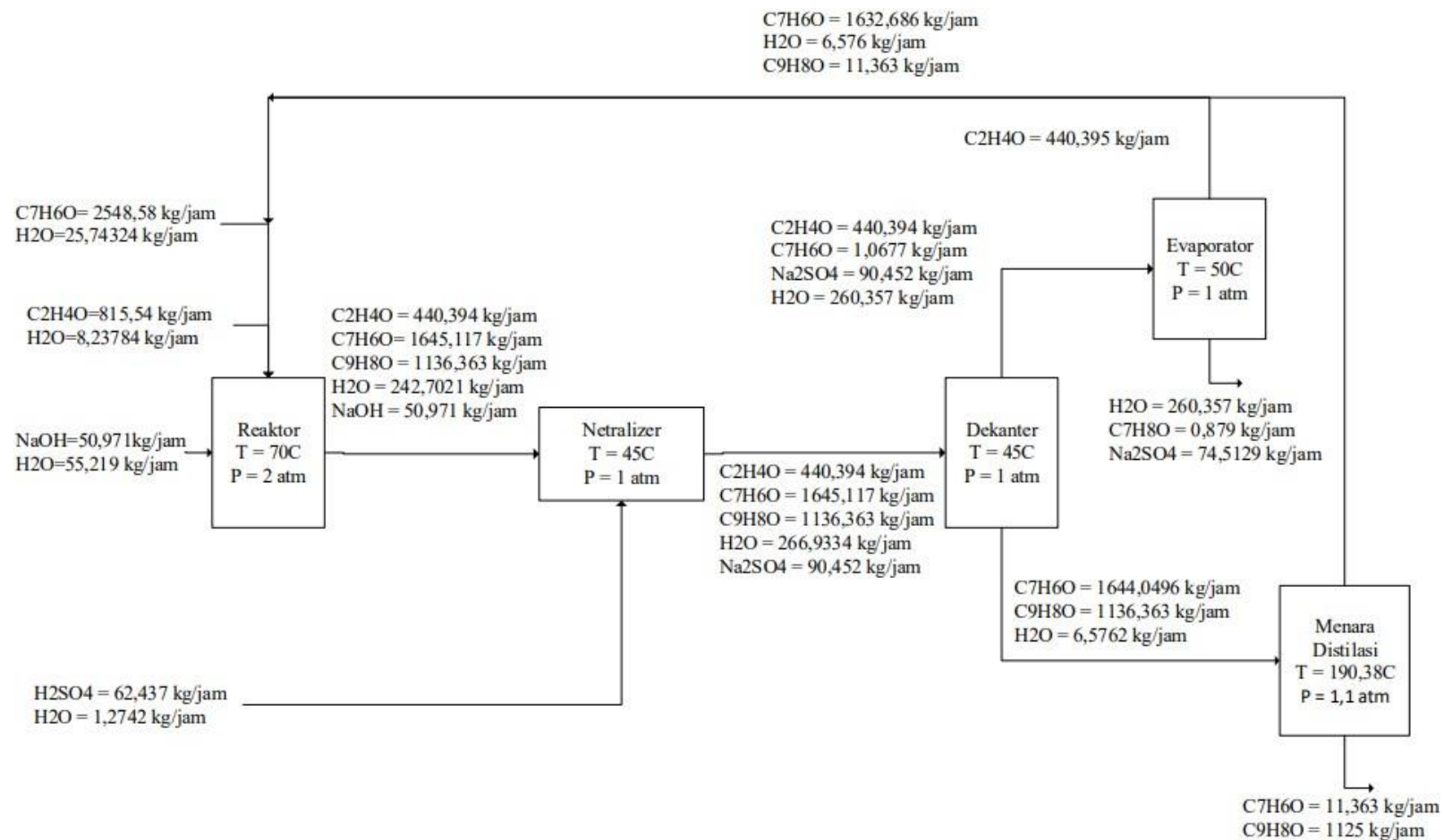
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

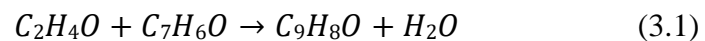
3.2. Uraian Proses

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

- 1) Benzaldehid (C_7H_6O) berfase cair disimpan dalam tangki penyimpanan 30°C dan 1 atm, benzaldehid dialirkan menggunakan pompa untuk menaikkan tekanan menjadi 2 atm dan dipanaskan menjadi 70°C yang nantinya akan bercampur dengan *recycle* hasil atas menara distilasi. Setelah dipompa, dialirkan ke reaktor.
- 2) Acetaldehid (C_2H_4O) berfase cair disimpan dalam tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm. Acetaldehid dialirkan ke reaktor, yang sebelumnya dialirkan menggunakan pompa untuk menaikkan tekanan menjadi 2 atm, dan dipanaskan menggunakan heater hingga mencapai suhu reaksi yaitu 70°C .
- 3) Natrium hidroksida ($NaOH$) berfase cair disimpan dalam penyimpanan, pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian dialirkan menggunakan pompa dimasukkan ke dalam reaktor pada tekanan 2 atm dan suhu 70°C .

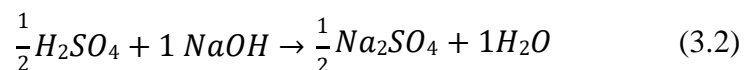
3.2.2 Reaksi

Tahap reaksi dilakukan menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk dengan waktu reaksi 90 menit, suhu 70°C , dan tekanan 2 atm. Reaksi ini bersifat eksotermis, sehingga perlu menggunakan pendingin berupa air dalam jaket pendingin. Reaksi yang terjadi di reaktor yaitu:



3.2.3 Pemurnian Produk

Hasil keluaran reaktor kemudian dialirkan ke neutralizer untuk dinetralkan menggunakan H_2SO_4 . Kondisi operasi di neutralizer yaitu 45°C dan tekanan 1 atm. Hasil dari neutralizer dipompa menuju dekanter untuk memisahkan kandungan Na_2SO_4 yang terbentuk saat penetralan. Reaksi yang terjadi pada neutralizer yaitu:



Keluaran *decanter* hasil atas berupa Na_2SO_4 , C_2H_4O , C_7H_6O , dan H_2O diumpankan menuju Evaporator (EV-01) dengan kondisi operasi $50^\circ C$ dan 1 atm untuk menguapkan C_2H_4O agar dapat direcycle. Keluaran *decanter* hasil bawah adalah C_7H_6O , C_9H_8O , dan H_2O dialirkan ke Menara Distilasi (MD-01). Hasil atas dari menara distilasi berupa C_7H_6O , sedikit C_9H_8O , dan H_2O di recycle kembali ke reaktor. Sedangkan hasil bawah menara distilasi berupa 99% Cinnamaldehyd dan 1% impuritis dari benzaldehyd. Cinnamaldehyd disimpan ke tangki penyimpanan pada suhu $35^\circ C$ dan tekanan 1 atm.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Spesifikasi Reaktor

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum	
Kode	R-01
Fungsi	Untuk mereaksikan Acetaldehyd dan Benzaldehyd menjadi Cinnamaldehyd dengan bantuan katalis NaOH.
Jenis	Reaktor Alir Berpengaduk (RATB)
Harga, \$	142.400
Kondisi Operasi	
Suhu, $^\circ C$	70
Tekanan, atm	2
Waktu, menit	27,846
Ukuran Tangki	
Volume cairan, L	1.775,358
Volume tangki, L	2.130,430
Diameter, m	1,524
Tinggi, m	1,524
Tebal <i>shell</i> , in	0,208
Tebal <i>head</i> , in	0,198
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Type 316 SS</i>
Pengaduk Reaktor	
Jenis	<i>Flat blade turbine</i>
Diameter pengaduk, m	0,508
Putaran, rpm	133,69
Power pengaduk, Hp	3

Tabel 3. 1 Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)

Pendingin	
Media pendingin	Air
Luas transfer panas, m ²	30,018
Luas selimut, m ²	7,296
Kebutuhan pendingin, kg/jam	23.165,558
Jumlah lilitan koil	7
Tinggi lilitan koil, m	0,512
Jarak antar koil, m	0,0635
Tinggi koil total, m	0,893
Tebal dinding isolator, m	0,0367

3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah

3.3.2.1. Spesifikasi Netralizer

Tabel 3. 2 Spesifikasi Netralizer

Spesifikasi Umum	
Kode	N-01
Fungsi	Untuk menetralkan NaOH yang keluar dari reaktor dengan menggunakan H ₂ SO ₄ 98%.
Jenis	Tangki silinder
Harga, \$	118.600
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	45
Tekanan, atm	1
Waktu, menit	30
Ukuran Tangki	
Volume cairan, m ³	1,801
Volume tangki, m ³	2,161
Diameter netralizer, m	1,401
Tinggi netralizer, m	1,752
Tebal <i>shell</i> , m	0,004
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>
Ukuran Head	
Tebal <i>head</i> , m	0,003
Tinggi <i>head</i> , m	0,283
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>

Tabel 3. 2 Spesifikasi Netralizer (Lanjutan)

Pengaduk	
Jenis	<i>Flat blade turbine</i>
Diameter, m	0,467
Jumlah <i>blade</i> , buah	6
Jumlah <i>baffle</i> , buah	4
Lebar <i>baffle</i> , m	0,140
Lebar <i>blade</i> , m	0,093
Putaran, rpm	145,4
<i>Power</i> , Hp	3
Koil Pendingin	
Media pendingin	Air
Luas transfer panas, m ²	68,462
Luas selimut, m ²	7,711
Kebutuhan pendingin, kg/jam	9.223,377
Jumlah lilitan koil	13
Tinggi lilitan koil, m	0,786
Jarak antar koil, m	0,064
Tinggi koil total, m	1,548

3.3.2.2. Spesifikasi Dekanter

Tabel 3. 3 Spesifikasi Dekanter

Spesifikasi Umum	
Kode	DC – 01
Fungsi	Memisahkan fase ringan berupa Na ₂ SO ₄ , C ₂ H ₄ O, H ₂ O C ₇ H ₆ O dan fase berat berupa H ₂ O, C ₇ H ₆ O, C ₉ H ₈ O
Jenis	Dekanter silinder horizontal
Harga, \$	35.900
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	45
Tekanan, atm	1
Waktu, menit	10
Ukuran Tangki	
Volume cairan, m ³	0,584
Volume tangki, m ³	0,701
Diameter tangki, m	0,668
Panjang tangki, m	2,003
Tebal <i>head</i> , in	0,188
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>

3.3.2.3. Spesifikasi Evaporator

Tabel 3. 4 Spesifikasi Evaporator

Spesifikasi Umum	
Kode	EV – 01
Fungsi	Menguapkan acetaldehid (C ₂ H ₄ O) dan dikembalikan ke reaktor (<i>recycle</i>)
Jenis	Vertikal Tube Evaporator
Harga, \$	11.300
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>
Kondisi Operasi	
Suhu, °C	50
Tekanan, atm	1
Dimensi Alat	
Diameter evaporator, m	1,204
Tinggi evaporator, m	3,613
Dimensi Pemanas	
<i>Shell side</i>	
Fluida dingin	Umpan campuran C ₂ H ₄ O, H ₂ O, C ₇ H ₆ O, dan Na ₂ SO ₄
ID <i>shell</i> , in	1,03
<i>Pitch</i> , m	0,040
<i>Pass</i> , atm	1
<i>Tube side</i>	
Fluida panas	<i>Steam</i> jenuh
Jumlah <i>tube</i>	14
OD <i>tube</i> , in	1,25
BWG	12
ID <i>tube</i> , in	1,03
Tebal <i>tube</i> , in	0,109
Panjang <i>tube</i> , ft	12

3.3.2.4. Spesifikasi Menara Distilasi

Tabel 3. 5 Spesifikasi Menara Distilasi

Spesifikasi Umum	
Kode	MD – 01
Fungsi	Untuk memisahkan campuran C_7H_6O dan C_9H_8O dari bahan yang keluar dari dekanter dan diambil C_9H_8O sebagai produk bawah dengan kemurnian 99%
Harga, \$	1.201.000
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>
Kondisi Operasi	
Puncak Menara	
Suhu, °C	179,308
Tekanan, atm	1
Dasar Menara	
Suhu, °C	256,915
Tekanan, atm	1,2
Umpan Menara	
Suhu, °C	190,377
Tekanan, atm	1,1
Jumlah Plate	
<i>Plate seksi rectifying</i>	16
<i>Plate seksi stripping</i>	12
Dimensi Menara Distilasi	
Tinggi menara, m	6,409
Diameter menara, m	0,762
Tebal Menara	
Tebal <i>shell</i> , in	0,187
Tebal <i>head</i> , in	0,187
Perancangan Plate	
Panjang <i>weir</i> , m	0,618
Tinggi <i>weir</i> , m	0,050
Diameter lubang, m	0,003
Tebal <i>plate</i> , m	0,003
Ukuran Pipa	
Pemasukan umpan, in	1,5
Pengeluaran refluks, in	0,75
Pengeluaran uap reboiler, in	10
Pengeluaran uap puncak, in	8
Pengeluaran cairan dasar, in	2

3.3.3. Spesifikasi Alat Pendukung

3.3.3.1. Spesifikasi Accumulator

Tabel 3. 6 Spesifikasi Accumulator

Accumulator	ACC – 01	ACC – 02
Fungsi	Tempat untuk menampung embunan yang berasal dari kondensor CD-01)	Tempat untuk menampung embunan yang berasal dari kondensor CD-02)
Jenis	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Fase	Cair	Cair
Jumlah	1	1
Harga, \$	9.700	14.900
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	179,308	50
Tekanan, atm	1	1
Spesifikasi		
Diameter tangki, m	0,618	0,293
Tinggi tangki, m	1,855	0,881
Tinggi head, m	0,154	0,095
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>

3.3.4. Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tangki	T – 01	T – 02	T – 03	T – 04	T – 05
Fungsi	Menyimpan bahan baku acetaldehid (C ₂ H ₄ O)	Menyimpan bahan baku benzaldehid (C ₇ H ₆ O)	Menyimpan bahan baku NaOH	Menyimpan bahan penetral asam sulfat (H ₂ SO ₄)	Menyimpan produk cinnamaldehyd (C ₉ H ₈ O)
Jenis	Tangki silinder vertical	Tangki silinder vertical	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder vertikal
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah	1	1	1	1	1
Volume, m ³	177,273	643,065	26,395	12,667	785,172
Harga, \$	269.500	416.100	102.000	31.000	446.200
Kondisi Operasi					
Suhu, °C	30	30	30	30	35
Tekanan, atm	2	1	1	1	1
Spesifikasi					
Diameter tangki, m	6,096	9,144	3,048	3,048	9,144
Tinggi tangki, m	7,315	12,802	5,486	3,658	14,630
Tinggi <i>head</i> , m	1,378	1,805	0,190	0,191	1,608
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>	<i>Carbon steel SA 53 Grade B</i>	<i>Stainless steel SA 240 Type 316 SS</i>

3.3.5. Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi

Spesifikasi	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Tugas	Mengalirkan Acetaldehid dari mobil pengiriman menuju T-01	Mengalirkan Acetaldehid dari T-01 menuju Reaktor	Mengalirkan Benzaldehid dari mobil pengiriman menuju T-02	Mengalirkan Benzaldehid dari T-02 menuju Reaktor	Mengalirkan NaOH dari mobil pengiriman menuju T-03	Mengalirkan NaOH dari Tangki penyimpanan menuju Reaktor
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Ukuran pipa						
ID, in	6,065	0,824	6,065	1,049	7,981	0,824
OD, in	6,625	1,05	6,625	1,32	8,625	1,05
NPS	6	0,75	6	1	8	0,75
Sch. No.	40	40	40	40	40	40
Luas permukaan, in ²	28,9	0,534	28,9	0,864	50	0,534
Kecepatan pompa, rpm	4.572,051	890,728	3276,021	1094,177	6429,133	418,569
Power motor, Hp	3, 402	0,5	7,5	0,125	7,5	0,05
Power pompa, Hp	5	0,030	5,869	0,082	4,704	0,006
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Harga, \$	5.000	445,815	4.900	637,24	5.100	142,1942

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi (Lanjutan)

Spesifikasi	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12
Tugas	Mengalirkan Asam Sulfat dari mobil pengirian menuju T-04	Mengalirkan Asam Sulfat dari mobil pengiriman menuju Netralizer	Mengalirkan keluaran Reaktor menuju Netralizer	Mengalirkan keluaran Netralizer menu Dekanter	Mengalirkan keluaran decanter (fase berat) menuju Menara Distilasi	Mengalirkan keluaran Dekanter (fase ringan) menuju Evaporator
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Ukuran pipa						
ID, in	7,981	0,824	2,067	2,067	1,61	1,049
OD, in	8,625	1,05	2,38	2,38	1,9	1,32
NPS	8	0,75	2	2	1,5	1
Sch. No.	40	40	40	40	40	40
Luas permukaan, in ²	50	0,534	3,35	3,35	2,04	0,864
Kecepatan pompa, rpm	2772,868	288,911	2428,171	3000,977	1394,097	910,029
Power motor, Hp	7,5	0,05	0,5	0,1667	0,3333	0,125
Power pompa, Hp	5,9726	0,0039	0,272	0,1169	0,25	0,0758
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Harga, \$	4.300	91,531	37,634	2.100	2.000	610,422

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi (Lanjutan)

Spesifikasi	P-13	P-14	P-15	P-16	P-17
Tugas	Mengalirkan keluaran Menara Distilasi (hasil atas) menuju Reaktor	Mengalirkan keluaran Menara Distilasi (hasil bawah) menuju Tangki Penyimpanan Cinnamaldehyd	Mengalirkan keluaran Evaporator menuju UPL	Mengalirkan keluaran Evaporator hasil atas menuju Reaktor	Mengalirkan Cinnamaldehyd dari T-05 menuju Mobil pengiriman
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Ukuran pipa					
ID, in	1,38	1,38	0,824	1,049	1,049
OD, in	1,66	1,66	1,05	1,05	1,32
NPS	1,25	1,25	0,75	0,75	1
Sch. No.	40	40	40	40	40
Luas permukaan, in ²	1,5	1,5	0,534	0,534	0,864
Kecepatan pompa, rpm	1249,734	478,348	892,999	612,962	1327,013
Power motor, Hp	0,25	0,75	0,05	0,0833	0,125
Power pompa, Hp	0,1987	0,4090	0,0177	0,0645	0,0889
Jumlah	1	1	1	1	1
Harga, \$	985,1	833,691	300,445	499,8114	718,337

3.3.6. Spesifikasi Alat Penukar Panas

3.3.6.1. Spesifikasi Heat Exchanger

Tabel 3. 9 Spesifikasi Heat Exchanger - 01

Parameter	HE – 01			
Fungsi	Memanaskan umpan C ₇ H ₆ O dari Tangki (T-02) menuju Reaktor (R-01)			
Jenis	Double pipe			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	711,03	711,03	925,15	925,15
Temperature, °C	100	100	30	70
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	7,17			
Annulus		Inner pipe		
<i>Length, ft</i>	12	<i>Length, ft</i>	12	
<i>Hairpin</i>	1	<i>Hairpin</i>	1	
<i>ID, in</i>	2,07	<i>ID, in</i>	1,38	
<i>OD, in</i>	2,38	<i>OD, in</i>	1,66	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	1,10/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,10/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,008/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,008/0,003	
Harga, \$	1.600			

Tabel 3. 10 Spesifikasi Heat Exchanger - 02

Parameter	HE – 02			
Fungsi	Memanaskan umpan NaOH dari Tangki (T-03) menuju Reaktor (R-01)			
Jenis	Double pipe			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	150,93	150,93	106,19	106,19
Temperature, °C	100	100	30	70

Tabel 3. 10 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 02 (Lanjutan)

Mechanical Design			
Luas permukaan, ft ²		2,54	
Annulus		Inner pipe	
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12
<i>Hairpin</i>	1	<i>Hairpin</i>	1
<i>ID</i> , in	2,07	<i>ID</i> , in	1,38
<i>OD</i> , in	2,38	<i>OD</i> , in	1,66
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,08/10	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,006/10
Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,04/0,003	Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,04/0,003
Harga, \$	1.100		

Tabel 3. 11 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 03

Parameter	HE – 03			
Fungsi	Memanaskan umpan H ₂ SO ₄ dari Tangki (T-04) menuju Netralizer (N-01)			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	16,15	16,15	63,71	63,71
Temperature, °C	70	70	30	45
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²		0,24		
Annulus		Inner pipe		
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12	
<i>Hairpin</i>	1	<i>Hairpin</i>	1	
<i>ID</i> , in	2,07	<i>ID</i> , in	1,38	
<i>OD</i> , in	2,38	<i>OD</i> , in	1,66	
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,007/10	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,0004/10	
Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,27/0,003	Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,27/0,003	
Harga, \$	800			

Tabel 3. 12 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 04

Parameter	HE – 04			
Fungsi	Memanaskan keluaran dekanter menuju menara distilasi			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	2.821,72	2.821,72	2.786,99	2.786,99
Temperature, °C	220	220	45	190,38
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	44,28			
Annulus		Inner pipe		
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12	
<i>Hairpin</i>	6	<i>Hairpin</i>	6	
<i>ID</i> , in	2,07	<i>ID</i> , in	1,38	
<i>OD</i> , in	2,38	<i>OD</i> , in	1,66	
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,217/10	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,016/10	
Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,007/0,003	Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,007/0,003	
Harga, \$	3.000			

Tabel 3. 13 Spesifikasi *Heat Exchanger* – 05

Parameter	HE – 05			
Fungsi	Memanaskan keluaran MD-01 hasil atas dan EV-01 menuju R-01 menggunakan air pemanas			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	1.527,99	1.527,99	2.469,96	2.469,96
Temperature, °C	100	100	41,73	70
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	17,091			
Annulus		Inner pipe		
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12	
<i>Hairpin</i>	3	<i>Hairpin</i>	3	
<i>ID</i> , in	2,067	<i>ID</i> , in	1,38	
<i>OD</i> , in	2,38	<i>OD</i> , in	1,66	

$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	3,46/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,399/10
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,012/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,012/0,003
Harga, \$	2.000		

3.3.6.2. Spesifikasi Cooler

Tabel 3. 13 Spesifikasi *Cooler - 01*

Parameter	CL – 01			
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran MD – 01 hasil atas dan EV – 01 berupa C ₂ H ₄ O menuju R – 01			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid, water</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	3.515,55	3.515,55	1.667,5	1.667,5
Temperature, °C	70	45	30	50

Mechanical Design			
Luas permukaan, ft ²		174,513	
Annulus		Inner pipe	
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12
<i>Hairpin</i>	16	<i>Hairpin</i>	16
<i>ID</i> , in	3,068	<i>ID</i> , in	2,07
<i>OD</i> , in	3,50	<i>OD</i> , in	2,38
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	1,037/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,25/10
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,003
Harga, \$	4.800		

Tabel 3. 14 Spesifikasi *Cooler – 02*

Parameter	CL – 02			
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran MD-01 hasil atas menuju Reaktor dari 170,8 °C menjadi 50 °C menggunakan air pendingin			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid, water</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	1.650,62	1.650,62	2.961,83	2.961,83

Temperature, °C	170 °C	50 °C	30	50
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	81,216			
Annulus		Inner pipe		
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12	
<i>Hairpin</i>	8	<i>Hairpin</i>	8	
<i>ID</i> , in	3,068	<i>ID</i> , in	2,067	
<i>OD</i> , in	3,50	<i>OD</i> , in	2,38	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,141/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,06/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,02/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,02/0,003	
Harga, \$	2.800			

Tabel 3. 15 Spesifikasi Cooler – 03

Parameter	CL – 03			
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran menara distilasi (MD – 01) hasil bawah menuju T – 05			
Jenis	<i>Double pipe</i>			
Operating Condition				
Position	Annulus		Inner pipe	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid, water</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate</i> , kg/jam	1.136,36	1.136,36	4.494,83	4.494,83
Temperature, °C	256,91	35	30	50
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	85,03			
Annulus		Inner pipe		
<i>Length</i> , ft	12	<i>Length</i> , ft	12	
<i>Hairpin</i>	8	<i>Hairpin</i>	8	
<i>ID</i> , in	3,07	<i>ID</i> , in	2,07	
<i>OD</i> , in	3,50	<i>OD</i> , in	2,38	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,272/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,028/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,003	
Harga, \$	3.600			

Tabel 3. 16 Spesifikasi Cooler – 04

Parameter	CL – 04		
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran Evaporator (EV – 01) menuju Kondensor (CD-02)		
Jenis	<i>Double pipe</i>		
Operating Condition			
Position	Annulus		Inner pipe
<i>Fluid</i>	<i>Liquid, water</i>		<i>Liquid</i>

<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	440,394	440,394	2.652,84	2.652,84
<i>Temperature, °C</i>	50	20,4	5	10
<i>Mechanical Design</i>				
<i>Luas permukaan, ft²</i>		10,738		
<i>Annulus</i>		<i>Inner pipe</i>		
<i>Length, ft</i>	12	<i>Length, ft</i>	12	
<i>Hairpin</i>	1	<i>Hairpin</i>	1	
<i>ID, in</i>	3,068	<i>ID, in</i>	2,067	
<i>OD, in</i>	3,50	<i>OD, in</i>	2,38	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,115/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	0,0042/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,019/0,003	
<i>Harga, \$</i>	1.800			

3.3.6.3. Spesifikasi Kondensor

Tabel 3. 17 Spesifikasi Kondensor - 01

Parameter	CD – 01			
<i>Fungsi</i>	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi dengan pendingin			
<i>Jenis</i>	<i>Shell and tube</i>			
<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Gasses</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	-	-	7.957,42	7.957,42
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	1.644,05	1.644,05	-	-
<i>Temperature, °C</i>	179,31	170,81	30	50
<i>Pressure, atm</i>	1	1	1	1

<i>Mechanical Design</i>				
<i>Luas permukaan, ft²</i>		259,37		
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>		
<i>Length (ft)</i>	12	<i>Length</i>	12	
<i>Passes</i>	2	<i>Passes</i>	4	
<i>ID (in)</i>	15,25	<i>OD (in)</i>	1,25	
<i>Baffle spaces</i>	3,81	<i>Number</i>	66	
		<i>BWG</i>	10	
		<i>Pitch (in)</i>	1,25 square	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$ (psi)	0,027/10	$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$	1,09/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,094/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,094/0,003	
<i>Harga, \$</i>	37.500			

Tabel 3. 18 Spesifikasi Kondensor - 02

Parameter	CD – 02			
Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak evaporator dengan pendingin			
Jenis	<i>Shell and tube</i>			
Operating Condition				
Position	Shell		Tube	
<i>Fluid</i>	<i>Gasses</i>		<i>Liquid</i>	
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	-	-	5.843,002	5.843,002
<i>Vapor flowrate, kg/jam</i>	440,39	440,39	-	-
<i>Temperature, °C</i>	20,4	20,4	5	15
<i>Pressure, atm</i>	1	1	1	1
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	226,54			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>		
<i>Length (ft)</i>	18	<i>Length</i>	18	
<i>Passes</i>	2	<i>Passes</i>	1	
<i>ID (in)</i>	12	<i>OD (in)</i>	1	
<i>Baffle spaces</i>	3	<i>Number</i>	48	
		<i>BWG</i>	18	
		<i>Pitch (in)</i>	1,25 square	
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$ (psi)	0,0113/10	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,165/10	
Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,0142/0,003	Rd_{cal}/ Rd_{min}	0,0142/0,003	
Harga, \$	30.500			

3.3.6.4. Spesifikasi Reboiler

Tabel 3.18 Spesifikasi Reboiler

Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan Sebagian cairan hasil bawah dari Menara Distilasi (MD-01)
Jenis	<i>Shell and tube</i>
Harga (\$)	59.200
Ukuran Alat	
IDs, m	0,489
Jumlah pipa	353

Jumlah pass	6
Susunan pipa	$\frac{3}{4}$ in pada 1 in <i>square pitch</i>
Luas perpindahan kalor standar, ft ²	253,764
Media pemanas	
Jenis	Dowtherm A
Suhu masuk, °C	252,633
Suhu keluar, °C	256,914
Massa pemanas, kg/jam	23.446,773
Koefisien perpindahan panas	
Rd	2,84
Rd minimum	0,529
<i>Pressure drop tube</i>	0,0034

3.4. Neraca Massa

3.4.1. Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. 19 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Hasil atas (Recycle)	Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₄ O	815,545	0,00	440,39
H ₂ O	72,708	6,5762	242,70
C ₇ H ₆ O	915,251	1.632,686	1.645,12
C ₉ H ₈ O	0,00	11,363	1.136,36
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
NaOH	50,97	0,00	50,97
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
Total	3.515,55		3.515,55

3.4.2. Neraca Massa Netralizer

Tabel 3. 20 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₄ O	440,39	440,39
H ₂ O	243,98	266,93
C ₇ H ₆ O	1.645,12	1645,12
C ₉ H ₈ O	1.136,36	1.136,36
H ₂ SO ₄	62,44	0,00
NaOH	50,97	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	90,45
Total	3.579,26	3.579,26

3.4.3. Neraca Massa Dekanter

Tabel 3. 21 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Fase Berat	Fase Ringan
C ₂ H ₄ O	440,39	0,00	440,39
H ₂ O	266,93	6,57	260,36
C ₇ H ₆ O	1.645,12	1.644,05	1,07
C ₉ H ₈ O	1.136,36	1.136,36	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	90,45	0,00	90,45
Sub Total	3.579,26	2.786,99	792,27
Total	3.579,26	3.579,26	

3.4.4. Neraca Massa Evaporator

Tabel 3. 22 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Fase Ringan (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Uap	Cair
C ₂ H ₄ O	440,39	440,39	0,00
H ₂ O	260,36	0,00	260,36
C ₇ H ₆ O	1,07	0,00	1,07
C ₉ H ₈ O	0,00	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	90,45	0,00	90,45
Sub Total	792,27	440,3947	351,88
Total	792,27	792,27	

3.4.5. Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3. 23 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	(kg/jam)	
		Recycle	Keluar
C ₂ H ₄ O	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	6,58	6,58	0,00
C ₇ H ₆ O	1.644,05	1.632,69	11,36
C ₉ H ₈ O	1.136,36	11,36	1.125,00
H ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	0,00
Na ₂ SO ₄	0,00	0,00	0,00
Sub Total	2.786,99	1.650,63	1.136,3636
Total	2.786,99	2.786,99	

3.5. Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Reaktor

Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	307.864,98	
Q keluar		287.992,89
Q reaksi	419.294,46	
Q pendingin		439.166,54
Total	727.159,44	727.159,43

3.5.2. Neraca Panas Netralizer

Tabel 3. 25 Neraca Panas Netralizer

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	127.447,87	
Q keluar		128.248,61
Q reaksi	449.479,04	
Q pendingin		448.678,30
Total	576.926,91	576.926,91

3.5.3. Neraca Panas Dekanter

Tabel 3. 26 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Fase Berat	Fase Ringan
C ₂ H ₄ O	20921,441		20921,441
H ₂ O	22325,747	550,019	21775,728
C ₇ H ₆ O	55655,257	55619,135	36,122
C ₉ H ₈ O	26444,718	26444,718	
Na ₂ SO ₄	2901,448		2901,448
Sub Total	128248,611		20921,441
Total	20921,441	128248,611	

3.5.4. Neraca Panas Evaporator

Tabel 3. 27 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		UPL	Recycle
C ₂ H ₄ O	26278,66		26278,66
H ₂ O	27206,32	27206,318	
C ₇ H ₆ O	45,25	45,25	
C ₉ H ₈ O			
H ₂ SO ₄			
NaOH			
Na ₂ SO ₄	3625,75	3625,75	
Sub Total	57155,98	30877,32	26278,66
Total	57155,98	57155,98	

3.5.5. Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3. 28 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Distilat	Bottom
Q masuk	770.911,1006		
Q keluar		459.398,689	413.721
Q reboiler			

Panas penguapan	1.275973,386	1.173.756
Total	2.046.884,487	2.046.884,487

3.5.6. Neraca Panas Heater 1

Tabel 3. 29 Neraca Panas Heater 1

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	7.889,9424	
Q keluar		72.202,3044
Q pemanas	64.312,3620	
Total	72.202,3044	72.202,3044

3.5.7. Neraca Panas Heater 2

Tabel 3. 30 Neraca Panas Heater 2

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	1.711,6551	
Q keluar		15.363,7299
Q pemanas	13.652,0748	
Total	15.363,7299	15.363,7299

3.5.8. Neraca Panas Heater 3

Tabel 3. 31 Neraca Panas Heater 3

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	473,6390	
Q keluar		1.908,2642
Q pemanas	1.434,6252	
Total	1.908,2642	1.908,2642

3.5.9. Neraca Panas Heater 4

Tabel 3. 32 Neraca Panas Heater 4

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	82.613,8723	
Q keluar		770.911,1006
Q pemanas	688.297,2283	
Total	770.911,1006	770.911,1006

3.5.10. Neraca Panas Heater 5

Tabel 3.32 Neraca Panas Heater 5

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	79.392,924	
Q keluar		217.600,65
Q pemanas	138.207,733	
Total	217.600,65	217.600,65

3.5.11. Neraca Panas Cooler 1

Tabel 3. 33 Neraca Panas *Cooler 1*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	287.992,8937	
Q keluar		125.539,6023
Q pendingin		162.453,2914
Total	287.992,8937	287.992,8937

3.5.12. Neraca Panas Cooler 2

Tabel 3. 34 Neraca Panas *Cooler 2*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	432.242,69	
Q keluar		70.212,825
Q pendingin		362.029,869
Total	432.242,69	432.242,69

3.5.13. Neraca Panas Cooler 3

Tabel 3. 35 Neraca Panas *Cooler 3*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	437.900,301	
Q keluar		13.936,0017
Q pendingin		423.964,299
Total	437.900,301	437.900,301

3.5.14. Neraca Panas Cooler 4

Tabel 3.35 Neeaca Panas *Cooler 4*

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q masuk	26.278,66	
Q keluar		-4.706,422
Q pendingin		30.985,084
Total	26.278,66	26.278,66

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pendirian pabrik merupakan suatu hal yang perlu dipertimbangkan untuk menentukan keberlanjutan pembangunan suatu industri. Alangkah baiknya jika pabrik ini didirikan di kawasan yang jauh dari pemukiman penduduk agar masyarakat tidak terganggu oleh aktivitas industri. Pabrik cinnamaldehyd dari acetaldehyd dan benzaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun ini berencana akan didirikan di Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut:



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Cinnamaldehyd

Daerah ini dipilih dengan mempertimbangkan beberapa faktor, diantaranya yaitu:

4.1.1 Kemudahan Transportasi

Pembelian bahan baku berupa Benzaldehyd diperoleh dari negara China yaitu Hefei TNJ industri melalui jalur laut, Acetaldehyd yang diperoleh dari Solo, dan bahan penunjang lainnya yang diperoleh dari Jawa Timur. Lokasi pendirian pabrik ini berada di Gresik karena berdekatan dengan pelabuhan dan jalan raya, sehingga dapat memudahkan pengiriman bahan baku serta pengiriman Cinnamaldehyd ke beberapa daerah. Dengan tersedianya sarana transportasi jalur laut dan

jalur air diharapkan pemasaran Cinnamaldehyd dapat berjalan dengan baik.

4.1.2 Pemasaran Produk

Gresik, Jawa Timur merupakan daerah yang strategis untuk mendirikan suatu industri, karena terdapat sarana transportasi yang memadai. Hal ini akan memudahkan pendistribusian ke lokasi pasar. Cinnamaldehyd dapat digunakan sebagai perasa makanan dan pewangi. Industri yang menggunakan Cinnamaldehyd contohnya yaitu industri parfum dan *essential oil*, industri bahan kimia, dan industri makanan sebagai perasa makanan.

4.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku dalam pembuatan Cinnamaldehyd adalah Acetaldehyd (C_2H_4O) dan Benzaldehyd (C_7H_6O). Acetaldehyd (C_2H_4O) diperoleh dari PT Indo Acidatama Solo, Jawa Tengah dan Benzaldehyd (C_7H_6O) dapat diperoleh dari Pabrik yang berada di China yang bernama Hefei TNJ *Chemical Industry* dengan kapasitas produksi Benzaldehyd adalah 24.000 ton/tahun. Pemilihan kedua bahan baku dalam satu pabrik tentunya sangat efektif untuk menghemat biaya transportasi dan lain-lain.

Sedangkan bahan baku penunjang lainnya yaitu Asam Sulfat (H_2SO_4) dapat diperoleh di PT. Petrokimia Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas produk 678.000 ton per tahun. Selain itu diperlukan juga NaOH sebagai bahan baku penunjang yang dapat diperoleh di PT Perdana Chemindo Perkasa, Surabaya, Jawa Timur, Indonesia.

4.1.4 Tenaga Kerja

Tenaga kerja di Kabupaten Gresik sangat besar, mengingat lokasi pabrik yang berada di kawasan industri sehingga memungkinkan untuk didatangkan dari luar daerah. Tenaga kerja produksi yaitu pekerja yang berhubungan dengan proses produksi seperti mengoperasikan mesin, mengawasi proses produksi, mencatat bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan. Pabrik ini terdiri dari tenaga kerja terdidik, terlatih, dan tenaga kerja kasar. Untuk tenaga kerja terdidik dan terlatih

direkrut melalui proses penerimaan dari perguruan tinggi dalam negeri dengan pengalaman kerja yang menjadi prioritas rekrutmen, sedangkan tenaga kerja kasar dapat direkrut dari daerah setempat. Adapun jumlah pencari kerja yang terdaftar di BPS Gresik dari tahun 2020 hingga 2021, pada tahun 2020 yaitu sebanyak 428 orang, pada tahun 2021 sebanyak 726, dan pada tahun 2022 yaitu sebanyak 4.799 orang. Semakin meningkatnya jumlah pencari kerja tiap tahun, maka akan lebih mudah dalam perekrutan tenaga kerja.

4.1.5 Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik pastinya memerlukan air, listrik, dan bahan bakar. Di kawasan yang banyak didirikan pabrik ini menyediakan utilitas yang cukup. Air dapat diperoleh dari Bengawan Solo. Tenaga listrik dapat menggunakan PLN, listrik digunakan sebagai alat penerang dan penggerak alat-alat proses seperti pompa, dan alat lainnya. Sedangkan bahan bakar yang digunakan dalam proses industri diperoleh dari PT Pertamina berupa bahan bakar solar untuk membangkitkan generator.

4.1.6 Kondisi Iklim, Lingkungan, dan Masyarakat

Gresik merupakan daerah yang memiliki 18 kecamatan, 330 desa dan 26 kelurahan. Gresik mempunyai iklim tropis,

Kawasan Gresik merupakan kawasan yang banyak didirikan suatu industri sehingga banyak terdapat fasilitas-fasilitas umum disekitarnya seperti rumah sakit, transportasi umum, perumahan, tempat ibadah, dan sebagainya.

Sikap masyarakat Gresik yang sangat mendukung dengan didirikannya pabrik baru, karena akan membuka lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat sekitar.

4.1.7 Kebutuhan Tanah dan Pengembangannya

Kabupaten Gresik mempunyai lahan tanah yang datar dan luas sehingga sangat cocok untuk didirikan sebuah pabrik. Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal.

Pemakaian tanah disesuaikan dengan tata letak pabrik. Sejumlah area khusus harus disiapkan untuk perluasan pabrik apabila ingin menambah kapasitas produksi.

4.1.8 Peraturan Pemerintah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah Kota Cilegon, pemerintah menetapkan daerah Cilegon sebagai kawasan industri, maka pemerintah memberikan kemudahan dalam perizinan yang berhubungan dengan pendirian suatu pabrik. Adapun peraturan daerah Provinsi Banten salah satunya yaitu berisi tentang industri yang mengutamakan efisiensi dan efektifitas sumber daya dalam proses produksinya untuk menyeimbangkan pembangun industri dengan kelestarian lingkungan.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat yang mengatur bagian-bagian pabrik yang meliputi keberadaan tempat peralatan, penyimpanan bahan, tempat karyawan bekerja, serta fasilitas-fasilitas lain dalam suatu pabrik guna kelancaran proses produksi. Tata letak pabrik sangat penting untuk mendapatkan keselamatan, kelancaran, serta memudahkan pekerja dalam mengerjakan tugas.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik yaitu kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi, kemungkinan adanya perluasan area pabrik, memperhatikan pengolahan limbah agar tidak mencemari lingkungan, harga tanah dan peizinannya, serta fasilitas-fasilitas seperti tempat ibadah, bank, perumahan, transportasi, dan sebagainya.

Secara garis besar layout pabrik terbagi atas beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah perkantoran, administrasi, dan laboratorium

Daerah ini digunakan sebagai kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur jalannya operasi. Daerah ini terletak jauh dari area proses yang berbahaya.

2. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah ini digunakan untuk kegiatan berlangsungnya proses pengolahan Cinnamaldehyd, tempat untuk menyimpan alat-alat proses, penyimpanan bahan dan produk, serta ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses.

3. Daerah laboratorium

Di laboratorium yaitu untuk pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses dan produk yang akan dijual. Laboratorium ini terletak di dekat daerah proses produksi sehingga apabila terjadi sesuatu dapat segera teratasi.

4. Daerah utilitas

Daerah ini merupakan tempat untuk menyediakan keperluan yang menunjang jalannya proses produksi berupa penyediaan air, tenaga listrik, dan steam. Daerah ini terletak di dekat daerah proses agar sistem pemipaan lebih mudah.

5. Daerah fasilitas

Daerah ini merupakan tempat untuk menunjang memenuhi segala kegiatan para pekerja seperti tempat ibadah, kantin, pos keamanan, pemadam kebakaran, dan tempat parkir.

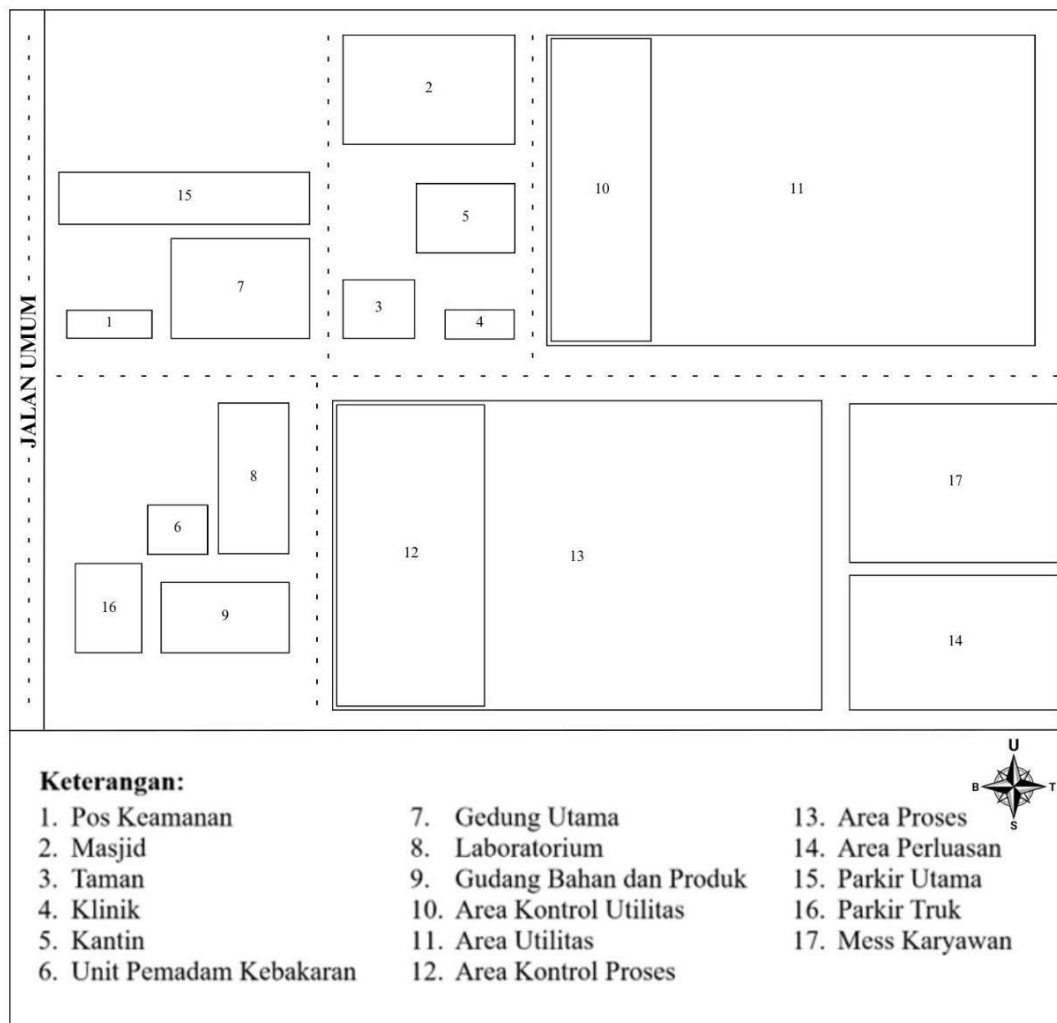
6. Daerah pemeliharaan dan pengolahan limbah

Daerah ini merupakan tempat untuk menyimpan cadangan alat proses dan bengkel yang digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin atau alat-alat produksi. Serta pengolahan limbah hasil proses produksi.

Berikut perincian luas tanah dan bangunan pabrik:

Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	8,5	3	25,5
2	Masjid	17	11	187
3	Taman	7	6	42
4	Klinik	7	3	21
5	Kantin	10	7	70
6	Unit Pemadam Kebakaran	6	5	30
7	Gedung utama	14	10	140
8	Laboratorium	7	15	105
9	Gudang Bahan dan Produk	13	7	91
10	Area Kontrol Utilitas	5	60	300
11	Area Utilitas	85,5	67	5729
12	Area Kontrol Proses	7,5	60	450
13	Area Proses	85	67,8	5763
14	Area Perluasan	44	15	660
15	Parkir Utama	25	5	125
16	Parkir Truk	7	9	63
17	Mess Karyawan	21	24	504
Total				14305,5



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

4.3. Tata Letak Mesin atau Alat Proses

Dalam menentukan tata letak alat, ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran. Setiap alat harus ditempatkan ditempat yang cukup, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (*control room*). Untuk kantor

produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi.

Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak mesin yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Untuk menunjang kelancaran proses produksi, diperlukan aliran bahan baku dan produk berjalan dengan baik dan benar, sehingga akan memudahkan pengaliran dan pastinya akan menghemat biaya.

2. Jarak antar alat

Perlu diperhatikan pada alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi, alangkah baiknya diberi jarak antar alat dan dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak akan membahayakan alat-alat proses lainnya.

3. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk mencegah terjadinya stagnasi udara di lokasi kerja berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan para pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Perlu diperhatikan pada lalu lintas pekerja maupun kendaraan agar para pekerja dapat dengan mudah mengakses semua peralatan proses, dan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, adanya jalur evakuasi akan memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri dari bencana.

5. Pencahayaan

Pencahayaan seluruh pabrik harus memadai, terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi, sehingga harus diberi tambahan penerangan.

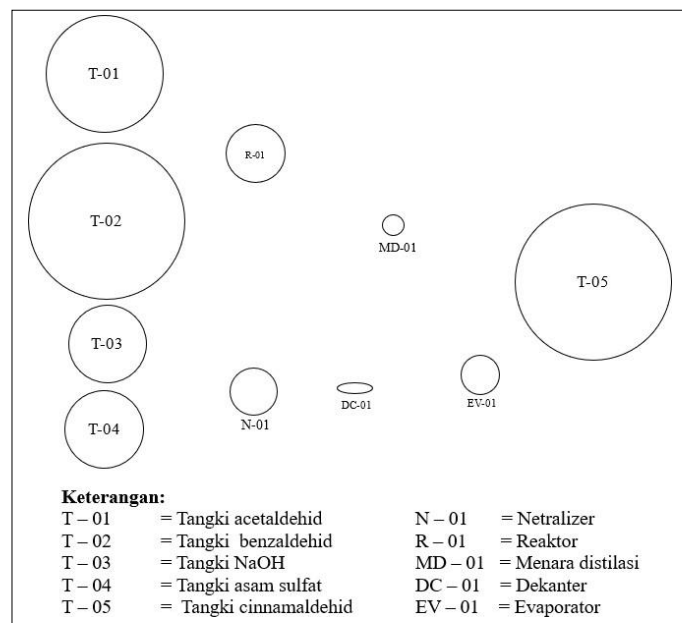
6. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit. Oleh karena itu, diperlukan tata letak pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

7. Pertimbangan ekonomi

Mengatur alat-alat proses sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan biaya operasi yang sedikit. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan menempatkan peralatan sedemikian rupa sehingga menghasilkan pemipaan yang pendek dan membutuhkan sedikit pekerjaan konstruksi.

Berikut *layout* tata letak alat proses pabrik cinnamaldehyd yang terdapat pada Gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:1000)

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan dari Pabrik Cinnamaldehyd ini adalah Perseroan Terbatas (PT), pada hakekatnya memiliki dua sisi yaitu sebagai badan hukum dan sebagai wadah pelaksanaan kerjasama antara para pemegang

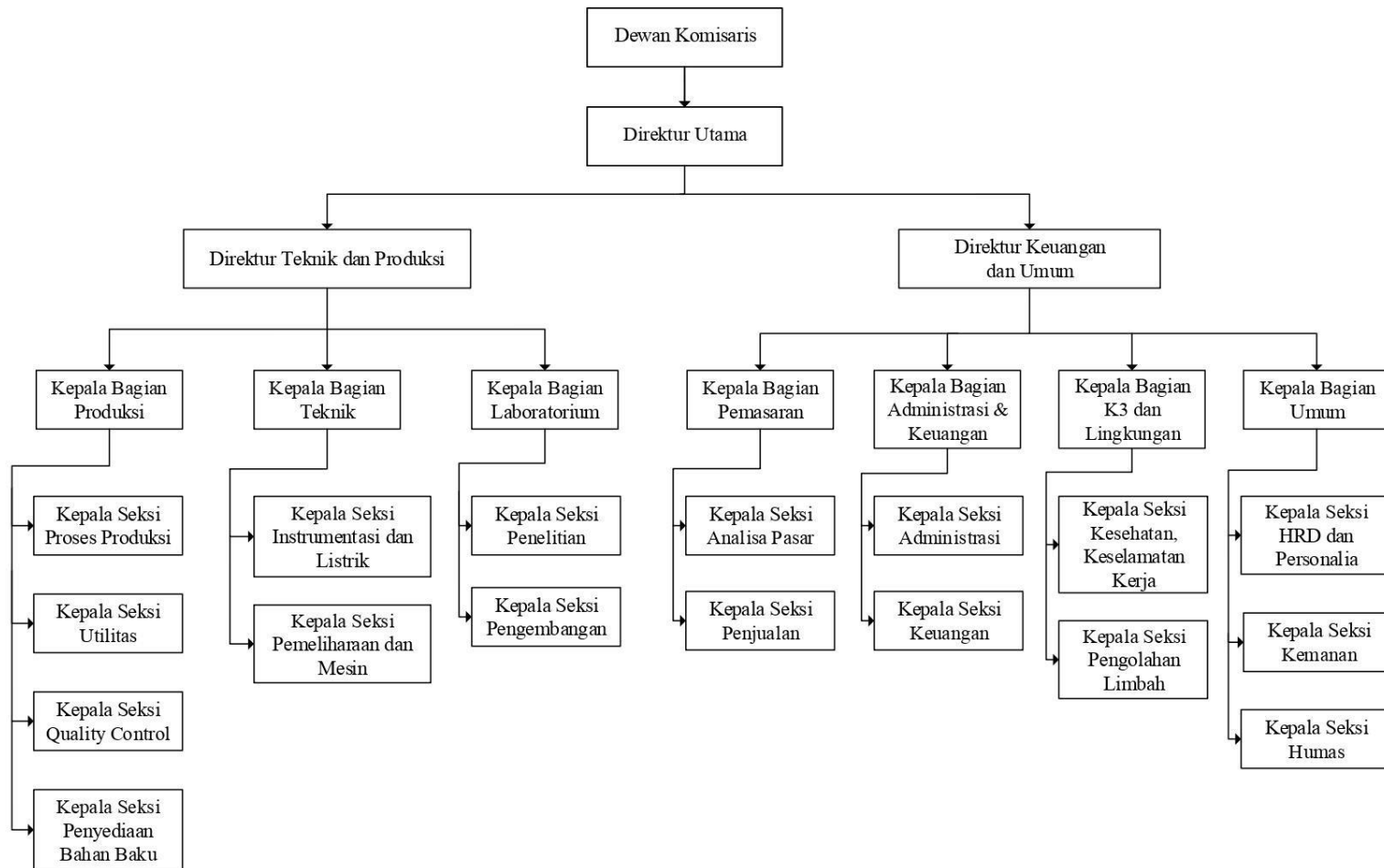
saham atau pemilik modal. Badan hukum yang merupakan persekutuan modal yang seluruhnya terbagi dalam saham. Untuk dapat melaksanakan semua hak dan kewajibannya, maka perseroan terbatas membentuk organ dengan tugas dan wewenangnya masing-masing (Lumentut, 2020). Bentuk perusahaan ini dipilih atas beberapa pertimbangan yaitu sebagai berikut:

- a. Akses permodalan yang mudah yaitu melalui penjualan saham perusahaan.
- b. Berjalannya suatu perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direktur dan karyawan-karyawannya.
- c. Efisiensi manajemen yang mana para pemegang saham dapat memilih tenaga ahli yang baik dan berpengalaman sebagai dewan komisaris dan direktur utama.
- d. Lapangan usaha yang lebih luas, suatu perusahaan dapat menarik modal yang besar dari masyarakat sehingga dapat menggunakan modal tersebut untuk mengembangkan usahanya.
- e. Apabila perusahaan mengalami kerugian maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

4.4.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Struktur organisasi membantu perusahaan untuk mengatur dan membagi bagian, posisi, wewenang, tugas, kedudukan, dan tanggung jawab dari masing-masing bagian atau divisi yang telah dibentuk dalam perusahaan mulai dari jenjang yang paling tinggi. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan

kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Pemegang Saham

Pemegang Saham atau pemilik perusahaan merupakan pihak-pihak yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi suatu perusahaan, sehingga mereka menerima sebagian dari hak kepemilikannya. Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dihadiri oleh pemilik saham dan dewan komisaris, dan diadakan setidaknya sekali dalam satu tahun untuk terus memantau dan mengevaluasi jalannya suatu perusahaan. Adapun tugas dan wewenang RUPS yaitu:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur, serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri sesuai dengan musyawarah.
- b. Mengesahkan hasil-hasil kerja serta neraca perhitungan untung dan rugi tahunan dari perusahaan.
- c. Menyetujui perubahan anggaran dasar.

4.4.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris yang telah dipilih RUPS merupakan pelaksana dari pemilik saham yang bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Adapun tugas dan wewenang dari dewan komisaris yaitu:

- a. Melakukan pengawasan secara umum dan khusus sesuai anggaran dasar dan memberi nasihat kepada direktur.
- b. Menilai dan menyetujui rencana direktur untuk kebijakan umum, alokasi sumber keuangan, target laba perusahaan, dan kebijakan pemasaran.
- c. Mengawasi semua proses dan implementasi direktur utama dan mendukung Direktur utama dalam hal-hal penting.

4.4.3.3 Direktur Utama

Direktur Utama memiliki jabatan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh atas keberhasilan perusahaan sesuai dengan tujuan RUPS. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama mengawasi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas direktur teknik dan produksi adalah memimpin dan mengarahkan pelaksanaan proses pabrik yang berkaitan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan alat dan mesin, pengadaan, dan laboratorium, serta mengkoordinasikan, memantau, dan mengatur pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah mengawasi pengelolaan berbagai jenis resiko finansial yang dihadapi perusahaan, serta bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan pemasaran, hubungan masyarakat, sumber daya manusia, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.4.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengendalikan pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan arahan yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian juga dapat bertindak sebagai staff direktur.

1. Kepala Bagian Produksi
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses produksi, utilitas, *quality control*, dan penyediaan bahan baku.
2. Kepala Bagian Teknik
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan fasilitas pabrik seperti alat, mesin, dan instrumentasi listrik.
3. Kepala Bagian Laboratorium
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian dan pengembangan
4. Kepala Bagian Pemasaran
Tugas: Bertanggung jawab terhadap segala kegiatan yang berhubungan dengan kegiatan pemasaran produk.
5. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengembangan sistem keuangan di perusahaan.
6. Kepala Bagian K3 dan Lingkungan
Tugas: Bertanggung jawab terhadap pelaksanaan semua program K3 dalam perusahaan supaya dapat menghindari kerugian yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja.
7. Kepala Bagian Umum
Tugas: Bertanggung jawab terhadap sumber daya manusia (SDM) pada perusahaan seperti karyawan maupun pekerja.

4.4.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi merupakan suatu pelaksanaan kegiatan dalam lingkungan pekerjaan sesuai dengan bagian masing-masing atas rencana yang sudah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing dan setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

Kepala seksi mempunyai beberapa sub bagian dengan tugas dan wewenangnya, yaitu :

1. Kepala Seksi Produksi
Tugas dan wewenang : Memantau berlangsungnya proses produksi dan memimpin secara langsung.
2. Kepala Seksi Teknik
Tugas dan wewenang : Bertanggung jawab atas penyediaan bahan bakar, air, udara tekan, dan steam baik untuk proses maupun instrumentasi
3. Kepala Seksi Laboratorium
Tugas dan wewenang : Melaksanakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembuatan, produk, dan limbah.
4. Kepala Seksi Pemasaran
Tugas dan wewenang : Mengkoordinasikan dan pengadaan bahan baku pabrik dan kegiatan pemasaran produk
5. Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan
Tugas dan wewenang : Bertanggung jawab atas kegiatan administrasi keuangan serta hal lain yang berkaitan dengan keuangan perusahaan
6. Kepala Seksi K3 dan Lingkungan
Tugas dan wewenang : Menangani mengenai kesehatan karyawan dan keluarga, serta mengatasi masalah keselamatan kerja di perusahaan.
7. Kepala Seksi Umum
Tugas dan wewenang : Mengkoordinasikan kegiatan yang berkaitan dengan kepegawaian.

4.4.3.6 Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan sesuai dengan ketentuan seperti jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, serta keahlian. Sistem pembagian gaji karyawan terbagi dalam 3 jenis yaitu:

1. Gaji harian, yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.

2. Gaji bulanan, yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
3. Gaji lembur, yaitu gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut penggolongan jabatan, jumlah karyawan, pendidikan dan gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.2

Tabel 4. 2 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Pendidikan	Gaji/bulan /individu	Gaji/bulan
Dewan Komisaris	1	S2	Rp55.000.000	Rp55.000.000
Direktur Utama	1	S2	Rp45.000.000	Rp45.000.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	S2	Rp45.000.000	Rp45.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	S2	Rp45.000.000	Rp45.000.000
Kep. Bagian Produksi	1	S1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
Kep. Bagian Teknik	1	S1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
Kep. Bagian Laboratorium	1	S1	Rp17.000.000	Rp17.000.000
Kep. Bagian Pemasaran	1	S1	Rp17.000.000	Rp17.000.000
Kep. Bagian Adm. & Keuangan	1	S1	Rp17.000.000	Rp17.000.000
Kep. Bagian K3 dan Lingkungan	1	S1	Rp17.000.000	Rp17.000.000
Kep. Bagian Umum	1	S1	Rp17.000.000	Rp17.000.000
Kep. Seksi Proses Produksi	1	S1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
Kep. Seksi Utilitas	1	S1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
Kep. Seksi Quality Control	1	S1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
Kep. Seksi Penyediaan Bahan	1	S1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
Kep. Seksi Instrumentasi dan Listrik	1	S1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
Kep. Seksi Pemeliharaan Mesin	1	S1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
Kep. Seksi Penelitian	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Pengembangan	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Analisa Pasar	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Penjualan	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Administrasi	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Keuangan	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi K3	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000

Tabel 4. 2 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan
(Lanjutan)

Kep. Seksi Pengolahan Limbah	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi HRD dan Personalia	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Keamanan	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Kep. Seksi Humas	1	S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Operator Proses dan Utilitas	52	D3/S1	Rp8.500.000	Rp442.000.000
Karyawan Quality Control	3	D3/S1	Rp8.500.000	Rp25.500.000
Karyawan Penyediaan Bahan	3	D3/S1	Rp8.500.000	Rp25.500.000
Karyawan Instrumentasi dan Listrik	2	D3/S1	Rp8.500.000	Rp17.000.000
Karyawan Pemeliharaan Mesin	2	D3/S1	Rp8.500.000	Rp17.000.000
Karyawan Penelitian	3	D3/S1	Rp8.500.000	Rp25.500.000
Karyawan Pengembangan	3	D3/S1	Rp8.500.000	Rp25.500.000
Karyawan Analisa Pasar	2	D3/S1	Rp8.500.000	Rp17.000.000
Karyawan Penjualan	2	D3/S1	Rp8.500.000	Rp17.000.000
Karyawan Administrasi	3	D3/S1	Rp8.500.000	Rp25.500.000
Karyawan Keuangan	4	D3/S1	Rp8.500.000	Rp34.000.000
Karyawan K3	5	D3/S1	Rp8.500.000	Rp42.500.000
Karyawan Pengolahan Limbah	3	D3/S1	Rp8.500.000	Rp25.500.000
Karyawan HRD dan Personalia	2	D3/S1	Rp8.500.000	Rp17.000.000
Karyawan Keamanan	4	D3/S1	Rp8.500.000	Rp34.000.000
Karyawan Humas	2	D3/S1	Rp8.500.000	Rp17.000.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	2	SMA	Rp4.560.000	Rp9.120.000
Dokter	1	D3/S1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
Perawat	3	D3/D4/S1	Rp4.600.000	Rp13.800.000
Supir	4	SMA	Rp4.560.000	Rp18.240.000
Cleaning Service	6	SMA	Rp4.560.000	Rp27.360.000
Total	139		Rp661.280.000	Rp1.383.020.000

4.4.4 Waktu Kerja Karyawan

Pabrik Cinnamaldehyd ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Hari-hari lainnya digunakan untuk perbaikan dan perawatan. Pembagian jam kerja karyawan pabrik ini terbagi menjadi dua yaitu karyawan non shift dan karyawan shift.

a. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non shift dalam seminggu adalah 5 hari dengan kerja maksimum 45 jam selama seminggu. Berikut aturan jam kerja karyawan non shift:

Jam Kerja : Senin-Jumat : Pukul 08.00-16.00
Jam Istirahat : Senin-Kamis : Pukul 12.00-13.00
Jumad : Pukul 11.30-13.00

b. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengelola bagian-bagian tertentu dari pabrik yang berkaitan dengan kelancaran produksi dan keselamatan pabrik.

Sistem kerja karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergilir, karena pada titik-titik proses produksi memerlukan kerja selama 24 jam secara kontinyu. Pembagian dilakukan dalam 4 regu dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Berikut aturan jam kerja karyawan shift:

Shift I : Pukul 07.00-15.00
Shift II : Pukul 15.00-23.00
Shift III : Pukul 23.00-07.00

Setiap pekerja shift bekerja selama 8 jam perhari.

Tabel 4. 3 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Kelompok	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1
B	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2
C	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3
D	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■
Kelompok	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2
B	2	■	3	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3
C	3	3	■	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■
D	1	1	1	■	2	2	2	■	3	3	3	■	1	1	1

Keterangan:

1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

■ : Hari libur

c. Kerja Lembur

Kerja lembur dilakukan ketika ada keperluan mendesak dan atas persetujuan dari kepala bagian masing-masing.

BAB V UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air merupakan kebutuhan pokok yang digunakan dalam memenuhi proses produksi. Air yang digunakan berasal dari sungai Bengawan Solo karena dekat dengan lokasi pabrik. Kebutuhan air ini digunakan sebagai air pendingin, air rumah tangga, dan air umpan boiler.

5.1.1. Unit Penyedia Air

1. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan dalam pengolahan bahan baku untuk menghasilkan suatu produk. Air yang digunakan dalam proses harus air murni, bebas dari bakteri dan mineral karena dapat menyebabkan korosi. Selain itu, air yang digunakan harus memiliki tingkat kesadahan yang rendah untuk menghindari terjadinya kerak pada peralatan proses.

Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Proses

Alat Proses	Air yang Dibutuhkan (kg/jam)
Netralizer	9.223,38
Evaporator	121,99
Total	9.345,36

2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Air umpan boiler tidak boleh mengandung larutan asam dan gas-gas terlarut karena dapat menyebabkan korosi pada boiler.
- b. Tidak mengandung logam bervalensi dua seperti Fe, Mn, Ca, dan Mg karena logam tersebut dapat menyebabkan kesadahan pada

air. Dengan adanya kesadahan dapat membuat boiler menjadi berkerak.

- c. Tidak mengandung zat yang menyebabkan *foaming*. Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler dan alat penukar panas karena adanya zat – zat organik, anorganik, dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

Tabel 5. 2 Jumlah Kebutuhan Air Umpan Boiler

Alat	Air yang Dibutuhkan (kg/jam)
HE – 01	711,03
HE – 02	150,94
HE – 03	16,15
HE – 04	2.821,72
HE-05	1.527,99
Total	5.227,834

3. Air Pendingin

Pada umumnya, terdapat beberapa faktor yang dapat menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin, yaitu:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya yang murah.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- c. Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penyediaan air pendingin adalah:

- a. Kesadahan air yang dapat menyebabkan terjadinya scale (kerak) pada sistem perpipaan.
- b. Mikroorganisme seperti bakteri, plankton yang tinggal dalam air sungai, berkembang dan tumbuh, sehingga menyebabkan fouling alat heat exchanger.

- c. Besi, yang dapat menimbulkan korosi Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corossion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

Tabel 5. 3 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Air yang Dibutuhkan (kg/jam)
CL – 01	1.667,504
CL – 02	2.961,838
CL – 03	4.494,835
CL – 04	2.652,845
CD – 01	7.957,417
CD – 02	5.843,002
R – 01	23.165,56
Total	48.742,999

4. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Air sanitasi harus memenuhi kualitas sebagai berikut:

a. Syarat Fisika

- Memiliki suhu di bawah suhu udara
- Berwarna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat Kimia

- Memiliki pH netral dengan rentang 6,5 - 7,5
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang dapat larut dalam air
- Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan timbal (Pb)

c. Syarat Bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri *pathogen*
- Tidak mengandung mikroba penghasil toksin

Tabel 5. 4 Jumlah Kebutuhan Air Sanitasi

Kebutuhan	Air yang Dibutuhkan (kg/jam)
Kebutuhan karyawan	347,5
Laboratorium	50
Kantin	116,67
Klinik	20,83
Taman	51,416
Mess karyawan	125
Total	711,416

5. Air Hydrant

Air *hydrant* digunakan sebagai perlengkapan pada pemadam kebakaran untuk mencegah terjadinya kebakaran. Media yang digunakan berupa air. Jumlah kebutuhan air yang digunakan untuk *hydrant* yaitu sebesar 62,62 kg/jam.

Total jumlah kebutuhan air yang akan diolah pada unit pengolahan air tercantum pada Tabel 5.5 berikut:

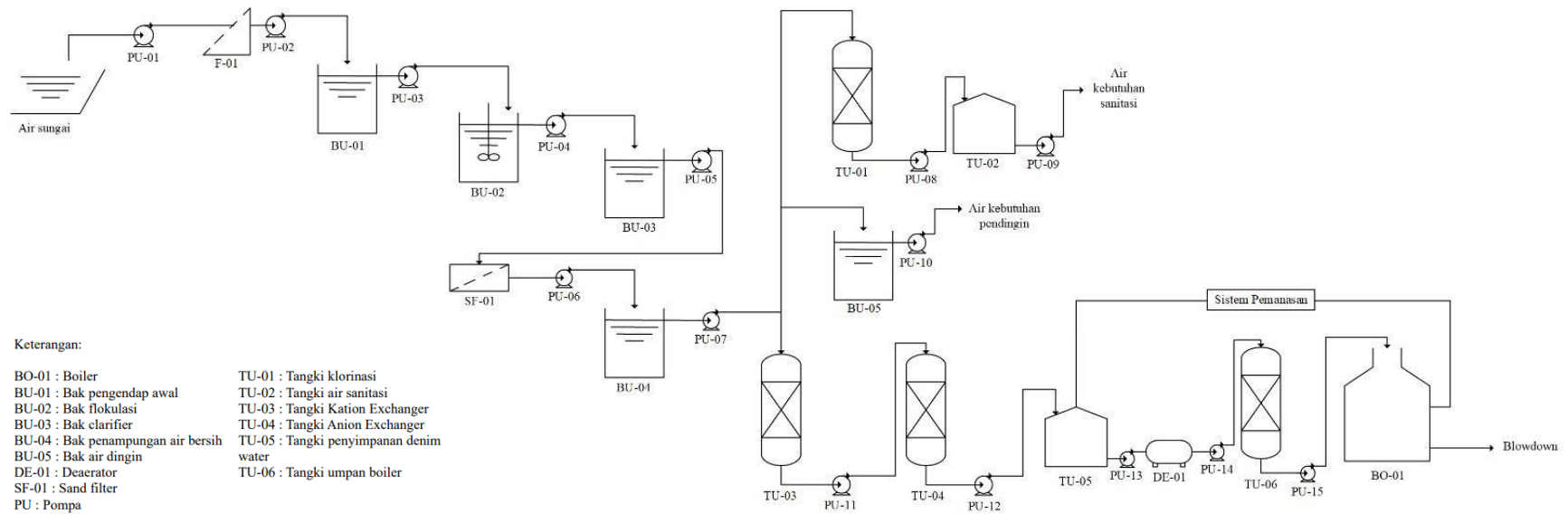
Tabel 5. 5 Jumlah Kebutuhan Air

Kebutuhan	Air yang Dibutuhkan (kg/jam)
Air Proses	11.214,4
Air Umpan Boiler	6.273,401
Air Pendingin	58.491,599
Air Sanitasi	853,7
Air <i>Hydrant</i>	85,37
Total	76.918,51

Dari total kebutuhan air yang digunakan maka dibuat *overdesign* 20% sehingga total kebutuhan air yang diolah pada unit utilitas sebesar 92.302,2 kg/jam.

5.1.2. Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air yang digunakan pada utilitas ini menggunakan air sungai sehingga harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. adapun tahapan pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.1 berikut:



Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air Utilitas

1) *Screening*

Air sungai diambil menggunakan pompa dan dialirkan menuju *screening*. Pada proses ini terjadi pemisahan kotoran dan benda-benda asing pada air. Pemisahan ini hanya dapat memisahkan kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, dan sampah lainnya. Air yang tersaring masih mengandung kotoran yang berukuran kecil dan akan masuk ke pompa untuk dialirkan menuju bak pengendapan awal.

2) Bak Pengendapan Awal

Pada bak ini merupakan tahap dimana air dari proses *screening* diendapkan. Pengendapan ini bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang tidak tersaring pada tahapan *screening*. Lumpur tersebut dapat menyebabkan gangguan (*fouling*) pada proses jika tidak dilakukan pengendapan. Pada tahap ini juga terjadi proses injeksi klorin yang digunakan untuk membunuh mikroorganisme dan mencegah perkembangbiakannya.

3) Koagulasi

Air dari bak pengendapan awal dialirkan menuju ke bak koagulasi. Pada tahap ini terjadi proses pencampuran koagulan (bahan kimia) ke dalam air dengan kecepatan perputaran yang tinggi dan dalam waktu yang singkat. Koagulan ini dapat membantu proses pengendapan partikel kecil yang tidak dapat mengendap secara gravimetri pada proses sebelumnya. Koagulan yang biasa digunakan yaitu berupa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ (*aluminum sulfate octadecahydrate*) atau tawas.

4) Sedimentasi

Tahapan ini merupakan tahapan pengendapan terakhir dimana partikel – partikel kecil akan mengendap di bawah dan air dialirkan menuju tahap berikutnya.

5) *Sand Filter*

Pada tahap ini, terjadi proses penyaringan air untuk menghilangkan kekeruhan pada air yang disebabkan oleh *total suspended solid* (TSS) atau padatan tersuspensi total. Padatan ini merupakan residu dari padatan total yang tertahan oleh saringan dengan ukuran partikel maksimal 2 μm . Proses penyaringannya menggunakan media pasir dimana air dialirkan melalui lapisan pasir dan partikel-partikel kekeruhan akan tertahan diantara butiran-butiran pasir tersebut.

6) Bak Penampungan Air Bersih

Setelah melalui proses penyaringan, air dialirkan menuju bak penampungan air bersih. Pada bak ini terjadi pengaliran air bersih untuk kebutuhan sanitasi dan umpan boiler. Namun sebelum digunakan untuk kebutuhan tersebut, air bersih masih harus melewati beberapa tahapan untuk memenuhi syarat penggunaan air umpan boiler maupun sanitasi.

7) Klorinasi

Untuk penggunaan air sanitasi akan melalui proses klorinasi. Proses ini terjadi penambahan klorin dalam bentuk kaporit. Tujuan penambahan kaporit tersebut yaitu untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya. Selanjutnya, air ditampung pada tangki penyimpanan air bersih untuk kebutuhan sanitasi.

8) Demineralisasi

Proses ini merupakan proses untuk air yang digunakan sebagai umpan boiler. Proses ini dilakukan untuk menghilangkan mineral pada air. Demineralisasi merupakan sebuah proses penyerapan kandungan ion-ion mineral di dalam air dengan menggunakan resin *ion exchange*. Proses ini mampu menghasilkan air dengan tingkat kemurnian yang sangat tinggi dengan jumlah kandungan ionik dan an-ioniknya mendekati angka nol sehingga mencapai batas yang hampir tidak dapat dideteksi lagi. Pada demineralisasi menggunakan resin penukar kation dan anion.

a. Penukar kation/*kation exchanger*

Pada *kation exchanger*, mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih dan ditangkap oleh resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Air yang mengandung kation diganti dengan ion H^+ sehingga air yang keluar merupakan air yang mengandung anion dan ion H^+ . Regenerasi resin *kation exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat H_2SO_4 .

b. Penukar anion/*anion exchanger*

Air yang telah melewati *kation exchanger* akan dialirkan menuju anion exchanger. Pada proses ini terjadi penangkapan ion-ion negatif seperti HCO_3^- , CO_3^{2-} , SO_4^{2-} , CL^- , dan lainnya. Ion negatif ini ditangkap karena jika air dipanaskan akan membuat air menjadi basa dan berpotensi untuk membentuk gas CO_2 yang bisa menurunkan performa alat proses. Pada proses ini, regenerasi resin dilakukan dengan penambahan basa kuat yaitu NaOH .

9) Deaerasi

Tahap selanjutnya yaitu tahap deaerasi. Pada tahapan ini terjadi penghilangan kadar oksigen pada air. Air yang akan mengalami proses deaerasi akan dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan oleh hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah adanya korosi pada *tube*.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Pada unit ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan *steam* pada proses pemanasan dan *supply* pembangkit tenaga listrik. *Steam* yang dibutuhkan sebesar 5.227,834 kg/jam dengan menggunakan boiler. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan 1 buah boiler dengan suhu 220°C dan tekanan 22,89 atm.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik merupakan unit yang bertugas untuk menyediakan listrik pada pabrik. Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan akan dipenuhi oleh PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan jika terjadi pemadaman listrik oleh PT PLN. Generator yang digunakan merupakan generator arus bolak-balik dengan kapasitas 450 kW. Kebutuhan listrik pada pabrik cinnamaldehyd antara lain terdiri dari:

1. Listrik untuk *plant*

a. Listrik untuk penggerak motor

Terdapat beberapa peralatan proses yang menggunakan listrik sebagai penggerak motornya. Adapun daya yang dibutuhkan oleh masing-masing alat proses dapat dilihat pada Tabel 5.6 berikut.

Tabel 5. 6 Daya Motor untuk Peralatan Proses

Alat	Hp Daya Watt	
Reaktor	3	2.237,1
Netralizer	3	2.237,1
Pompa – 01	5,00	3.728,50
Pompa – 02	0,05	37,29
Pompa – 03	7,50	5.592,75
Pompa – 04	0,125	93,21
Pompa – 05	7,50	5.592,75
Pompa – 06	0,05	37,29
Pompa – 07	7,50	5.592,75
Pompa – 08	0,05	37,29
Pompa – 09	0,50	372,85
Pompa – 10	0,1667	124,28
Pompa – 11	0,33	248,57
Pompa – 12	0,125	93,21
Pompa – 13	0,25	186,43
Pompa – 14	0,75	559,28
Pompa – 15	0,05	37,29
Pompa – 16	0,083	62,14
Pompa – 17	0,125	93,21
Total	36,16	26.963,27

b. Listrik untuk peralatan utilitas

Pada peralatan utilitas dibutuhkan sejumlah daya untuk menggerakkan motor yang dapat dilihat pada Tabel 5.7 berikut.

Tabel 5. 7 Daya Motor untuk Peralatan Utilitas

Alat	Daya Watt	
	hp	
Pompa – 01	2	1.491,4
Pompa – 02	2	1.491,4
Pompa – 03	2	1.491,4
Pompa – 04	2	1.491,4
Pompa – 05	2	1.491,4
Pompa – 06	2	1.491,4
Pompa – 07	0,083	62,14
Pompa – 08	0,05	37,29
Pompa – 09	0,05	37,29
Pompa – 10	0,5	372,85
Pompa – 11	0,5	372,85
Pompa – 12	0,5	372,85
Pompa – 13	0,5	372,85
Pompa – 14	0,5	372,85
<i>Cooling Tower</i>	40	29.828,00
Kompresor Udara	5	3.728,50
<i>Refrigerant</i>	60	44.742
Total	59,68	81.790,86

2. Listrik untuk alat penunjang

a. Peralatan laboratorium dan instrumentasi dalam sebuah pabrik memerlukan daya sebesar 5 kW.

b. Listrik untuk penerangan seperti lampu jalan, kantor, instrument pabrik dan lingkungan disekitar pabrik membutuhkan daya listrik sebesar 6,73 kW.

c. Listrik untuk pendingin ruangan, komputer, dan alat lainnya membutuhkan daya listrik sebesar 140 kW.

3. Listrik untuk *mess*

Listrik untuk kebutuhan *mess* dalam pabrik diperkirakan memerlukan daya sebesar 8,1 kW.

Kebutuhan total listrik yang digunakan pada pabrik cinnamaldehyd dapat dilihat pada Tabel 5.8 berikut.

Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Pabrik

Keperluan	Kebutuhan (kW)
Listrik untuk <i>plant</i>	85,763
Listrik untuk alat penunjang	132,73
Listrik untuk <i>mess</i>	8,1
Total	226,912

Kebutuhan listrik pada perancangan pabrik ini digunakan faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan listrik keseluruhan sebesar 325,602 kW

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit udara tekan merupakan sistem udara bertekanan dimana tekanan udara tersebut dapat menghasilkan gaya yang dapat digunakan untuk menggerakkan instrumen pengendali. Untuk mendapatkan udara yang diinginkan, maka dibutuhkan alat yaitu kompresor. Kompresor merupakan suatu alat yang digunakan untuk mengatur besar kecilnya tekanan yang dihasilkan. Setiap alat kontrol membutuhkan udara tekan sebanyak 1,7 m³/jam. Jumlah alat kontrol yang digunakan sebanyak 20 buah, sehingga udara tekan yang dibutuhkan sebesar 33,98 m³/jam. Digunakan faktor keamanan 20% sehingga total kebutuhan udara tekan sebesar 40,78 m³/jam. Adapun spesifikasi kompresor udara yang digunakan yaitu:

Kode	: KU – 01
Fungsi	: Mengkompresi udara dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm
Jenis	: <i>Single stage reciprocating compressor</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 40,78 m ³ /jam
Tekanan <i>suction</i>	: 1 atm
Tekanan <i>discharge</i>	: 4 atm
Suhu udara	: 35°C
Efisiensi	: 80%

Daya kompresor : 3 Hp

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar merupakan unit yang digunakan untuk menyediakan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan yaitu solar. Bahan bakar yang dibutuhkan sebanyak 3.483,99 L/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan selama proses operasi pabrik yaitu berupa limbah cair. Air limbah ini harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan supaya tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan pada pabrik ini adalah sebagai berikut:

- a. Air limbah laboratorium mengandung zat-zat kimia yang harus melalui proses pengolahan limbah berupa *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan zat kimia dan pengontrolan pH) dan *biological treatment* sebelum limbah dibuang.
- b. Air buangan utilitas yang berasal unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin yang bersifat asam atau basa sehingga perlu dilakukan penetralan pH menggunakan asam kuat dan basa kuat sebelum dialirkan ke penampungan air atau ke tempat pembuangan.
- c. Limbah buangan air sanitasi mengandung bakteri dari beberapa sumber kotoran sehingga harus dilakukan penambahan disinfektan berupa lumpur aktif dan injeksi klorin untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.
- d. *Back wash filter*, air berminyak dari pelumas pompa perlu diolah atau dipisahkan dengan prinsip perbedaan berat jenisnya. Minyak yang berada dibagian atas akan dialirkan ke penampungan minyak dan diolah dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air dibagian bawahnya dialirkan menuju penampungan akhir untuk kemudian dibuang.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

5.7.1 Spesifikasi Bak Utilitas

Tabel 5.9 Spesifikasi Bak utilitas

	BU-01	BU-02	BU-03
Alat	Bak Pengendapan Awal	Bak Flokulasi	Bak Clarifier
Fungsi	Menampung air sungai sekaligus mengendapkan kotoran lembut secara gravitasi dengan waktu 12 jam	Mencampurkan air yang berasal dari bak penampung awal dengan koagulan	Mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari flokulator
Jenis	Bak persegi Panjang	Bak silinder tegak	Bak berbentuk conis
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Lebar (m)	11,53	-	5,608
Panjang (m)	23,05	-	-
Tinggi (m)	5	8,264	2,804
Diameter (m)	-	4,132	11,216
Volume (m ³)	1.329,15	110,762	553,813
Harga (\$)	103.711	13.185,68	50.147,3

	BU-04	BU-05
Alat	Bak Penampungan Air Bersih	Bak Air Dingin
Fungsi	Mencampurkan air yang berasal dari <i>sand filter</i>	Menampung air pendingin yang sudah digunakan
Jenis	Bak persegi Panjang	Bak persegi Panjang
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang
Lebar (m)	16,304	9,748
Panjang (m)	32,608	16,247
Tinggi (m)	5	6,498
Diameter (m)	-	-
Volume (m ³)	2.658,304	823,442
Harga (\$)	184.364,7	83.889,03

5.7.2 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tabel 5.10 Spesifikasi Tangki Utilitas

	TU-01	TU-02	TU-03
Alat	Tangki Klorinasi	Tangki Air konsumsi umum dan sanitasi	Tangki Kation Exchanger
Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk sanitasi	Menampung air kebutuhan rumah tangga dan sanitasi dari bak air bersih	Mengikat ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air bersih
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder vertical	Silinder tegak
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	<i>Carbon steel</i>
Lebar (m)	-	1,415	-
Panjang (m)	-	2,830	-
Tinggi (m)	1,285	5	1,783
Diameter (m)	1,285	-	0,457
Volume (m ³)	1,67	20,027	245,376
Harga (\$)	405,409	3.188,698	2.113,93

	TU-04	TU-05	TU-06
Alat	Tangki Anion Exchanger	Tangki Penyimpanan <i>Demin Water</i>	Tangki Umpan <i>Boiler</i>
Fungsi	Mengikat ion-ion negative yang masih terbawa dari bak air bersih	Menyimpan air selama 7 hari	Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam dalam boiler
Jenis	Slinder tegak	Tangki tegak silinder	Tangki silinder
Bahan	<i>Carbon steel</i>	Carbon steel	Beton bertulang
Lebar (m)	-	-	-
Panjang (m)	-	-	-
Tinggi (m)	1,783	6,096	3,955
Diameter (m)	0,457	16,25	1,977
Volume (m ³)	245,376	1.264,702	7,358
Harga (\$)	2.113,93	99.519,08	1.389,008

5.7.3 Spesifikasi Sand Filter

Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa dari clarifier
Jenis	<i>Gravity sand filter</i>
Bahan	Beton bertulang
Lebar, m	2,507
Panjang, m	5,015
Tinggi, m	4,663
Jumlah	1
Harga (\$)	7.779,162

5.7.4 Spesifikasi Deaerator

Fungsi	Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan boiler
Jenis	Tangki silinder horizontal
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Volume, m ³	9,994
Diameter, m	1,462
Tinggi, m	2,924
Harga (\$)	1.388,99

5.7.5 Spesifikasi Boiler

Fungsi	Membuat steam untuk kebutuhan alat proses
Jenis	<i>Fire tube boiler</i>
Beban panas, kJ/jam	6.273,401
Luas perpindahan panas, m ²	9,253
Diameter, m	3,982
Tinggi, m	7,965
Harga (\$)	12.031,996

5.7.6 Spesifikasi Tangki Dowtherm

Fungsi	Menampung pemanas dowtherm sebelum digunakan
Jenis	Tangki silinder
Kebutuhan, kg/jam	28.136,13
Volume, m ³	642,585
Diameter, m	7,424

Tinggi, m	14,849
Harga (\$)	56.733,36

5.7.7 Spesifikasi Cooling Tower

Fungsi	Mendinginkan Kembali air agar dapat digunakan Kembali
Jenis	<i>Induced draft cooling tower</i>
Panjang, m	4,914
Lebar, m	4,914
Luas permukaan, ft ²	259,975
Daya, Hp	30
Harga (\$)	67.400

5.7.8 Spesifikasi Refrigerant

Fungsi	Mendinginkan Kembali air agar dapat digunakan kembali			
Jenis	<i>Shell and tube</i>			
Panjang, m	4,395			
Lebar, m	4,395			
Daya, Hp	60			
Jenis kondensor	Fin			
Harga (\$)	164.500			
Operating Condition				
<i>Fluid type</i>	<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid flowrate, kg/jam</i>	8.495,84	8.495,84	495,981	495,981
<i>Temperature, °C</i>	15	5	-20	-20
Mechanical Design				
Luas permukaan, ft ²	207,967ft ²			
	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	12		<i>Length</i>	12
<i>ΔP_{cal}/ ΔP_{allow}</i>	0,815/10		<i>ΔP_{cal}/ ΔP_{allow}</i>	0,014/10
<i>Rd_{cal}/ Rd_{min}</i>	0,0267/0,003		<i>Rd_{cal}/ Rd_{min}</i>	0,0267/0,003

5.7.9 Spesifikasi Pompa Utilitas

Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Tugas	Mengalirkan air dari sungai menuju <i>screener</i>	Mengalirkan air dari <i>screener</i> menuju Bak penampungan (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan (BU-01) menuju Bak Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Flokulasi (BU-02) menuju Bak Clarifier (BU-03)
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Ukuran pipa				
ID, in	7,981	7,981	7,981	7,981
OD, in	8,625	8,625	8,625	8,625
NPS	8	8	8	8
Sch. No.	40	40	40	40
Luas permukaan, in ²	50	50	50	50
Kecepatan pompa, rpm	12.563,662	12.609,324	12.609,324	12.609,324
Power motor, Hp	1,65	1,64	1,64	1,64
Power pompa, Hp	2	2	2	2
Jumlah	1	1	1	1
Harga, \$	5.200	5.200	5.200	5.200

Spesifikasi	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Tugas	Mengalirkan air dari Bak Clarifier (BU-03) menuju Bak <i>Sand filter</i>	Mengalirkan air dari <i>Sand filter</i> menuju Bak penampungan air bersih	Mengalirkan air dari Bak penampung air bersih menuju kation exchanger	Mengalirkan air dari Bak Flokulasi (BU-02) menuju Bak Clarifier (BU-03)
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Ukuran pipa				
ID, in	7,981	7,981	1,38	0,824
OD, in	8,625	8,625	1,66	1,05
NPS	8	8	1,25	0,75
Sch. No.	40	40	40	40

Luas permukaan, in ²	50	50	1,5	0,534
Kecepatan pompa, rpm	12.609,324	12.609,324	2.076,638	1.073,17
Power motor, Hp	1,64	1,64	0,397	0,0254
Power pompa, Hp	2	2	0,083	0,05
Jumlah	1	1	1	1
Harga, \$	5.200	5.200	1.600	800

Spesifikasi	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12
Tugas	Mengalirkan air dari Bak sanitasi menuju area perkantoran, mess	Mengalirkan air dari katio exchanger menuju anion exchanger	Mengalirkan air dari anion exchanger menuju tangka demin	Mengalirkan air dari tangka demin menuju deaerator
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Ukuran pipa				
ID, in	0,824	1,38	1,38	1,38
OD, in	1	1,66	1,66	1,66
NPS	0,75	1,25	1,25	1,25
Sch. No.	40	40	40	40
Luas permukaan, in ²	0,534	1,5	1,5	1,5
Kecepatan pompa, rpm	1.023,32	2.583,822	2.382,732	2.512,501
Power motor, Hp	0,027	0,297	0,331	0,308
Power pompa, Hp	0,05	0,5	0,5	0,5
Jumlah	1	1	1	1
Harga, \$	1.000	1.400	1.400	1.400

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam pendirian suatu pabrik, diperlukan adanya evaluasi ekonomi untuk mengetahui pabrik yang didirikan akan mengalami keuntungan atau kerugian. Hal terpenting dalam perancangan pabrik ini yaitu estimasi harga dari alat – alat karena harga ini dipakai sebagai acuan untuk estimasi evaluasi ekonomi. Evaluasi ekonomi merupakan perkiraan/estimasi mengenai kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik, besar laba yang diperoleh pabrik, lama waktu modal investasi dapat dikembalikan, dan besarnya nilai titik impas. Selain itu, dengan evaluasi ekonomi dapat memberikan keputusan apakah suatu pabrik dapat dipertimbangkan lebih lanjut untuk didirikan atau dihentikan. Faktor – faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya sebagai berikut:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discount Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap faktor – faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi di atas, maka perlu adanya perkiraan terhadap beberapa hal, diantaranya yaitu:

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 tidak tetap (*regulated cost*)

c. Biaya variabel (*variable cost*)

6.1. Penaksiran Harga Alat

Harga masing – masing alat proses akan selalu mengalami perubahan tergantung pada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat diperkirakan melalui harga sebelumnya berdasarkan indeks harga. Indeks harga tahun perencanaan yaitu tahun 2022 yang ditentukan dengan regresi linear terhadap indeks harga tahun sebelumnya. Data indeks harga tersebut didapatkan dari *Chemical Engieering Plant Cost* (CEPCI) seperti yang ditunjukkan pada Tabel 6.1 berikut:

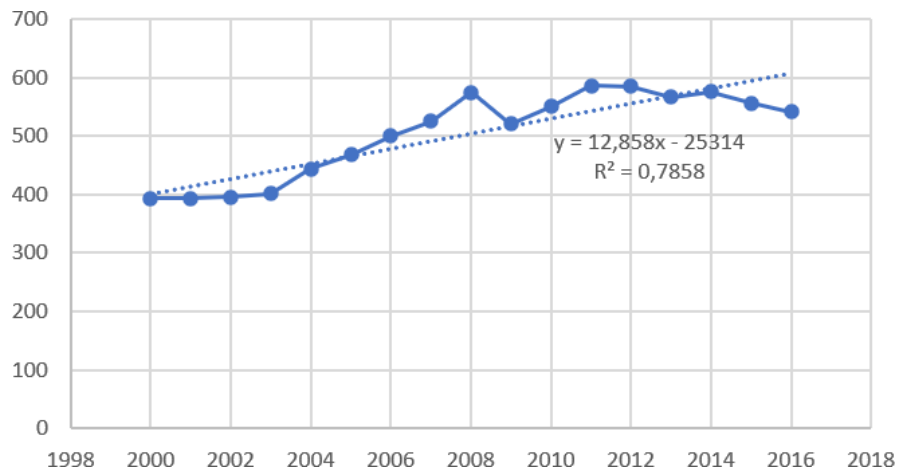
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

No	Tahun	Indeks CEPCI
1	2000	394
2	2001	394
3	2002	396
4	2003	402
5	2004	444
6	2005	468
7	2006	500
8	2007	525
9	2008	575
10	2009	521
11	2010	551
12	2011	586
13	2012	585
14	2013	567
15	2014	576
16	2015	557
17	2016	542

Berdasarkan Tabel 6.1 diatas, maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$Y = 12,858x - 25313,67$$

Rencana pendirian pabrik cinnamaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun yaitu pada tahun 2025. Dengan menggunakan persamaan di atas, dapat mensubstitusikan nilai x menjadi 2025, maka diperoleh indeks harga pada tahun 2025 sebesar 723,78. Berikut ini merupakan grafik hubungan antara tahun dan indeks harga yang ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6. 1 Grafik Indeks vs Tahun

Harga alat dan lainnya dihitung pada tahun evaluasi yaitu pada tahun 2025. Persamaan yang digunakan untuk menghitung harga alat pada tahun evaluasi yaitu:

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

Dimana:

E_x = Harga pembelian pada tahun 2025

E_y = Harga pembelian pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun 2025

N_y = Indeks harga pada tahun referensi

6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	= 9.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10
Tahun pendirian pabrik	= 2025
Kurs mata uang	= 1 US \$ = Rp15.750 (10/10/23)
Harga bahan baku (asetaldehid)	= Rp47.269.036.000/tahun
Harga bahan baku (benzaldehyd)	= Rp115.402.729.000/tahun
Harga katalis (natrium hidroksida)	= Rp16.820.633.000/tahun
Harga asam sulfat	= Rp794.738.000/tahun
Harga produk (cinnamaldehyd)	=Rp567.000.000.000/tahun

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1. Capital Investment

Capital investment merupakan banyaknya biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk pengoperasian pabrik.

a. Fixed Capital Investment

Fixed capital investment merupakan modal tetap yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik. Berikut hasil perhitungan dari fixed capital investment yang ditunjukkan pada Tabel 6.2 – 6.3.

Tabel 6. 2 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga
1	<i>Purchased equipment cost</i>	Rp. 4.693.034.000
2	<i>Utility cost</i>	Rp. 86.833.568.000
3	<i>Instalation cost</i>	Rp. 283.052.500
4	<i>Piping cost</i>	Rp. 1.277.334.000
5	<i>Instrumentation cost</i>	Rp. 169.813.00
6	<i>Insulasion cost</i>	Rp. 141.503.000

7	<i>Electrical cost</i>	Rp. 31.467.000
8	<i>Building cost</i>	Rp. 50.069.500.000
9	<i>Land & yard improvement</i>	Rp. 50.069.500.000
Total		Rp 193.564.771.500

Tabel 6. 3 Fixed Capital Investment

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct plant cost</i>	Rp. 232.277.725.500
2	<i>Contractor's fee</i>	Rp. 23.227.773.000
3	<i>Contingency</i>	Rp. 34.841.659
Total		Rp. 290.347.157.500

Maka Investasi Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*) sebesar **Rp. 379.964.081.500**

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment merupakan modal kerja yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama kurun waktu tertentu secara normal. Berikut estimasi modal kerja pabrik cinnamaldehyd yang ditunjukkan pada Tabel 6.4.

Tabel 6. 4 Working Capital Investment

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	Rp 15.023.928.000
2	<i>Inprocess inventory</i>	Rp. 563.935.000
3	<i>Product inventory</i>	Rp 31.016.412.000
4	<i>Extended credit</i>	Rp 62.032.824.000
5	<i>Available cash</i>	Rp 31.016.412.000
Total		Rp 139.653.511.000

6.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk kegiatan yang bersangkutan dalam pembuata produk. *Manufacturing cost* terdiri dari *direct cost*, *indirect cost*, dan juga *fixed cost*.

a. Direct Cost

Direct cost atau biaya langsung yaitu biaya yang dikeluarkan berkaitan langsung dalam pembuatan produk. Estimasi *direct cost* dinjukkan pada Tabel 6.5 berikut.

Tabel 6. 5 Direct Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	Rp. 180.287.136.000
2	<i>Labor cost</i>	Rp. 21.216.000.000
3	<i>Supervisory cost</i>	Rp. 3.182.400.000
4	<i>Maintenance cost</i>	Rp. 20.324.301.000
5	<i>Plant supplies cost</i>	Rp. 3.048.645.000
6	<i>Royalty and patents cost</i>	Rp. 5.670.000.000
7	<i>Utilities cost</i>	Rp. 8.450.907.000
Total		Rp. 242.179.389.000

b. Indirect Cost

Indirect cost atau biaya tidak langsung merupakan biaya yang dikeluarkan tidak berkaitan langsung dalam pembuatan produk. Berikut estimasi *indirect cost* yang ditunjukkan pada Tabel 6.6.

Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	Rp. 4.243.200.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp. 4.243.200.000
3	<i>Plant overhead</i>	Rp. 21.216.000.000
4	<i>Packaging and shipping</i>	Rp. 56.700.000.000
5	<i>Distribution</i>	Rp. 7.877.326.000
Total		Rp. 94.279.726.000

c. *Fixed Cost*

Fixed cost atau biaya tetap merupakan biaya yang berkaitan dengan *initial fixed capital* dan harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi. Berikut estimasi *fixed cost* yang ditunjukkan pada Tabel 6.7.

Tabel 6. 7 Fixed Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 29.034.716.000
2	<i>Property taxes</i>	Rp. 3.799.641.000
3	<i>Insurance</i>	Rp. 2.903.472.000
Total		Rp. 35.737.829.000

Sehingga didapatkan total *manufacturing cost* yang dapat dilihat pada Tabel 6.8 sebagai berikut.

Tabel 6. 8 Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp. 242.179.389.000
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp. 94.279.726.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp. 35.737.829.000
Total		Rp. 372.196.944.000

6.3.3. *General Expense*

General expense merupakan biaya pengeluaran umum yang tidak berkaitan langsung dengan pengolahan suatu produk. Estimasi *general expense* pada pabrik ini ditunjukkan pada Tabel 6.9 berikut.

Tabel 6. 9 General Expense

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	Rp. 14.958.143.000
2	<i>Sales expense</i>	Rp. 11.340.000.000
3	<i>Research</i>	Rp. 14.175.000.000
4	<i>Finance</i>	Rp. 27.950.043.000
Total		Rp. 68.423.186.000

Tabel 6. 10 Total Production Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp. 372.196.944.000
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp. 68.423.186.000
Total		Rp. 440.620.130.000

6.4. Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp. 567.000.000.000
Total production cost	: Rp. 440.620.130.000
Keuntungan	: total penjualan – total biaya produksi Rp. 126.379.870.000

2. Keuntungan Setelah Pajak

Pajak % dari keuntungan	: 15% x Rp. 126.379.870.000 Rp. 18.956.980.500
Keuntungan	: keuntungan sebelum pajak – pajak Rp. 107.422.889.500

6.5. Analisa Risiko Pabrik

Dalam pendirian suatu pabrik, perlu diperhatikan pabrik tersebut termasuk pada pabrik berisiko rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter untuk menentukan pabrik cinnamaldehyd termasuk dalam golongan *low risk* atau *high risk*.

Tabel 6. 11 Hasil Analisa Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi Proses	Risk	
			High	Low
1	Kondisi operasi	Suhu 70°C		√
		Tekanan 2 atm		√
2	Bahan baku	Asetaldehid	√	
		Benzaldehid		√
3	Sifat Produk	Cinnamaldehyd		√
4	Regulasi pemerintah	Limbah pabrik		√

Berdasarkan Tabel 6.11 menunjukkan bahwa perancangan pabrik cinnamaldehyd dari asetaldehyd dan benzaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun termasuk dalam pabrik berisiko rendah (*low risk*).

6.6. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dalam perancangan suatu pabrik dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh. Berikut parameter – parameter evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik cinnamaldehyd.

6.6.1. *Return On Investment* (ROI)

Return on investment merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahunnya berdasarkan kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. ROI berguna untuk memperkirakan jumlah keuntungan maupun kerugian dari sebuah investasi. Nilai persentase yang ditampilkan dari perhitungan ROI akan menunjukkan apakah suatu investasi mengalami kerugian atau keuntungan. Jika nilainya positif, berarti investor/pebisnis mendapat keuntungan. Sebaliknya, jika nilainya negatif, berarti investasi mengalami kerugian. Jika perkembangan nilai ROI konsisten mengalami peningkatan, berarti pabrik tersebut berkembang dengan baik. Begitu juga sebaliknya, jika nilai ROI terus mengalami penurunan, berarti terdapat masalah yang menghambat pada operasi pabrik tersebut.

Pada pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai ROI minimal 11%. Sedangkan pabrik yang risiko tinggi mempunyai nilai ROI minimal 44%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *return on investment* yaitu sebagai berikut:

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \quad (6.1)$$

ROI sebelum pajak = 33%

ROI setelah pajak = 28%

6.6.2. Pay Out Time (POT)

Pay out time (POT) merupakan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan modal berdasarkan dengan keuntungan yang diperoleh. Pada pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun. Sedangkan pabrik yang risiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *pay out time* yaitu sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi}} \quad (6.2)$$

POT sebelum pajak = 2,312 tahun

POT setelah pajak = 2,613 tahun

6.6.3. Break Even Point (BEP)

Break even point (BEP) merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Dengan kata lain, jumlah laba yang didapatkan hasilnya sama dengan total seluruh biaya perusahaan yang dikeluarkan atau sama-sama nol. Aturan tetap dasar perhitungan BEP yang harus diperhatikan yaitu sebagai berikut:

- Biaya utama dalam perhitungan break even point adalah biaya tetap dan biaya variabel
- Nilai dari biaya tetap cenderung tetap meskipun adanya perubahan dalam kegiatan produksi
- Keseluruhan nilai biaya variabel akan berubah sesuai dengan volume produksi
- Harga jual per unit cenderung tetap selama periode analisis dan tidak mengalami perubahan
- Jumlah produk yang dihasilkan akan selalu dianggap habis terjual
- Perhitungan BEP berlaku untuk satu produk saja. Jika perusahaan memproduksi banyak, maka diperlukan perimbangan hasil penjual di setiap produk

Perusahaan akan mengalami kerugian apabila beroperasi dibawah nilai BEP dan akan mengalami keuntungan apabila beroperasi diatas nilai BEP. Pada umumnya, kisaran nilai BEP antara 40 – 60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

$$BEP = \frac{(Fa+0,3Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.3)$$

Dengan :

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual sales value* pada produksi maksimum

Va = *Annual variable value* pada produksi maksimum

Tabel 6. 12 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 29.034.716.000
2	<i>Property taxes</i>	Rp. 3.799.641.000
3	<i>Insurance</i>	Rp. 2.903.472.000
Total		Rp. 35.737.829.000

Tabel 6. 13 Annual Variable Cost (Va)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	Rp. 180.287.136.000
2	<i>Packaging</i>	Rp. 56.700.000.000
3	<i>Utilities</i>	Rp. 8.450.907.000
4	<i>Royalty</i>	Rp. 5.670.000.000
	<i>Distribution</i>	Rp. 7.877.326.000
Total		Rp. 258.985.369.000

Tabel 6. 14 Annual Regulated Expense (Ra)

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Labor cost</i>	Rp. 21.216.000.000
2	<i>Supervision</i>	Rp. 3.182.400.000
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp. 21.216.000.000
4	<i>Plant overhead</i>	Rp. 4.243.200.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp. 4.243.200.000
6	<i>General expense</i>	Rp. 68.423.186.000
7	<i>Maintenance</i>	Rp. 20.324.301.000
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 3.048.645.000
Total		Rp. 145.896.932.000

Sehingga, didapatkan BEP sebesar 46,02% per tahun

6.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point (SDP) merupakan suatu titik dimana suatu produksi harus dihentikan. Penyebabnya karena variable cost terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Pada *shut down point*, tidak ditemukan manfaat ekonomi yang terlihat untuk melanjutkan produksi. Jika ada kerugian tambahan, baik kenaikan biaya variabel atau penurunan pendapatan, biaya operasi mungkin lebih besar daripada pendapatan. Dalam situasi ini, menutup pabrik adalah pilihan yang lebih baik daripada melanjutkannya. Jika situasinya terbalik, maka melanjutkan pabrik akan menjadi pilihan yang lebih baik.

Kerugian yang ditimbulkan perusahaan dalam hal ini adalah total biaya tetap, yang masih harus ditanggung jika memutuskan untuk berhenti beroperasi dalam jangka pendek. Dengan demikian, perusahaan diharapkan untuk beroperasi dalam jangka pendek hingga mampu menutupi biaya variabelnya, meskipun mungkin juga memutuskan untuk menghentikan produksi komoditas untuk sementara waktu. Persamaan yang digunakan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.4)$$

Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai SDP sebesar 23,20% per tahun.

6.6.5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return (DCFR) merupakan jumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk pinjaman modal dan bunganya. Pada DCFR terjadi perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. Analisa DCFR digunakan untuk memperkirakan seberapa banyak estimasi arus kas masuk di masa depan dengan menentukan nilai investasi hari ini. Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n - C \sum_{n=0}^{n-1} (1 + i)^n + WC + SV \quad (6.5)$$

Dimana :

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage capital*

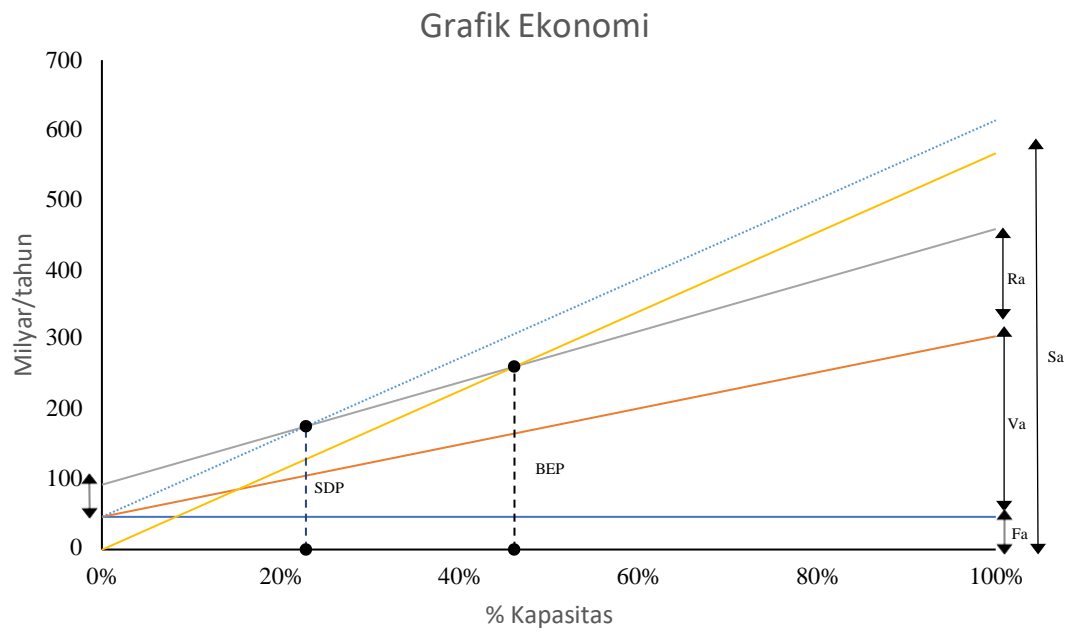
C = *Cash flow* (keuntungan setelah pajak + *depresiasi* + *finance*)

n = Umur pabrik

i = Nilai DCFR

Sehingga didapatkan nilai DCFR sebesar 32,15%. Dengan persyaratan diatas 9%, yang mana 9% diperoleh dari 1,5 x bunga bank = 6%.

Berdasarkan beberapa tahapan analisa ekonomi diatas, didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisa prarancangan pabrik cinnamaldehyd dari asetaldehyd dan benzaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun. Maka diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu sebagai berikut:

1. Pabrik cinnamaldehyd didirikan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, meningkatkan lapangan kerja bagi masyarakat dan membantu meningkatkan perekonomian negara.
2. Perancangan pabrik cinnamaldehyd, didirikan di daerah Gresik. Pemilihan lokasi tersebut dengan mempertimbangkan lokasi bahan baku, dekat dengan pelabuhan dan akses transportasi yang mudah untuk pendistribusian produk.
3. Berdasarkan analisis ekonomi pendirian pabrik heksil asetat, didapatkan hasil sebagai berikut:
 - a. *Return On Investment (ROI)*
 - ROI sebelum pajak = 33%
 - ROI setelah pajak = 28%
 - b. *Pay Out Time (POT)*
 - POT sebelum pajak = 2,312 tahun
 - POT setelah pajak = 2,613 tahunSyarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan residko rendah adalah 5 tahun.
 - c. *Break Event Point (BEP) = 46,02%*

Nilai BEP untk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40%-60%.
 - d. *Shut Down Point (SDP) = 23,2%*

Nilai SDP pada umumnya berkisar lebih dari 20%
 - e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR) = 32,15%*

Nilai DCFR dengan minimal 9%

4. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk, dan hasil evaluasi ekonomi. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik Cinnamaldehyd dari Acetaldehyd dan Benzaldehyd dengan kapasitas 9.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2. Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman terkait konsep dasar yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan bahan baku perlu diperhatikan untuk mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Diharapkan limbah yang dihasilkan dari industri pabrik kimia dapat diminimalisir agar dapat tercipta industri kimia yang ramah terhadap lingkungan

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. (2023). Retrieved from <http://www.alibaba.com/>
- Brown, G. (1977). *Unit Operations*. New Delhi: CBS.
- Brown, T. (2006). *Engineering Economic and Economic Design for Process Engineers*. CrC Press: Chicago.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1989). *An Introduction to Chemical Engineering*. Oxford: Pergamon Press.
- Fessenden, & Fessenden. (1986). *Kimia Organik*. Jakarta: Erlangga.
- Holland, F. A., & Chapman, F. S. (1966). *Liquid Mixing and Processing*. New York: Reinhold Publishing Corporation.
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer. International Student Edition*. Tokyo: McGraw-Hill Kogusha.
- Khasanah, U., Ma'sum, Z., & Yuningsih, S. (2021). Rancang Alat Reaktor untuk Pembuatan Pabrik Cinnamaldehyd Menggunakan Aldol Kondensasi dengan Kapasitas Produksi 20.000 Ton/Tahun. *Prosiding Seminar Nasional Teknologi Industri, Lingkungan dan Infrastruktur (SENTIKUIN)*, A7.1-A7.9.
- Ludwig, E. E. (2001). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 3, Third Edition*. New Delhi: Gulf Professional Publishing.
- Lumentut, L. (2020). *Kajian Hukum Bisnis Perseroan Terbatas*. Makassar: CV. Nas Media Pustaka.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering Fifth Edition*. McGraw Hill International Edition.
- Megyesy, E. F. (1997). *Pressure Vessel Handbook 10th Edition*. USA: Pressure Vessel Publishing, Inc.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*. New York: Mc Graw-Hill Book.

- Pine, S. H., Cram, D. J., & Hammond, G. S. (1988). *Kimia Organik*. Bandung: ITB.
- Richmond, H. H. (1950). *Canada Patent No. 2,529,186*.
- Riswiyanto. (2009). *Kimia Organik*. Jakarta: Erlangga.
- Silla, H. (2003). *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New Jersey: Marcel Dekker.
- Statistik, B. P. (2021). Retrieved from <https://www.bps.go.id/>
- Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*. San Diego: Elsevier Inc.
- Ulrich, G. D. (1984). *Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Wahington: Butterwoth Heinemann.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook (Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals)*. Beaumont: Lamar University.

LAMPIRAN A REAKTOR

Jenis	= Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fase	= Cair-Cair
Bentuk	= Tangki silinder
Bahan	= <i>Stainless steel SA-240 Type 316 SS</i>
Suhu Operasi	= 70°C
Tekanan	= 2 atm
Waktu tinggal (θ)	= 27,8462 menit
Reaksi yang terjadi	= $C_2H_4O + C_7H_6O \rightarrow C_9H_8O + H_2O$

Alasan pemilihan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk:

- Fase reaksi cair-cair
- Pada reactor alir tangki berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan suatu proses isothermal dalam reactor RATB.

1. Menghitung Volume Cairan

Neraca massa reaktor

Komponen	Mr	Masuk		Keluar	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
C_2H_4O	44,04	815,55	18,52	440,39	9,99
H_2O	18,02	89,20	4,95	242,70	13,47
C_7H_6O	106,06	2.548,58	24,03	1.645,13	15,51
C_9H_8O	132,08	11,25	0,09	1.136,36	8,60
$NaOH$	40,01	50,97	1,27	50,97	1,27
Total		3.515,55	48,86	3.515,55	48,86

Persamaan kecepatan reaksinya:

$$-r_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

k = konstanta kecepatan reaksi (kmol/jam)

C_A = konsentrasi C₂H₄O (kmol/liter)

C_B = konsentrasi C₇H₆O (kmol/jam)

Jika:

$$C_A = C_{A0}(1 - x_A)$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot x_A$$

Neraca massa keseluruhan

Input - output - reaksi = akumulasi

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_A - (-r_A)V_R = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_{A0}(1 - X_A) - (-r_A)V_R = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot X_A = (-r_A)V_R$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

Komposisi bahan dalam reaktor pada konversi x_A = 46%

Komponen	Kg/jam	$\rho \left(\frac{kg}{m^3}\right)$	Fvi m ³ /jam
C ₂ H ₄ O	815,55	709,47	1,15
H ₂ O	89,20	985,22	0,09
C ₇ H ₆ O	2.548,58	1.000,53	2,55
C ₉ H ₈ O	11,25	1.010,56	0,01
NaOH	50,97	1.891,82	0,03
Total	3.515,55		3,83

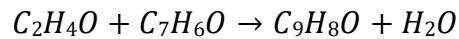
$$C_{A0} = \frac{\text{massa } C_2H_4O}{Mr(C_2H_4O) \times Fvi} = \frac{815,54583 \frac{kg}{jam}}{44,04 \frac{kg}{kmol} \times 3,82536 \frac{m^3}{jam}} = 4,8409 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = \frac{\text{massa } C_7H_6O}{Mr(C_7H_6O) \times Fvi} = \frac{2548,58072 \frac{kg}{jam}}{106,06 \frac{kg}{kmol} \times 3,82536 \frac{m^3}{jam}} = 6,2817 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = \frac{Cb_0}{Ca_0} = \frac{6,2817 \text{ kmol/m}^3}{4,8409 \text{ kmol/m}^3} = 1,2976$$

$$F_{A0} = \bar{C}_0 \times F = 4,8409 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \times 3,82536 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 18,5183 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

a) Tinjauan Kinetika



Diketahui:

6) Waktu reaksi = 90 menit atau 1,5 jam

7) Suhu Operasi = 70°C = 343 K

8) Perbandingan reaktan = 1 : 1,3

9) Konversi = 0,46 = 46%

10) Asumsi = Reaksi berjalan secara elementer

	C_2H_4O	+	C_7H_6O	\rightarrow	C_9H_8O	+	H_2O
Mula :	1 mol		1,3 mol		-		-
Reaksi :	0,46 mol		0,46 mol		0,46 mol		0,46
mol							
Sisa :	0,54 mol		0,49 mol		0,46 mol		0,46
mol							

= konversi \times mol limiting reaktan

= 0,46 \times 1 mol

= 0,46 mol

Penentuan nilai k berdasarkan Data U.S Patent 2,529,186

Tabel 1. Data Umpan Masuk

Komponen	Mr	Massa (Kg)	Mol (Kmol)	Densitas (Kg/m ³)	Volume (m ³)
C_2H_4O	44	0,048	0,0011	709,4664	0,0000677
C_7H_6O	106	0,150	0,0014	1.000,5330	0,0001499
H_2O	18	1,000	0,0556	985,2217	0,0010150
$NaOH$	40	0,003	0,0001	1.891,8215	0,0000016
Total			0,0581	4.587,0426	0,0012342

$$Ca_0 = \frac{\text{mol } C_2H_4O}{\text{volume total cairan}} = \frac{0,0011}{0,0012342} = 0,8831 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cb_0 = \frac{\text{mol } C_7H_6O}{\text{volume total cairan}} = \frac{0,0014}{0,0012342} = 1,1466 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = \frac{Cb_0}{Ca_0} = \frac{1,1466 \text{ kmol/m}^3}{0,8839 \text{ kmol/m}^3} = 1,2976$$

Persamaan Laju Reaksi :

$$r = k \cdot Ca \cdot Cb$$

$$r = \frac{dCa}{dt}$$

$$\frac{dCa}{dt} = k \cdot Ca \cdot Cb$$

$$Ca_0 \cdot \frac{dXa}{dt} = k \cdot Ca_0 (1 - Xa) \cdot (Cb_0 - Ca_0 \cdot Xa)$$

$$\frac{dXa}{dt} = k \cdot \frac{Cb_0}{Ca_0} (1 - Xa) \cdot (M - Xa) \cdot \frac{dXa}{dt} = k \cdot \frac{Cb_0}{Ca_0} (1 -$$

$$Xa) \cdot Ca_0 \left(\left(\frac{Cb_0}{Ca_0} \right) - Xa \right)$$

$$\int \frac{dXa}{(1-Xa)(M-Xa)} = k \cdot Ca_0 \int dt$$

Persamaan diselesaikan menggunakan metode integral pecahan parsial :

$$\frac{1}{(1-Xa)(M-Xa)} = \frac{A}{(1-Xa)} + \frac{B}{(M-Xa)}$$

Mengambil pembilang dari masing-masing ruas:

$$1 = A(M - Xa) + B(1 - Xa) \dots \dots \dots (1)$$

$$1 = (AM + B) - Xa(A + B) \dots \dots \dots (2)$$

$$1 = (AM + B) \dots \dots \dots (3)$$

$$0 = -(A + B)$$

$$A = -B \dots \dots \dots (4)$$

Substitusikan persamaan (4) ke (3)

$$1 = (AM + B)$$

$$1 = -BM + B$$

$$1 = B(1 - M)$$

$$B = \frac{1}{(1-M)} ; A = -\frac{1}{(1-M)}$$

$$\int \frac{dXa}{(1-Xa)(M-Xa)} = \int \frac{\frac{1}{(1-M)}}{(1-Xa)} + \frac{\frac{1}{(1-M)}}{(M-Xa)} dXa = \frac{1}{(1-M)} \int \frac{1}{(M-Xa)} - \frac{1}{(1-Xa)} dXa$$

$$\frac{1}{(1-M)} \int \frac{1}{(M-Xa)} - \frac{1}{(1-Xa)} dXa = k \cdot Ca_0 \int dt$$

$$\frac{1}{(1-M)} (-\ln(M-Xa) + \ln(1-Xa)) = k \cdot Ca_0 \cdot t$$

$$\frac{1}{(1-M)} \left(\ln \frac{(1-Xa)}{(M-Xa)} \right) = k \cdot Ca_0 \cdot t$$

Data :

to = 0 menit

Xa0 = 0%

Cb0 = 1,1460 kmol/m³

Ca0 = 0,8831 kmol/m³

M = 1,2976

t = 90 menit

Xa = 46%

$$\frac{1}{(1-M)} \left(\ln \frac{(1-Xa)}{(M-Xa)} \right) \Big|_{Xa0}^{Xa} = k \cdot Ca_0 \cdot t \Big|_{t_0}^t$$

$$\frac{1}{(1-1,2976)} \left(\ln \frac{(1-0,46)}{(1,2976-0,46)} \right) - \frac{1}{(1-1,2976)} \left(\ln \frac{(1-0)}{(1,2976-0)} \right) = k \cdot 0,8831 \cdot (90 - 0)$$

$$0,5996 = 79,4812 k$$

$$k = 0,0075 \frac{m^3}{kmol \cdot menit}$$

$$= 0,4527 \frac{m^3}{kmol \cdot jam}$$

b) Volume cairan dalam reaktor

$$V = \frac{Fv_0 \cdot X_A}{k \cdot Ca_0^2 (1-X_A)(M-X_A)}$$

$$V = 1,77536 m^3$$

$$V = 1775,35858 \text{ Liter}$$

c) Waktu tinggal (τ) = $\frac{\text{Volume cairan}}{\text{kecepatan volume masuk reaktor}}$

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{1,77536 m^3}{3,82536 \frac{m^3}{jam}} = 0,4641 \text{ jam} = 27,8462 \text{ menit}$$

d) Volume tangki, V_t

Dirancang dengan angka keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 1,77536 \text{ m}^3 = 2,13043 \text{ m}^3 = 562,86137 \text{ gall}$$

2. Perancangan Dimensi Reaktor

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D:H = 1:1

Tangki standar dari Harry Silla halaman, dengan volume 807 gal diperoleh:

	m	Ft	in
Diameter tangki	1,524	5	60
Tinggi tangki	1,524	5	60

3. Menentukan Tebal Shell

- Bahan konstruksi = Stainless steel SA Type 316 SS
- Allowable stress (f) = 18750 psi
- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Jari-jari reactor (r) = 30 in
- Faktor korosi = 0,125 in
- Tekanan perancangan (P) = $2 \text{ atm} \times 1,5 = 3 \text{ atm} = 44,0877 \text{ psi}$

Tebal shell dihitung dari persamaan 13.1 Brownell Young, halaman 254

$$t_{shell} = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

Tebal shell = 0,20813 in

Sehingga digunakan tebal shell standar dari Brownell halaman 88 yaitu $\frac{1}{4}$ in.

4. Menentukan Tebal Head

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi, untuk tekanan operasi <15 bar, head yang digunakan berjenis *torispherical dishead* (Towler dan Sinnott, 2008)

- Bahan konstruksi = Stainless steel SA Type 316 SS
- Allowable stress (f) = 18750 psi

- Efisiensi sambungan (E) = 0,85
- Jari-jari reactor (r) = 30 in
- Faktor korosi = 0,125 in
- Tekanan perancangan (P) = 2 atm × 1,5 = 3 atm = 44,0877 psi

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell Young halaman 258

$$t_{head} = \frac{0,885 \times p \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

Tebal head = 0,19846 in

Sehingga digunakan tebal head standar dari Brownell halaman 88 yaitu ¼ in

Diperoleh nilai *straight flange*: 1,5 sampai 2,5. Dipilih sf = 2,5 in.

5. Menentukan Tinggi Head

Common Types of Formed Heads and Their Selection 87

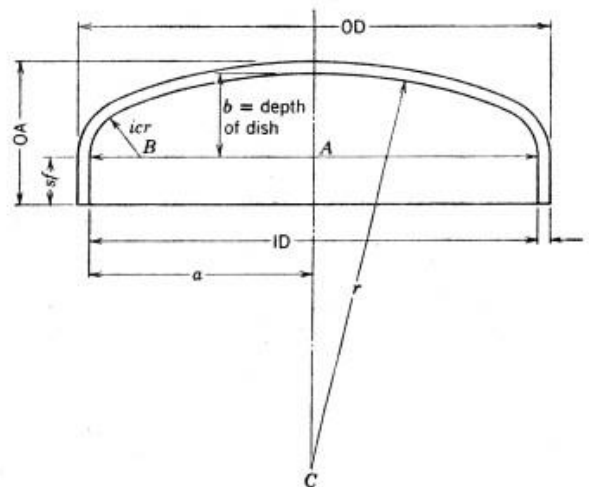


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads. (Brownell, 1959)

a) a = jari-jari = $\frac{D}{2} = \frac{60 \text{ in}}{2} = 30 \text{ in}$

b) OD = diameter luar = $D + 2 \times th = 60 \text{ in} + 2 \times \frac{1}{4} = 60,5 \text{ in}$

Dari table 5.7 Brownell dipilih OD standar yaitu 66 in dengan tebal head

¼ in, diperoleh:

Icr = 4 in

r = 66 in

$$\begin{aligned}
\text{c) } AB &= a - icr = 30 \text{ in} - 4 \text{ in} = 26 \text{ in} \\
\text{d) } BC &= r - icr = 66 \text{ in} - 4 \text{ in} = 62 \text{ in} \\
\text{e) } b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 66 \text{ in} - \sqrt{(62)^2 - (26)^2} = 9,715 \text{ in} \\
\text{f) } OA &= \text{tinggi head} = th + b + sf = \frac{1}{4} + 9,715 \text{ in} + 2,5 \text{ in} = 12,465 \text{ in} = \\
&0,31661 \text{ m}
\end{aligned}$$

6. Volume Shell dan Volume Head

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

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} 1,524 \text{ m}^2 \times 1,524 \text{ m} = 2,779 \text{ m}^3$$

$$V_{head} = \frac{\pi}{4} D^2 \times \frac{D}{6}$$

$$V_{head} = \frac{\pi}{4} 1,524 \text{ m}^2 \times \frac{1,524 \text{ m}}{6} = 0,4633 \text{ m}^3$$

7. Tinggi Cairan

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + \text{Volume bottom} + \text{Volume head}$$

$$\text{Volume shell} + \text{Volume bottom} = \text{Volume reaktor} -$$

$$\text{Volume head}$$

$$= 2,13043 \text{ m}^3 - 0,4633 \text{ m}^3$$

$$= 1,6671 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
\text{Luas penampang reaktor} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \\
&= \frac{\pi}{4} \times 1,524^2 \\
&= 1,824147 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Perhitungan tinggi cairan:

$$\text{Volume shell} + \text{Volume bottom} = \text{Luas penampang reaktor} \times$$

$$\text{Tinggi cairan}$$

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{\text{Volume shell} + \text{Volume bottom}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

$$= \frac{1,6671 \text{ m}^3}{1,824147 \text{ m}^2}$$

$$= 0,9139 \text{ meter}$$

8. Tinggi Reaktor

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

$$\begin{aligned}
 &= 1,524 \text{ m} + 2(0,31661 \text{ m}) \\
 &= 2,1572 \text{ m} \\
 &= 7,0775 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

9. Perancangan Pengaduk

a) Jenis pengaduk

Dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

Viskositas cair:

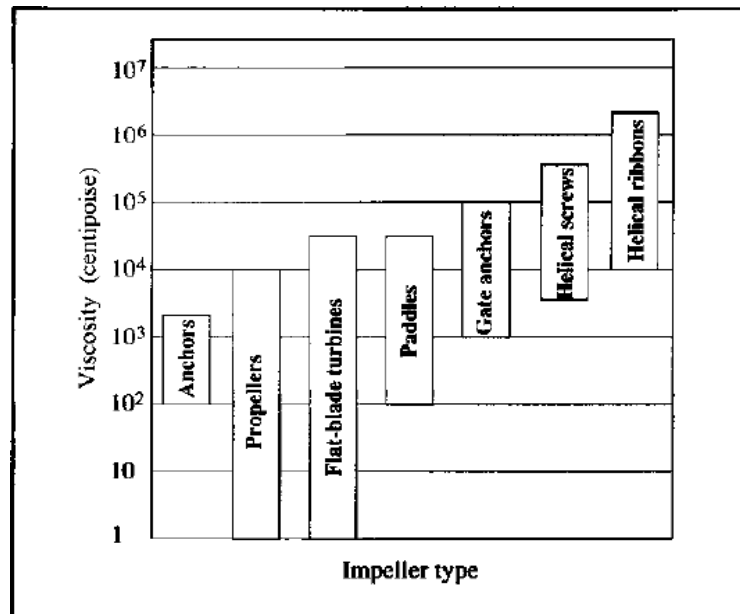
$$\ln(\mu) = a + \frac{b}{t} + c \ln(t) + dt^2$$

Komponen	A	B	C	D
C2H4O	-6,6171	681,23	0,019979	-0,000025563
H2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631
C7H6O	1,2039	22,414	-0,0039285	5,5651E-07
C9H8O	-7,4492	1280	0,0144	-0,0000117
NaOH	-4,1939	2051,5	0,0027917	-6,159E-07

Pada suhu = 343,15 K

Komponen	kg/jam	fraksi massa	μ [Cp]	massa x μ
C2H4O	440,39475	0,12527	0,16362	0,02050
H2O	242,70220	0,06904	0,40234	0,02778
C7H6O	1645,11742	0,46795	0,96980	0,45382
C9H8O	1136,36364	0,32324	0,69921	0,22601
NaOH	50,97161	0,01450	0,80467	0,01167
Total	3515,54962	1		0,73978

Untuk viskositas, $\mu = 0,73978$ cP, maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *Flat Blade Turbine*



b) Ukuran pengaduk

Jumlah blade = 6 buah

Jumlah baffle = 4 buah

Di = Diameter pengaduk = $1/3 D_t$ = 0,508 m

z = Elevasi pengaduk = $1/3 H_t$ = 0,508 m

B = Lebar baffle = $1/12 D_t$ = 0,127 m

W = Lebar pengaduk = $1/5 D_i$ = 0,1016 m

r = Panjang blade pengaduk = $1/4 D_i$ = 0,127 m

s = Panjang blade dari pusat = $1/8 D_i$ = 0,0635 m

c) Memperkirakan kecepatan putaran pengaduk

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/liter)	Fvi (liter/jam)	Fraksi massa (xi)	xi x ρ
C ₂ H ₄ O	815,54583	0,70947	1149,52002	0,23198	0,16458
H ₂ O	89,20033	0,98522	90,53833	0,02537	0,02500
C ₇ H ₆ O	2548,58072	1,00053	2547,22311	0,72495	0,72533
C ₉ H ₈ O	11,25113	1,01056	11,13354	0,00320	0,00323

NaOH	50,97161	1,89182	26,94314	0,01450	0,02743
Total	3515,54962		3825,35814	1	0,94558

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 0,94558 \frac{\text{kg}}{\text{Liter}} \\ &= 945,57694 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 59,03048 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\end{aligned}$$

Berdasarkan Buku Rase dan Holmes 1977, kecepatan putaran untuk tipe *Flat Blade Turbine* dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit – 700 ft/menit. Dipilih 700 ft/menit.

$$N = \frac{700 \text{ ft/menit}}{\pi \cdot Di}$$

$$N = \frac{700 \text{ ft/menit}}{\pi \cdot 1,667 \text{ ft}}$$

$$N = 133,690152 \text{ rpm}$$

$$N = 2,2281692 \text{ rps}$$

d) Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho N Di^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{945,57694 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,2281692 \text{ rps} \times 0,508 \text{ m}^2}{0,00073978 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re = 734.974,252$$

Hasil dari bilangan reynold, didapatkan nilai NP = 5

e) Menghitung tenaga pengaduk

$$P_o = N_p \rho l N^3 Di^5$$

Keterangan Po = daya penggerak

Np = bilangan daya

ρ = densitas campuran (kg/m³)

Di = diameter pengaduk (m)

$$P_o = 5 \times 945,57694 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,2281692 \text{ rps}^3 \times 0,508 \text{ m}^5$$

$$= 1.769,41597 \text{ watt}$$

$$= 2,3728 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, diperoleh dari table 3.1 Towler, halaman 11. Efisiensi = 80%

Daya penggerak motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= \frac{P_o}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{2,3728 \text{ hp}}{80\%} \\ &= 2,966 \text{ hp} \end{aligned}$$

Motor standar dari Ludwig, 2001, halaman 628 yaitu 3 Hp.

10. Neraca Panas

Kecepatan panas masuk – Kecepatan panas keluar + Panas yang timbul karena reaksi – panas yang harus diserap = Akumulasi

$$Q_{reaktan} + Q_{reaksi} - Q_{produk} - Q_{pp} = 0$$

Keterangan:

Q_{pp} : Panas yang harus diserap oleh media pendingin (kJ/jam)

$Q_{reaktan}$: $\sum m_i \cdot c_{pi} (T_1 - T_{reff})$

Q_r : $-F_{a0} \cdot \alpha a \Delta H_{r^o}$

Q_{produk} : $\sum m_{produk} \cdot c_p (T_2 - T_{reff})$

a) Menentukan kapasitas panas cair

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Komponen	A	B	C	D
C_2H_4O	45,056	0,44853	-0,0016607	0,0000027
H_2O	92,053	-0,039953	-0,000211	5,347E-07
C_7H_6O	72,865	0,70427	-0,0017065	1,762E-06
C_9H_8O	-183,63	1,6024	-0,00188	7,55E-07
$NaOH$	87,639	-0,0004837	-4,542E-06	1,186E-09

b) Kecepatan panas masuk

$$T_1 = 343,15 \text{ K}$$

Treff = 298,15 K

Komponen	Mr	kmol	Kg (m)	Integral (icp)	m*icp
C_2H_4O	44,04	18,52	815,55	109,64	89417,09
H_2O	18,02	4,95	89,20	187,85	16756,31
C_7H_6O	106,06	24,03	2548,58	76,94	196075,22
C_9H_8O	132,08	0,09	11,36	55,05	625,58
$NaOH$	40,01	1,27	50,97	97,91	4990,78
Total			3515,66	527,39	307864,98

Diperoleh $Q_{in} = 307.864,97596$ kJ/jam

c) Kecepatan panas keluar

Komponen	Mr	kmol	Kg (m)	Integral (icp)	m*icp
C_2H_4O	44,04	9,99	440,39	109,64	48285,23
H_2O	18,02	13,47	242,70	187,85	45591,68
C_7H_6O	106,06	15,51	1645,12	76,94	126567,21
C_9H_8O	132,08	8,60	1136,36	55,05	62557,99
$NaOH$	40,01	1,27	50,97	97,91	4990,78
Total		48,86	3515,55	527,39	1854065,94

Diperoleh $Q_{out} = 1.854.065,94208$ kJ/jam

d) Mencari $\Delta H_{rstandar}$

$$\Delta H_r = \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)
C_2H_4O	-166360
H_2O	-241800
C_7H_6O	-36800
C_9H_8O	-8250

$$\Delta H_{rs} = \Delta H_{f H_2O} + \Delta H_{f C_9H_8O} - \Delta H_{f C_2H_4O} + \Delta H_{f C_7H_6O}$$

$$\Delta H_{rs} = (-241800 + (-8250)) - ((-166360) + (-36800))$$

$$\Delta H_r = -46890 \frac{kJ}{kmol}$$

Menghitung ΔH_1

Komponen	kmol	icp	m*icp (kJ/mol)
C_2H_4O	1	-4828,580499	-4828,580499
C_7H_6O	1	-8159,732812	-8159,732812
ΔH_1			-12988,31331

Menghitung ΔH_2

Komponen	kmol	icp	m*icp (kJ/mol)
C_9H_8O	1	7271,140454	7271,140454
H_2O	1	3385,062502	3385,062502
ΔH_1			10656,20296

$$\Delta H_{Reaksi} = \Delta H_1 + \Delta H_{rs} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_{Reaksi} = -12988,31331 + (-46890) + 10656,20296$$

$$\Delta H_{Reaksi} = -49222,11035 \frac{kJ}{kmol}$$

Diperoleh hasil negative, maka reaksi termasuk eksotermis.

e) Panas yang harus diserap oleh media pendingin

$$Q_R = -NaO \times konversi \times \Delta H_{Reaksi}$$

$$Q_R = 18,51830 \frac{kmol}{jam} \times 46\% \times (-49222,11035) \frac{kJ}{kmol}$$

$$Q_R = 419.294,4593 \frac{kJ}{jam}$$

$$Q_{pp} = Q_{in} + Q_r - Q_{out}$$

$$Q_{pp} = 307.864,97596 \frac{kJ}{jam} + 419.294,4593 \frac{kJ}{jam} -$$

$$(1.854.065,94208 \frac{kJ}{jam})$$

$$Q_{pp} = -1126906,507 \frac{kJ}{jam}$$

$$Q_{pp} = 1126906,507 \frac{kJ}{jam}$$

11. Perancangan Pendingin Reaktor

Media pendingin yang digunakan yaitu air

$$\text{Suhu air masuk, } T_1 = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar, } T_2 = 40^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = 35^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu rata-rata:

- Kapasitas panas, cp air = 4,864577425 J/gram.K = 4864,577425J/kg.K =
- Viskositas, μ air = 0,73329 cP = 0,303126119 lb/ft.jam
- Rapat massa , ρ air = 1018,27056 kg/m³ = 63,57039309 = lb/ft³
- Konduktivitas panas (K) = 0,61941468 W/m.K = 0,357890989 = btu/jam.ft.F

1) Menghitung massa air pendingin yang diperlukan

$$m = \frac{Q}{Cp\Delta T}$$

Keterangan: Cp air = kapasitas panas air (kJ/kg.K)

M air = kecepatan massa air (kg/jam)

Qt = beban panas total (kJ/jam)

T1 = suhu air pendingin masuk (K)

T2 = suhu air pendingin keluar (K)

$$m = \frac{1126906,507 \frac{kJ}{jam}}{4,864577425 \frac{J}{gram.K} (313,15K - 303,15K)}$$

$$m = 23.165,558 \frac{kg}{jam}$$

2) Menghitung luar perpindahan panas

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1})}$$

Fluida panas		Fluida dingin		
343,15	Suhu atas	313,15	30	ΔT_1
343,15	Suhu bawah	303,15	40	ΔT_2

$$LMTD = \frac{40 K - 30 K}{\ln(\frac{40 K}{30 K})}$$

$$LMTD = 34,760595 K$$

3) Luas perpindahan kalor

Nilai UD berkisar antara 200-300 J/m.sK

Dipilih UD = 300 J/msK

Luas perpindahan kalor yang diperlukan:

$$A = \frac{Q_{pp}}{UD.LMTD}$$

$$A = \frac{1126906,507 \frac{kJ}{jam} \times \frac{jam}{3600 s}}{300 \frac{J}{msK} \times 34,760595 K}$$

$$A = 30,1766 m^2$$

4) Luas selimut

$$A = \pi \times D \times H$$

$$A = \pi \times 1,524 m \times 1,524 m$$

$$A = 7,2965 m^2$$

Luas selimut tangki yang tersedia < luas perpindahan kalor yang diperlukan, maka sistem pendingin yang digunakan yaitu koil.

12. Perancangan Koil

1) Menghitung kecepatan volumetric air

Data air

$$c_p = 4,8646 J/\text{gram.K} = 4864,5774 J/\text{kg.K} = 1,1619 \text{ btu/lb.F}$$

$$\rho = 1018,2706 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,7333 \text{ Cp} = 0,3031 \text{ lb/ft.jam}$$

$$W_t = 23.156,5580 \text{ kg/jam} = 6,4349 \text{ kg/s} = 14,1889 \text{ lb/s}$$

$$K = 0,6194 \text{ W/m.K} = 0,3579 \text{ btu/jam.ft.F}$$

$$Q_v = \frac{m_{air}}{\rho_{air}}$$

$$Q_v = 22,7499 \frac{m^3}{jam}$$

2) Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, dipilih kecepatan pendingin yaitu 2 m/s

(Coulson, halaman 212)

$$\text{Kecepatan pendingin} = 2 \text{ m/s} = 7200 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{Q_v}{v} = \frac{22,7499 \frac{m^3}{jam}}{7200 \frac{m}{jam}} = 0,003159 m^2$$

$$\text{Diameter pipa koil (D)} = D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} =$$

$$\sqrt{\frac{4 \times 0,003159 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,06342 \text{ m} = 2,4971 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar dari buku Kern halaman 844: dipilih diameter pipa koil 2,5 in Schedule Number 40

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2,88 \text{ in} &= 0,073152 \text{ m} &= 0,24 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2,469 \text{ in} &= 0,062712 \text{ m} &= 0,20575 \text{ ft} \\ \text{At} &= 4,79 \text{ in}^2 &= 0,033263 \text{ ft}^2 \\ \text{At}'' &= 0,647 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

3) Kecepatan alir massa air pendingin

$$Gt = \frac{m}{At}$$

$$Gt = \frac{14,1889 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{0,033263 \text{ ft}^2}$$

$$Gt = 426,55578 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}$$

$$Gt = 1535600,83 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}$$

4) Bilangan reynold fluida dalam pipa

$$NRe = \frac{D_i \cdot Gt}{\mu}$$

$$NRe = \frac{0,20575 \text{ ft} \times 1535600,83 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0,3031 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$$

$$NRe = 1042305$$

Dari grafik 20.2 Kern halaman 718 diperoleh $jH = 2.000$

5) Menentukan koefisien perpindahan panas dalam koil (hi)

Menggunakan Eq 6.15a Kern, hlm 114

$$hi = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

$$hi =$$

$$2.000 \frac{0,3579 \text{ btu}/\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}}{0,20575 \text{ ft}} \left(\frac{1,1619 \text{ btu}/\text{lb} \cdot \text{F} \times 0,3031 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{jam}}{0,3579 \text{ btu}/\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}} \right)^{1/3} \left(\frac{0,3031 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{jam}}{0,3031 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{jam}} \right)^{0,4}$$

$$hi = 3.460,34476 \frac{\text{btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}}$$

6) Koefisien perpindahan panas konveksi inside ke outside (h_{io})

$$h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD}$$

$$h_{io} = 2.966,524 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}$$

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan faktor koreksi (Kern, 1965)

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{koil}}{D_{spiralkoil}}\right)$$

Berdasarkan buku Rase, 1977, diameter spiral koil adalah 0,7-0,8 Dt, dipilih 0,7

$$Dt = 5 \text{ ft}$$

$$Dc = 3,5 \text{ ft}$$

Sehingga,

$$h_{io} = 3.576,88719 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}$$

7) Menentukan h_o

Dihitung menggunakan persamaan 20.4 (Kern hlm 722)

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D_i}\right) \left(\frac{L_p^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{cp \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,4}$$

Dengan:

$L_p: D_i$	$= 0,24 \text{ ft}$		
N	$= 133,69 \text{ rpm}$	$= 2,2282 \text{ rps}$	$= 8.021,409$
ρ	$= 1.0181 \text{ kg/m}^3$	$= 63,5704 \text{ lb/ft}^3$	
μ	$= 0,7333 \text{ cP}$	$= 0,30323 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$	
C_p	$= 4,8645 \text{ J/gram} \cdot \text{K}$	$= 4864,577 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$	$= 1,1618$
K	$= 0,6149 \text{ W/m} \cdot \text{K}$	$= 0,3579 \text{ btu/jam} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}$	
OD	$= 2,88 \text{ in}$	$= 0,073152 \text{ m}$	$= 0,24 \text{ ft}$
D	$= 2,469 \text{ in}$	$= 0,062713 \text{ m}$	$= 0,20575 \text{ ft}$

Sehingga,

$$h_o = 3.175,49734 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}$$

8) Menentukan U_c

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = \frac{3.175,49734 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F} \times 3.576,88719 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}}{3.175,49734 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F} + 3.576,88719 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}}$$

$$U_c = 1.682,13106 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}$$

9) Menentukan Ud

Dari Kern hlm 845, dirt factor (Rd) yaitu 0,002

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + Rd$$

$$U_D = \frac{U_C}{1 + U_C \cdot Rd}$$

$$U_D = \frac{1.682,13106 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}}{1 + 1.682,13106 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F} \cdot 0,002}$$

$$U_D = 385,4331 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F}$$

10) Menghitung luas permukaan transfer panas (Ao)

$$Q = 1.126.906,51 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.068.101,14 \text{ btu/jam}$$

LMTD dalam Fahrenheit

Fluida panas	Fluida dingin
--------------	---------------

158	Suhu atas	104	54	ΔT_1
158	Suhu bawah	86	72	ΔT_2

$$LMTD = 62,569^\circ F$$

$$A_o = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$A_o = \frac{1.068.101,14 \text{ btu/jam}}{385,4331 \frac{btu}{ft^2 \cdot jam \cdot F} \times 62,569^\circ F}$$

$$A_o = 44,2898 \text{ ft}^2$$

11) Luas perpindahan panas per koil (At')

$$At' = At'' \cdot \pi \cdot D_c$$

$$At' = 0,647 \frac{ft^2}{ft} \cdot \pi \cdot 3,5 \text{ ft}$$

$$At' = 7,1141 \text{ ft}^2$$

12) Menghitung panjang koil (L)

$$L = \frac{A_o}{A_t''}$$

$$L = \frac{44,2898 \text{ ft}^2}{0,647 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}}$$

$$L = 68,4541 \text{ ft}$$

$$L = 20,8648 \text{ m}$$

13) Menghitung jumlah lilitan koil (Nt)

$$Nt = \frac{A_o}{A_t'}$$

$$Nt = \frac{44,2898 \text{ ft}^2}{7,1141 \text{ ft}^2}$$

$$Nt = 6,2256 = 7 \text{ lilitan}$$

14) Volume koil (Vc)

$$Vc = \frac{\pi \cdot OD^2 \cdot L}{4}$$

$$Vc = \frac{\pi \cdot 0,24^2 \cdot 68,4541 \text{ ft}}{4}$$

$$Vc = 3,09679 \text{ ft}^3$$

$$Vc = 0,0877 \text{ m}^3$$

15) Tinggi lilitan koil

$$H_{min} = Nt \times OD$$

$$H_{min} = 7 \times 0,24 \text{ ft}$$

$$H_{min} = 1,68 \text{ ft}$$

$$H_{min} = 0,512064 \text{ m}$$

16) Tinggi koil

$$H_{coil} = H_{min} + (Nt - 1) \times Pt$$

$$Pt = 1 - 2(\text{recomended}) \times IPS$$

$$Pt = 1 \times 2,5 \text{ in}$$

$$Pt = 2,5 \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$$

$$H_{coil} = 0,512064 \text{ m} + (7 - 1) \times 0,0635 \text{ m}$$

$$H_{coil} = 0,893064 \text{ m}$$

Dari perhitungan dimensi koil, dapat diketahui apakah koil tercelup atau tidak.

- Tinggi cairan dalam reactor = 0,913905 m
- Tinggi reactor = 2,15722 m
- Tinggi koil = 0,893064 m

Dapat disimpulkan bahwa koil tercelup didalam reactor.

13. Perhitungan Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator.

Dirancang, Suhu udara (T_u) dan Suhu dinding luar isolator (T_i):

$$T_u = 303,15 \text{ K}$$

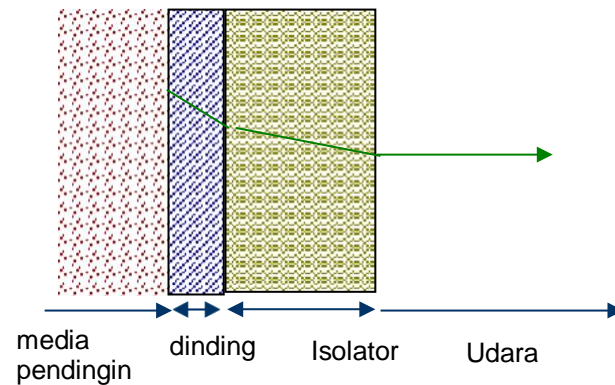
$$T_i = 313,15 \text{ K}$$

Bahan isolator dipilih: Aerogell silica (Kern)

Pilihan bahan isolator berdasarkan:

- 1) Suhu operasi
- 2) Konduktivitas termal yang kecil

Sketsa isolator



Perpindahan kalor yang terjadi:

- 1) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong

$$q = kths \frac{T_p - ts''}{xs}$$

$kths$: konduktivitas termal baja [kJ/ms K]

- 2) Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator

$$q = kthi \frac{ts'' - ti}{xi}$$

kthi: konduktivitas thermal isolator [kJ/ms K]

- 3) Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

$$qc = hc(ti - tu)$$

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m²sK]

Dihitung dengan persamaan:

Koefisien perpindahan kalor

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m²sK]

Dihitung dengan persamaan:

$$hc = 0,3 \times \left(ti - \frac{Btu}{jam.ft^2.F} \right)$$

Ti = suhu isolator dalam °F = 104 °F

Tu = suhu udara dalam °F = 86 °F

Sehingga, $hc = 0,61793 \frac{btu}{jam.ft^2 \text{ } ^\circ F}$

$$hc = 0,00354 \frac{kJ}{m^2sK}$$

$$Qc = hc \times (Ti - Tu)$$

$$Qc = 0,0350428 \frac{kJ}{m^2sK}$$

Rumus mencari tebal isolator (xi):

$$Qc = \frac{Tp - Ti}{\frac{kths}{xs} + \frac{kthi}{xi}}$$

Xs = tebal dinding shell = 0,208126 in = 0,005286 m

Kths = konduktivitas thermal baja = 0,0802 $\frac{kJ}{msK}$

Kthi = konduktivitas thermal isolator = 0,000043 $\frac{kJ}{msK}$

$$0,0350428 \frac{kJ}{m^2sK} = \frac{343,15 K - 313,15 K}{\frac{0,0802 \frac{kJ}{msK}}{0,005286 m} + \frac{xi}{0,000043 \frac{kJ}{msK}}}$$

Ruas kiri = 0,0350428

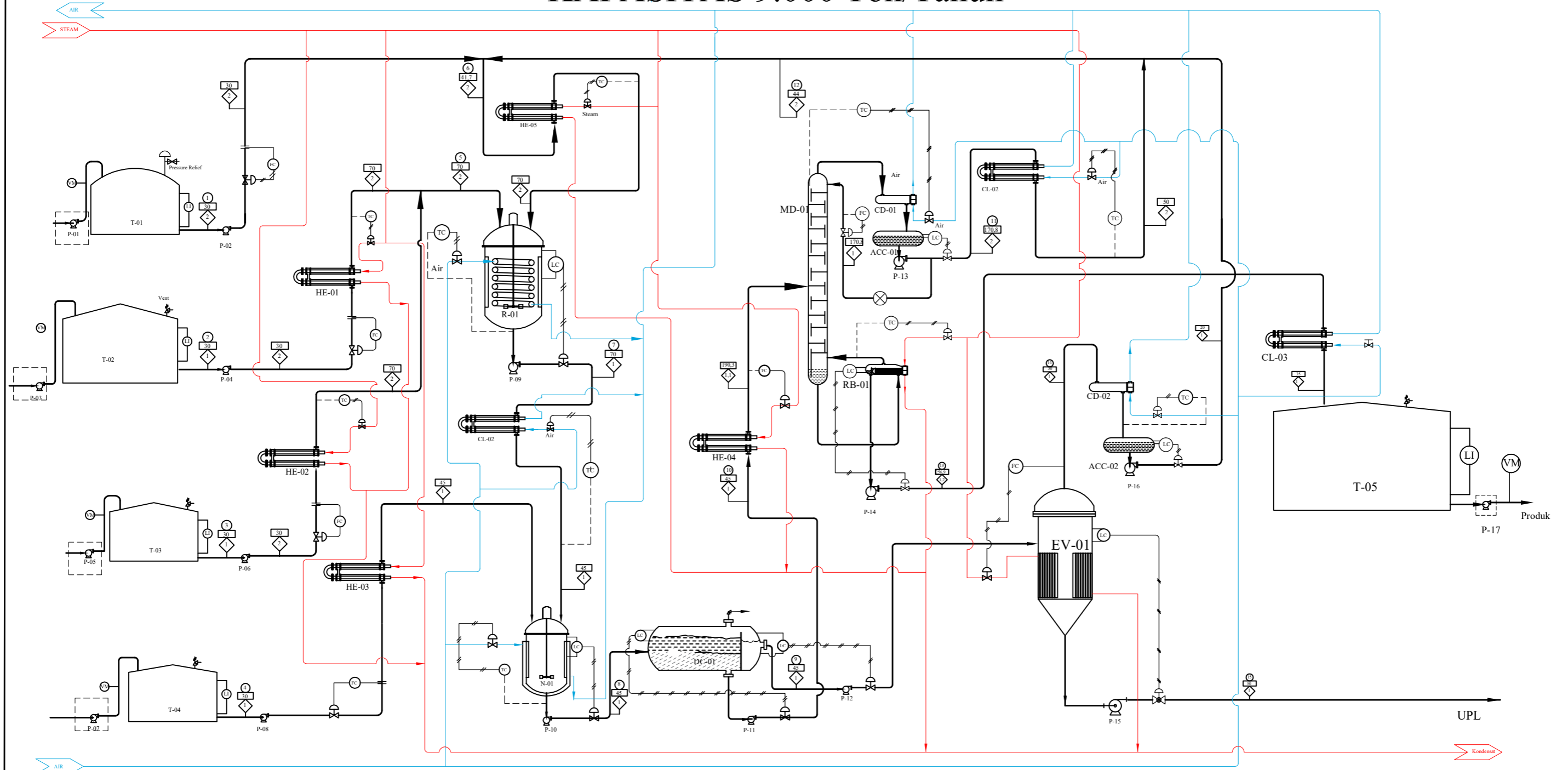
Ruas kanan = 0,3449379

Selisih = 0,00054903 (Goal seek 0)

Sehingga tebal isolator (xi) diperoleh 0,03674568 m

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM


PRARANCANGAN PABRIK CINAMALDEHID DARI ASETALDEHID DAN BENZALDEHID KAPASITAS 9.000 Ton/Tahun



NERACA MASSA (kg/jam)

KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C ₂ H ₄ O	375,151					815,545	440,395	440,395	440,394			440,394		440,395	
C ₇ H ₆ O		915,895			915,895	1632,686	1645,117	1645,117	1,068	1644,050	1632,686	1632,686	11,364		1,068
C ₉ H ₈ O						11,363	1136,364	1136,364		1136,364	11,363	11,363	1125,000		
H ₂ O	3,789	9,251	55,219	1,274	64,47	14,814	242,702	266,933	260,357	6,576	6,576	6,576			260,357
NaOH			50,972		50,972		50,972								
H ₂ SO ₄				62,437											
Na ₂ SO ₄								90,452	90,452						90,452
TOTAL	378,941	925,146	106,191	63,712	1031,337	2472,410	3515,550	3579,261	792,272	2786,990	1650,626	2091,626	1136,364	440,395	351,877

Keterangan Alat		Keterangan Simbol	
AC	Akumulator	○	Nomor Arus
CD	Condensor	◇	Suhu (°C)
CL	Cooler	◇	Tekanan (atm)
DC	Decanter	—	Aliran Proses
H	Heater	—	Aliran Pneumatis
MD	Menara Distilasi	---	Aliran Listrik
N	Neutralizer	⊗	Flow Controller
P	Pompa	⊕	Level Controller
R	Reaktor	⊖	Level Indicator
RB	Reboiler	⊙	Temperature Controller
T	Tangki	⊚	Volume Meter
		⊛	Control Valve



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN CINAMALDEHID DARI ASETALDEHID DAN
BENZALDEHID
KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
1. Tresinta Aji Guntari 19521191
2. Nabila Dwicky Averika 19521234

Dosen Pembimbing :
1. Dr. Diana, S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa :Tresinta Aji Guntari
No. MHS 19521191
2. Nama Mahasiswa : Nabila Dwicki Averika
No. MHS 19521234

Judul Prarancangan :

PRARANCANGAN PABRIK CINNAMALDEHID DARI ACETALDEHID DAN BENZALDEHID KAPASITAS 9.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12 Okt 22	Perkenalan dan diskusi mengenai prarancangan pabrik	
2	9 Nov 22	Menentukan kapasitas pabrik	
3	12 Des 22	Persetujuan luaran tahap 1	
4	4 April 23	Diskusi mengenai tinjauan termodinamika dan kinetika	
5	13 Juli 23	Diskusi mengenai luaran tahap 2 hingga 4	
6	18 Juli 23	Bimbingan dan revisi mengenai diagram alir kualitatif	
7	20 Sep 23	Konsultasi mengenai alat pemisah	
8	29 Sep 23	Bimbingan mengenai alat pemisah dan PEFD	
9	2 Okt 23	Bimbingan lokasi pabrik, utilitas, dan evaluasi ekonomi	
10	11 Okt 23	Penyempurnaan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 Oktober 2023

Pembimbing,



Dr. Diana, S.T., M.Sc