

**PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE  
DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

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



**Disusun Oleh :**

**Nama : Muhammad Hammam Zufar A**

**Nama : Arum Salsabila Raghdanesa**

**NIM : 17521047**

**NIM : 17521049**

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

**2022**

## LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL

### PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENEDAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Hammam Zufar Annafie Nama : Arum Salsabila Raghdanesa

NIM : 17521047

NIM : 17521049

Yogyakarta, 27 Januari 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karyasendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Tanda Tangan



Muhammad Hammam Zufar Annafie

NIM. 17521047

Tanda Tangan



Arum Salsabila Raghdanesa

NIM. 17521049

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

## PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Hammam Zufar Annafie

Nama : Arum Salsabila Raghdanesa

NIM : 17521047

NIM : 17521049



Yogyakarta, 27 Januari 2022

Pembimbing 1,

Pembimbing 2,



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

Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Hammam Zufar Annafie

NIM : 17521047

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, 02 Februari 2022

Tim Penguji,

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

Anggota I : Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

Anggota II : Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ir. Suharno Rusdi, Ph.D

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Arum Salsabila Raghdanesa

NIM : 17521049

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, 09 Februari 2022

Tim Penguji,

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

Anggota I : Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota II : Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

  
Ir. Suharno Rusdi, Ph.D

## KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, karena atas rahmat dan karunia-Nya tugas Pra Rancangan Pabrik Kimia ini dapat diselesaikan dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Maleat Anhidrida dari Benzene dan Udara dengan Kapasitas 19.000 Ton/Tahun”**

Tugas Pra Rancangan Pabrik Kimia ini merupakan salah satu syarat yang harus dikerjakan oleh setiap mahasiswa di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia untuk menyelesaikan jenjang studi S1. Hal ini dimaksudkan agar mahasiswa mendapat gambaran lebih jauh mengenai penerapan ilmu-ilmu teknik kimia yang diperoleh di bangku kuliah.

Dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis banyak mendapat bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada :

1. Allah SWT, karena atas rahmat dan karunia-Nya penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua dan seluruh anggota keluarga yang selalu mendukung dan mendoakan segala aktivitas ini, sehingga tugas akhir ini dapat berjalan dengan baik.
3. Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia FTI UII yang selama kuliah di jurusan Teknik Kimia telah membimbing kami dengan sabar.
4. Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.sc. Selaku pembimbing pertama kami yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada kami selama proses pengerjaan tugas akhir ini.
5. Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc. Selaku pembimbing kedua kami yang senantiasa selalu menyempatkan waktunya untuk membimbing kami dalam proses pengerjaan tugas akhir ini.
6. Seluruh dosen, laboran, administrasi yang ada di Jurusan Teknik Kimia FTI UII atas ilmu, arahan, dan bantuannya selama kuliah ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2017 yang telah mendukung dan memberikan semangat serta telah berjuang bersama-sama selama kuliah ini.
8. Semua pihak yang telah membantu kami dalam proses pengerjaan dan penulisan tugas akhir ini, yang tidak bisa disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih mempunyai banyak kesalahan dan belum sempurna. Oleh karena itu, penulis membuka diri untuk menerima segala kritik dan saran yang dapat membangun agar lebih baik lagi. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan semua yang membacanya.

Yogyakarta, 27 Januari 2022

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	
HALAMAN PERNYATAAN .....	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
ABSTRAK.....	xvi
<i>ABSTRACT</i> .....	xvii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
1.2 Kegunaan Produk.....	1
1.3 Penentuan Kapasitas Rancangan Produk .....	2
1.3.1 Kebutuhan Pasar .....	2
1.3.2 Kapasitas Minimum Pabrik.....	6
1.3.3 Ketersediaan Bahan Baku .....	7
1.4 Tinjauan Pustaka.....	8
1.4.1 Macam-Macam Proses.....	8
1.4.2 Pemilihan Proses.....	9
1.4.3 Kondisi Operasi .....	12
1.4.4 Pemakaian Katalis.....	12
1.4.5 Tinjauan Termodinamika.....	13
1.4.6 Tinjauan Kinetika.....	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	17
2.1 Spesifikasi Produk .....	17
2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....	18



2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang .....	19
2.4 Pengendalian Kualitas .....	19
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES .....</b>	<b>21</b>
3.1 Uraian Proses .....	21
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku .....	21
3.1.2 Tahap Sintesis Produk.....	21
3.1.3 Tahap Pemurnian Produk.....	22
3.2 Spesifikasi Alat .....	23
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>	<b>45</b>
4.1 Lokasi Pabrik .....	45
4.2 <i>Layout</i> Pabrik skala 1:1000.....	48
4.3 Tata Letak Alat Proses skala 1:1000.....	53
4.4 Perawatan.....	57
4.5 Alir Proses dan Material .....	58
4.5.1 Neraca Massa .....	58
4.5.2 Neraca Panas .....	60
4.5.3 Diagram Alir Kualitatif.....	63
4.5.4 Diagram Alir Kuantitatif.....	64
4.6 Utilitas.....	65
4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	65
4.6.1.1 Unit Pengolahan Air .....	65
4.6.1.2 Perhitungan Kebutuhan Air .....	73
4.6.2 Unit Pembangkit Steam .....	76
4.6.3 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik .....	76
4.6.4 Unit Penyedia Udara Instrumen.....	79

4.6.5 Unit Penyedia Bahan Bakar .....	80
4.7 Laboratorium .....	80
4.8 Organisasi Perusahaan .....	81
4.8.1 Bentuk Perusahaan.....	81
4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan .....	83
4.8.3 Tugas dan Wewenang .....	87
4.8.3.1 Pemegang Saham .....	87
4.8.3.2 Dewan Komisaris.....	87
4.8.3.3 Direktur Utama .....	87
4.8.3.4 Staf Ahli.....	88
4.8.3.5 Kepala Bagian.....	88
4.8.3.6 Kepala Seksi.....	89
4.8.4 Status Karyawan .....	90
4.8.5 Sistem Kepegawaian.....	91
4.8.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan.....	93
4.8.6.1 Perincian Tenaga Kerja.....	93
4.8.6.2 Jabatan dan Keahlian .....	94
4.8.6.3 Sistem Pengupahan / Gaji .....	97
4.8.7 Pengaturan Lingkungan Pabrik.....	102
4.9 Evaluasi Ekonomi .....	103
4.9.1 Perkiraan Harga Alat.....	104
4.9.2 Perhitungan Biaya .....	107
4.9.3 Analisa Kelayakan .....	108
4.9.4 Hasil Perhitungan.....	112
4.9.5 Analisa Keuntungan.....	116

4.9.6 Hasil Kelayakan.....	116
BAB V PENUTUP .....	121
5.1 Kesimpulan .....	121
5.2 Saran .....	122
DAFTAR PUSTAKA.....	123
LAMPIRAN.....	125

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Ekspor Maleat Anhidrida .....	3
Tabel 1.2 Data Impor Maleat Anhidrida .....	4
Tabel 1.3 Data Konsumsi Maleat Anhidrida.....	5
Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik Maleat Anhidrida di Dunia.....	6
Tabel 1.5 Kapasitas Pabrik Maleat Anhidrida di Indonesia.....	6
Tabel 1.6 Ketersediaan Bahan Baku .....	7
Tabel 1.7 Perbandingan Pemilihan Proses.....	10
Tabel 1.8 Harga $\Delta H_f^\circ$ dan $\Delta G_f^\circ$ .....	13
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk .....	17
Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku Benzene dan Udara.....	18
Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang.....	19
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Benzene.....	23
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Penyimpanan Oksigen .....	24
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Accumulator .....	25
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk.....	25
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Reaktor .....	26
Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Dekanter.....	28
Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Filter Udara.....	29
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Membran.....	29
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i> .....	30
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat <i>Cooler</i> .....	31
Tabel 3.11 Spesifikasi Alat <i>Vaporizer</i> .....	32

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat <i>Condensor Parsial</i> .....	33
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Evaporator .....	35
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kompresor .....	35
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat <i>Expansion Valve</i> .....	36
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat <i>Blower</i> .....	37
Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Pompa.....	39
Tabel 3.18 Spesifikasi Alat <i>Bucket Elevator</i> .....	41
Tabel 3.19 Spesifikasi Alat <i>Prilling Tower</i> .....	41
Tabel 4.1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	51
Tabel 4.2 Neraca Massa Pada Reaktor .....	58
Tabel 4.3 Neraca Massa Pada <i>Condensor Parsial</i> .....	58
Tabel 4.4 Neraca Massa Pada <i>Cooler</i> .....	59
Tabel 4.5 Neraca Massa Pada Dekanter .....	59
Tabel 4.6 Neraca Massa Pada <i>Prilling Tower</i> .....	59
Tabel 4.7 Neraca Panas Pada <i>Heat Exchanger</i> .....	60
Tabel 4.8 Neraca Panas Pada Reaktor .....	60
Tabel 4.9 Neraca Panas Pada <i>Condensor Parsial</i> .....	60
Tabel 4.10 Neraca Panas Pada <i>Cooler</i> .....	61
Tabel 4.11 Neraca Panas Pada Dekanter .....	61
Tabel 4.12 Neraca Panas Pada <i>Prilling Tower</i> .....	62
Tabel 4.13 Kebutuhan Air Pembangkit Steam .....	73
Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pendingin .....	74
Tabel 4.15 Kebutuhan <i>Service Water</i> .....	75
Tabel 4.16 Kebutuhan Air Total .....	76

Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses.....	77
Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Untuk Alat Utilitas.....	78
Tabel 4.19 Kebutuhan Listrik Total.....	79
Tabel 4.20 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	92
Tabel 4.21 Jabatan dan Keahlian .....	94
Tabel 4.22 Daftar Gaji Ketenaga Kerjaan.....	98
Tabel 4.23 Harga Indeks CEPCI.....	105
Tabel 4.24 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> .....	112
Tabel 4.25 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	112
Tabel 4.26 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	112
Tabel 4.27 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	113
Tabel 4.28 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	113
Tabel 4.29 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	113
Tabel 4.30 <i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	114
Tabel 4.31 <i>Working Capital (WC)</i> .....	114
Tabel 4.32 <i>General Expense (GE)</i> .....	114
Tabel 4.33 <i>Total Production Cost (TPC)</i> .....	114
Tabel 4.34 <i>Fixed Cost (Fa)</i> .....	115
Tabel 4.35 <i>Variable Cost (Va)</i> .....	115
Tabel 4.36 <i>Regulated Cost (Ra)</i> .....	115
Tabel 4.37 Hasil Kelayakan Pabrik .....	119

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Ekspor Maleat Anhidrida .....	3
Gambar 1.2 Grafik Kebutuhan Impor Maleat Anhidrida.....	4
Gambar 1.3 Strukur Senyawa Maleat Anhidrida .....	8
Gambar 1.4 Reaksi Pembentukan Maleat Anhidrida.....	9
Gambar 4.1 Lokasi Berdirinya Pabrik .....	50
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik Skala 1 : 1000 .....	52
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 1000 .....	56
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif.....	63
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif.....	64
Gambar 4.6 Diagram Alir Pengolahan Air Laut .....	72
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan .....	86
Gambar 4.8 Grafik Tahun vs Indeks Harga CEPCI.....	106
Gambar 4.9 Grafik BEP dan SDP .....	120

## ABSTRAK

Pra rancangan pabrik maleat anhidrida dengan kapasitas sebesar 19.000 ton / tahun direncanakan akan dibangun di Kabupaten Cilacap, Provinsi Jawa Tengah dengan luas area pabrik sebesar 29.435 m<sup>2</sup>. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan jumlah karyawan sebanyak 151 karyawan. Untuk memperoleh produk maleat anhidrida sesuai dengan kapasitas, dibutuhkan *benzene* sebesar 9.067,1037 ton / tahun dan O<sub>2</sub> sebesar 3.900,8033 ton / tahun. Bahan baku *benzene* dapat diperoleh dari PT. Pertamina RU IV Cilacap, dan O<sub>2</sub> diambil dari lingkungan bebas sekitar pabrik. Proses yang digunakan yaitu proses oksidasi *benzene* dengan V<sub>2</sub>O<sub>5</sub> sebagai bahan katalis / penunjang. Reaksi yang dijalankan dalam reaktor menggunakan jenis reaktor *fixed bed multitube* dengan suhu masuk sebesar 400 °C dan tekanan 3,5 atm. Produk akhir maleat anhidrida akan ubah dahulu fase nya menjadi cair dengan condensor parsial sebelum dimurnikan dengan dekanter. Untuk keperluan utilitas, diperlukan air sebesar 58.650,6256 kg / jam yang bersumber dari air laut, kemudian untuk bahan bakar yang dibutuhkan sebesar 1.771,0712 kg / jam , serta untuk daya listrik yang dibutuhkan sebesar 242,2716 kW yang disediakan dan dipenuhi oleh PLN, serta pabrik kimia ini juga memerlukan 1 set generator sebagai cadangan listrik. Analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik kimia ini perlu *fixed capital* sebesar Rp. 415.845.652.029 dan *working capital* sebesar Rp. 1.284.229.133.173. Total biaya produksi sebesar Rp. 1.366.829.897.894 dan penjualan tahunan sebesar Rp. 1.492.640.657.947, sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 125.810.760.053 serta keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 94.358.070.040. Nilai *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 30%, sedangkan setelah pajak sebesar 23%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2,61 tahun, sedangkan setelah pajak adalah 3,26 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) adalah sebesar 45%, sedangkan nilai *Shut Down Point* (SDP) adalah sebesar 27%. Nilai *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah sebesar 9%. Berdasarkan faktor-faktor di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak dan menarik untuk dibangun serta dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci : *Benzene* dan Oksigen, Kabupaten Cilacap, Maleat Anhidrida, Oksidasi *Benzene*



## ABSTRACT

*The pre-designed maleic anhydride plant with a capacity of 19,000 tons / year is planned to be built in Cilacap Regency, Central Java Province with a factory area of 29,435 m<sup>2</sup>. This chemical plant will be operated for 330 days or 24 hours a day with a total of 151 employees. To obtain maleic anhydride product in accordance with the capacity, it takes benzene of 9,067.1037 tons / year and O<sub>2</sub> of 3,900.8033 tons / year. The raw material for benzene can be obtained from PT. Pertamina RU IV Cilacap, and O<sub>2</sub> is taken from the free environment around the factory. The process used is the benzene oxidation process with V<sub>2</sub>O<sub>5</sub> as a catalyst / support. The reaction carried out in the reactor uses a fixed bed multitube reactor type with an inlet temperature of 400 °C and a pressure of 3.5 atm. The final product of maleic anhydride will first change its phase to liquid with a partial condenser before being purified with a decanter. For utility purposes, 58,650.6256 kg / hour of water is needed, sourced from sea water, then 1,771.0712 kg / hour of fuel is needed, and 242.2716 kW of electrical power is required which is provided and fulfilled by PLN, and this chemical plant also requires a generator set as a backup power. Economic analysis shows that this chemical plant needs a fixed capital of Rp. 415,845,652,029 and working capital of Rp. 1,284,229,133,173. The total cost of production is Rp. 1,366,829,897,894 and annual sales of Rp. 1,492,640,657,947, so that the profit before tax is Rp. 125,810,760,053 and profit after tax of Rp. 94,358,070,040. The value of the Percent Return On Investment (ROI) before tax is 30%, while after tax is 23%. Pay Out Time (POT) before tax is 2.61 years, while after tax is 3.26 years. The value of the Break Even Point (BEP) is 45%, while the value of the Shut Down Point (SDP) is 27%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) value is 9%. Based on the above factors, it can be ascertained that this factory is feasible and attractive to be built and studied further.*

*Key words : Benzene and Oxygen, Cilacap Regency, Maleic Anhydride, Benzene Oxidation*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan negara yang mempunyai kekayaan sumber daya alam (SDA) yang sangat melimpah dan berpotensi lebih untuk pengembangan berbagai industri dalam negeri. Dengan ketersediaan banyak pabrik industri dan sumber daya alam yang melimpah ini diharapkan dapat mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri. Industri pengolahan bahan mentah ini digunakan untuk menyerap tenaga kerja dan dapat menambah devisa negara serta meningkatkan kesejahteraan masyarakat Indonesia.

Salah satu kekayaan yang dimiliki oleh Indonesia yaitu gas alam. Sebagian besar gas alam di negeri ini sudah diolah untuk diekspor ke luar negeri. Karena itu perlu ditingkatkan dan dipikirkan kembali mengenai kegunaan gas alam untuk kepentingan dalam negeri. Maleat anhidrida adalah salah satu produk di industri kimia yang diolah dari bahan baku yaitu *n-benzene*.

*Benzene* yang diproduksi dalam negeri mempunyai harga yang jauh lebih rendah dibandingkan maleat anhidrida. *Benzene* juga merupakan salah satu komponen dalam minyak bumi. Berdasarkan pertimbangan tersebut maka direncanakan didirikan pabrik maleat anhidrida dengan bahan baku *benzene* (Kompas, 2020).

Maleat anhidrida memiliki rumus molekul  $C_4H_2O_3$  atau disebut juga *2,5-furandione* yang merupakan salah satu senyawa organik. Senyawa ini dapat disintesis dengan mengoksidasi *benzene* ( $C_6H_6$ ). Produk maleat anhidrida merupakan *intermediate product* yang artinya bahan kimia ini adalah produk yang memiliki fungsi sebagai bahan baku untuk produk lainnya. Kegunaan maleat anhidrida yang beragam disebabkan oleh struktur grup maleat anhidrida serta reaktivitas ikatan rangkap pada posisi alfa dan beta. Struktur kimia dan reaktivitas yang tinggi dari turunan maleat anhidrida berpotensi menjadi beberapa jenis resin dan berbagai transformasi kimia pereaksi organik (Kirk Othmer, 1978).

### 1.2 Kegunaan Produk

Penggunaan maleat anhidrida dalam industri kimia yaitu diantaranya :

- a. Sebagai bahan baku *agricultural chemical*
- b. Sebagai bahan baku *alkyl resin*

- c. Sebagai bahan baku *fumaric acid*
- d. Sebagai bahan baku *tartaric acid*
- e. Sebagai bahan baku *unsaturated polyester resin*
- f. Sebagai bahan pembuatan aditif minyak pelumas
- g. Sebagai bahan pengawet pada lemak

Dengan banyaknya industri – industri yang membutuhkan maleat anhidrida sebagai bahan baku , sehingga setiap tahunnya maleat anhidrida mengalami suatu peningkatan.

Diantara penggunaan maleat anhidrida adalah sebagai *polyester resin* yang biasanya digunakan sebagai *fiber glass*, yang sekarang banyak digunakan dalam berbagai peralatan seperti *boats*, tangki bahan kimia, atau pipa. Kegunaan lainnya sebagai *agricultural chemical* seperti insektisida, herbisida, dan fungisida. Maleat anhidrida juga sebagai bahan baku pembuatan *fumaric acid* yang banyak digunakan dalam industri pelapisan kertas.

### 1.3 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Dalam menentukan kapasitas perancangan pabrik diperlukan beberapa faktor-faktor yang harus dipertimbangkan, antara lain :

- a. Kebutuhan pasar
- b. Kapasitas minimum pabrik
- c. Ketersediaan bahan baku

Semakin besar kapasitas produksi maka kemungkinan keuntungan juga akan semakin besar. Kapasitas perancangan pabrik nantinya akan mempengaruhi perhitungan secara teknis maupun ekonomis.

#### 1.3.1 Kebutuhan Pasar

Maleat anhidrida sendiri telah diproduksi dan sudah memiliki beberapa pabrik di Indonesia , namun masih memerlukan impor dari negara-negara lain. Analisis potensi pasar atas suatu produk secara kasar dapat diukur dengan membandingkan permintaan pasar dengan jumlah pasokan (*demand vs supply*) pada suatu wilayah.

##### a. Demand

*Demand* dihitung berdasarkan data konsumsi dalam negeri serta permintaan ekspor ke negara lain.

##### b. Supply

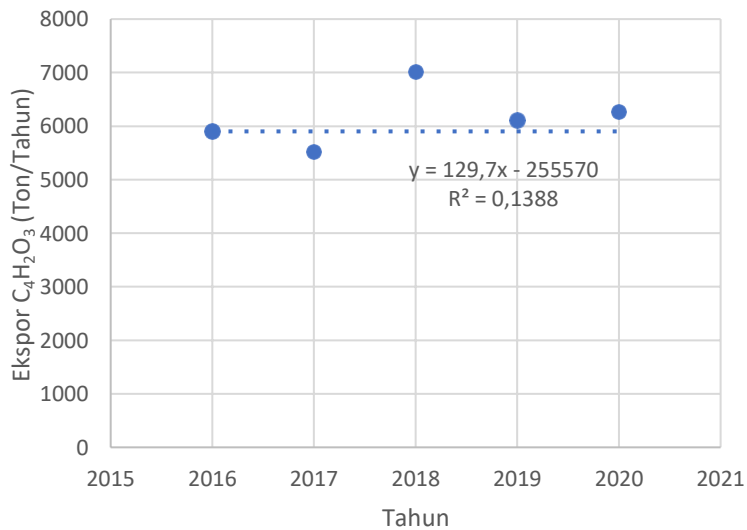
*Supply* dihitung berdasarkan kapasitas produksi dalam negeri yang telah ada dan nilai impor dari negara lain.

- o Ekspor

Berikut ini merupakan data ekspor maleat anhidrida di Indonesia pada Tabel 1.1 (BPS, 2020).

Tabel 1.1 Data Ekspor Maleat Anhidrida

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2016	5.909
2017	5.525
2018	7.015
2019	6.104
2020	6.268



Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Ekspor Maleat Anhidrida

Berdasarkan dari grafik tersebut kemudian dapat dilakukan regresi linier dan didapatkan hasil koefisien korelasi sebesar 0,1388 dengan persamaan :

$$Y = 129,7 X + 255.570 \quad (1.1)$$

Dimana sumbu Y merupakan data kebutuhan ekspor dan sumbu x sebagai data tahun. Melalui perhitungan pertumbuhan rata-rata pertahun yang dapat digunakan untuk memprediksi

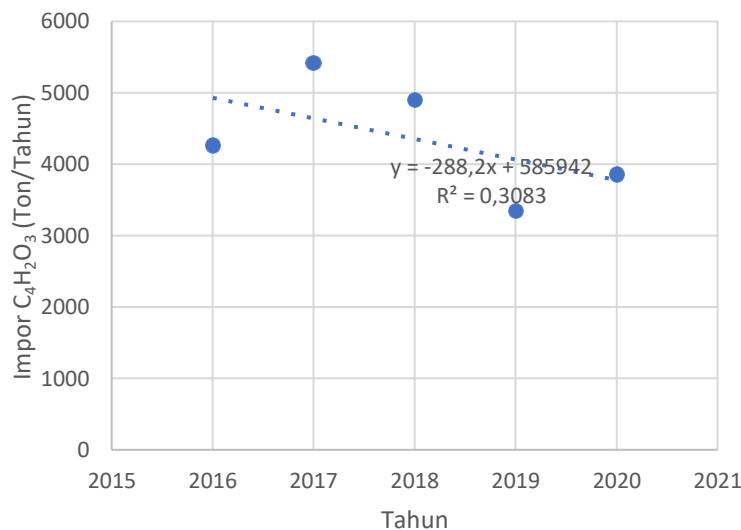
kebutuhan ekspor maleat anhidrida di Indonesia pada tahun 2025. Dari perhitungan pertumbuhan rata-rata pertahun tersebut didapatkan prediksi ekspor maleat anhidrida di Indonesia sebesar 7.106 ton/tahun.

- Impor

Berikut ini merupakan data impor maleat anhidrida di Indonesia pada Tabel 1.2 (BPS, 2020).

Tabel 1.2 Data Impor Maleat Anhidrida

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2016	4.263
2017	5.413
2018	4.897
2019	3.343
2020	3.857



Gambar 1.2 Kebutuhan Impor Maleat Anhidrida

Berdasarkan dari grafik tersebut kemudian dapat dilakukan regresi linier dan didapatkan hasil koefisien korelasi sebesar 0,3083 dengan persamaan :

$$Y = - 288,2 X + 585.942 \quad (1.2)$$

Dimana sumbu Y merupakan data kebutuhan impor dan sumbu x sebagai data tahun. Melalui perhitungan pertumbuhan rata-rata pertahun yang dapat digunakan untuk memprediksi

kebutuhan impor maleat anhidrida di Indonesia pada tahun 2025. Dari perhitungan pertumbuhan rata-rata pertahun tersebut didapatkan prediksi impor maleat anhidrida di Indonesia sebesar 3.805 ton/tahun.

- Konsumsi

Produk maleat anhidrida yang telah diproduksi akan menjadi bahan baku bagi bermacam-macam jenis industri kimia seperti *agricultural chemical*, *polyester resin*, *alkyl resin*, *fumaric acid*, dan *tartaric acid* sehingga kebutuhan untuk konsumsi maleat anhidrida akan terus ada dan naik setiap tahunnya.

Berikut ini merupakan data konsumsi maleat anhidrida di Indonesia pada Tabel 1.3 (BPS, 2020).

Tabel 1.3 Data Konsumsi Maleat Anhidrida

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2013	224.879
2014	4.362
2015	2.700
2017	37.847

Melalui perhitungan pertumbuhan rata-rata pertahun yang dapat digunakan untuk memprediksi kebutuhan impor maleat anhidrida di Indonesia pada tahun 2025. Dari perhitungan pertumbuhan rata-rata pertahun tersebut didapatkan prediksi konsumsi maleat anhidrida di Indonesia sebesar 49.420 ton/tahun.

- Produksi

Pabrik maleat anhidrida di Indonesia yang telah berdiri yaitu PT. Justus Kimiaraya yang memproduksi sebesar 14.000 ton/tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\
 &= (49.420 + 7.106) - (14.000 + 3.805) \\
 &= 38.721 \text{ Ton/Tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data kapasitas di atas menggunakan perhitungan pertumbuhan rata-rata untuk memprediksi kebutuhan tahun 2025, dengan ketersediaan bahan baku dan berbagai

persaingan pasar pada tahun tersebut, serta untuk membuka lapangan pekerjaan baru dan menambah devisa negara dengan mengekspor produk maleat anhidrida, maka kami putuskan akan dibangun pabrik dengan kapasitas sekitar 50% dari hasil perhitungan pertumbuhan rata-rata tersebut sehingga diperoleh kapasitas yaitu 19.000 ton/tahun.

### 1.3.2 Kapasitas Minimum Pabrik

Kebutuhan maleat anhidrida tidak hanya diperlukan di Indonesia tetapi juga diluar negeri. Kapasitas pabrik yang didirikan harus berada di atas kapasitas minimum atau sama dengan adanya kapasitas pabrik yang sedang beroperasi. Berikut merupakan data kapasitas pabrik maleat anhidrida di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.4 dan data kapasitas pabrik maleat anhidrida di Indonesia pada Tabel 1.5 :

Tabel 1.4 Kapasitas Pabrik Maleat Anhidrida di Dunia

<b>Pabrik</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
Mosanto Co	PensaColla, Florida	77.000
US Steel	Niville Island, Pensylvania	20.000
Bayer AG	Verdinger	10.000
Amoco Chemical Co	Juliet Illinos	34.000
Ashland Chemical Co	Neal West Virginia	23.000
Denka Chemical Co	Houston, Texas	23.000
Bartek Chemical Co Ltd Stoney Creek	Ontario, Canada	14.000
Nichiyu Chem Co, Ltd	Qita, Japan	15.000

Tabel 1.5 Kapasitas Pabrik Maleat Anhidrida di Indonesia

<b>Pabrik</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
PT. Justus Kimiaraya	Jakarta	14.000
Total		14.000

Dalam penentuan kapasitas pabrik, salah satu persyaratan yang digunakan adalah kapasitas minimum pabrik yang sudah beroperasi di Indonesia. Pabrik maleat anhidrida yang sudah beroperasi indonesia yaitu PT. Justus Kimiaraya yang terletak di Jakarta dengan kapasitas sebesar 14.000 ton/tahun. Pada Tabel 1.5 dapat diketahui kapasitas minimum pabrik

di Indonesia sebesar 14.000 ton/tahun, sedangkan pada Tabel 1.4 kapasitas minimum pabrik di dunia sebesar 10.000 ton/tahun. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik yang kami rencanakan berkapasitas sebesar 19.000 ton/tahun sudah memenuhi syarat kapasitas minimum pabrik yang sudah beroperasi di Indonesia.

### 1.3.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan pada proses pembuatan maleat anhidrida ini adalah *benzene*. Sedangkan udara diambil dari udara bebas pada wilayah lingkungan sekitar pabrik yang akan dibangun. Untuk memenuhi bahan baku *benzene*, kami mengambil dari Pertamina RU-IV Cilacap yang telah memproduksi *benzene* sebesar 120.000 ton/tahun.

Berikut ini merupakan produk yang dihasilkan oleh kilang Pertamina RU-IV Cilacap pada Tabel 1.6 :

Tabel 1.6 Ketersediaan Bahan Baku

<b>Produk</b>	<b>Jumlah (Ton/Tahun)</b>
<i>Benzene</i>	120.000
<i>Paraxylene</i>	270.000
LPG	17.000

Saat ini produksi maleat anhidrida yang berbahan baku dari *benzene* 90% berasal dari Tiongkok, dan untuk mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri maka didirikanlah pabrik maleat anhidrida di dalam negeri dengan bahan baku *benzene*, dimana maleat anhidrida mempunyai nilai ekonomis lebih tinggi dari pada *benzene* sehingga bisa menambah keuntungan melalui ekspor. Maka berdasarkan pertimbangan tersebut, didirikanlah pabrik maleat anhidrida dengan beberapa pertimbangan yaitu :

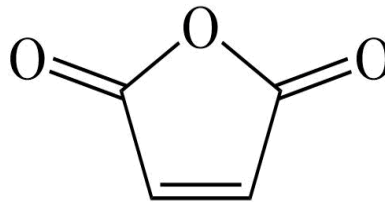
- Agar bisa memenuhi kebutuhan dalam negeri yang akan terus meningkat setiap tahunnya
- Menghemat devisa negara
- Mengurangi jumlah impor dari luar negeri
- Menambah keuntungan melalui ekspor ke luar negeri
- Membuka lapangan kerja baru sehingga mengurangi terjadinya pengangguran



## 1.4 Tinjauan Pustaka

Maleat anhidrida ( $C_4H_2O_3$ ) pertama kali disintesa oleh Pelauze pada tahun 1834 dengan cara memanaskan asam maleat, yaitu suatu komponen yang ditemukan pada buah apel dan beberapa buah lain. Maleat anhidrida dikomersialkan pada tahun 1930 oleh National Aniline and Chemical dengan bahan baku benzena melalui oksidasi katalitik menggunakan udara. Pada tahun 1974 mulai dikembangkan pembuatan maleat anhidrida dengan bahan baku n-butana. Maleat anhidrida banyak digunakan dalam pembuatan *unsaturated polyester resin*. Produk akhir maleat anhidrida berbentuk molten dan umumnya dijual dalam bentuk butiran (Kirk Othmer, 1978).

Maleat anhidrida merupakan senyawa organik dengan rumus kimia  $C_4H_2O_3$  yang memiliki struktur senyawa seperti Gambar 1.3 :



Gambar 1.3 Struktur Senyawa Maleat Anhidrida

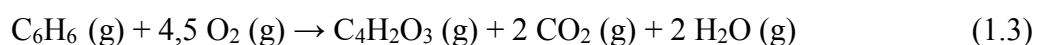
### 1.4.1 Macam–Macam Proses

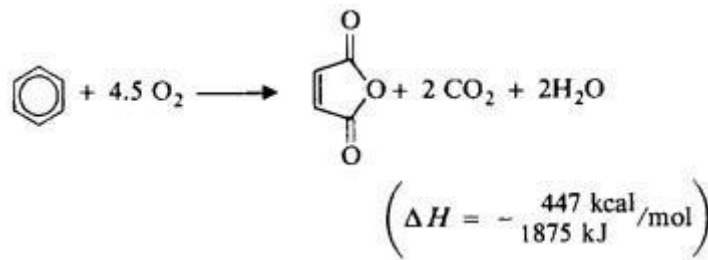
Bahan baku yang digunakan dapat berupa *benzene* dan butana. Berikut merupakan pembuatan maleat anhidrida dari proses *benzene* :

#### 1. Oksidasi *Benzene* ( $C_6H_6$ ) dan Udara

Proses oksidasi benzene dalam pembuatan maleat anhidrida merupakan cara yang paling lama digunakan karena reaksinya sangat eksotermis maka menggunakan katalis padat *vanadium phosphorus oxide* yang diletakkan di dalam multitube dengan menggunakan pendingin yaitu *cooling tower* yang disirkulasikan melalui *shell side* dari reaktor. Panas yang tinggi biasanya untuk menghasilkan steam.

Reaksi :

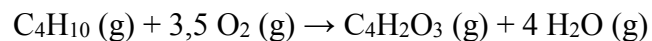




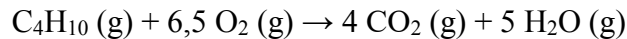
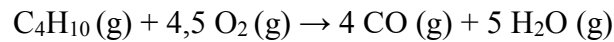
Gambar 1.4 Reaksi Pembentukan Maleat Anhidrida

## 2. Oksidasi Butana (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) dan Udara

Reaksi Utama :



Reaksi samping :



Proses ini berlangsung dengan kisaran suhu 390 °C sampai 430 °C, memiliki tekanan yaitu 2,7 atm dengan reaksi eksotermis. Di perkirakan *butane* 53% dikonversi menjadi maleat anhidrida , 17% tidak memiliki reaksi dan 30% menjadi oksida karbon dengan (27% menjadi CO<sub>2</sub>, 7% menjadi O<sub>2</sub>). (Mc.ketta “*Encyclopedia of chemical and design*”).

### 1.4.2 Pemilihan Proses

Secara komersial proses maleat anhidrida dibuat dari bahan *benzene* dengan oksigen dalam fase uap. Reaksi yang terjadi antara *benzene* dan udara akan membentuk *hypothetic intermediates* yang akan terurai menjadi produk dari permukaan katalis. Reaksi berlangsung dengan suhu 400 °C dan memiliki tekanan 3,5 atm didalam reaktor *fixed bed tube*. Gas yang dihasilkan reaksi diturunkan suhunya kemudian *crude* maleat anhidrida akan ditampungdengan menggunakan solven, kemudian dilakukan proses pemurnian agar memperoleh maleat anhidrida murni.

Pemilihan proses pada maleat anhidrida menggunakan dua proses yaitu bahan baku *benzene* dan *butane*. Berikut perbandingan proses maleat anhidrida pada Tabel 1.7 :

Tabel 1.7 Perbandingan Pemilihan Proses

No	Parameter	Proses 1	Proses 2
1	Bahan Baku	Benzene	Butane
2	Kondisi Proses	Reaksi Eksotermis	Reaksi Eksotermis
3	Tekanan	1,97 atm – 4,93 atm	2,7 atm
4	Suhu	340 °C – 500 °C	390 °C – 430 °C
5	Konversi	95%	80%
6	Katalis	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
7	Kemurnian Produk	99,98%	80%
8	Selektivitas	65% - 75%	65%
9	Kelebihan	Memiliki bahan baku yang murah, yield yang tinggi, inestasi alat yang dibutuhkan rendah	Memiliki tekanan dan suhu rendah
10	Kekurangan	Memiliki tekanan dan suhu tinggi	Pemakaian energi dehidrasi boros, yield dan konversi yang rendah, recovery dan sulitnya penanganan asam maleat yang sangat kental

Berdasarkan pertimbangan melalui parameter-parameter diatas, maka dipilih proses oksidasi *benzene* karena memiliki kemurnian yang tinggi serta nilai konversi yang tinggi sehingga tidak perlu melakukan *recycle* atau diolah kembali. Gas benzene masuk ke dalam reaktor *fixed bed* lalu gas keluaran reaktor tersebut didinginkan dan diubah sebagian hasil keluaran tersebut menjadi fase liquid menggunakan condensor parsial. Kemudian produk cair maleat anhidrida bersama H<sub>2</sub>O didinginkan kembali sebelum dialirkan ke dalam dekanter untuk memurnikan produk akhir dengan memisahkan maleat anhidrida dengan H<sub>2</sub>O. H<sub>2</sub>O yang telah terpisah kemudian dibawa ke Unit Pengolahan Limbah (UPL) untuk diproses sebelum dibuang ke lingkungan. Selanjutnya maleat anhidrida dibawa ke *prilling tower* untuk dijadikan padatan dalam bentuk butiran.

Pemisahan udara antara O<sub>2</sub> dengan N<sub>2</sub> dilakukan karena N<sub>2</sub> tidak ikut berlangsung dalam reaksi stoikiometri sehingga gas nitrogen tidak diperlukan pada proses sintesis berlangsung. Gas O<sub>2</sub> dan N<sub>2</sub> dipisahkan menggunakan membran dan kemudian gas O<sub>2</sub> dinaikkan tekanannya dan disimpan dalam tangki gas.

Konsentrasi larutan yang masuk ke *prilling tower* harus dalam kondisi jenuh, karena suatu larutan termasuk ke dalam larutan jenuh ketika terjadi kesetimbangan antara zat terlarut dengan zat pelarut. Hal tersebut dipengaruhi oleh beberapa faktor kelarutan yaitu :

- Suhu  
Tingkat suhu larutan mempengaruhi proses pelarutan zat terlarut. Pada suhu yang lebih tinggi, zat terlarut akan mudah melarut dalam pelarut. Hal tersebut terjadi karena partikel-partikel zat padat pada suhu yang lebih tinggi akan bergerak lebih cepat, sehingga memungkinkan terjadinya tumbukan yang lebih sering dan efektif.
- Ukuran zat terlarut  
Semakin kecil butiran zat terlarut, maka semakin mudah larut dalam pelarut. Kecilnya butiran zat terlarut menyebabkan luas permukaan zat tersebut semakin luas dan tersebar dalam suatu larutan. Semakin luas permukaan zat, maka semakin banyak partikel yang saling bertumbukan satu sama lain. Hal inilah yang menyebabkan proses pelarutan berlangsung semakin cepat.
- Volume pelarut  
Besarnya jumlah volume pelarut mempengaruhi proses pelarutan zat. Hal ini karena semakin banyak partikel zat pelarut yang bereaksi dengan zat terlarut. Semakin banyak volume pelarut yang digunakan, maka akan semakin cepat pula proses pelarutan zat terlarut

Konsentrasi larutan dapat dinyatakan dalam rumus berikut :

$$\frac{\text{mol zat terlarut}}{\text{Volume larutan (L)}}$$

Data-data komponen yang masuk *prilling tower* :

a. Massa jenis

- C<sub>4</sub>H<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

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

$$\begin{aligned} \rho &= 2.400,5098 / 1.775,7315 \\ &= 1,3518 \text{ kg/liter} \\ &= 1.351,8428 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

- H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned} \rho &= 0,8829 / 0,8632 \\ &= 1,0229 \text{ kg/liter} \\ &= 1.022,8753 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

b. Viskositas



$$\mu = 2,5802 \text{ cP}$$



$$\mu = 0,8150 \text{ cP}$$

### 1.4.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada prarancangan pabrik maleat anhidrida ini adalah sebagai berikut :

a. Temperatur

Penentuan temperatur reaksi di reaktor harus juga mempertimbangkan fase reaksi dan batasan reaksi. Untuk itu temperatur reaksi ditentukan sebesar  $340 \text{ }^\circ\text{C} - 500 \text{ }^\circ\text{C}$  dan dijalankan pada suhu  $400 \text{ }^\circ\text{C}$ . Hal ini didasarkan bahwa pada suhu tersebut fase reaktan berupa fase gas, dan pada suhu tersebut didapatkan konversi maksimal. Jika suhu melebihi tersebut maka konversi akan turun, karena mulai terjadi reaksi *cracking* dimana  $CO_2$  dan  $H_2O$  banyak terbentuk sehingga dapat mengurangi produk utama. Sebaliknya jika suhu dibawah suhu batasan operasi akan mengurangi laju kecepatan reaksinya dan pada *range* suhu tersebut katalis  $V_2O_5$  dan  $MoO_3$  dapat bekerja dengan baik.

b. Tekanan

Tekanan operasi di reaktor ditentukan sebesar  $3,5 \text{ atm}$ , dengan pertimbangan bahwa pada tekanan tersebut fase reaktan berupa gas. Selain itu juga diketahui bahwa tahap yang menentukan dalam reaksi adalah reaksi di permukaan katalis, sehingga untuk menjaga agar reaktan tidak masuk ke dalam pori-pori katalis, maka tekanan dibuat tidak terlalu tinggi tetapi masih berada dalam batasan operasi.

### 1.4.4 Pemakaian Katalis

Dalam reaksi heterogen gas-padat meskipun katalis tidak berubah pada akhir reaksi, tetapi katalis tetap ikut aktif di dalam reaksi. Katalis dapat memperbesar kecepatan reaksi karena dimungkinkan terjadinya mekanisme alternatif di mana energi aktivasi tiap langkah reaksi akan lebih rendah dibandingkan tanpa katalis. Konversi kesetimbangan tidak dipengaruhi katalis, tetapi selektivitas dapat ditingkatkan dengan adanya katalis. Umumnya penurunan tekanan akan semakin besar bila diameter katalis semakin kecil. Permukaan yang luas lebih baik karena laju reaksi setara dengan luas permukaan yang ditempati, yaitu dengan adanya struktur *porous*, padatan terdiri dari banyak pori. Luas permukaan yang besar

disebabkan karena adanya pori (situs aktif) ini sehingga menaikkan kecepatan reaksi dan menyebabkan berkurangnya aktivitas sehingga kecepatan reaksi bertambah besar.

Pada reaksi benzene menjadi maleat anhidrida, katalis yang digunakan adalah  $V_2O_5$  yang merupakan katalis padat berpori dengan memiliki diameter 0,4762 cm. Katalis ditempatkan di dalam reaktor *fixed bed* di dalam sisi tubenya, sedangkan umur dari katalis  $V_2O_5$  adalah 3 – 5 tahun.

#### 1.4.7 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Untuk menentukan sifat reaksi dapat dihitung dengan perhitungan panas reaksi ( $\Delta H_R^\circ$ ) dengan berdasarkan pada panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada kondisi standar ( $P = 1 \text{ bar}$ ,  $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ ), sedangkan untuk menentukan arah reaksi dapat diketahui dengan perhitungan energi Gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) pada kondisi operasi. Berikut ini merupakan harga  $\Delta H_f^\circ$  dan  $\Delta G_f^\circ$  masing-masing komponen pada Tabel 1.8 :

Tabel 1.8 Harga  $\Delta H_f^\circ$  dan  $\Delta G_f^\circ$

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ , kJ/mol	$\Delta G_f^\circ$ , kJ/mol
$C_6H_6$	82,93	129,66
$C_4H_2O_3$	-396,3	-355
$CO_2$	-393,51	-394,38
$O_2$	0	0
$H_2O$	-241,8	-228,6

a. Reaksi pembentukan maleat anhidrida



- o Panas reaksi standar ( $\Delta H_{298}^\circ$ )

$$\begin{aligned} (\Delta H_{298}^\circ) &= \sum \Delta H_{f^\circ} \text{ produk} - \Delta H_{f^\circ} \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_{f^\circ} C_4H_2O_3 + \Delta H_{f^\circ} CO_2 + \Delta H_{f^\circ} H_2O) - (\Delta H_{f^\circ} C_6H_6) \\ &= (-396,3 + (-393,51) + (-241,8)) \text{ kJ/mol} - (82,93) \text{ kJ/mol} \\ &= -1114,54 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Karena  $\Delta H_{298}^\circ$  bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

- o Konstanta kesetimbangan ( $K_1$ ) pada keadaan standar

Perubahan energy Gibbs pada keadaan standar (T = 298 K dan P = 1 bar) dapat dihitung dengan persamaan berikut (Smith Van Ness, 1987)

$$\Delta G_f^\circ = -RT_1 \ln K_1 \quad (1.4)$$

Dengan :

$\Delta G_f^\circ$  = Energi Gibbs pada keadaan standar, J/mol

$\Delta H_{298}^\circ$  = Panas reaksi, J/mol

$K_1$  = Konstanta kesetimbangan pada keadaan standar

$T_1$  = Temperatur standar, K

R = Tetapan gas ideal, J/mol.K (8,314 J/mol.K)

Sehingga  $\Delta G_f^\circ$  dari reaksi tersebut adalah :

$$\begin{aligned} \Delta G_f^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} & (1.5) \\ &= (\Delta G_f^\circ \text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + \Delta G_f^\circ \text{CO}_2 + \Delta G_f^\circ \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{C}_6\text{H}_6) \\ &= (-355 + (-394,38) + (-228,6)) \text{ kJ/mol} - (129,66) \text{ kJ/mol} \\ &= -1336400 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Hasil di atas kemudian disubstitusi ke persamaan (1.4) sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \ln K_1 &= \frac{\Delta G_f^\circ}{-RT} \\ &= \frac{-1336400 \frac{J}{mol}}{-8,314_{mol} \cdot K \cdot 298 K} \\ &= 539,40 \\ K_1 &= 1,81 \end{aligned}$$

- o Konstanta kesetimbangan pada temperatur operasi ( T = 400 °C = 673 K )

Konstanta kesetimbangan reaksi pada temperature operasi ( $T_2$ ) dapat dihitung dengan rumus berikut (Smith,1987).

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_2}{K_1} &= \frac{-\Delta H_{Ro}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln K_2 - \ln K_1 &= \frac{-\Delta H_{Ro}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln K_2 &= \frac{-\Delta H_{Ro}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] + \ln K_1 & (1.6) \end{aligned}$$

Dengan :

$K_2$  = Konstanta kesetimbangan pada temperatur operasi

$T_2$  = Temperatur operasi, K

$$\ln K_2 = \frac{-\Delta H_{298}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] + \ln K_1$$

$$\ln K_2 = \frac{-(-1114,54) \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \cdot \text{K}} \left[ \frac{1}{673} - \frac{1}{298\text{K}} \right] + 539,40$$

$$K_2 = 6,29$$

Dari perhitungan diatas tampak bahwa harga K besar, sehingga reaksi yang terjadi merupakan reaksi *irreversible*.

### 1.4.8 Tinjauan Kinetika

Dari segi kinetika, laju reaksi oksidasi *benzene* di hitung berdasarkan Persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot \exp^{-E/RT} \quad (1.7)$$

dimana :

k = Konstanta laju reaksi (l/min)

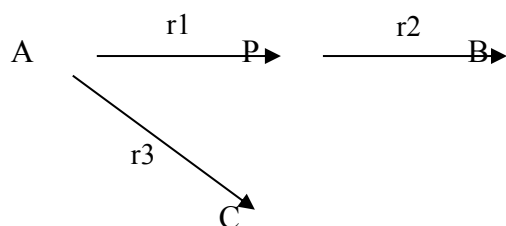
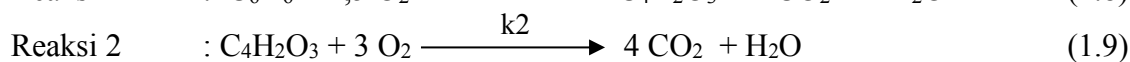
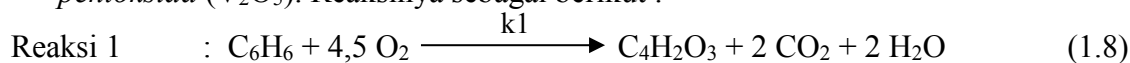
A = Faktor frekuensi (g/(g min))

E = Energi aktivasi (kJ/mol)

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

T = Temperatur operasi (K)

Maleat anhidrida diproduksi oleh oksidasi *benzene* dan udara dengan katalis *vanadium pentoksida* ( $V_2O_5$ ). Reaksinya sebagai berikut :



Keterangan :

A = *Benzene*

P = Maleat anhidrida

B & C =  $H_2O$  dan  $CO_2$

$$r_1 = k_1 C_A$$

$$r_2 = k_2 C_p$$

$$r_3 = k_3 C_A$$

Rumus untuk kinetika reaksi :



$$\begin{aligned}k_1 &= 4300 \times \exp(-25000/RT) \\ &= 4300 \times \exp(-25000/1,987 \times 673,15) \\ &= 3,2818E-05\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}k_2 &= 70000 \times \exp(-30000/RT) \\ &= 70000 \times \exp(-30000/1,987 \times 673,15) \\ &= 1,2714E-05\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}k_3 &= 26 \times \exp(-21000/RT) \\ &= 26 \times \exp(-21000/1,987 \times 673,15) \\ &= 3,9482E-06\end{aligned}$$

(Westerink and Westerterp,1988)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 1. Maleat Anhidrida

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

Parameter	Maleat Anhidrida
Rumus Molekul	C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Berat Molekul	98,06 g/mol
Bentuk	Kristal padatan
Warna	Tidak berwarna atau putih
Titik Lebur	60 °C
Titik Didih	202 °C
Titik Nyala	102 °C
Densitas	1,48 g/cm <sup>3</sup>
Tekanan Uap	15,1 Pa pada 22 °C
Specific Gravity	1,480
Kemurnian	99,5%
Kelarutan Dalam Air	0,001 gram dalam 100 ml air pada 25 °C

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 1. Benzene

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku Benzene dan Udara

Parameter	Benzene	Parameter	Udara
Rumus Molekul	$C_6H_6$	Komposisi	N <sub>2</sub> : 79% O <sub>2</sub> : 21%
Berat Molekul	78,11 g/mol	Berat Molekul	N <sub>2</sub> : 28,0134 g/mol O <sub>2</sub> : 31,998 g/mol
Warna	Tidak berwarna atau kuning muda	Warna	Tidak berwarna atau biru
Titik Didih	80,1 °C	Titik Didih	-183 °C
Titik Lebur	5,5 °C	Titik Lebur	-218,4 °C
Titik Kritis	288,9 °C	Titik Kritis	-118,15 °C
Spesific Gravity	0,8787 pada 15 °C	Spesific Gravity	1,1053 (pada 21,11 °C ; 1 atm)
Kepadatan Uap	2,8 (air = 1)	Kepadatan Uap	1,1 (air=1)
Densitas	876 kg/m <sup>3</sup>	Densitas	0,083 lb/ft <sup>3</sup>

### 1.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

#### 1. Katalis *Vanadium Phosphorus Oxide*

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

Parameter	<i>Vanadium Phosphorus Oxide</i>
Rumus Molekul	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Berat Molekul	181,88 g/mol
Bentuk	Padatan
Warna	Kuning
Diameter	0,4762 cm
Densitas	3,36 g/cm <sup>3</sup> diperkirakan pada 18 °C
Porositas	0,38
Densitas Bulk	0,4 g/cm <sup>3</sup>
Tekanan Uap	0,0000001 kPa pada 25 °C
Kelarutan Dalam Air	0,8 g/L pada 20 °C

### 1.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik maleat anhidrida ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, pengendalian kualitas produk, pengendalian kuantitas, dan pengendalian bahan proses.

#### 1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pada proses pengendalian kualitas bahan baku ini bertujuan untuk mengetahui bagaimana kualitas bahan baku yang akan digunakan dan apakah sudah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan. Oleh karena itu dibutuhkan pengujian terhadap bahan baku.

#### 2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Tujuan dari pengendalian kualitas proses produksi ini adalah untuk menjaga kualitas maleat anhidrida yang dihasilkan. Pengendalian terhadap proses produksi dilakukan dengan cara *automatic control* yang berpusat di *control room*, dengan sistem operasi otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik. Beberapa alat

kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik suhu dan tekanan. Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain :

a. *Flow Control*

Alat yang dipasang untuk mengontrol aliran masuk dan aliran keluar proses.

b. *Level Control*

Alat yang dipasang pada bagian dinding tangki dan berfungsi untuk pengendalian volume cairan tangki / vessel.

c. *Temperature Control*

Alat ini berfungsi untuk mengontrol temperatur pada setiap alat proses. Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika suhu melebihi *set point* yang telah diatur maka outputnya akan bekerja.

d. *Pressure Control*

Alat yang berfungsi untuk mengatur tekanan masuk dan keluar proses. Apabila tekanan tersebut tidak sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan maka akan muncul tanda-tanda seperti suara dan lampu menyala.

3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk ini bertujuan untuk menguji kelayakan produk maleat anhidrida yang telah dihasilkan agar memiliki standart mutu yang tinggi. Maka diperlukan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*. Sehingga didapatkan produk berkualitas tinggi dan dapat dipasarkan di Indonesia maupun luar negeri.

4. Pengendalian Kuantitas

Kesalahan kuantitas bisa terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan baha baku, perbaikan alat yang lama dan sebagainya. Kesalahan tersebut perlu di perbaiki dan diadakan evaluasi guna kelancaran proses produksi.

5. Pengendalian Bahan Proses

Pengendalian bahan proses ini berfungsi untuk mengendalikan ketersediaan bahan baku agar tidak terjadi kekurangan dan tercapai kapasitas produksi sesuai dengan yang diinginkan.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan produk maleat anhidrida dengan benzene dibagi menjadi beberapa tahap yaitu :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku
2. Tahap Sintesis Produk
3. Tahap Pemurnian Produk

##### 3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan maleat anhidrida adalah *benzene* dan udara. Bahan baku *benzene* disimpan dalam tangki *vertical* (T-01) dalam fase cair pada kondisi suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa (P-01) menuju *vaporizer* (V-01) untuk diubah fasenya menjadi gas. Kemudian tekanan *benzene* dinaikkan dari 1 atm menjadi 3,5 atm dengan menggunakan kompresor (K-01).

Udara diambil dari lingkungan dengan kondisi suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dialirkan dengan menggunakan *blower* (BL-01) menuju filter udara (FU-01) untuk dipisahkan komponen-komponen lain yang terkandung dalam udara dan juga melewati membran (M-01) untuk memisahkan gas O<sub>2</sub> dengan N<sub>2</sub>. Setelah dipisahkan, O<sub>2</sub> akan disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) dan setelah itu tekanan udara dinaikkan dari 1 atm menjadi 3,5 atm dengan menggunakan kompresor (K-02).

Setelah fase gas benzene dan udara dinaikkan tekanannya, hasil keluaran kompresor tersebut dialirkan menuju *heat exchanger* (HE-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 400 °C. hasil keluaran tersebut kemudian masuk ke dalam reaktor (R-01) untuk proses sintesis menjadi produk akhir yaitu maleat anhidrida.

##### 3.1.2 Tahap Sintesis Produk

Maleat anhidrida terbentuk dengan mereaksikan bahan baku *benzene* dan udara (O<sub>2</sub>) dengan menggunakan katalis *Vanadium Phosphorus Oxide* (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>). Jenis reaktor

yang digunakan adalah reaktor *fixed bed multitube* dengan kondisi operasi yang berlangsung pada suhu 400 °C dan tekanan 3,5 atm. Reaksi yang terjadi pada reaktor berlangsung secara eksotermis sehingga selama reaksi berlangsung akan dilepas panas dan dibutuhkan pendingin selama proses sintesis berlangsung, dan pendingin yang digunakan yaitu *cooling water* (H<sub>2</sub>O). Dalam reaksi benzene dengan O<sub>2</sub> terbentuk hasil samping yaitu CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O.

### 3.1.3 Tahap Pemurnian Produk

Hasil keluaran reaktor yang berupa fase gas kemudian dialirkan menuju *condensor parsial* (CDP-01) untuk diubah fase sebagian hasil keluaran reaktor tersebut menjadi fase cair sekaligus menurunkan suhu dari 400 °C sampai 111,2768 °C. Setelah itu gas-gas seperti O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> yang tidak diubah fasenya lalu dikeluarkan dari *condensor parsial* sebagai hasil atas untuk kemudian didinginkan kembali menggunakan *cooler* (CL-01) menjadi 30 °C serta diturunkan tekanannya dari 3,33 atm menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (EV-01) sebelum dibuang ke UPL (Unit Pengolahan Limbah). Sedangkan maleat anhidrida dan H<sub>2</sub>O yang telah diubah fasenya menjadi cair kemudian ditampung di accumulator (AC-01) sebagai hasil bawah *condensor parsial*.

Setelah ditampung di accumulator, kemudian maleat anhidrida dan H<sub>2</sub>O cair didinginkan kembali menggunakan *cooler* (CL-02) menjadi 30 °C serta diturunkan tekanannya dari 3,33 atm menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (EV-02). Setelah didinginkan lalu diumpankan ke dekanter (D-01) untuk memisahkan maleat anhidrida dengan H<sub>2</sub>O. Hasil atas dari dekanter (D-01) yaitu H<sub>2</sub>O akan dibuang ke UPL, lalu hasil bawah dari dekanter (D-01) yaitu maleat anhidrida akan diumpankan ke evaporator (E-01) untuk dipekatkan alirannya agar menghasilkan konsentrasi yang jenuh sebelum masuk ke *prilling tower* (PT-01) untuk diubah fase nya menjadi padatan. *Prilling tower* berfungsi dalam proses pembutiran dengan udara sebagai pengering yang dihembuskan melalui *blower* (BL-04) dan udara lalu keluar melalui *blower* (BL-05). Setelah menjadi butiran kemudian maleat anhidrida ini dibawa dengan *bucket elevator* (BE-01) untuk diangkut ke silo (S-01) sebagai tempat penyimpanan akhir produk.

### 3.2 Spesifikasi Alat

#### 1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku

##### a. Tangki Penyimpanan Benzene (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>)

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Benzene

No	Spesifikasi Alat	Tangki Penyimpanan-01 (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )
1	Fungsi	Untuk menyimpan kebutuhan benzene (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> ) selama 10 hari
2	Kode Alat	T-01
3	Fasa	Cair
4	Bentuk	Tangki silinder tegak ( <i>vertical cylinder</i> )
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Kapasitas (kg)	2.176.618,356
8	Kondisi Operasi	
	Tekanan (P), (atm)	1
	Suhu (T), (°C)	30
9	Volume (m <sup>3</sup> )	3.009,3392
10	Dimensi <i>Shell</i>	
	Diameter (D), (m)	24,384
	Tinggi (H), (m)	9,144
	<i>Course Plate</i> (buah)	5
	<i>Course I</i> (in)	0,1533
	<i>Course II</i> (in)	0,1476
	<i>Course III</i> (in)	0,1419
	<i>Course IV</i> (in)	0,1363
	<i>Course V</i> (in)	0,1306
	Tebal <i>Shell</i> (ts), (in)	0,1875
	Tebal <i>Head</i> (th), (in)	0,1875
	Tinggi Total (htotal), (m)	10,5280
11	Tipe	Bagian dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan bagian atas ( <i>torispherical head</i> )
12	Harga (\$)	250.400



b. Tangki Penyimpanan Oksigen (O<sub>2</sub>)

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Penyimpanan Oksigen

No	Spesifikasi Alat	Tangki Penyimpanan-02 (O <sub>2</sub> )
1	Fungsi	Untuk menampung kebutuhan bahan baku O <sub>2</sub>
2	Kode Alat	T-02
3	Fasa	Gas
4	Bentuk	Tangki silinder tegak ( <i>vertical cylinder</i> )
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Kapasitas (kg)	936.192
8	Kondisi Operasi	
	Tekanan (P), (atm)	3,5
	Suhu (T), (°C)	30
9	Dimensi <i>Shell</i>	
	Diameter (D), (m)	18,288
	Tinggi (H), (m)	7,3152
	<i>Course Plate</i> (buah)	4
	<i>Course I</i> (in)	0,1424
	<i>Course II</i> (in)	0,1380
	<i>Course III</i> (in)	0,1337
	Tebal <i>Shell</i> (ts), (in)	0,1875
	Tebal <i>Head</i> (th), (in)	0,1875
	Tinggi Total (htotal), (m)	8,6992
11	Tipe	Bagian dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan bagian atas ( <i>torispherical head</i> )
12	Harga (\$)	240.570

c. Accumulator

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Accumulator

No	Spesifikasi Alat	Accumulator-01
1	Fungsi	Untuk menampung fluida hasil keluaran <i>Condensor Parsial-01</i>
2	Kode Alat	AC-01
3	Fasa	Cair
4	Bentuk	Tangki silinder horizontal
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-283 Grade C</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (P), (atm)	3,3269
	Suhu (T), (°C)	111,2768
8	Spesifikasi Tangki	
	Volume Tangki (ft <sup>3</sup> )	24,2764
	Diameter Tangki (D), (m)	0,7153
	Panjang Tangki (L), (m)	3,1026
	Tebal <i>Shell</i> (ts), (in)	0,1875
	Tebal <i>Head</i> (th), (in)	0,1875
	Tinggi <i>Head</i> (hH), (in)	5,6482
	Panjang Tangki Total (in)	133,4463
9	Harga (\$)	250.670

## 2. Tempat Penyimpanan Produk

### a. Silo

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk

No	Spesifikasi Alat	Silo-01
1	Fungsi	Untuk menyimpan kebutuhan produk $C_4H_2O_3$ selama 3 hari
2	Kode Alat	S-01
3	Fasa	Padat
4	Bentuk	Silinder tegak ( <i>vertical cylinder</i> ) dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (P), (atm)	1
	Suhu (T), ( $^{\circ}C$ )	30
8	Spesifikasi Alat	
	Diameter (m)	4,4873
	Tebal Shell (ts), (in)	0,3125
	Tebal Head (th), (in)	0,375
	Tinggi (m)	10,6361
9	Harga (\$)	280.700

### 3. Reaktor

#### a. Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Reaktor

No	Spesifikasi Alat	Reaktor-01
1	Fungsi	Untuk mereaksikan gas <i>benzene</i> dan oksigen dengan katalis $V_2O_5$
2	Kode Alat	R-01
3	Fasa	Gas
4	Tipe	<i>Fixed Bed Multitube</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (P), (atm)	3,5
	Suhu (T), ( $^{\circ}C$ )	400
8	Pendingin	<i>Cooling Tower (H<sub>2</sub>O)</i>
	Suhu Masuk (T1), ( $^{\circ}C$ )	30
	Suhu Keluar (T2), ( $^{\circ}C$ )	80
	Massa Pendingin (kg/jam)	1.673,2569
9	Katalis	<i>Vanadium Phosphorus Oxide (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>)</i>
10	Spesifikasi Tube	
	Jumlah Tube (Nt), (buah)	199
	Panjang Tube (Z), (in)	472,4412
	IDt (in)	3,068
	ODt (in)	3,5
	Susunan	1 in pada 1 ¼ -in <i>triangular pitch</i>
	Material	<i>Stainless Steel</i>
11	Spesifikasi Shell	
	IDs (m)	1,6465
	Tebal <i>Shell</i> (ts), (in)	0,3125
	Tebal <i>Head</i> (th), (in)	0,3125
	Tinggi <i>Head</i> (OA), (m)	0,3354

Tabel 3.5 Lanjutan

No	Spesifikasi Alat	Reaktor-01	
	Tinggi Total Reaktor (m)	12,3354	
	Waktu Tinggal (t), (s)	15,7804	
	Volume <i>Head</i> (m <sup>3</sup> )	0,0002	
	Volume Reaktor (m <sup>3</sup> )	25,5376	
	Material	<i>Stainless Steel</i>	
	Bentuk <i>Head</i>	<i>Elipstical Head</i>	
12	Spesifikasi Pipa		
	Pipa Umpan Masuk		Pipa Umpan Keluar
	ID (in)	13,25	ID (in) 13,25
	OD (in)	14	OD (in) 14
	Pipa Pendingin Masuk		Pipa Pendingin Keluar
	ID (in)	2,067	ID (in) 2,067
	OD (in)	2,38	OD (in) 2,38
13	Isolasi		
	Bahan	Asbestos	
	Tebal (m)	0,2798	
14	Harga (\$)	575.300	

#### 4. Alat Pemisah

##### a. Dekanter

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Dekanter

No	Spesifikasi Alat	Dekanter-01
1	Fungsi	Untuk memurnikan $C_4H_2O_3$ 99,5 % dari campurannya
2	Kode Alat	D-01
3	Fasa	Cair
4	Bentuk	Tangki silinder tegak ( <i>vertical cylinder</i> )
5	Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Kondisi Operasi	
	Tekanan (P), (atm)	1
	Suhu (T), ( $^{\circ}C$ )	30
8	Waktu Tinggal (menit)	10
9	Dimensi Dekanter	
	Diameter (D), (m)	0,3627
	Tinggi (H), (m)	1,0882
	Tebal <i>Shell</i> (in)	0,1875
	Tebal <i>Head</i> (in)	0,1875
	Tinggi <i>Head</i> (in)	4,9568
10	Harga (\$)	528.400

b. Filter Udara

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Filter Udara

No	Spesifikasi Alat	Filter Udara-01
1	Fungsi	Untuk menyaring udara dari debu dan komponen yang lain
2	Kode Alat	FU-01
3	Fasa	Gas
4	Bentuk	<i>Bag Filter</i>
5	Jumlah (buah)	1
6	Spesifikasi <i>Bag</i>	
	Diameter <i>Bag</i> (Db), (m)	0,2032
	Panjang <i>Bag</i> (Lb), (m)	2,4384
	Jumlah <i>Bag</i> (Nb), (buah)	61
	Luas <i>Bag Filter</i> (At), (ft <sup>2</sup> )	1021,5467
	Kecepatan Volumetrik Udara (Vf), (ft/menit)	9,9842
7	Harga (\$)	185.300

c. Membran

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Membran

No	Spesifikasi Alat	Membran-01
1	Fungsi	Untuk memisahkan komponen udara antara O <sub>2</sub> dengan N <sub>2</sub>
2	Kode Alat	M-01
3	Fasa	Gas
4	Jenis Membran	<i>Silicone Rubber</i>
5	Bentuk	<i>Hollow Fiber</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Ketebalan (nm)	100
8	Diameter (nm)	0,40
9	Harga (\$)	175.680

## 5. Alat Penukar Panas

### a. Heat Exchanger

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

No	Spesifikasi Alat	<i>Heat Exchanger-01</i>
1	Fungsi	Untuk memanaskan gas benzene dan oksigen sebelum diumpankan ke Reaktor-01 dengan suhu 400 °C
2	Kode Alat	HE-01
3	Fasa	Gas
4	Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Spesifikasi <i>Tube</i>	
	Panjang (L), (ft)	16
	BWG	12
	OD (in)	0,75
	ID (in)	0,532
	Pitch (Pt)	1
	Jumlah Tube (Nt), (buah)	92
	Susunan	0,75 in pada 1-in <i>triangular pitch</i>
8	Spesifikasi <i>Shell</i>	
	ID (in)	12
	<i>Baffle Space</i> (in)	9
9	Luas Transfer Panas (A), (ft <sup>2</sup> )	288,9536
10	Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	365,7751
11	Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	100,8684



Tabel 3.9 Lanjutan

No	Spesifikasi Alat	<i>Heat Exchanger-01</i>
13	Dirt Factor (Rd) Minimum, (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	0,005
14	Harga (\$)	524.500

## b. Cooler

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Cooler

No	Spesifikasi Alat		<i>Cooler-01</i>		<i>Cooler-02</i>			
1	Fungsi		Untuk mendinginkan hasil keluaran atas <i>Condensor Parsial-01</i> sebelum menuju UPL		Untuk mendinginkan hasil keluaran bawah Accumulator-01 sebelum menuju Dekanter-01			
2	Kode Alat		CL-01		CL-02			
3	Fasa		Gas		Cair			
4	Jenis		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>			
5	Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>		<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
6	Jumlah (buah)		1		1			
7	Fluida Pendingin		Air (H <sub>2</sub> O)		Air (H <sub>2</sub> O)			
8	Jumlah <i>Hairpin</i> (buah)		23		26			
9	Kondisi Operasi							
	Suhu Masuk (T1), (°C)		111,2768		111,2768			
	Suhu Keluar (T2), (°C)		30		30			
10	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
	IPS (in)	2	IPS (in)	1 ¼	IPS (in)	2	IPS (in)	1 ¼
	OD (in)	2,38	OD (in)	1,66	OD (in)	2,38	OD (in)	1,66
	ID (in)	2,067	ID (in)	1,38	ID (in)	2,067	ID (in)	1,38
	Sch	40			Sch	40		

Tabel 3.10 Lanjutan

No	Spesifikasi Alat		Cooler-01		Cooler-02			
	<i>Surface Area</i>	0,622	<i>Surface Area</i>	0,435	<i>Surface Area</i>	0,622	<i>Surface Area</i>	0,435
11	Panjang (L), (ft)		12		12			
12	Luas Transfer Panas (A), (ft <sup>2</sup> )		171,672		194,064			
13	Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)		90,2388		292,6654			
14	Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)		145,8175		86,6221			
15	<i>Dirt Factor</i> (Rd), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)		0,0042		0,0081			
16	<i>Dirt Factor</i> (Rd) Minimum, (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)		0,003		0,003			
17	Harga (\$)		218.500		218.700			

c. Vaporizer

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Vaporizer

No	Spesifikasi Alat	Vaporizer-01
1	Fungsi	Untuk menguapkan cairan <i>benzene</i> hasil keluaran Tangki-01
2	Kode Alat	VAP-01
3	Fasa	Gas
4	Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Spesifikasi Tube	
	Panjang (L), (ft)	12
	BWG	15
	OD (in)	1
	ID (in)	0,856
	Pitch (Pt)	1,25
	Jumlah Tube (Nt), (buah)	397
	Susunan	1 in pada 1 ¼-in <i>triangular pitch</i>
8	Spesifikasi Shell	
	ID (in)	29
	<i>Baffle Space</i> (in)	21,75
9	Luas Transfer Panas (A), (ft <sup>2</sup> )	1.247,2152
10	Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	145,3935
11	Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	48,0643
12	Dirt Factor (Rd), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	0,0139
13	Dirt Factor (Rd) Minimum, (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	0,005
14	Harga (\$)	560.400

d. *Condensor Parsial*

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat *Condensor Parsial*

No	Spesifikasi Alat	<i>Condensor Parsial-01</i>
1	Fungsi	Untuk mengubah fase sebagian hasil keluaran Reaktor-01 dari gas menjadi cair sekaligus menurunkan suhu
2	Kode Alat	CDP-01
3	Fasa	Gas
4	Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Spesifikasi <i>Tube</i>	
	Panjang (L), (ft)	16
	BWG	12
	OD (in)	0,75
	ID (in)	0,532
	Pitch (Pt)	1
	Jumlah Tube (Nt), (buah)	97
	Susunan	0,75 in pada 1-in <i>triangular pitch</i>
8	Spesifikasi <i>Shell</i>	
	ID (in)	13,25
	<i>Baffle Space</i> (in)	9,9375
9	Luas Transfer Panas (A), (ft <sup>2</sup> )	304,6576
10	Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	50,7505
11	Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	71,2029
12	Dirt Factor (Rd), (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	0,005

Tabel 3.12 Lanjutan

No	Spesifikasi Alat	<i>Condensor Parsial-01</i>
13	Dirt Factor (Rd) Minimum, (Btu/Jam.ft <sup>2</sup> .F)	0,001
14	Harga (\$)	249.500

## e. Evaporator

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Evaporator

No	Spesifikasi Alat	Evaporator-01
1	Fungsi	Untuk memekatkan produk yang keluar dari Dekanter-01
2	Kode Alat	E-01
3	Tipe Alat	Standard Vertical Tube Evaporator
4	Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 304 Grade C</i>
6	Jumlah (buah)	1
7	Dimensi Evaporator	
	Tebal <i>Shell</i> (ts), (in)	0,1875
	Diameter (ID), (m)	1,0823
	Tebal <i>Head</i> (th), (in)	0,1875
	Tinggi <i>Head</i> (OA), (m)	0,2614
	Tinggi Total (m)	2,0759
	Tube Side	Heavy Organics
	Shell Side	Steam
	Panjang Tube (L), (ft)	12
	Jumlah Tube (Nt), (buah)	26
8	Harga (\$)	248.600

## 6. Alat Menaikkan dan Menurunkan Tekanan

### a. Kompresor

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Kompresor

No	Spesifikasi Alat	Kompresor-01	Kompresor-02
1	Fungsi	Untuk menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 3,5 atm	Untuk menaikkan tekanan <i>benzene</i> dari 1 atm menjadi 3,5 atm
2	Kode Alat	K-01	K-02
3	Fasa	Gas	Gas
4	Jenis	<i>Centrifugal Compressor Single Stage</i>	<i>Centrifugal Compressor Single Stage</i>
5	Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
6	Jumlah (buah)	1	1
7	Daya (Hp)	35,99	2,5347
8	Harga (\$)	145.500	148.600

b. *Expansion Valve*

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat *Expansion Valve*

No	Spesifikasi Alat	<i>Expansion Valve-01</i>	<i>Expansion Valve-02</i>
1	Fungsi	Untuk menurunkan tekanan hasil keluaran atas <i>Condensor Parsial-01</i> sebelum menuju UPL dari 3,49 atm menjadi 1 atm	Untuk menurunkan tekanan hasil keluaran Accumulator-01 sebelum menuju Dekanter-01 dari 3,49 atm menjadi 1 atm
2	Kode Alat	EV-01	EV-02
3	Jenis	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
4	Bahan Konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
5	Jumlah (buah)	1	1
6	Debit (gal/min)	170,2162	50,7261
7	Pemilihan Pipa Standar		
	NPS (in)	4	2,5
	Sch	40	40
	ID (in)	4,026	2,469
	OD (in)	4,5	2,88
	a't (in <sup>2</sup> )	10,8	5,8
8	Harga (\$)	142.300	141.600

## 7. Alat Mengalirkan Udara

### a. Blower

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat *Blower*

No	Spesifikasi Alat	<i>Blower-01</i>	<i>Blower-02</i>	<i>Blower-03</i>	<i>Blower-04</i>	<i>Blower-05</i>
1	Fungsi	Untuk mengalirkan udara dari lingkungan sekitar menuju Filter Udara-01	Untuk mengalirkan gas-gas keluaran Reaktor-01 menuju <i>Condensor Parsial-01</i>	Untuk mengalirkan gas-gas keluaran atas <i>Condensor Parsial-01</i> menuju UPL	Untuk mengalirkan udara menuju <i>Prilling Tower-01</i> sebagai pengering produk akhir	Untuk menghembuskan udara keluar dari <i>Prilling Tower- 01</i>
2	Kode Alat	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05
3	Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>
4	Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
5	Jumlah (buah)	1	1	1	1	1



Tabel 3.16 Lanjutan

No	Spesifikasi Alat	<i>Blower-01</i>	<i>Blower-02</i>	<i>Blower-03</i>	<i>Blower-04</i>	<i>Blower-05</i>
6	Daya (Hp)	1	0,5	0,125	0,1667	0,1667
7	Harga (\$)	160.400	175.600	165.600	156.700	157.200

## 8. Alat Mengalirkan Fluida

### a. Pompa

Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Pompa

No	Spesifikasi Alat	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
1	Fungsi	Untuk mengalirkan benzene dari mobil tangki menuju Tangki Penyimpanan-01	Untuk mengalirkan benzene dari Tangki Penyimpanan-01 menuju <i>Vaporizer-01</i>	Untuk mengalirkan hasil keluaran Accumulator-01 menuju Dekanter-01	Untuk mengalirkan hasil keluaran Dekanter-01 menuju <i>Prilling Tower-01</i>	Untuk mengalirkan sisa H <sub>2</sub> O hasil keluaran Dekanter-01 menuju UPL
2	Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
3	Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>
4	Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
5	Jumlah (buah)	2	2	2	2	2
6	Kapasitas (gpm)	27,7468	27,7468	7,9331	5,3461	1,9689
7	Kecepatan Aliran (ft/s)	1,8603	1,8603	1,7025	1,1473	1,1852
8	Ukuran Pipa					
	IPS (in)	2,5	2,5	1,25	1,25	0,75

Tabel 3.17 Lanjutan

No	Spesifikasi Alat	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05
	OD (in)	2,88	2,88	1,66	1,66	1,05
	ID (in)	2,469	2,469	1,38	1,38	0,824
	<i>Flow Area</i> (in <sup>2</sup> )	4,79	4,79	1,5	1,5	0,534
9	Power Pompa (BHP), (Hp)	0,9925	0,9925	0,44454	0,3034	0,1173
10	Power Motor (DHP), (Hp)	1,5	1,5	0,75	0,5	0,1667
11	Harga (\$)	118.700	118.600	121.500	120.500	119600

## 9. Alat Pengangkutan Padatan

### a. *Bucket Elevator*

Tabel 3.18 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator*

No	Spesifikasi Alat	<i>Bucket Elevator-01</i>
1	Fungsi	Untuk mengangkut padatan $C_4H_2O_3$ hasil keluaran <i>Prilling Tower-01</i> untuk disimpan di Silo-01
2	Kode Alat	BE-01
3	Jenis	<i>Centrifugal Discharge Elevator</i>
4	Bahan Konstruksi	<i>Malleable Iron</i>
5	Jumlah (buah)	1
6	Spesifikasi Alat	
	Tinggi <i>Elevator</i> (t), (m)	7,62
	Jarak Antar <i>Bucket</i> (m)	0,3048
	Kecepatan <i>Bucket</i> (ft/menit)	225
	Kecepatan Putaran Lebar <i>Belt</i> (rpm)	43
	Lebar <i>Belt</i> (m)	0,1778
7	Daya (Hp)	0,75
8	Harga (\$)	195.900

## 10. Alat Pembutiran

### a. Prilling Tower

Tabel 3.19 Spesifikasi Alat *Prilling Tower*

No	Spesifikasi Alat	<i>Prilling Tower-01</i>
1	Fungsi	Untuk mengkristalkan produk $C_4H_2O_3$ dengan udara sebagai pengeringnya
2	Kode Alat	PT-01
3	Bentuk	Silinder tegak ( <i>vertical cylinder</i> )
4	Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
5	Jumlah (buah)	1
6	Diameter Tangki (D), (m)	4,2013
7	Tinggi Tangki (t), (m)	16,8051
8	Tebal (ts), (in)	1,375
9	Diameter <i>Prills</i> (m)	0,005
10	Luas Permukaan Butir (As), (m <sup>2</sup> )	0,0000785
11	Harga (\$)	165.700

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Salah satu aspek penting yang perlu diperhatikan dalam pendirian sebuah pabrik adalah menentukan lokasi pabrik. Hal ini disebabkan pada aspek ini akan mempengaruhi faktor keberhasilan dan kelancaran proses produksi. Faktor-faktor lain yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik dapat dikelompokkan menjadi 2, yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi suatu pabrik yaitu :

##### 1. Faktor Primer

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung akan mempengaruhi tujuan utama dari pabrik yang meliputi kegiatan produksi dan distribusi dari produk. Faktor-faktor yang termasuk dalam faktor primer diantaranya :

##### a. Bahan Baku

Sebuah pabrik akan lebih menguntungkan jika lokasi dekat dengan bahan baku karena bisa menghemat waktu dan biaya. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan maleat anhidrida ini yaitu *benzene* ( $C_6H_6$ ) dan udara. *Benzene* direncanakan diambil dari Pertamina RU IV dikawasan Kabupaten Cilacap sedangkan udara diambil dari lingkungan sekitar berdirinya pabrik ini.

##### b. Transportasi

Sarana transportasi di wilayah Kabupaten Cilacap ini secara ekonomis sangat diuntungkan, karena letak geografisnya berada didekat perbatasan Provinsi Jawa Tengah dan Jawa Barat serta terhubung langsung di jalur selatan Pantai Pulau Jawa sehingga mempermudah akses pengiriman bahan baku maupun produk ke daerah pemasaran tanpa mengalami hambatan.

##### c. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan suatu proses. Dengan adanya pemasaran yang tepat, maka pabrik akan mendapatkan keuntungan dan dapat menjamin keberlangsungan pabrik. Produk yang dihasilkan diharapkan dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan maleat anhidrida dalam negeri dan juga untuk kebutuhan ekspor Indonesia.

d. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Tenaga kerja dan tenaga ahli dapat dipenuhi dengan mudah di daerah sekitar pabrik maupun dari luar pabrik karena tingginya angka pengangguran sehingga banyak penduduk Indonesia dari berbagai daerah di penjuru negeri yang mencari nafkah di daerah kawasan industri Kabupaten Cilacap. Selain berasal dari Indonesia, tenaga ahli juga didapatkan dengan bekerjasama dengan tenaga ahli asing. Sedangkan dalam memenuhi jumlah tenaga kerja akan dipertimbangkan dengan kebutuhan dan keterampilannya yang disesuaikan dengan kriteria perusahaan.

e. Utilitas

Sarana penunjang pabrik atau utilitas yang dibutuhkan seperti air, bahan bakar, dan listrik dapat diperoleh dengan mudah di daerah Kabupaten Cilacap, karena pabrik yang direncanakan akan berdiri dekat kawasan industri di daerah tersebut. Kebutuhan air akan dapat tercukupi karena letak pabrik yang didirikan dekat dengan laut selatan dan muara sungai sehingga dapat mendukung kelangsungan proses kegiatan industri. Sedangkan untuk kebutuhan listrik direncanakan akan diperoleh dari PLN terdekat.

2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi sarana yang meningkatkan kinerja dari manajemen pabrik, yaitu meliputi pada proses produksi dan kesejahteraan tenaga kerja. Faktor-faktor yang termasuk dalam faktor sekunder diantaranya :

a. Perluasan Area Unit

Pemilihan lokasi pabrik yang terletak di area perkebunan / persawahan yang memungkinkan adanya perluasan pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk setempat.

b. Keadaan Masyarakat

Keadaan masyarakat merupakan salah satu aspek yang penting karena keadaan masyarakat di lingkungan pabrik akan sangat berpengaruh terhadap pendirian sebuah pabrik. Untuk menunjang serta mendapatkan dukungan dari masyarakat maka pendirian pabrik ini setidaknya memiliki dampak yang positif atau

memberikan manfaat bagi masyarakat, serta menyediakan fasilitas-fasilitas di sekitar pabrik yang memungkinkan masyarakat/karyawan hidup dengan baik dan layak.

c. Perumahan

Untuk memfasilitasi karyawan pabrik yang bekerja tentunya membutuhkan fasilitas perumahan untuk tempat tinggal mereka. Fasilitas ini dapat disediakan oleh perusahaan dengan membangun asrama khusus untuk para karyawan pabrik atau apabila pihak perusahaan belum mampu memenuhi kebutuhan ini, perusahaan dapat bekerjasama dengan masyarakat sekitaran pabrik dengan menyediakan (menyewakan) perumahan disekitar berdirinya lokasi pabrik.

d. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia. Selain itu, fasilitas-fasilitas sosial seperti pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan lainnya harus disediakan agar dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup karyawan.

e. Iklim

Iklim bisa mempengaruhi produktivitas pekerja, iklim yang baik tentunya dapat meningkatkan produktivitas kerja, begitu juga sebaliknya. Iklim yang dimaksud disini yaitu seperti kelembapan udara, angin, panas sinar matahari, dan lain-lain. Variasi iklim di daerah Kabupaten Cilacap dapat dikatakan sesuai untuk daerah industri.

f. Struktur Tanah

Dengan adanya pendirian pabrik di Kabupaten Cilacap ini menunjukkan bahwa jenis dan struktur tanah yang ada memang bisa digunakan untuk mendirikan suatu pabrik atau sesuai dengan daerah industri. Serta keadaan tanah di Kabupaten Cilacap ini juga termasuk dalam struktur tanah yang stabil.

Selain faktor primer dan faktor sekunder, terdapat juga faktor khusus yang perlu diperhatikan seperti :

a. Limbah Pabrik



Perlu diperhatikan juga buangan dari pabrik terutama dampak terhadap kesehatan masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Hal ini bisa dilakukan dengan membuat tempat pembuangan limbah dalam suatu bak serta aliran tertentu, khusus tempat untuk proses pembuangan limbah pabrik yang tentunya tanpa mencemari lingkungan sekitaran pabrik.

b. Pengontrolan Terhadap Bahaya Banjir dan Kebakaran

Dapat dilakukan dengan membangun pabrik yang jauh dari perumahan penduduk, serta tidak mendirikan pabrik di lokasi yang rawan bencana seperti banjir. Hal ini dimaksudkan agar jika terjadi hal-hal yang tidak diinginkan pada pabrik tidak menjalar ke permukiman penduduk sekitar yang tentunya akan merugikan banyak pihak.

#### **4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)**

Tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang berfungsi untuk mengatur susunan letak bangunan untuk daerah proses, area perlengkapan, kantor, gedung, utilitas dan lainnya guna menjamin kelancaran proses produksi dengan baik dan efisien, serta menjaga keamanan dari pabrik tersebut.

Jalannya aliran proses dan aktifitas dari para pekerja yang ada, menjadi dasar pertimbangan dalam pengaturan bangunan-bangunan dalam suatu pabrik sehingga proses dapat berjalan dengan efektif, aman dan kontinyu.

Terdapat beberapa faktor yang diperlukan dalam menentukan tata letak pabrik (*plant layout*) diantaranya :

1. Kemudahan dalam proses dan operasi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam memelihara peralatan serta kemudahan mengontrol hasil produksi
2. Keselamatan kerja
3. Adanya kemungkinan perluasan pabrik
4. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
5. Kebebasan bergerak yang cukup leluasa di antara peralatan proses dan peralatan lainnya yang menyimpan bahan-bahan berbahaya
6. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis

7. Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan

Berdasarkan faktor diatas, maka pengaturan tata letak pabrik maleat anhidrida untuk penempatan bangunan dalam kawasan pabrik tersebut diantaranya :

1. Area Proses

Area yang merupakan tempat proses produksi maleat anhidrida berlangsung, daerah ini diletakkan pada lokasi yang memudahkan *supply* bahan baku dari tempat penyimpanan produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

2. Area Penyimpanan (*Storage*)

Bahan baku serta produk yang dihasilkan disimpan dalam area ini, penyimpanan tersebut diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas / Sarana Penunjang

Area yang merupakan lokasi dari alat-alat penunjang produksi seperti air, tenaga listrik, pemanas, dan sarana pengolahan limbah.

4. Area Administrasi dan Perkantoran

Area yang merupakan tempat pusat kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak luar maupun dalam pabrik.

5. Area Laboratorium

Area yang merupakan tempat penelitian dan pengembangan, serta tempat untuk *quality control* produk maupun bahan baku.

6. Fasilitas Umum

Area yang berisikan fasilitas-fasilitas bersama yang pada umumnya terdiri dari kantin, tempat parkir, klinik pengobatan serta tempat ibadah seperti masjid. Penempatan fasilitas ini bertujuan untuk memberi rasa nyaman kepada karyawan agar memanfaatkan fasilitas tersebut.

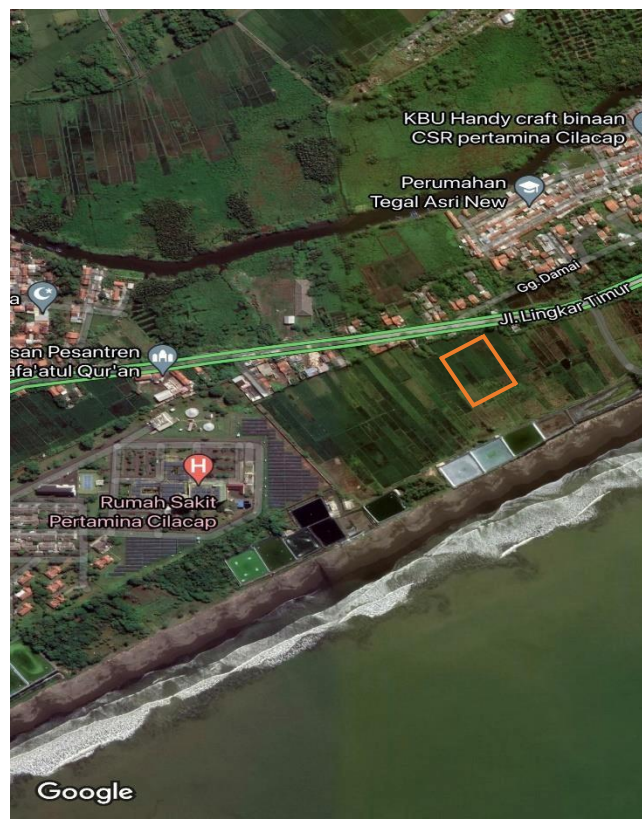
## 7. Area Perluasan

Area ini memiliki tujuan yaitu untuk kebutuhan pabrik dimasa yang akan datang, seperti halnya peningkatan kapasitas produksi akibat peningkatan produk.

## 8. Area Pemeliharaan dan Perawatan Pabrik

Area yang digunakan untuk melakukan kegiatan perawatan serta perbaikan peralatan sesuai kebutuhan pabrik. Area ini juga bisa disebut sebagai area perbengkelan (*maintenance*).

Pabrik maleat anhidrida ini akan didirikan di Kabupaten Cilacap di daerah dekat dengan Rumah Sakit Pertamina Cilacap, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah.



Gambar 4.1 Lokasi Berdirinya Pabrik

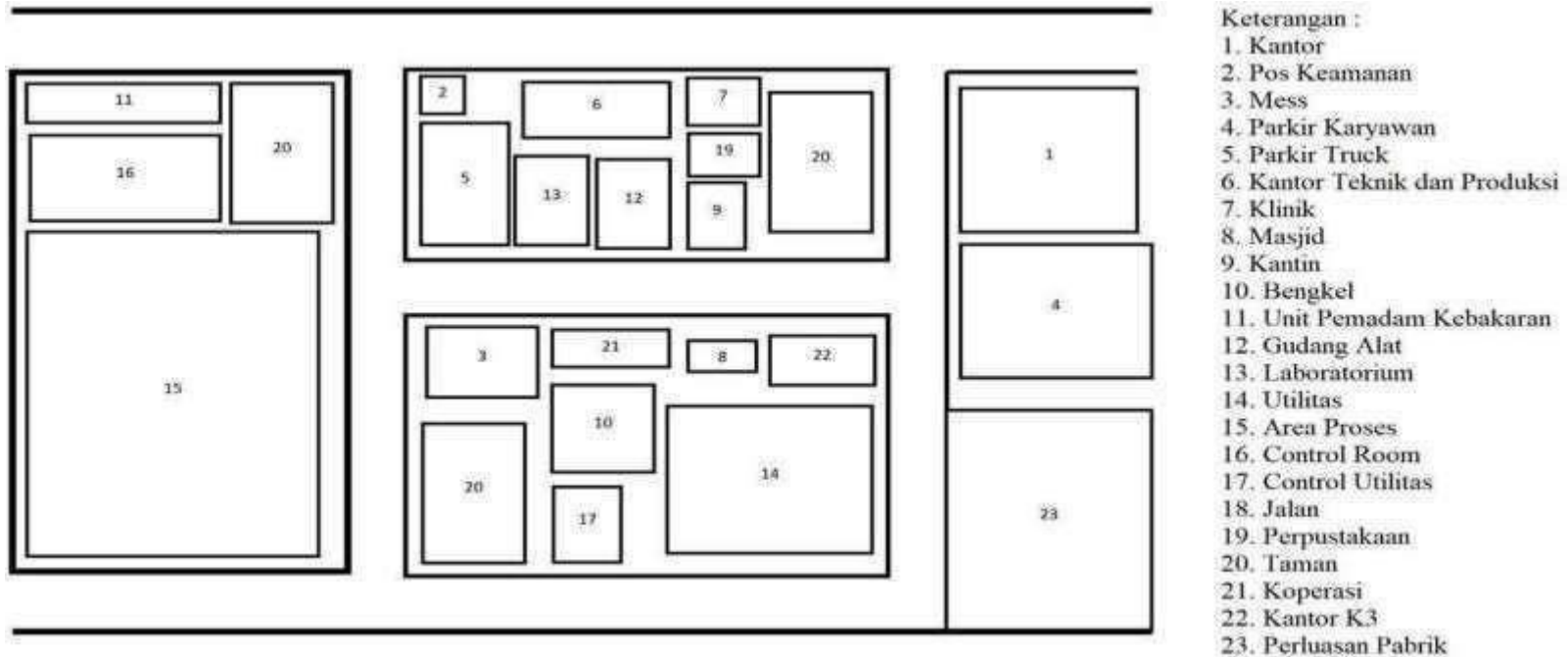
Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan dalam pabrik seperti letak ruangan yang cukup antara peralatan satu dengan yang lain. Hal ini bertujuan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan, serta dapat membuat peralatan bekerja sesuai dengan fungsinya. Hal lain yang perlu diperhatikan yaitu kesinambungan antar

alat. Pabrik maleat anhidrida dari *benzene* dan udara akan didirikan diatas tanah dengan panjang m<sup>2</sup> dan lebar m<sup>2</sup> dengan total tanah seluas m<sup>2</sup>.

Tabel 4.1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

Area	Panjang, m	Lebar, m	Luas Tanah,m <sup>2</sup>	Luas Bangunan, m <sup>2</sup>
Kantor Utama	14	49	686	686
Control Utilitas	10	17	170	170
Pos Keamanan	6	8	48	48
Mess Karyawan	23	10	230	230
Kantor Teknik	18	17	306	306
Area Parkir	30	26	780	780
Parkir Truk	15	25	375	375
Klinik	14	10	140	140
Masjid	12	10	120	120
Kantin	10	20	200	200
Bengkel	10	25	250	250
Unit Pemadam Kebakaran	30	10	300	300
Gudang Peralatan	15	20	300	300
Laboratorium	30	10	300	300
Utilitas	20	50	1000	1000
Area Proses	85	60	5100	5100
Control Room	30	15	450	450
Perpustakaan	14	10	140	140
Koperasi	14	10	140	140
Ruang K3	20	10	200	200
Taman	60	20	1200	-
Jalan	1000	15	15000	-
Perluasan Pabrik	20	100	2000	-
Total			29435	11235

Berikut ini merupakan gambar tata letak pabrik (*plant lay out*) maleat anhidrida dari *benzene* dan udara dengan kapasitas 19.000 ton/tahun.



Gambar 4.2 Lay Out Pabrik Skala 1 : 1000

### 4.3 Tata Letak Alat Proses

Penyusunan tata letak dari alat-alat proses yang maksimum memberikan suatu operasi yang efisien dan meminimalkan biaya konstruksi. Pentingnya pengaturan tata letak alat-alat proses yaitu karena erat kaitannya dengan perencanaan bangunan pabrik dan bertujuan agar :

- a. Alur proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diharapkan dan efisien
- b. Rasa aman, nyaman, leluasa dan keselamatan dapat dirasakan oleh para pekerja

Terdapat tiga macam penyusunan tata letak alat proses, diantaranya :

1. Tata Letak Produk atau Garis (*Product Lay Out / Line Lay Out*)

Pabrik yang memproduksi suatu produk dengan jumlah yang besar dan secara kontinyu, susunan mesin / alatnya biasanya menggunakan tata letak ini karena mesin / peralatan berdasarkan urutan proses produksi.

2. Tata Letak Proses atau Fungsional (*Process / Fungsional Lay Out*)

Pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk biasanya menggunakan susunan mesin / peralatan ini karena berdasarkan pada fungsi yang sama pada ruang tertentu.

3. Tata Letak Kelompok (*Group Lay Out*)

Tata letak ini merupakan kombinasi / gabungan dari tata letak produk atau garis dan tata letak proses atau fungsional, dan biasanya dipakai oleh pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Berdasarkan macam-macam tata letak alat proses yang ada, pabrik maleat anhidrida akan menggunakan tata letak proses atau fungsional (*process / fungsional lay out*). Dalam perancangan / pendirian sebuah pabrik, tentunya diinginkan konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses yang bergantung pada keadaan penyusunan alat proses tersebut. Agar keinginan tersebut dapat terpenuhi, kita harus memperhatikan dan mempertimbangkan faktor-faktor dalam penyusunan tata letak alat proses tersebut. Diantaranya adalah :

#### 1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, di mana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

#### 2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

#### 3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

#### 4. Lalu Lintas Manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### 5. Tata Letak Alat Proses

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

#### 6. Jarak Antar Alat Proses

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

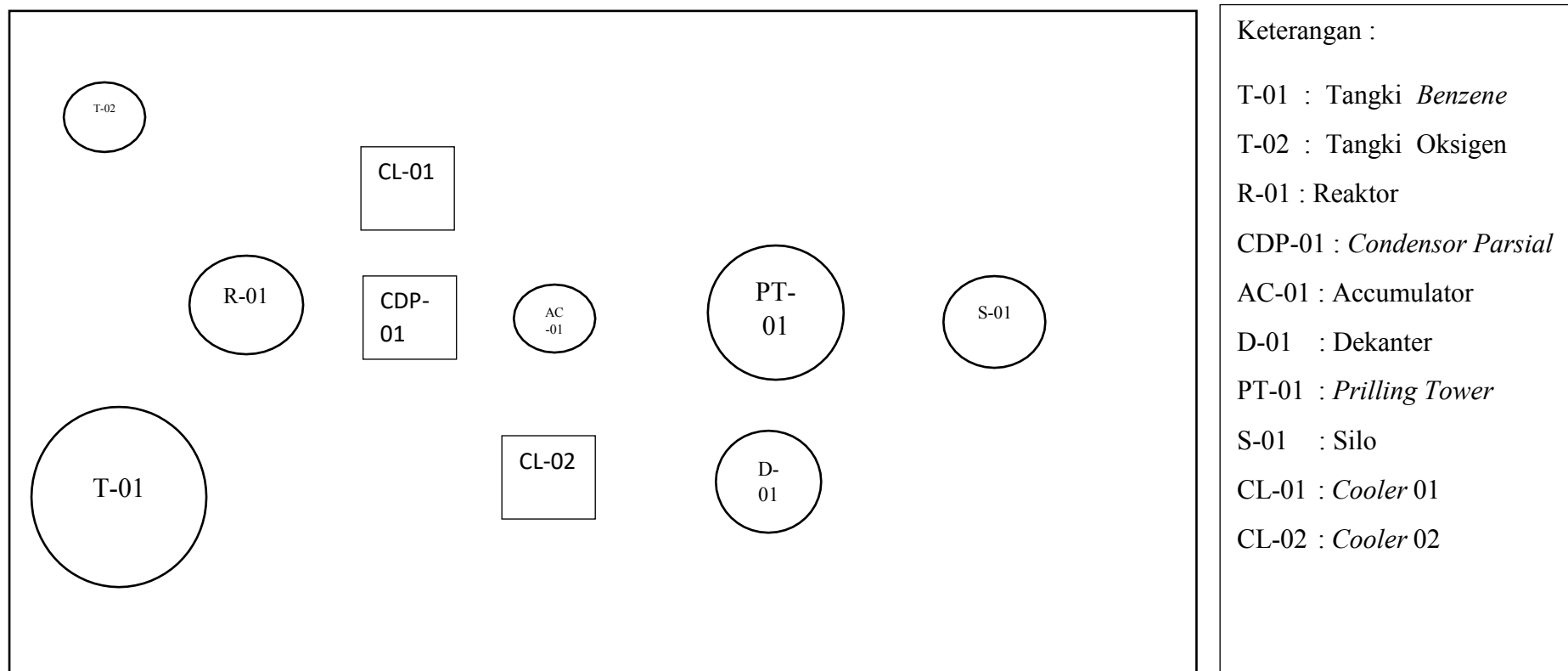
Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- c. Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal

Tata letak alat proses pabrik maleat anhidrida dapat dilihat pada Gambar 4.3 berikut :



Berikut ini merupakan gambar tata letak alat proses maleat anhidrida dari *benzene* dan udara dengan kapasitas 19.000 ton/tahun



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1 : 1000

#### 4.4 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan (*Maintenance*) berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi lebih tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

1. *Over haul* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang mengalami kerusakan, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

1. Umur alat

Semakin tua umur alat maka semakin banyak perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan alat.

2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga Manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih, dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik tentunya.

## 4.5 Alir Proses dan Material

### 4.5.1 Neraca Massa

#### 1. Reaktor

Tabel 4.2 Neraca Massa Pada Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	9.067,1037	7.152,9373
O <sub>2</sub>	3.900,8033	372,2109
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0	2.402,9128
CO <sub>2</sub>	0	2.156,9232
H <sub>2</sub> O	0	882,9227
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2,1395	2,1395
Total	12.970,0464	12.970,0464

#### 2. Condensor Parsial

Tabel 4.3 Neraca Massa Pada Condensor Parsial

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 12	Arus 10
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	7.152,9373	0	7.152,9373
O <sub>2</sub>	372,2109	0	372,2109
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.402,9128	2402,9128	0
CO <sub>2</sub>	2.156,9232	0	2.156,9232
H <sub>2</sub> O	882,9227	882,9227	0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2,1395	0	2,1395
Total	12.970,0464	12.970,0464	

### 3. Cooler

Tabel 4.4 Neraca Massa Pada Cooler

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 13	Arus 13
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.402,9128		2.402,9128	
H <sub>2</sub> O	882,9227		882,9227	
Total	12.970,0464		12.970,0464	

### 4. Dekanter

Tabel 4.5 Neraca Massa Pada Dekanter

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 15	Arus 15	Arus 14
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.402,9128		2.400,5099	2,4029
H <sub>2</sub> O	882,9227		0,8829	882,0398
Total	3.285,8355		3.285,8355	

### 5. Prilling Tower

Tabel 4.6 Neraca Massa Pada Prilling Tower

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.400,5099	0	0	2.400,5099
H <sub>2</sub> O	0,8829	0	0,8829	0
O <sub>2</sub>	0	2.213,0586	2.213,0586	0
N <sub>2</sub>	0	671,958	671,958	0
Total	5.286,4094		5.286,4094	

## 4.5.2 Neraca Panas

### 1. Heat Exchanger

Tabel 4.7 Neraca Panas Pada *Heat Exchanger*

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Q <sub>in</sub>	67.575,6870	0
Q <sub>out</sub>	0	7.202.199,5993
Q <sub>steam</sub>	7.134.623,9123	0
Total	7.202.199,5993	7.202.199,5993

### 2. Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Tabel 4.8 Neraca Panas Pada Reaktor

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Q <sub>in</sub>	7.202.199,5993	0
Q <sub>out</sub>	0	7.508.812,9788
Q <sub>reaksi</sub>	-42.930,2145	0
Q <sub>pendingin</sub>	0	-349.543,5940
Total	7.159.269,3848	7.159.269,3848

### 3. *Condensor Parsial*

Tabel 4.9 Neraca Panas Pada *Condensor Parsial*

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Q <sub>in</sub>	7.508.812,9788	0
Q <sub>out (liquid)</sub>	0	653.651,6232
Q <sub>out (gas)</sub>	0	1.322.655,9171
Q <sub>pendingin</sub>	0	5.532.505,4385
Total	7.508.812,9788	7.508.812,9788

4. Cooler

Tabel 4.10 Neraca Panas Pada Cooler

○ Cooler-01

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	968.635,4532	0
Qout	0	50.286,0476
Qpendingin	0	918.349,4056
Total	968.635,4532	968.635,4532

○ Cooler-02

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	653.651,6232	0
Qout	0	36.953,8021
Qpendingin	0	616.697,8211
Total	653.651,6232	653.651,6232

5. Dekanter

Tabel 4.11 Neraca Panas Pada Dekanter

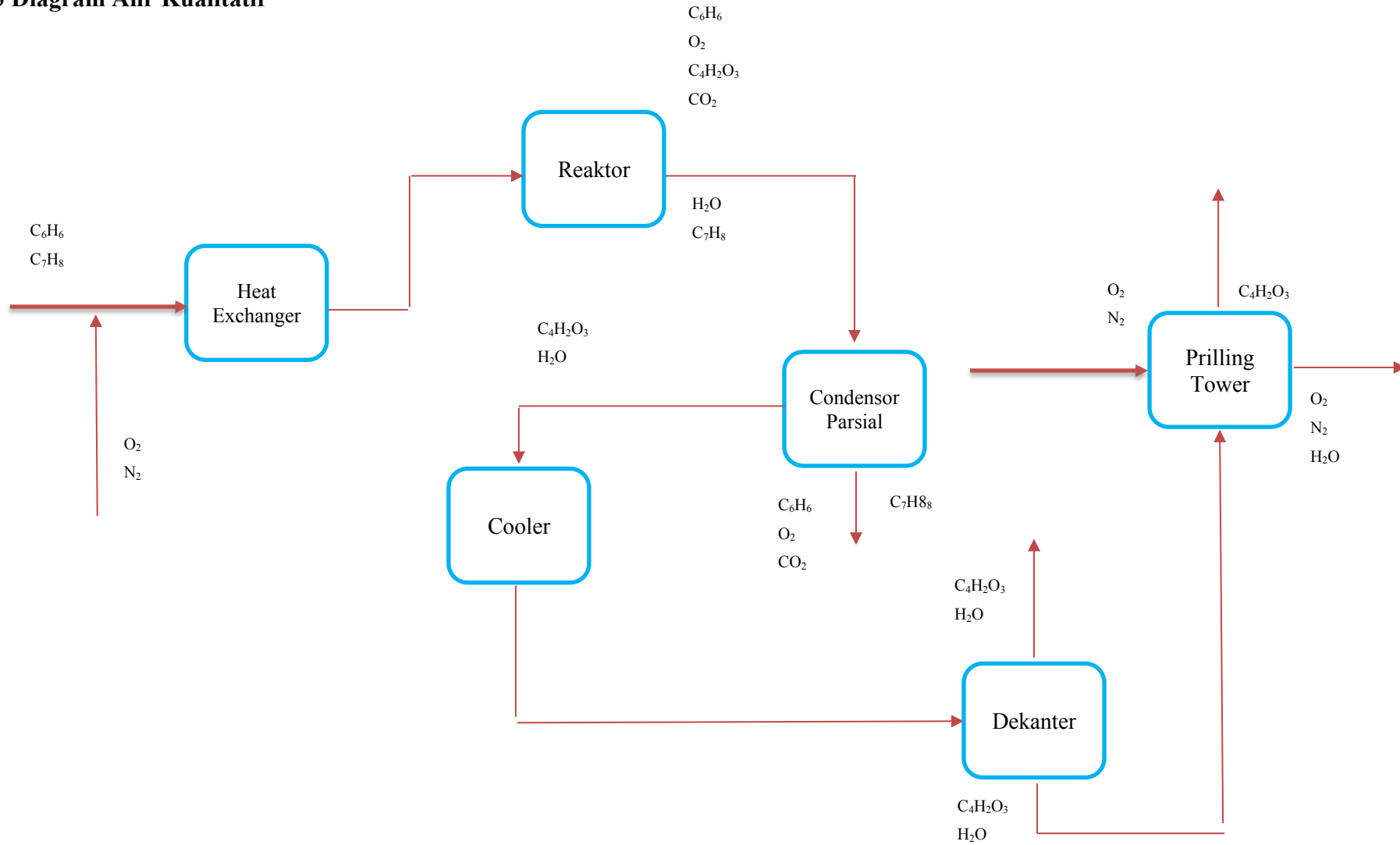
	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	36.953,8021	0
Qout	0	36.953,8021
$\Delta H$ 298 K	-21.562,5172	0
Q	0	-21.562,5172
Total	15.391,2850	15.391,2850

6. *Prilling Tower*

Tabel 4.12 Neraca Panas Pada *Prilling Tower*

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	18.452,7559	0
Qin	494.706,6376	0
Qout	0	494.725,1387
Qout	0	18.434,2548
Total	51.3159,3935	513.159,3935

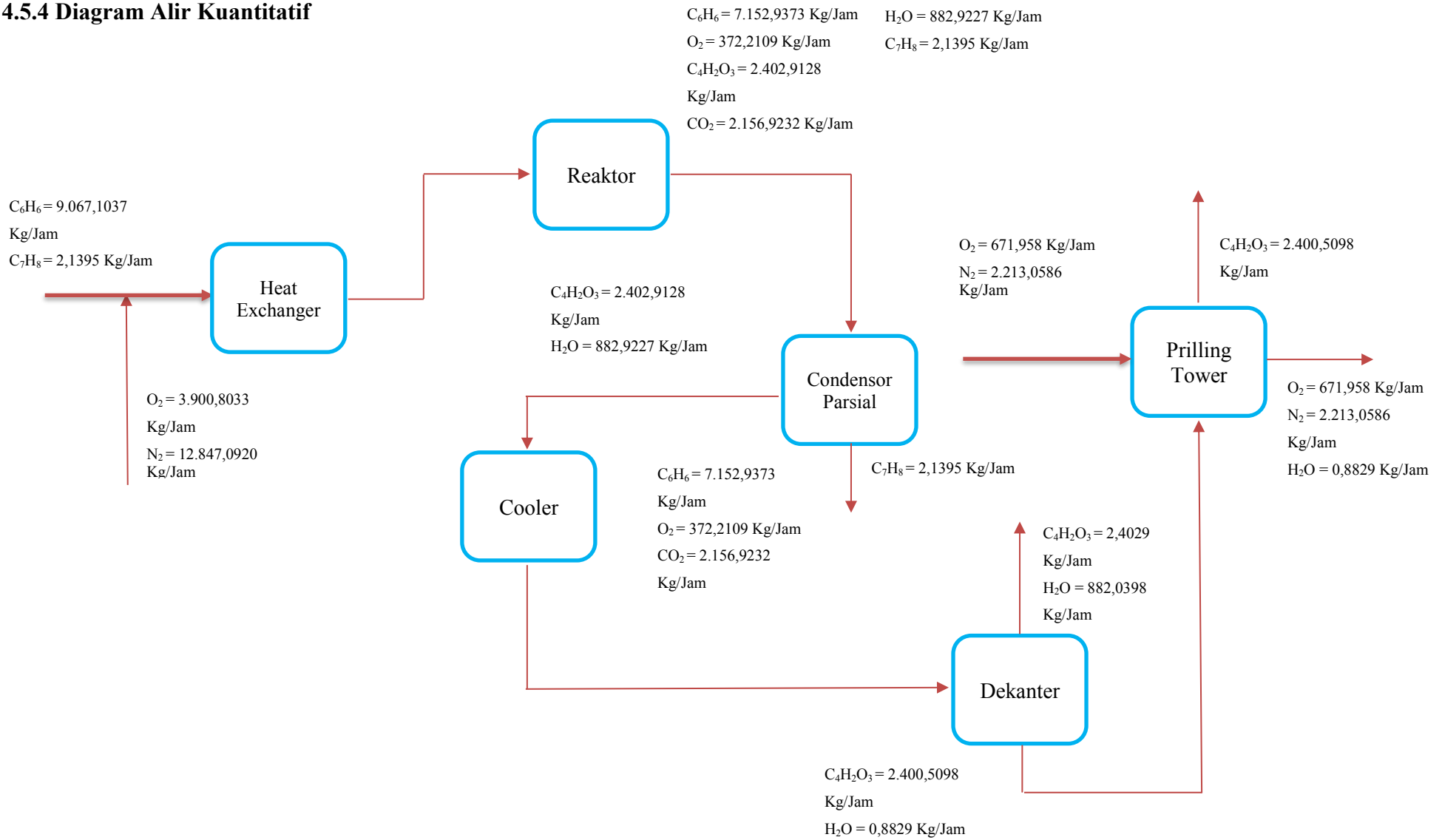
### 4.5.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif



#### 4.5.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

## **4.6 Penyediaan Teknik (Utilitas)**

Utilitas merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi pada suatu industri kimia. Karena sebuah pabrik dalam melakukan proses industri kimia tidak akan mampu berjalan dengan baik tanpa adanya utilitas. Agar kegiatan operasional pabrik berjalan dengan baik, maka dibutuhkan perancangan yang tepat. Ada beberapa unit dalam perencanaan utilitas agar kebutuhan utilitas tersebut dapat tercapai, yaitu diantaranya :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water System*)
2. Unit pembangkit *steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)
4. Unit penyediaan udara instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit penyediaan bahan bakar (*Fuel System*)

### **4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water System*)**

#### **4.6.1.1 Unit Pengolahan Air**

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Unit penyediaan dan pengolahan air merupakan unit yang berfungsi sebagai penyedia kebutuhan air untuk seluruh kegiatan dalam suatu pabrik. Selain sebagai penyedia kebutuhan air, unit ini juga mengolah air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air pemadam kebakaran hingga siap untuk digunakan. Dalam industri, untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan air laut, air sungai, air danau hingga air sumur.

Dalam perancangan pabrik maleat anhidrida ini, sumber air yang digunakan akan diambil dari air laut selatan Pulau Jawa di Kabupaten Cilacap. Berikut ini beberapa pertimbangan dalam menggunakan air laut sebagai sumber air untuk kebutuhan pabrik :

- a. Air laut dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
- b. Lokasi laut yang dekat dengan tempat berdirinya pabrik
- c. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya

- d. Air laut merupakan sumber yang kontinuitasnya tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari

Air yang diproduksi unit utilitas digunakan antara lain sebagai berikut :

1. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger*) dari alat yang membutuhkan pendinginan seperti pada reaktor-01 (R-01) dan *cooler*-01 (CL-01).

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam *cooling tower*. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam *cooling tower* ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air make up yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut ini :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin
- e. Tidak terdekomposisi

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

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi pada boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ , dan  $NH_3$ .  $O_2$  termasuk penyebab terjadinya korosi pada boiler karena terjadi *aerosi* atau kontak antara  $O_2$  dengan udara luar.

- b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*Scale Forming*)

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

c. Zat yang menyebabkan *Forming*

*Forming* pada boiler ini disebabkan karena air yang diambil kembali dari proses pemanasan, air-air tersebut bisa saja mengandung zat-zat organik yang tidak larut dalam jumlah besar dan efek pembusaan terjadi pada alkalitas tinggi.

Umpan atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas.

Adapun syarat air umpan boiler, yaitu :

- a. Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- b. Tidak menyebabkan korosi dalam pipa
- c. Tidak membuih (berbusa)

3. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang akan dipakai untuk keperluan sanitasi. Air ini digunakan diantaranya untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu diantaranya :

- a. Syarat fisika, meliputi :
  - Suhu : dibawah suhu udara
  - Warna : jernih
  - Rasa : tidak berasa
  - Bau : tidak berbau
- b. Syarat kimia, meliputi :
  - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
  - Tidak mengandung bakteri terutama panthogen yang dapat merubah fisik air
  - Tidak mengandung bahan beracun

Sebelum digunakan, air laut / air sungai harus perlu diproses terlebih dahulu agar dapat memenuhi syarat untuk dapat digunakan menjadi proses, air umpan boiler, air pendingin maupun air untuk kegiatan dalam pabrik.

Adapun tahap-tahap yang perlu dilakukan dalam pengolahan air laut diantaranya :

1. Penyaringan Awal / *Screen* (WF)

Sebelum air laut mengalami proses pengolahan, air dari laut harus terlebih dahulu mengalami pembersihan awal dimana air laut dilewatkan *screen* (penyaringan awal). *Screen* disini berfungsi untuk menahan komponen-komponen / kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Kemudian air tersebut dialirkan ke bak pengendap.

2. Bak Pengendap (B-01)

Air laut setelah melalui penyaringan awal / *screen* lalu dialirkan ke bak pengendap awal. Fungsinya yaitu untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang mudah mengendap karena ukurannya yang masih cukup besar tetapi bisa terlewat dari penyaringan awal (*screen*). Kemudian air dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

3. Bak Penggumpal (B-02)

Air setelah melalui bak pengendap awal lalu dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas atau alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

4. *Clarifier* (C-01)

Setelah air melewati bak penggumpal air, kemudian air dialirkan ke *clarifier*. *Clarifier* disini berfungsi untuk memisahkan / mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan kedalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar dari *clarifier* pada bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

5. Bak Penyaring / *Sand Filter* (B-03)

Setelah air keluar melewati *clarifier*, air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir. Bak penyaring pasir ini memiliki tujuan yaitu untuk

menyaring partikel-partikel halus yang masih terlewat atau yang masih ditemukan dalam air dan belum terendapkan. Penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar-benar bersih dari pengotor sehingga aman ketika digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Penyaringan pada tahap ini menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

#### 6. *Reverse Osmosis*

Air yang telah melewati proses penyaringan di *sand filter* akan dialirkan ke dalam alat *reverse osmosis* untuk di desalinasi. Proses desalinasi merupakan proses untuk menghilangkan kadar garam yang terdapat didalam air.

#### 7. Bak Penampung Sementara (B-04)

Air yang telah melewati proses *sand filter* kemudian dialirkan kedalam tangki penampung sementara. Proses setelahnya bergantung pada fungsi air tersebut karena setelah dari bak penampung sementara spesifikasi untuk air proses, air umpan boiler dan air pendingin berbeda dengan air yang digunakan untuk kegiatan selain proses produksi.

#### 8. Tangki Karbon Aktif (TU-01)

Air setelah melewati bak penampung sementara akan dialirkan menuju ke tangki karbon aktif. Dalam tangki karbon aktif ini, air ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung di dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor merupakan zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut :



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut :



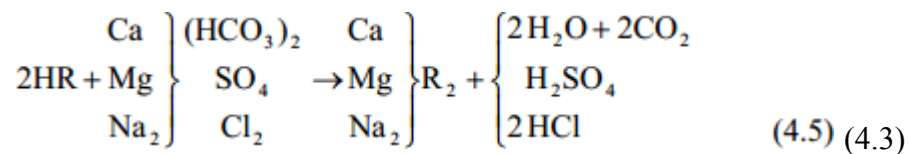
#### 9. Tangki Air Bersih (TU-02)

Setelah itu air dialirkan ke dalam tangki air bersih untuk digunakan sebagai keperluan sehari-hari dan perkantoran. Tangki air bersih ini berfungsi untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

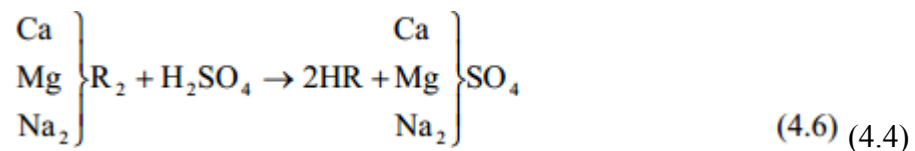
#### 10. Tangki Kation Exchanger (TU-03)

Air yang berasal dari bak penampung sementara memiliki fungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki kation exchanger. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion  $\text{H}^+$  sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $\text{H}^+$ .

Reaksi :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan kembali jenuh sehingga perlu regenerasi kembali dengan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ).



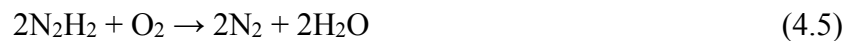
#### 11. Tangki Anion Exchanger (TU-04)

Air yang telah keluar dari tangki kation exchanger kemudian akan diumpankan ke tangki anion exchanger. Tangki ini memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan terikat dengan resin.

## 12. Unit *Deaerator* (DE)

Deaerasi merupakan proses pembebasan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O<sub>2</sub>) dan karbondioksida (CO<sub>2</sub>). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) akan dipompakan menuju deaerator.

Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit *deaerator* ini memiliki fungsi untuk menghilangkan gas O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam *deaerator* diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada tube boiler. Air yang keluar dari *deaerator* kemudian dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiled feed water*).

## 13. Bak Air Pendingin (B-05)

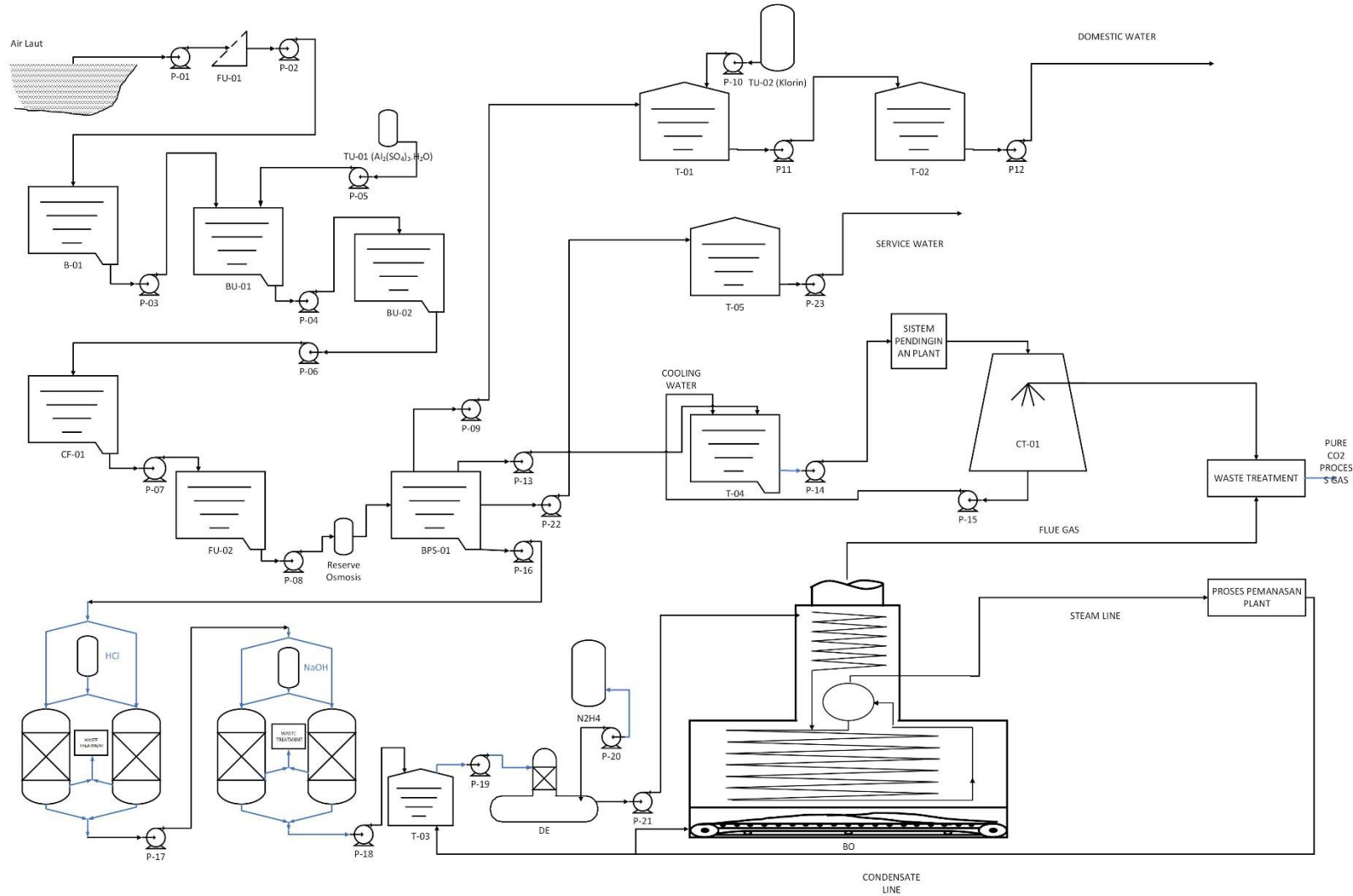
Pendingin yang dipakai dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower*, diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih. Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Klorin, berfungsi untuk membunuh mikroorganisme
- Fosfat, berfungsi untuk mencegah timbulnya kerak
- Zat dispersant, berfungsi untuk mencegah timbulnya penggumpalan

Proses pengolahan air laut pada bagian utilitas dapat diolah dengan alur proses pada diagram alir pengolahan air laut pada Gambar 4.6 di bawah ini :



PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM  
 PRA RANCANGAN UNIT UTILITAS PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE DAN UDARA DENGAN KAPASITAS  
 19.000 TON/TAHUN



Gambar 4.6 Diagram Alir Pengolahan Air Laut

#### 4.6.1.2 Perhitungan Kebutuhan Air

##### 1. Kebutuhan Air Pembangkit Steam (*Steam Water*)

Tabel 4.13 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Vaporizer-01</i>	VAP-01	5.968,7712
<i>Heat Exchanger-01</i>	HE-01	1.807,4631
Total		7.776,2343

Air pembangkit *steam* sebanyak 80% digunakan kembali, maka *make up* yang diperlukan sebanyak 20%, sehingga kebutuhan *make up steam* sebesar :

$$= 20\% \times 7.776,2343 \text{ kg/jam}$$

$$= 9.331,4812 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung *blowdown*

$$\text{Blowdown} = 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 1.399,7222 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung air yang menguap

$$\text{Air yang menguap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 69,9861 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung kebutuhan air *make up steam*

$$\text{Make up air steam} = \text{Blowdown} + \text{air yang menguap}$$

$$= 1.399,7222 + 69,9861$$

$$= 1.469,7083 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air dirancang *overdesign* 20%, menjadi :

$$= (1 + 20\%) \times 1.469,7083$$

$$= 1.763,6499 \text{ kg/jam}$$

## 2. Kebutuhan Air Pendingin (*Cooling Water*)

Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
Reaktor-01	R-01	1.673,2569
<i>Condensor Parsial-01</i>	CDP-01	26.483,9726
<i>Cooler-01</i>	CL-01	240,4704
<i>Cooler-02</i>	CL-02	161,4827
Total		28.559,1826

Air pembangkit *steam* sebanyak 80% digunakan kembali, maka *make up* yang diperlukan sebanyak 20%, sehingga *make up steam* sebesar :

$$= 20\% \times 28.559,1826 \text{ kg/jam}$$

$$= 34.271,0191 \text{ kg/jam}$$

- o Jumlah air yang menguap ( $W_e$ )

$$W_e = 1.487,9140 \text{ kg/jam}$$

- o Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower ( $W_d$ )

$$W_d = 6,8542 \text{ kg/jam}$$

- o *Blowdown* ( $W_b$ )

$$W_b = 365,1243 \text{ kg/jam}$$

- o Jumlah air *make up* ( $W_m$ )

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 1.487,9140 + 6,8542 + 365,1243$$

$$W_m = 1.859,8926 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air dirancang *overdesign* 20%, menjadi :

$$= (1 + 20\%) \times 1.859,8926$$

$$= 2.231,8711 \text{ kg/jam}$$

## 3. Kebutuhan Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik

### a. *Domestic Water*

- o Kantor

$$\text{Jumlah karyawan} = 151 \text{ orang}$$

$$\text{Perkiraan kebutuhan air tiap orang} = 100 \text{ liter/hari}$$

Kebutuhan air total = 15.100 kg/hari = 629,1667 kg/jam

○ Rumah

Jumlah mess yang didirikan = 24 rumah

Jumlah orang tiap mess = 3 orang

Perkiraan kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

Kebutuhan air untuk mess = 7.200 kg/hari  
= 300 kg/jam

Kebutuhan total air domestik = 22.300 kg/hari  
= 929,1667 kg/jam

Kebutuhan air dirancang *overdesign* 20%, menjadi :  
= (1 + 20%) x 929,1667  
= 1.115 kg/jam

b. *Service Water*

Tabel 4.15 Kebutuhan *Service Water*

Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
Bengkel	200
Poliklinik	200
Laboratorium	500
Pemadam Kebakaran ( <i>fire station</i> )	1.000
Kantin, Masjid, dan Kebun	2.000
Total	3.900

Kebutuhan *service water* = 3.900 kg/hari  
= 162,5 kg/jam

Kebutuhan air total = *Domestic Water* + *Service Water*  
= 1.115 + 162,5  
= 1.277,5 kg/jam

c. *Process Water*

Tabel 4.16 Kebutuhan Air Total

<b>Keperluan</b>	<b>Kebutuhan (kg/jam)</b>
<i>Domestic Water</i>	1115
<i>Service Water</i>	162,5
<i>Cooling Water</i>	36.502,8902
<i>Steam Water</i>	11.095,1311
Total	48.875,5214

Kebutuhan air total = 48.875,5214 kg/jam

Kebutuhan air dirancang *overdesign* 20%, menjadi :

$$= (1 + 20\%) \times 48.875,5214$$

$$= 58.650,6256 \text{ kg/jam}$$

#### 4.6.2 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam ini memiliki tujuan yaitu untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan steam untuk *boiler*. Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan boiler, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen, dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Kemudian air dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu boiler. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

#### 4.6.3 Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLN (Persero), selain itu cadangan listrik dihasilkan dari generator pabrik yang digunakan apabila terjadi gangguan listrik pada PLN terdekat. Generator ini memiliki tujuan agar proses

produksi pada pabrik bisa tetap berlangsung meskipun ada gangguan pasokan listrik dari PLN.

Generator yang dipakai merupakan generator arus bolak-balik dengan alasan :

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Energi listrik pada pabrik ini diperlukan untuk penggerak alat-alat proses, alat utilitas, AC, penerangan, laboratorium dan bengkel serta untuk instrumentasi.

Berikut ini merupakan rincian kebutuhan listrik :

1. Listrik untuk plant
  - a. Kebutuhan untuk peralatan proses

Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	1,5	1.118,5500
Pompa-02	P-02	1,5	1.118,5500
Pompa-03	P-03	0,75	559,2750
Pompa-04	P-04	0,5	372,8500
Pompa-05	P-05	0,1667	124,2833
Blower-01	BL-01	1	745,7000
Blower-02	BL-02	0,5	372,8500
Blower-03	BL-03	0,125	93,2125
Blower-04	BL-04	0,1667	124,2833
Blower-05	BL-05	0,1667	124,2833
Kompresor-01	K-01	35,99	5.374,8342
Kompresor-02	K-02	2,5347	1.890,1181
Bucket Elevator-01	BE-01	0,75	559,2750
Total		45,6496	34.040,9398

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibutuhkan} &= 34.040,9398 \text{ Watt} \\ &= 34,0409 \text{ kW} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan untuk unit utilitas

Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Untuk Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Kompresor Udara	KU-01	15	11.185,5000
Blower Cooling Tower	CT-01	0,5	372,8500
Pompa-01	PU-01	3	2.237,1000
Pompa-02	PU-02	3	2.237,1000
Pompa-03	PU-03	3	2.237,1000
Pompa-04	PU-04	3	2.237,1000
Pompa-05	PU-05	0,05	37,2850
Pompa-06	PU-06	3	2.237,1000
Pompa-07	PU-07	3	2.237,1000
Pompa-08	PU-08	3	2.237,1000
Pompa-09	PU-09	0,25	186,4250
Pompa-10	PU-10	0,05	37,2850
Pompa-11	PU-11	0,25	186,4250
Pompa-12	PU-12	0,25	186,4250
Pompa-13	PU-13	2	1.491,4000
Pompa-14	PU-14	2	1.491,4000
Pompa-15	PU-15	2	1.491,4000
Pompa-16	PU-16	1,5	1.118,5500
Pompa-17	PU-17	1,5	1.118,5500
Pompa-18	PU-18	1,5	1.118,5500
Pompa-19	PU-19	1,5	1.118,5500
Pompa-20	PU-20	0,05	37,2850
Pompa-21	PU-21	1,5	1.118,5500
Pompa-22	PU-22	0,05	37,2850
Pompa-23	PU-23	0,05	37,2850
Total		51	38.030,7000

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibutuhkan} &= 38.030,7 \text{ Watt} \\ &= 38,0307 \text{ kW} \end{aligned}$$

2. Listrik untuk penerangan

$$\text{Kebutuhan listrik untuk penerangan} = 105,2 \text{ kW}$$

3. Listrik untuk AC

$$\text{Kebutuhan listrik untuk AC} = 20 \text{ kW}$$

4. Listrik untuk laboratorium dan bengkel

$$\text{Kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel} = 15 \text{ kW}$$

5. Listrik untuk instrumentasi

$$\text{Kebutuhan listrik untuk instrumentasi} = 30 \text{ kW}$$

Tabel 4.19 Kebutuhan Listrik Total

<b>Keperluan</b>	<b>Kebutuhan (kW)</b>
Alat Proses	34,0409
Alat Utilitas	38,0307
Penerangan	105,2
AC	20
Laboratorium dan Bengkel	15
Instrumentasi	30
Total	242,2716

#### 4.6.4 Unit Penyedia Udara Instrumen

Unit penyedia udara instrumen ini memiliki fungsi yaitu untuk menyediakan kebutuhan udara yang diperlukan oleh semua alat controller, dimana setiap alat controller membutuhkan sekitar 1 ft<sup>3</sup>/menit atau 28,32 liter/menit dimana jumlah alat controller pada pabrik yaitu sebanyak 20 buah. Sehingga total kebutuhan udara tekan pada unit ini yaitu sebesar 33,984 m<sup>3</sup>/jam. Kandungan air dalam udara harus dipisahkan terlebih dahulu karena unit penyedia udara tekan harus disimpan dalam kondisi kering.



#### 4.6.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar ini memiliki fungsi untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (*Industrial Diesel Oil*) yang diperoleh dari PT. Pertamina Cilacap, sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *fuel oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina Cilacap. Untuk jumlah bahan bakar yang dipakai untuk kebutuhan generator yaitu sebesar 157,3207 kg/jam, sedangkan bahan bakar yang dipakai untuk kebutuhan boiler yaitu sebesar 1.771,0712 kg/jam.

#### 4.7 Laboratorium

Laboratorium merupakan salah satu bagian yang penting dalam menunjang proses produksi dalam pabrik dan menjaga mutu dari produk yang dihasilkan, sedang peran yang lain adalah sebagai pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair. Berikut ini merupakan tugas dari laboratorium, yaitu :

1. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
2. Memeriksa polusi udara maupun limbah cair
3. Memeriksa bahan baku dan bahan penolong yang akan dipakai
4. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dan dibagi ke dalam kelompok kerja shift dan non shift.

##### a. Kelompok Non Shift

Kelompok ini mempunyai tugas untuk melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya dilaboratorium utama yang memiliki tugas diantaranya yaitu :

- Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki
- Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium unit
- Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi

##### b. Kelompok Shift

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya, kelompok ini menggunakan

sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

Analisa yang dilakukan kelompok *shift* bersifat rutin. Berbeda dengan kelompok *non-shift* yang bekerja seperti karyawan kantor, kelompok *shift* bekerja selama 24 jam per hari, sehingga diperlukan pembagian *shift*.

#### **4.8 Organisasi Perusahaan**

Organisasi merupakan suatu sistem yang terdiri dari sub-sistem atau bagian-bagian yang saling berkaitan satu sama lainnya dalam melakukan aktivitasnya. Aktivitas ini bukanlah merupakan suatu kegiatan yang temporer atau sesaat saja, akan tetapi merupakan kegiatan yang memiliki pola atau urutan yang dilakukan secara relatif teratur dan berulang-ulang. Organisasi sering diartikan sebagai kelompok yang secara bersama-sama ingin mencapai suatu tujuan yang sama (Priyono, 2007).

Keberhasilan suatu perusahaan / industri dalam mencapai tujuannya sangat tergantung pada pengelolaan (*management*) organisasi yang meliputi perencanaan, pelaksanaan dan pengendalian, pembagian wewenang dan tanggung jawab.

##### **4.8.1 Bentuk Perusahaan**

Pabrik maleat anhidrida dari benzene dan udara dengan kapasitas 19.000 Ton/Tahun yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan tersebut. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Alasan dipilihnya bentuk perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, yakni diantaranya sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.

3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi manajemen.
6. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
7. Lapangan usaha lebih luas.
8. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usaha.
9. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
10. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
11. Mudah bergerak di pasar global.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka izin diberikan. Dengan izin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham)

Hal ini dimaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham telah meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak terpengaruh olehnya.

- c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

#### 4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Untuk menjalankan segala aktifitas didalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut. Struktur organisasi dari sebuah perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini yaitu sebagai berikut :

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur utama
- d. Direktur
- e. Kepala bagian
- f. Kepala seksi
- g. Karyawan dan Operator

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

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

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas

kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya tanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli pada bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

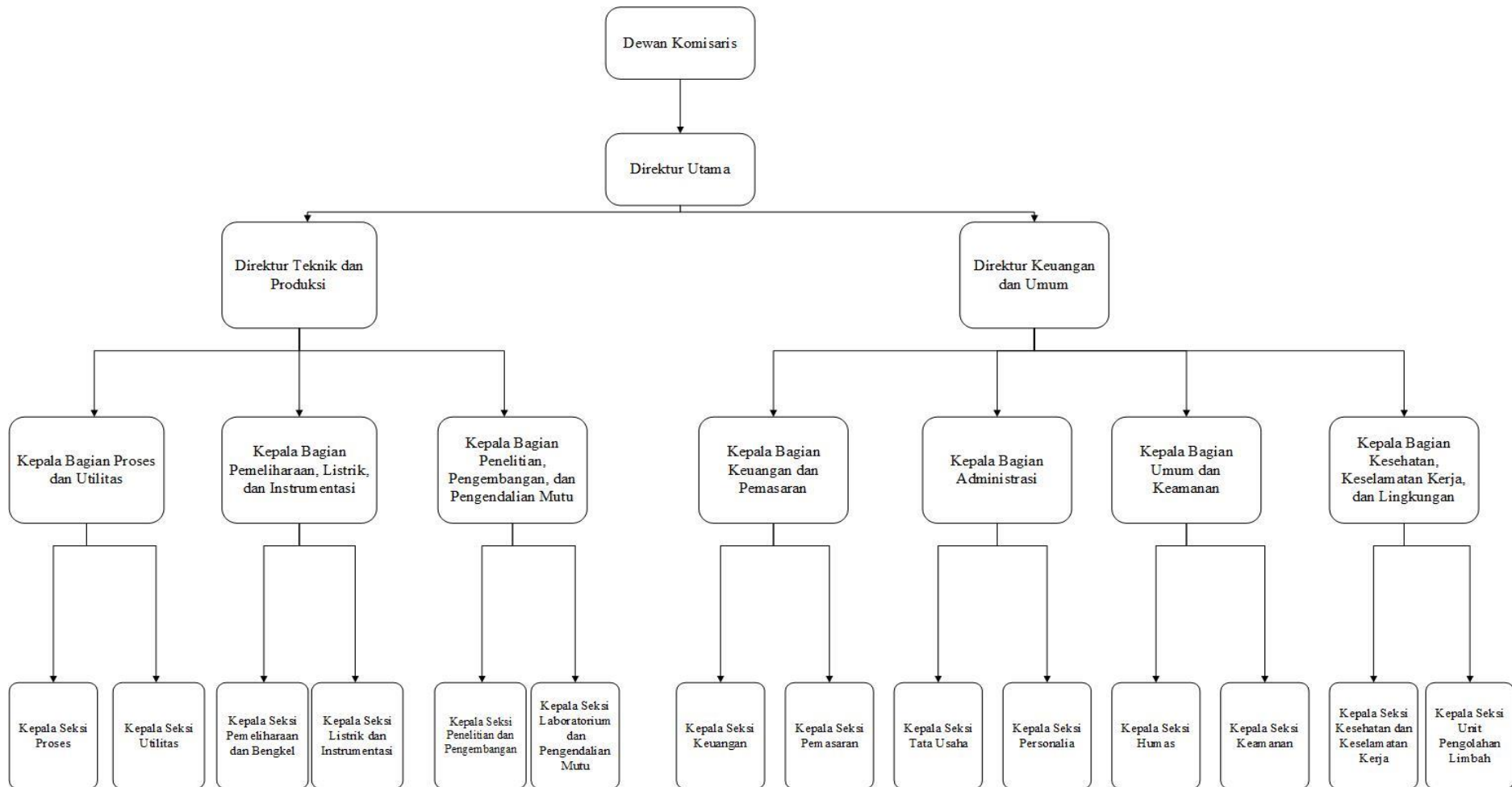
Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

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

5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

Tanggung jawab dari setiap jenjang kepemimpinan di atas tentu saja berbeda-beda, sesuai dengan jabatannya. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan, yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berdasarkan rapat umum adalah pemegang saham. Berikut ini merupakan struktur organisasi perusahaan :

Secara keseluruhan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada Gambar 4.7 berikut :



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

### **4.8.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.8.3.1 Pemegang Saham**

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

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

#### **4.8.3.2 Dewan Komisaris**

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

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

#### **4.8.3.3 Direktur Utama**

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

Direktur utama membawahi :

- a. Direktur Teknik dan Produksi

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



b. **Direktur Keuangan dan Umum Tugas**

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

**4.8.3.4 Staf Ahli**

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik berhubungan dengan teknik maupun dengan administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staf ahli yaitu sebagai berikut :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi
3. Mempertinggi efisiensi kerja

**4.8.3.5 Kepala Bagian**

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari :

1. **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugasnya yaitu mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi**

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

Tugasnya yaitu mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan, dan pengawasan mutu.

4. **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

Tugasnya yaitu mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang dan juga pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan keselamatan kerja para karyawan serta menjaga lingkungan agar tetap kondusif.

#### 4.8.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala seksi akan membawahi operator. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Tugasnya yaitu memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

Tugasnya yaitu bertanggung jawab dalam penyediaan air, *steam*, bahan bakar dan udara tekan baik untuk proses maupun untuk instrumentasi.

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugasnya yaitu bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugasnya yaitu mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugasnya yaitu menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan penunjang, produk dan juga limbah.

7. Kepala Seksi Keuangan

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap pembukuan dan hal-hal yang berkaitan dengan keuangan.

8. Kepala Seksi Pemasaran

Tugasnya yaitu mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan penyediaan bahan baku pabrik.

9. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

10. Kepala Seksi Personalia

Tugasnya yaitu mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

11. Kepala Seksi Humas

Tugasnya yaitu menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan reaksi perusahaan pemerintah dan masyarakat.

12. Kepala Seksi Keamanan

Tugasnya yaitu menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugasnya yaitu mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarganya, serta menangani masalah keselamatan kerja para karyawan.

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugasnya yaitu bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

#### **4.8.4 Status Karyawan**

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Status karyawan ini dapat dibedakan menjadi 3 golongan, yaitu diantaranya :

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh suatu pabrik / perusahaan bila diperlukan saja.

Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### 4.8.5 Sistem Kepegawaian

Pabrik maleat anhidrida ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan waktu 24 jam dalam sehari. Hari kerja unit produksi adalah hari senin sampai hari sabtu. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Penggunaan hari ini bertujuan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja karyawan diatur dengan sistem *shift* dan *non-shift*.

1. Sistem *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Berlakunya jadwal kerja *shift* untuk karyawan pada bagian unit produksi dan dilakukan secara bergilir. Bagi karyawan *shift*, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk *shift* secara bergantian waktunya. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 shift dalam sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok / regu, dimana setiap hari ada 3 kelompok yang bekerja, sedangkan 1 kelompok lainnya mendapatkan waktu libur dan masuk lagi untuk *shift* yang berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka kelompok yang mendapatkan waktu masuk harus tetap masuk.

Aturan jam kerja karyawan *shift* :

- *Shift* 1 (pagi) : Jam 07.00 – 15.00
- *Shift* 2 (siang) : Jam 15.00 – 23.00
- *Shift* 3 (malam) : Jam 23.00 – 07.00
- *Shift* 4 : Libur

Tabel 4.20 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan *Shift*

<b>Kelompok / Regu</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>
<i>Shift 1</i> (pagi)	K	K	N	N	M	M	L	L	K	K
<i>Shift 2</i> (siang)	L	L	K	K	N	N	M	M	L	L
<i>Shift 3</i> (malam)	M	M	L	L	K	K	N	N	M	M
<i>Shift 4</i> (libur)	N	N	M	M	L	L	K	K	N	N

<b>Kelompok / Regu</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>	<b>17</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	<b>20</b>
<i>Shift 1</i> (pagi)	N	N	M	M	L	L	K	K	N	N
<i>Shift 2</i> (siang)	K	K	N	N	M	M	L	L	K	K
<i>Shift 3</i> (malam)	L	L	K	K	N	N	M	M	L	L
<i>Shift 4</i> (libur)	M	M	L	L	K	K	N	N	M	M

<b>Kelompok / Regu</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>	<b>30</b>
<i>Shift 1</i> (pagi)	M	M	L	L	K	K	N	N	M	M
<i>Shift 2</i> (siang)	N	N	M	M	L	L	K	K	N	N
<i>Shift 3</i> (malam)	K	K	N	N	M	M	L	L	K	K

Tabel 4.20 Lanjutan

<b>Kelompok</b> <b>/ Regu</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>	<b>27</b>	<b>28</b>	<b>29</b>	<b>30</b>
<i>Shift 4</i> (libur)	L	L	K	K	N	N	M	M	L	L

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepala seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah presensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

## 2. Sistem Non-Shift

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan pengamanan pabrik. Yang termasuk para karyawan harian adalah Direktur Utama, Manajer, Kepala Bagian, serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan *non-shift* berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari Minggu dan libur nasional.

Aturan kerja karyawan *non-shift* :

- Jam kerja (Senin – Jum’at) : Jam 08.00 – 16.00
- Jam kerja (Sabtu) : Jam 08.00 – 12.00
- Jam istirahat (Senin – Kamis) : Jam 12.00 – 13.00
- Jam istirahat (Jum’at) : Jam 11.30 – 13.00

## 4.8.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan

### 4.8.6.1 Perincian Tenaga Kerja

Dalam pengelolaan sumber daya manusia (SDM), hal yang perlu dilakukan pertama kali yaitu melakukan analisa jabatan (*job analysis*) untuk menduduki jabatan dalam suatu organisasi perusahaan. Selanjutnya menyusun rincian / deskripsi jabatan (*job description*) agar seluruh kegiatan perusahaan tercakup dalam deskripsi jabatan, tidak boleh terdapat jabatan yang tumpang tindih maupun yang tidak diikutsertakan.

Perlunya membuat perincian jumlah tenaga kerja adalah agar mengetahui berapa banyak jumlah tenaga kerja yang terdapat pabrik tersebut, serta mempermudah

pengecekan terhadap tenaga kerja karena jumlahnya yang pasti (sudah terhitung) sebelumnya.

#### 4.8.6.2 Jabatan dan Keahlian

Tenaga kerja diperlukan spesifikasi jabatan yang menyangkut jenjang pendidikan, kemampuan kerja (*skill*), jenis kelamin dan lain-lain untuk memperoleh *the right man on the right places*. Tenaga kerja didalam pabrik ini disusun berdasarkan tingkat kedudukan (jabatan) dan jenjang pendidikan yang berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMA. Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 4.21 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Jumlah	Golongan / Keahlian
Direktur Utama	1	S2
Direktur Teknik dan Produksi	1	S2
Direktur Keuangan dan Umum	1	S2
Staf Ahli	1	S1
Ka. Bag. Produksi	1	S1
Ka. Bag. Teknik	1	S1
Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	S1
Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	S1
Ka. Bag. Litbang	1	S1
Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	S1
Ka. Bag. K3	1	S1
Ka. Bag. Pemeliharaan	1	S1
Ka. Sek. Utilitas	1	S1
Ka. Sek. Bahan dan Produk	1	S1
Ka. Sek. Proses	1	S1
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	S1

Tabel 4.21 Lanjutan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Golongan / Keahlian</b>
Ka. Sek. Bahan dan Produk	1	S1
Ka. Sek. Laboratorium	1	S1
Ka. Sek. Keuangan	1	S1
Ka. Sek. Pemasaran	1	S1
Ka. Sek. Personalia	1	S1
Ka. Sek. Humas	1	S1
Ka. Sek. Keamanan	1	S1
Ka. Sek. K3	1	S1
Karyawan Personalia	3	D3
Karyawan Humas	3	D3
Karyawan Litbang	4	D3
Karyawan Pembelian	4	D3
Karyawan Pemasaran	4	D3
Karyawan Administrasi	3	D3
Karyawan Kas / Anggaran	3	D3
Karyawan Proses	8	D3 – S1
Karyawan Pengendalian	6	D3 – S1
Karyawan Laboratorium	6	S1
Karyawan Pemeliharaan	4	SMA / SMU / STM
Karyawan Utilitas	12	D3 – S1
Karyawan K3	8	D3 – S1
Operator Proses	20	SMA / SMU / STM



Tabel 4.21 Lanjutan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Golongan / Keahlian</b>
Operator Utilitas	10	SMA / SMU / STM
Sekretaris	3	S1
Dokter	2	S1
Perawat	6	S1
Satpam	6	SMA / SMU / STM
Supir	6	SMA / SMU / STM
<i>Cleaning Service</i>	7	SMA / SMU / STM
Total	151	

Total tenaga kerja yang dibutuhkan = 151 orang

#### 4.8.6.3 Sistem Pengupahan / Gaji

Upah tenaga kerja disesuaikan dengan golongan tenaga kerja tergantung kepada kependudukannya dalam struktur organisasi dan lamanya bekerja di perusahaan. Upah yang diterima karyawan terdiri dari :

- a. Gaji pokok
- b. Tunjangan jabatan
- c. Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf non-shift
- d. Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai jabatannya

Karena berbagai golongan karyawan yang berbeda-beda, maka sistem pengupahan dibagi menjadi 3, yaitu :

- a. Sistem bulanan

Diberikan kepada karyawan tetap, besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

- b. Sistem harian

Diberikan pada pekerja harian seperti buruh langsung atau pekerja yang dibutuhkan sewaktu-waktu saja.

- c. Sistem borongan

Diberikan kepada pekerja borongan dan besarnya tidak tetap, tergantung jenis pekerjaan yang dilakukan. Biasanya diperlukan pada waktu turun temurun.

Selain gaji rutin, bagi karyawan yang lembur juga diberikan gaji tambahan dengan perhitungan :

- Lembur hari minggu / libur

Untuk setiap jam, besarnya dua kali gaji perjam.

- Lembur hari biasa

Untuk setiap jam, besarnya satu setengah kali gaji perjam. Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di pabrik di luar jam kerjanya, juga akan diberikan gaji tambahan.

Berdasarkan jabatan, gaji / upah tenaga kerja dalam pabrik maleat anhidrida ini dapat dilihat pada tabel 4.18 berikut ini :

\*Upah minimum (UMK) daerah Kabupaten Cilacap pada tahun 2021 adalah sebesar Rp. 2.228.904

Tabel 4.22 Daftar Gaji Ketenaga Kerjaan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Staf Ahli	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. K3	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Bag. Pemeliharaan	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Bahan dan Produk	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Pemeliharaan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	12.000.000,00	12.000.000,00

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Ka. Sek. Keuangan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Ka. Sek. K3	1	12.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Personalia	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Humas	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Litbang	4	7.000.000,00	28.000.000,00
Karyawan Pembelian	4	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Pemasaran	4	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Administrasi	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Kas / Anggaran	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Proses	8	10.000.000,00	80.000.000,00
Karyawan Pengendalian	6	7.000.000,00	42.000.000,00
Karyawan Laboratorium	6	7.000.000,00	42.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	4	7.000.000,00	28.000.000,00
Karyawan Utilitas	12	8.000.000,00	96.000.000,00
Karyawan K3	8	7.000.000,00	56.000.000,00

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Operator Proses	20	10.000.000,00	200.000.000,00
Operator Utilitas	10	10.000.000,00	100.000.000,00
Sekretaris	3	6.000.000,00	18.000.000,00
Dokter	2	7.000.000,00	14.000.000,00
Perawat	6	5.000.000,00	30.000.000,00
Satpam	6	2.500.000,00	15.000.000,00
Supir	6	2.500.000,00	15.000.000,00
<i>Cleaning Service</i>	7	2.500.000,00	17.500.000,00
<b>Total</b>	<b>151</b>	<b>513.500.000,00</b>	<b>1.308.500.000,00</b>

Total gaji per bulan = Rp. 1.308.500.000,00

Total gaji per tahun = Rp. 15.702.000.000,00

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

1. Tunjangan
  - a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
  - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
  - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
  
2. Cuti
  - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
  - b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
  
3. Pakaian Kerja  
Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

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

5. Asuransi Tenaga Kerja (BPJS Ketenagakerjaan)

BPJS Ketenagakerjaan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan) merupakan program publik yang memberikan perlindungan bagi tenaga kerja untuk mengatasi risiko ekonomi tertentu dan penyelenggaraannya menggunakan mekanisme asuransi sosial. Jaminan asuransi yang diberikan berupa jaminan kesehatan, jaminan hari tua, dan jaminan sosial lainnya.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktifitas selama proses produksi di pabrik yaitu diantaranya :

1. Penyediaan mobil dan bus transportasi antar jemput karyawan
2. Kantin untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan seperti kebutuhan makan siang
3. Sarana peribadatan bagi yang muslim seperti masjid
4. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes*, dan kacamata, serta tersedia juga alat-alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, dan sarung tangan tahan api
5. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis

#### 4.8.7 Pengaturan Lingkungan Pabrik

Penataan lingkungan pabrik juga menjadi faktor penting yang berpengaruh terhadap keselamatan kerja, sehingga perlu adanya perhatian khusus dalam pengaturan lingkungan pabrik terdapat lingkungan fisik dan lingkungan kerja.

1. Lingkungan Fisik
  - a. Meliputi mesin peralatan kerja dan bahan baku, pengaturan letak mesin dan alat yang sedemikian rupa sehingga pekerja dapat melakukan pekerjaan dengan leluasa produksi dan aman

- b. Perencanaan mesin dan peralatan pabrik dengan memperhatikan faktor keamanan
  - c. Mutu bahan dan peralatan yang dibeli terjamin kualitasnya
2. Lingkungan Kerja
- a. Penempatan mesin yang teratur sehingga jarak antar mesin cukup lebar
  - b. Halaman pabrik yang bersih
  - c. Penerangan yang cukup pada lingkungan pabrik
  - d. Penempatan bahan atau sampah tak terpakai pada tempatnya
  - e. Pemasangan sistem alarm dan tanda bahaya seperti *fire detector* dan instrumennya
  - f. Lingkungan pabrik yang dilengkapi dengan ventilasi udara yang cukup dan diberi kipas penghisap (*exhaust*) untuk menjaga sirkulasi udara

#### 4.9 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi merupakan aspek yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan adanya evaluasi ekonomi dapat diperkirakan modal investasi dalam pendirian suatu pabrik. Selain itu dapat diketahui layak dan tidak layaknya suatu pabrik untuk didirikan. Hal-hal yang perlu ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi antara lain :

1. Modal Keseluruhan (*Total Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
4. Analisa Keuntungan
5. Analisa Kelayakan

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia, diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang dilihat, yaitu :

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



Sebelum melakukan estimasi profitabilitas khususnya dari suatu rancangan pabrik kimia, terlebih dahulu perlu melakukan beberapa analisa. Analisa tersebut terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal ini terdiri dari :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja (*Working Capital*)
3. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Terdiri dari :

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

Pada analisa pendapatan modal ini berfungsi untuk mengetahui titik impas atau *Break Even Point* (BEP) dari suatu rancangan pabrik. Analisa pendapatan modal terdiri dari :

1. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
2. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
3. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

#### 4.9.1 Perkiraan Harga Alat

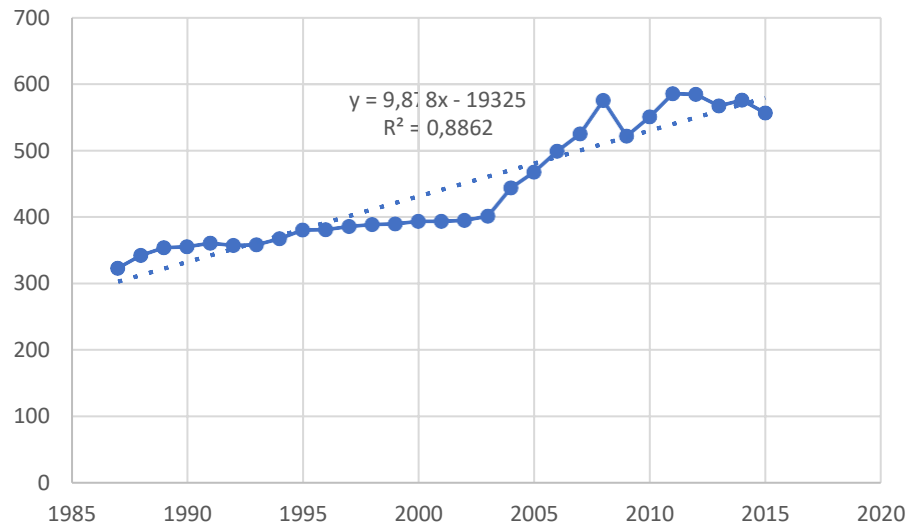
Seiring dengan perubahan ekonomi, berubah juga harga dari suatu alat industri. Untuk mengetahui harga alat pada keadaan / tahun tertentu diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu. Berdasarkan sumber : *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 4.23 Harga Indeks CEPCI

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2

Tabel 4.23 Lanjutan

<b>Tahun (Xi)</b>	<b>Indeks (Yi)</b>
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	589,048
2017	598,926
2018	608,804
2019	618,682
2020	628,56
2021	638,438
2022	648,316
2023	658,194
2024	668,072



Gambar 4.8 Grafik Tahun vs Indeks Harga CEPCI

Berdasarkan data diatas, diperoleh persamaan regresi linear yaitu :  $y = 9,878x - 19325$ . Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, maka diperoleh indeks harga pada tahun 2025 yaitu 677,95.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya diperoleh dari situs ([www.matche.com](http://www.matche.com)), kemudian dari buku karangan (Peters & Timmerhaus, 1990) dan dari buku (Aries & Newton, 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955}) \quad (4.6)$$

Keterangan :

Ex : Harga pembelian alat pada tahun 2024

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2024

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \left( \frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6} \quad (4.7)$$

Keterangan :

Ea : Harga alat a

Eb : Harga alat b  
Ca : Kapasitas alat a  
Cb : Kapasitas alat b

#### 4.9.2 Perhitungan Biaya

##### 1. *Capital Investment*

Modal atau Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk menjalankan / mengoperasikan pabrik. Ada 2 macam capital investment, yaitu :

###### a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

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

###### b. *Working Capital Investment (WCI)*

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

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau equality dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30 : 70 atau 40 : 60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah :

- Investasi cepat kembali
- Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya
- Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

##### 2. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan hasil penjumlahan antara *Direct Manufacturing Cost (DMC)*, *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*, dan *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*, atau biaya-biaya yang bersangkutan dalam pembuatan suatu produk. Manufacturing cost meliputi :

a. *Direct Cost*

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

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

3. *General Expense*

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

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2 – 3 % hasil penjualan atau 3 – 6 % dari *manufacturing cost*.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya *sales* diperkirakan 3 – 12 % harga jual atau 5 – 22 % dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8 % dari hasil penjualan.

#### 4.9.3 Analisa Kelayakan

Tujuan dilakukan analisa kelayakan adalah untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh (besar atau tidaknya), sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Beberapa perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik yakni diantaranya :

### 1. *Percent Return On Investment (ROI)*

*Return On Investment* merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba / rugi.

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

### 2. *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* merupakan :

- Jumlah tahunan yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya. *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

### 3. *Break Even Point (BEP)*

*Break Even Point* merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah *break even point* dan akan untung jika beroperasi diatas *break even point*. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut :

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan / dikehendaki.
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

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

Keterangan :

- Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum  
 Ra : Annual Regulated Expense pada produksi maksimum  
 Va : Annual Variable Value pada produksi maksimum  
 Sa : Annual Sales Value pada produksi maksimum

#### 4. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* merupakan :

- Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

## 5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

*Discounted Cash Flow Rate of Return* merupakan :

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

Persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR yaitu :

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

Keterangan :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai dari DCFR



#### 4.9.4 Hasil Perhitungan

Berikut ini hasil-hasil perhitungan yang disajikan dalam tabel berikut ini :

Tabel 4.24 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	68.861.804.491	4.825.854
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	17.215.451.123	1.206.464
3	Instalasi Cost	29.610.575.931	2.075.117
4	Pemipaan	59.221.151.862	4.150.235
5	Instrumentasi	20.658.541.347	1.447.756
6	Insulasi	5.508.944.359	386.068
7	Listrik	10.329.270.674	723.878
8	Bangunan	33.705.000.000	2.362.056
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	58.870.000.000	4.125.626
<b><i>Physical Plant Cost (PPC)</i></b>		<b>303.980.739.787</b>	<b>21.303.054</b>

Tabel 4.25 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	60.796.147.957	4.260.611
<b><i>Total (DPC + PPC)</i></b>		<b>60.796.147.957</b>	<b>4.260.611</b>

Tabel 4.26 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	364.776.887.744	25.563.665
2	Kontraktor	14.591.075.510	1.022.547
3	Biaya Tak Terduga	36.477.688.774	2.556.367
<b><i>Fixed Capital Investment (FCI)</i></b>		<b>415.845.652.029</b>	<b>29.142.578</b>

Tabel 4.27 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Raw Material</i>	1.024.702.871.597	71.811.461
2	<i>Labor</i>	15.702.000.000	1.100.401
3	<i>Supervision</i>	1.570.200.000	110.040
4	<i>Maintenance</i>	8.316.913.041	582.852
5	<i>Plant Supplies</i>	1.247.536.956	87.428
6	<i>Royalty and Patents</i>	14.926.406.579	1.046.047
7	<i>Utilities</i>	902.769.413	63.266
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		1.067.368.697.586	74.801.494

Tabel 4.28 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.355.300.000	165.060
2	<i>Laboratory</i>	1.570.200.000	110.040
3	<i>Plant Overhead</i>	7.851.000.000	550.200
4	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	74.632.032.897	5.230.234
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		86.408.532.897	6.055.534

Tabel 4.29 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Depreciation</i>	33.267.652.162	2.331.406
2	<i>Property Taxes</i>	4.158.456.520	291.426
3	<i>Insurance</i>	4.158.456.520	291.426
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		41.584.565.203	2.914.258

Tabel 4.30 *Manufacturing Cost (MC)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	1.067.368.697.586	74.801.494
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	86.408.532.897	6.055.534
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	41.584.565.203	2.914.258
<b>Manufacturing Cost (MC)</b>		1.195.361.795.686	83.771.286

Tabel 4.31 *Working Capital (WC)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Raw Material Inventory</i>	279.464.419.526	19.584.944
2	<i>In Process Inventory</i>	163.003.881.230	11.423.357
3	<i>Product Inventory</i>	108.669.254.153	7.615.571
4	<i>Extended Credit</i>	407.083.815.804	28.528.547
5	<i>Available Cash</i>	326.007.762.460	22.846.714
<b>Working Capital (WC)</b>		1.284.229.133.173	89.999.133

Tabel 4.32 *General Expense (GE)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Administration</i>	35.860.853.871	2.513.139
2	<i>Sales Expense</i>	59.768.089.784	4.188.564
3	<i>Research</i>	41.837.662.849	2.931.995
4	<i>Finance</i>	34.001.495.704	2.382.834
<b>General Expense (GE)</b>		171.468.102.208	12.016.532

Tabel 4.32 *General Expense (GE)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	1.195.361.795.686	83.771.286
2	<i>General Expense (GE)</i>	171.468.102.208	12.016.532
<b>Total Production Cost (TPC)</b>		1.366.829.897.894	95.787.818

Tabel 4.34 *Fixed Cost (Fa)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Depreciation</i>	33.267.652.162	2.331.406
2	<i>Property Taxes</i>	4.158.456.520	291.426
3	<i>Insurance</i>	4.158.456.520	291.426
<b>Fixed Cost (Fa)</b>		41.584.565.203	2.914.258

Tabel 4.35 *Variable Cost (Va)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Raw Material</i>	1.024.702.871.597	71.811.461
2	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	74.632.032.897	5.230.234
3	<i>Utilities</i>	902.769.413	63.266
4	<i>Royalties and Patents</i>	14.926.406.579	1.046.047
<b>Variable Cost (Va)</b>		1.115.164.080.487	78.151.008

Tabel 4.36 *Regulated Cost (Ra)*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Harga (Rp)</b>	<b>Harga (\$)</b>
1	<i>Labor Cost</i>	15.702.000.000	1.100.401
2	<i>Plant Overhead</i>	7.851.000.000	550.200
3	<i>Payroll Overhead</i>	2.355.300.000	165.060
4	<i>Supervision</i>	1.570.200.000	110.040
5	<i>Laboratory</i>	1.570.200.000	110.040
6	<i>Administration</i>	35.860.853.871	2.513.139
7	<i>Finance</i>	34.001.495.704	2.382.834
8	<i>Sales Expense</i>	59.768.089.784	4.188.564
9	<i>Research</i>	41.837.662.849	2.931.995
10	<i>Maintenance</i>	8.316.913.041	582.852
11	<i>Plant Supplies</i>	1.247.536.956	87.428
<b>Regulated Cost (Ra)</b>		210.081.252.205	14.722.552

#### 4.9.5 Analisa Keuntungan

<i>Annual Sales (Sa)</i>	= Rp. 1.492.640.657.947
<i>Total Cost</i>	= Rp. 1.366.829.897.894
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 125.810.760.053
Pajak pendapatan	= 25% Keuntungan (Aries & Newton, Page : 190)
	= Rp. 31.452.690.013
Keuntungan setelah pajak	= Rp. 94.358.070.040

#### 4.9.6 Hasil Kelayakan

a. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 30%

ROI setelah pajak = 23%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah minimum 11% dan syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah minimum 44% (Aries & Newton, 1995).

b. *Pay Out Time* (POT)

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

POT sebelum pajak = 2,61 tahun

POT setelah pajak = 3,26 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah maksimum 2 tahun dan syarat POT untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah maksimum 2 tahun (Aries & Newton, 1995).

c. *Break Even Point* (BEP)

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

Keterangan :

Fa = Fixed capital pada produksi maksimum per tahun

Ra = Regulated expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = Variable expense pada produksi maksimum per tahun

BEP = 45%

BEP untuk pabrik kimia umumnya adalah 40% - 60%.

d. *Shut Down Point* (SDP)

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

SDP = 27%

SDP untuk pabrik kimia umumnya adalah 22% - 30%.

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

$$(FC + WC) (1 + i)^N = C \sum_{n=1}^N (1 + i)^{-n} + x - 1 i = 0x + wc + sv$$

Diketahui :

Umur pabrik (n)	= 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp. 415.845.652.029
<i>Working Capital (WC)</i>	= Rp. 1.284.229.133.173
<i>Salvage Value (SV)</i>	= Rp. 33.267.652.162
<i>Cash Flow (CF)</i>	= Annual profit + depresiasi + finance
<i>Cash Flow (CF)</i>	= Rp. 161.627.217.906

*Discounted Cash Flow Rate* dihitung secara *trial & error* :

$$R = \text{Rp. } 4.151.633.444.645$$

$$S = \text{Rp. } 4.151.522.636.319$$

$$\begin{aligned} \text{Dengan } \textit{trial \& error} \text{ diperoleh nilai } i &= 0,09339 \\ &= 9,339\% \\ &\approx 9\% \end{aligned}$$

Suku bunga bank bulan agustus tahun 2021 adalah = 3,50%

1,5 x bunga sekarang = 5%

Dibandingkan dengan deposito bank, yaitu :

Diketahui :

$$R = \text{Rp. } 4.151.633.444.645$$

$$\text{Bunga bank} = 5\%$$

$$n = 30 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Bunga bank} &= \text{Rp. } 4.151.633.444.645 \times 5\% \times (30 / 365) \\ &= \text{Rp. } 17.914.582.672 \end{aligned}$$

$$\text{Pajak } 25\% = \text{Rp. } 4.478.645.668$$

$$\begin{aligned} \text{Deposito} &= \text{Rp. } 17.914.582.672 - \text{Rp. } 4.478.645.668 \\ &= \text{Rp. } 13.435.937.004 \end{aligned}$$

Jadi dalam satu bulan bisa mendapatkan bunga deposito bank sebesar :

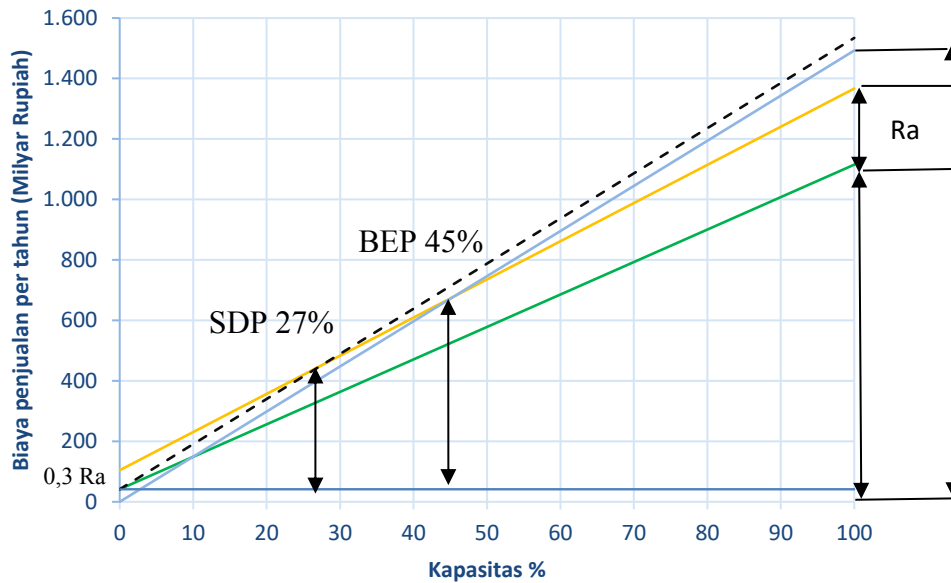
$$= \text{Rp. } 13.435.937.004 \text{ per bulan}$$

$$= \text{Rp. } 161.231.244.049 \text{ per tahun}$$

Tabel 4.37 Hasil Kelayakan Pabrik

No	Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Keterangan
1	<i>Percent Return On Investment (ROI)</i> sebelum pajak	30%	Low risk minimum 11%, High risk minimum 44%	Telah memenuhi syarat
2	<i>Percent Return On Investment (ROI)</i> setelah pajak	23%		
3	<i>Pay Out Time (POT)</i> sebelum pajak	2,61 tahun	Low risk maksimum 5 th, High risk maksimum 2 th	Telah memenuhi syarat
4	<i>Pay Out Time (POT)</i> setelah pajak	3,26 tahun		
5	<i>Break Even Point (BEP)</i>	45%	40% - 60%	Telah memenuhi syarat
6	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	27%	22% - 30%	Telah memenuhi syarat
7	<i>Discounted Cash Flow Rated (DCFR)</i>	9%	>1,5 x bunga bank = 5% (minimum)	Telah memenuhi syarat





Gambar 4.9 Grafik BEP dan SDP

Gambar 4.9 menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Even Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 45% dan 27%. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti *Fixed Cost* ( $F_a$ ), *Variable Cost* ( $V_a$ ), *Regulated Cost* ( $R_a$ ), dan *Sales* ( $S_a$ ) dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus diproduksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan di katakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus di tutup karena mengalami kerugian yang besar. Dapat disimpulkan bahwa jumlah kapasitas yang harus di produksi per tahunnya adalah 8.170 ton / tahun untuk mencapai titik BEP dan untuk SDP adalah 5.130 ton / tahun.

# BAB V

## PENUTUP

### 5.1 Kesimpulan

1. Pendirian pabrik maleat anhidrida ini didasarkan atas keinginan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga kegiatan impor dari negara luar akan semakin menurun, lalu dapat diharapkan meningkatnya ekspor ke luar, menciptakan lapangan pekerjaan baru, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang menggunakan maleat anhidrida sebagai bahan baku untuk pembuatan produk lainnya.
2. Produk utama adalah maleat anhidrida ( $C_4H_2O_3$ ) dengan kemurnian 99,5 %, dan menghasilkan produk sampingnya yaitu  $CO_2$  dan  $H_2O$ .
3. Lokasi pabrik terletak di daerah Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah dan dekat dengan sumber bahan baku *benzene* ( $C_6H_6$ ) yaitu Pertamina Cilacap RU IV serta dekat dengan air laut sebagai sumber untuk memenuhi kebutuhan utilitas.
4. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
  - a. Keuntungan yang diperoleh :

Pajak pabrik maleat anhidrida sebesar 25%, sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 125.810.760.053 Milyar / tahun, dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 94.358.070.040 Milyar / tahun.
  - b. *Return On Investment* (ROI)

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 30% dan setelah pajak sebesar 23%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum sebesar 11% dan untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum sebesar 44% (Aries & Newton, 1995).
  - c. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 2,61 tahun dan POT setelah pajak selama 3,26 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah maksimum 5 tahun dan untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah maksimum 2 tahun (Aries & Newton, 1995).
  - d. *Break Even Point* (BEP)

Nilai BEP yang didapat sebesar 45%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40% - 60%.
  - e. *Shut Down Point* (SDP)

Nilai SDP yang didapat sebesar 27%. SDP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 22% - 30%.

f. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Nilai DCFR yang didapat sebesar 9%. Nilai DCFR minimum lebih dari 1,5 x bunga bank = 5%.

## 5.2 Saran

Dalam melakukan suatu perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, yakni diantaranya :

1. Optimasi pemilihan

Optimasi pemilihan ini meliputi alat proses, alat penunjang serta bahan baku yang sangat perlu diperhatikan, sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang dapat diperoleh.

2. Dengan semakin banyak berdirinya pabrik yang ramah lingkungan, diharapkan akan mengurangi polusi serta limbah-limbah pabrik kimia yang dapat merugikan alam sekitar maupun manusia.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anthony, R.N. dan V.Govindarajan., “Management Control System”, Eight Edition International Student Edition. Richard D. Irwin Inc. U.S.A, 1995.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Badan Pusat Statistik, 2021, <http://www.bps.go.id>, diakses pada 20 Juni 2021.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Ic., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Ludwig, Ernest E, 1999, “Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants”, 3rd edition, volume 1, Gulf Professional Publishing, United State of America.
- Evans, F.L., “Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants”, Gulf Publishing Company, Book Division, Houston, 1979.
- E.J. Westerink and K. R. Westerterp, “Chemical Reaction Engineering laboratories, Department of Chemical Engineering, Twente University of Technology, PO Box, 217,7500 A E Enschede, The Netherlands“ , 1988
- Kern, D.Q., “Process Heat Transfer”, McGraw Hill Book Company Inc., New York. 1965.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., “Encyclopedia of Chemical Technology”, 4th edition, A Wiley Interscience Publisher Inc., New York. 2004.

Mc. Ketta, J. J. (1977). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcell Decker Inc.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Priyono. 2007. *Pengantar Manajemen*. Sidoarjo: Zifatama Publisher

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

Rase, H.F., and Barrow M.H., "Project Engineering of Process Plants", Willey and Sons, Inc, New York, 1957.

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 8<sup>th</sup> edition, Mc Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo, 1975.

Ulrich, G.G., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Willey and Sons, New York.

Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment (Selection and Design)", 3rd edition, Butterworths, U.S.A. 1988.

Yaws, C.L., "*Chemical Properties Handbook*", McGraw Hill Company, New York. 1999

<http://maps.google.com>

<http://www.alibaba.com>

<http://www.matche.com>

[www.justus.co.id](http://www.justus.co.id)

## LAMPIRAN A

### REAKTOR (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan gas *benzene* ( $C_6H_6$ ) dengan oksigen ( $O_2$ )

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Kondisi Operasi : Suhu : 400 °C

Tekanan : 3,5 atm

Reaksi : Eksotermis

#### 1. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih yaitu jenis *fixed bed multitube* dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

- Umur dari katalis panjang
- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- Zat pereaksi dalam fasa gas dengan katalis padat
- Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor

#### 2. Menghitung Data-Data Fisis Bahan

- Menentukan  $Y_i$

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$Y_i$
$C_6H_6$	78,11124	9067,1036	116,0794	0,4877
$O_2$	31,998	3900,8033	121,9077	0,5122
$C_4H_2O_3$	98,05548	0	0	0
$CO_2$	44,0087	0	0	0
$H_2O$	18,01468	0	0	0
$C_7H_8$	92,13762	2,1395	0,0232	9,7561E-05
Total		12970,046	238,01	1

b. Menentukan volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Keterangan :

$V_g$  = Laju alir volumetrik,  $\text{cm}^3/\text{detik}$

$n$  = Mol umpan,  $\text{mol}/\text{detik}$

$R$  = Konstanta gas,  $\text{cm}^3 \cdot \text{atm}/\text{gmol} \cdot \text{K}$

$T$  = Temperatur, K

$P$  = Tekanan, atm

Diketahui :

$Z = 0,9939$

$n = 66,1139 \text{ mol}/\text{detik}$

$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm}/\text{gmol} \cdot \text{K}$

$T = 673,15 \text{ K}$

$P = 3,5 \text{ atm}$

$$\begin{aligned} V_g &= (0,9939 \times 66,1139 \times 82,05 \times 673,15) / 3,5 \\ &= 1036910,498 \text{ cm}^3/\text{detik} \\ &= 1,0369 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

c. Menentukan termodinamika reaksi

Komponen	$\Delta h_f^\circ$ , KJ/mol	$\Delta g_f^\circ$ , KJ/mol
$\text{C}_6\text{H}_6$	82,93	129,66
$\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3$	-396,3	-355
$\text{CO}_2$	-393,51	-394,38
$\text{O}_2$	0	0
$\text{H}_2\text{O}$	-241,8	-228,6

1) Reaksi pembentukan maleat anhidrida



o Panas reaksi standar ( $\Delta H_{298}^\circ$ )

$$\begin{aligned} (\Delta H_{298}^\circ) &= \sum \Delta H_{f^\circ} \text{ produk} - \Delta H_{f^\circ} \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_{f^\circ} \text{ C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + \Delta H_{f^\circ} \text{ CO}_2 + \Delta H_{f^\circ} \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_{f^\circ} \text{ C}_6\text{H}_6) \end{aligned}$$

$$= (-396,3 + (-393,51) + (-241,8)) \text{ KJ/mol} - (82,93) \text{ KJ/mol}$$

$$= -1114,54 \text{ J/mol}$$

Karena  $\Delta H_{298}^\circ$  bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

- Konstanta kesetimbangan ( $K_1$ ) pada keadaan standar

Perubahan energy Gibbs pada keadaan standar ( $T = 298 \text{ K}$  dan  $P = 1 \text{ bar}$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut (Smith Van Ness, 1987)

$$\Delta G_f^\circ = -RT_1 \ln K_1$$

Dengan :

$$\Delta G_f^\circ = \text{Energi Gibbs pada keadaan standar, J/mol}$$

$$\Delta H_{298}^\circ = \text{Panas reaksi, J/mol}$$

$$K_1 = \text{Konstanta kesetimbangan pada keadaan standar}$$

$$T_1 = \text{Temperatur standar, K}$$

$$R = \text{Tetapan gas ideal, J/mol.K (8,314 J/mol.K)}$$

Sehingga  $\Delta G_f^\circ$  dari reaksi tersebut adalah :

$$\begin{aligned} \Delta G_f^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_2\text{O}_3 + \Delta G_f^\circ \text{ CO}_2 + \Delta G_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_6) \\ &= (-355 + (-394,38) + (-228,6)) \text{ KJ/mol} - (129,66) \text{ KJ/mol} \\ &= -1336400 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Hasil di atas kemudian disubstitusi ke persamaan (1.4) sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \ln K_1 &= \frac{\Delta G_f^\circ}{-RT} \\ &= \frac{-1336400 \frac{J}{mol}}{-8,314_{mol} \cdot K \cdot 298 K} \\ &= 539,40 \end{aligned}$$

$$K_1 = 1,81$$

- Konstanta kesetimbangan pada temperatur operasi ( $T = 400^\circ \text{C} = 673 \text{ K}$ )

Konstanta kesetimbangan reaksi pada temperature operasi ( $T_2$ ) dapat dihitung dengan rumus berikut (Smith,1987).

$$\begin{aligned} \ln \frac{K_2}{K_1} &= \frac{-\Delta H_{R0}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln K_2 - \ln K_1 &= \frac{-\Delta H_{R0}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln K_2 &= \frac{-\Delta H_{R0}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] + \ln K_1 \end{aligned}$$



Dengan :

$K_2$  = Konstanta kesetimbangan pada temperature operasi

$T_2$  = Temperatur operasi, K

$$\ln K_2 = \frac{-\Delta H^{298}}{R} \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] + \ln K_1$$

$$\ln K_2 = \frac{-(-1114,54) \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \cdot \text{K}} \left[ \frac{1}{673} - \frac{1}{298\text{K}} \right] + 539,40$$

$$K_2 = 6,29$$

Dari perhitungan diatas tampak bahwa harga K besar, sehingga reaksi yang terjadi merupakan reaksi *irreversible*.

d. Menentukan kinetika reaksi

Dari segi kinetika, laju reaksi oksidasi *benzene* di hitung berdasarkan Persamaan Arrhenius :

$$k = A \cdot \exp^{-E/RT} \quad (1.7)$$

dimana :

$k$  = Konstanta laju reaksi (l/min)

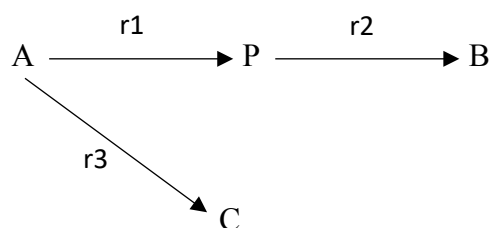
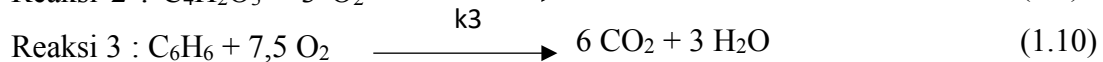
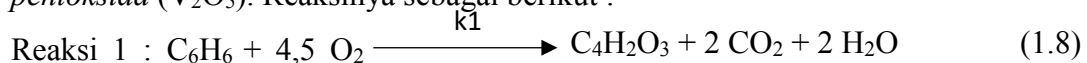
$A$  = Faktor frekuensi (g/(g min))

$E$  = Energi aktivasi (Kj/mol)

$R$  = Konstanta gas (1,987 kal/mol K)

$T$  = Temperatur operasi (K)

Maleat anhidrida diproduksi oleh oksidasi *benzene* dan udara dengan katalis *vanadium pentoksida* ( $V_2O_5$ ). Reaksinya sebagai berikut :



Keterangan :

A = Benzene  
 P = Maleat anhidrida  
 B & C = H<sub>2</sub>O dan CO<sub>2</sub>

$$r_1 = k_1 C_A$$

$$r_2 = k_2 C_p r_3 = k_3 C_A$$

Rumus untuk kinetika reaksi :

$$\begin{aligned} k_1 &= 4300 \times \exp(-25000/RT) \\ &= 4300 \times \exp(-25000/1,987 \times 673,15) \\ &= 3,2818E-05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_2 &= 70000 \times \exp(-30000/RT) \\ &= 70000 \times \exp(-30000/1,987 \times 673,15) \\ &= 1,2714E-05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_3 &= 26 \times \exp(-21000/RT) \\ &= 26 \times \exp(-21000/1,987 \times 673,15) \\ &= 3,9482E-06 \end{aligned}$$

(Westerink and Westerterp,1988)

e. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot B M}{R \cdot T \cdot Z}$$

Diketahui :

$$P = 3,5 \text{ atm}$$

$$B M = 54,4936$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm}/\text{gmol} \cdot \text{K}$$

$$T = 673,15 \text{ K}$$

$$Z = 0,9939$$

$$\rho = (3,5 \times 54,4936) / (82,05 \times 673,15 \times 0,9939)$$

$$= 0,0035 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 218,8198 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 2,3516 \text{ Kg/m}$$

f. Menentukan viskositas umpan

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komponen	BM	A	B	C
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78,11124	-0,151	2,57E-01	-8,98E-06
O <sub>2</sub>	31,998	44,224	5,62E-01	-1,13E-04
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	98,05548	-11,219	2,92E-01	-1,06E-05
CO <sub>2</sub>	44,0087	11,811	4,98E-01	-1,09E-04
H <sub>2</sub> O	18,01468	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92,13762	1,787	2,36E-01	-9,35E-06

Komponen	Yi	$\eta$ gas	$\mu$ gas	$\mu$ gas	$\mu$ gas
		mikropoise	kg/s.m	kg/jam.m	lb/ft.jam
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,4877	1,69E+02	1,69E-05	6,08E-02	1,47E-05
O <sub>2</sub>	0,5122	3,71E+02	3,71E-05	1,34E-01	3,24E-05
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0	1,80E+02	1,80E-05	6,50E-02	1,57E-05
CO <sub>2</sub>	0	2,98E+02	2,98E-05	1,07E-01	2,60E-05
H <sub>2</sub> O	0	2,45E+02	2,45E-05	8,81E-02	2,13E-05
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,7561E-05	1,56E+02	1,56E-05	5,62E-02	1,36E-05
Total	1	1,42E+03	1,42E-04	5,11E-01	1,24E-04

Komponen	Yi. $\mu$ gas	Yi. $\mu$ gas	Yi. $\mu$ gas	$\eta$ gas
	kg/s.m	kg/jam.m	lb/ft.jam	mikropoise
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	8,23E-06	2,96E-02	7,17E-06	8,23E+01
O <sub>2</sub>	1,90E-05	6,85E-02	1,66E-05	1,90E+02
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
CO <sub>2</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
H <sub>2</sub> O	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1,52E-09	5,49E-06	1,33E-09	1,52E-02
Total	2,73E-05	9,81E-02	2,37E-05	2,73E+02

$$\begin{aligned}\mu_{\text{gas}} &= 2,73\text{E-}05 \text{ kg/s.m} \\ &= 2,73\text{E-}04 \text{ gr/cm.s}\end{aligned}$$

g. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$K_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-0,00565	3,45E-05	6,93E-08
O <sub>2</sub>	0,00121	8,62E-05	-1,33E-08
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-0,01006	6,73E-05	9,66E-09
CO <sub>2</sub>	-0,012	1,02E-04	-2,24E-08
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-0,00776	4,49E-05	6,45E-08

Komponen	Yi	Kgas	Yi.Kgas
		W/m.K	W/m.K
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,4877	4,90E-02	2,39E-02
O <sub>2</sub>	0,5122	5,32E-02	2,72E-02
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0	3,97E-02	0,00E+00
CO <sub>2</sub>	0	4,66E-02	0,00E+00
H <sub>2</sub> O	0	5,47E-02	0,00E+00
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,7561E-05	5,17E-02	5,04E-06
Total	1	2,95E-01	5,11E-02

$$\begin{aligned}k_{\text{campuran}} &= 5,11\text{E-}02 \text{ W/m.K} \\ &= 1,84\text{E-}01 \text{ Kj/jam.m.K} \\ &= 4,40\text{E-}02 \text{ kkal/jam.m.K} \\ &= 1,22\text{E-}04 \text{ kal/detik.cm.K}\end{aligned}$$

h. Menentukan kapasitas panas gas umpan

$$C_p = \int A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,52E-08	-5,05E-12
O <sub>2</sub>	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-72,015	1,04E+00	-1,87E-03	1,65E06	-5,56E-10
CO <sub>2</sub>	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-24,097	5,22E-01	-2,98E-04	6,12E-08	1,26E-12

Komponen	Yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi =
		kg/kmol	J/mol.K	Kj/kmol.K	Kj/kg.K	Yi.Cp Kj/kg.K
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,4877	0,0781	171,9796	171,9796	2201,7272	1073,7985
O <sub>2</sub>	0,5122	0,0319	32,6583	32,6583	1020,6357	522,7646
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0	0,0981	171,3857	171,3857	1747,8441	0
CO <sub>2</sub>	0	0,0440	48,2182	48,2182	1095,6505	0
H <sub>2</sub> O	0	0,0180	37,1386	37,1386	2061,5763	0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,7561E-05	0,0921	210,9763	210,9763	2289,7953	0,2233
Total	1	0,3623	672,3567	672,3567	10417,2291	1596,7865

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.Yi
	kg/jam	Kj/jam.K	Kj/kmol.K
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	9067,1037	9736241,913	83,8757
O <sub>2</sub>	3900,8033	2039201,931	16,7274
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2,1395	0,4779	0,0206
Total	12970,0464	11775444,32	100,6237

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ campuran} &= 100,6237 \text{ Kj/kmol.K} \\
 &= 11775444,32 \text{ Kj/jam.K} \\
 &= 1596,7865 \text{ Kj/kg.K}
 \end{aligned}$$

i. Menentukan panas reaksi ( $\Delta H_R$ )

$$C_p = \int A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,52E-08	-5,05E-12
O <sub>2</sub>	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-72,015	1,04E+00	-1,87E-03	1,65E06	-5,56E-10
CO <sub>2</sub>	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-24,097	5,22E-01	-2,98E-04	6,12E-08	1,26E-12

Komponen	$\Delta H_f$ (Kj/mol)	$\Delta H_f$ (Kj/kmol)	$\Delta H$ (J/mol)	$\Delta H$ (Kj/kmol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	82,93	8,29E+04	4,98E+04	4,98E+04
O <sub>2</sub>	0	0,00E+00	1,16E+04	1,16E+04
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-398,3	-3,98E+05	5,55E+04	5,55E+04
CO <sub>2</sub>	-393,51	-3,94E+05	1,64E+04	1,64E+04
H <sub>2</sub> O	-241,8	-2,42E+05	1,32E+04	1,32E+04
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	50	5,00E+04	6,14E+04	6,14E+04
Total	-900,68	-9,01E+05	2,08E+05	2,08E+05

$$\Delta H_{R_{298}} = -1116540 \text{ Kj/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R_{\text{total}}} &= -1092924,899 \text{ Kj/kmol} \\
 &= -261040,7405 \text{ kkal/kmol (reaksi eksotermis)}
 \end{aligned}$$

j. Katalisator

Jenis = Vanadium Phosphorus Oxide (V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>)

Bentuk = Padatan

Diameter = 0,004762 m  
 Densitas = 3360 kg/m<sup>3</sup>  
 Porositas = 0,38  
 Densitas Bulk = 400 kg/m<sup>3</sup>

### 3. Menentukan Ukuran dan Jumlah Tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar.

Pengaruh ratio  $D_p / D_t$  terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu  $h_w/h$  telah diteliti oleh Colburn's (smith halaman 571) yaitu :

<b><math>D_p/D_t</math></b>	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
<b><math>h_w/h</math></b>	5,5	7	7,8	7,5	7	6,6

Dipilih nilai  $D_p / D_t = 0,15$  (karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar)

Keterangan :

$h_w$  = Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  = Diameter katalisator

$D_t$  = Diameter tube

Maka :

$D_p = 0,4762$  cm

$D_p/D_t = 0,15$

$D_t = 0,4762 / 0,15$

= 3,1747 cm

= 1,2498 in

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dipilih ukuran tube standar berdasarkan Tabel 11 Kern halaman : 844, yaitu :

NPS (Nominal Pipe Size) = 3 in  
 = 7,62 cm  
 = 0,0762 m

OD (Outside Diameter) = 3,5 in  
 = 8,89 cm  
 = 0,0889 m

Schedule Number = 40

ID (Inside Diameter) = 3,068 in  
 = 7,7927 cm  
 = 0,0779 m

Flow Area = 7,38 in<sup>2</sup>  
 = 47,6128 cm<sup>2</sup>  
 = 0,0048 m<sup>2</sup>

Surface per lin ft (Outside) = 0,917 ft<sup>2</sup>/ft

Surface per lin ft (Inside) = 0,804 ft<sup>2</sup>/ft

Aliran dalam pipa adalah transisi, maka nilai  $Nre = 3100$

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

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

$Gt$  = Kecepatan massa per satuan luas

$Nre$  = 3100 (nilai yang biasa dipakai dalam fase gas)

$\mu$  = 9,81E-02 kg/m.jam

$Dt$  = 0,0779 m

$G$  = 12970,0464 kg/jam

= 3602,7907 gr/detik



$$\begin{aligned}
 Gt &= (9,81E-02 \times 3100) / 0,0779 \\
 &= 3903,1134 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \\
 &= 0,1084 \text{ gr/cm}^2 \cdot \text{detik}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 At &= 12970,0464 / 3903,1134 \\
 &= 3,3230 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Ao (luas penampang pipa) :

$$Ao = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$\begin{aligned}
 Ao &= (3,14 / 4) \times (0,0779^2) \\
 &= 0,0048 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Nt (jumlah pipa max) :

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao}$$

$$\begin{aligned}
 Nt \text{ max} &= 3,3230 / 0,0048 \\
 &= 697,0799 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

$$\rho_s = 3,36 \text{ gr/cm}^3$$

$$P = 3,5 \text{ atm}$$

$$BM = 54,4936 \text{ g/gmol}$$

$$R = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/gmol} \cdot \text{K}$$

$$T \text{ udara} = 303,15 \text{ K}$$

$$\rho_g = 0,0035 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho \text{ udara} = \frac{P_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ udara} &= (3,5 \times 54,4936) / (82,05 \times 303,15) \\
 &= 0,0077 \text{ g/cm}^3
 \end{aligned}$$

Katalis  $V_2O_5$  :

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot D_p}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}}$$

$$\begin{aligned} V_{max} &= 1087,8979 \text{ cm/detik} \\ &= 39164,3240 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g}$$

$$\begin{aligned} Q &= 3602,7907 / 0,0035 \\ &= 1036910,498 \text{ cm}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$At = \frac{Q}{V_{max}}$$

$$\begin{aligned} At &= 1036910,498 / 1087,8979 \\ &= 953,1322 \text{ cm}^2 \\ &= 0,9531 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

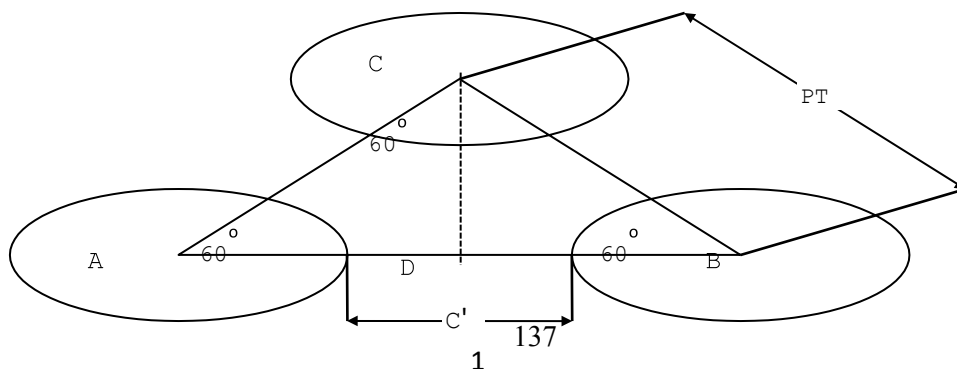
$$Nt_{min} = \frac{At}{A_0}$$

$$\begin{aligned} Nt_{min} &= 0,9531 / 0,0048 \\ &= 199,9426 \text{ buah} \end{aligned}$$

Diambil  $Nt = 199$  buah

#### 4. Menentukan Diameter Reaktor

Pipe (tube) disusun dengan pola triangular pitch agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_o$ ). Sehingga transfer panas lebih baik dari pada susunan square pitch.



Susunan tube = *Triangular pitch*

Pitch tube (PT) = 1,25 x Odt  
= 1,25 x 3,5  
= 4,375 in  
= 11,1125 cm

Clearance (C') = PT – Odt  
= 4,375 – 3,5  
= 0,875 in  
= 2,2225 cm

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total), yaitu :

Luas shell = Luas segitiga

$A_{total} = 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas segitiga } ABC$

$$\frac{\pi}{4} \times I D_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot P T^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times I D_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left( \frac{1}{2} \cdot P T^2 \cdot 0,866 \right)$$

$$I D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

Ids = 164,6503 cm  
= 1,6465 m  
= 64,8229 in

## 5. Menentukan Data Pendingin

a. Menentukan Cp Pendingin

Jenis pendingin = *Cooling water*

T masuk = 30 °C  
= 303,15 K

T keluar = 80 °C  
= 353,15 K

P = 0,101325 mPa  
= 1 atm

	K	C	F
T <sub>in</sub>	303,15	30	86
T <sub>out</sub>	353,15	80	176
ΔT	50	50	90

Specific heat of cooling water = 4182 J/kg  
= 4,182 Kj/kg

b. Menghitung Densitas Pendingin Pada Tin

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\begin{aligned} \rho_p &= 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} \times 303,15) \\ &= 1,0701 \text{ gr/cm}^3 \end{aligned}$$

c. Menghitung Konduktivitas Thermal Pendingin Pada Tin

$$K_p = 1.512 - 0.001038 \times T_{in}$$

$$\begin{aligned} K_p &= 1,512 - (0,0010387 \times 303,15) \\ &= 1,1971 \text{ kal/cm.jam.K} \\ &= 0,5012 \text{ Kk/m.jam.K} \\ &= 1,2353 \text{ Btu/ft.jam.F} \end{aligned}$$

d. Menghitung Viskositas Pendingin Pada Tin

$$\mu_p = 35.5898 - 0.04212 \times T_{in}$$

$$\begin{aligned} \mu_p &= 35,5898 - (0,04212 \times 303,15) \\ &= 22,8211 \text{ gr/cm.jam} \\ &= 0,0063 \text{ gr/cm.detik} \\ &= 2,2821 \text{ kg/m.jam} \\ &= 1,5335 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

e. Menghitung Pendingin Yang Dibutuhkan

Pendingin yang dipakai adalah cooling tower

$$\begin{aligned} T_{in} &= 30\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 303,15\text{ K} \\ &= 86\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{out} &= 80\text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 353,15\text{ K} \\ &= 176\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p &= 4,182\text{ kal/gr.K} \\ Q_h &= -260127398,7\text{ kkal/jam} \\ &= -2,60127\text{E}+11\text{ kal/jam} \\ &= -1088373036\text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

$$W_p = \frac{Q_H}{C_p \times \Delta T}$$

$$\begin{aligned} W_p &= 1244033470\text{ gr/jam} \\ &= 1244033,47\text{ kg/jam} \\ &= 345,5649\text{ kg/detik} \\ &= 9852745086\text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

## 6. Menghitung Panjang Reaktor

Berikut ini merupakan perhitungan panjang reaktor :

$\Delta z =$	0,25			
<b>z (m)</b>	<b>x</b>	<b>T (K)</b>	<b>Tcooler (K)</b>	<b>P (atm)</b>
0,000	0,0000	673,15	303,15	3,5
0,250	0,0608	673,15	303,2644	3,4998
0,500	0,1179	673,15	303,3788	3,4996
0,750	0,1716	673,15	303,4930	3,4995
1,000	0,2219	673,15	303,6073	3,4993
1,250	0,2693	673,15	303,7214	3,4992
1,500	0,3137	673,15	303,8356	3,4989
1,750	0,3554	673,15	303,9496	3,4988
2,000	0,3946	673,15	304,0636	3,4987
2,250	0,4314	673,15	304,1776	3,4985

<b>z (m)</b>	<b>x</b>	<b>T (K)</b>	<b>Tcooler (K)</b>	<b>P (atm)</b>
2,500	0,4659	673,15	304,2915	3,4983
2,750	0,4984	673,15	304,4053	3,4981
3,000	0,5289	673,15	304,5191	3,4979
3,250	0,5575	673,15	304,6329	3,4978
3,500	0,5844	673,15	304,7465	3,4976
3,750	0,6097	673,15	304,8601	3,4975
4,000	0,6334	673,15	304,9737	3,4973
4,250	0,6557	673,15	305,0872	3,4971
4,500	0,6766	673,15	305,2007	3,4969
4,750	0,6963	673,15	305,3141	3,4968
5,000	0,7147	673,15	305,4274	3,4966
5,250	0,7321	673,15	305,5407	3,4965
5,500	0,7483	673,15	305,6539	3,4963
5,750	0,7636	673,15	305,7671	3,4961
6,000	0,7779	673,15	305,8802	3,4959
6,250	0,7915	673,15	305,9933	3,4958
6,500	0,8041	673,15	306,1063	3,4956
6,750	0,8160	673,15	306,2193	3,4955
7,000	0,8272	673,15	306,3322	3,4953
7,250	0,8377	673,15	306,4450	3,4951
7,500	0,8476	673,15	306,5578	3,4949
7,750	0,8568	673,15	306,6705	3,4948
8,000	0,8655	673,15	306,7832	3,4946
8,250	0,8737	673,15	306,8959	3,4944
8,500	0,8813	673,15	307,0084	3,4943
8,750	0,8885	673,15	307,1209	3,4941
9,000	0,8953	673,15	307,2334	3,4939
9,250	0,9017	673,15	307,3458	3,4938
9,500	0,9076	673,15	307,4582	3,4936
9,750	0,9132	673,15	307,5705	3,4934
10,000	0,9185	673,15	307,6827	3,4933

<b>z (m)</b>	<b>x</b>	<b>T (K)</b>	<b>Tcooler (K)</b>	<b>P (atm)</b>
10,250	0,9235	673,15	307,7949	3,4931
10,500	0,9281	673,15	307,9071	3,4929
10,750	0,9325	673,15	308,0192	3,4928
11,000	0,9366	673,15	308,1312	3,4926
11,250	0,9404	673,15	308,2432	3,4924
11,500	0,9440	673,15	308,3551	3,4923
11,750	0,9474	673,15	308,4669	3,4921
<b>12,000</b>	<b>0,9506</b>	<b>673,15</b>	<b>308,5788</b>	<b>3,4919</b>
12,250	0,9536	673,15	308,6905	3,4917
12,500	0,9564	673,15	308,8022	3,4916
12,750	0,9591	673,15	308,9139	3,4914
13,000	0,9616	673,15	309,0255	3,4912
13,250	0,9639	673,15	309,1370	3,4911
13,500	0,9661	673,15	309,2485	3,4909
13,750	0,9681	673,15	309,3599	3,4907
14,000	0,9701	673,15	309,4713	3,4906
14,250	0,9719	673,15	309,5827	3,4904
14,500	0,9736	673,15	309,6939	3,4902
14,750	0,9752	673,15	309,8052	3,4901
15,000	0,9767	673,15	309,9163	3,4899

Resume :

Konversi (x) = 0,9506

= 95%

Suhu gas masuk (Tin) = 673,15 K

= 400 °C

Suhu gas keluar (Tout) = 673,15 K

= 400 °C

Panjang pipa tube (Z) = 12,000 m

= 1.200 cm

= 472,4412 in

Tekanan masuk (Pin) = 3,5 atm

Tekanan keluar (Pout) = 3,4919 atm  
 Diameter shell (IDs) = 1,6465 m  
 = 164,65 cm  
 = 64,8229 in

Pressure drop = 3,5 – 3,4919  
 = 0,0081

Besarnya harus 0,01 – 0,00001 atm/cm<sup>2</sup> per tube atau pressure drop total harus 3% - 15% tekanan total (Ullrich & H. F. Rase)

## 7. Menghitung Design Shell and Tube

### a. Tube

BWG = 12

OD = 3,5 in

L = 20 ft

ID = 3,068 in

Flow area per tube = 07,38 in<sup>2</sup>

Surface per lin ft (outside) = 0,917 ft<sup>2</sup>/ft

Surface per lin ft (inside) = 0,804 ft<sup>2</sup>/ft

Weight per lin ft = 1,14 lb steel

Panjang pipa tube (Z) = 472,4412 in

Susunan tube = *Triangular pitch*

Jumlah pipa = 199 buah

Pitch (Pt) = 4,375 in

Clearance (C') = 0,875 in

Cek SC yang dipilih :

IDt = 3,068 in

ODt = 3,5 in

Ketebalan = (3,5 – 3,068) / 2

= 0,216 in

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$



Maximum allowable stress (f) = 15100 psia

Efficiency sambungan (E) = 0,85

Faktor korosi (C) = 0,125 in

Tebal tube = 0,1250 in

b. Shell

1) Tekanan Design

Tekanan operasi (P) = 3,5 atm

= 51,4357 psia

= 3,5464 bar

Dirancang *overdesign* 20%, yaitu :

= (1 + 0,2) x 51,4357

= 61,7228 psia

2) Bahan Konstruksi Shell

Dipilih material : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Dengan pertimbangan yaitu :

- Memiliki *allowable stress* yang cukup tinggi
- Mampu bertahan pada tekanan tinggi
- Bahan tahan korosi
- Harga relatif murah

3) Tebal Dinding Shell (ts)

Mencari tebal dinding shell (ts) menggunakan persamaan :

$$ts = \frac{Pr}{fE - 0.6P} + c$$

Source : Brownell & Young, Page : 254

Keterangan :

ts = Tebal dinding shell, in

P = Tekanan design, psia

r = Jari-jari dalam shell, in

f = *Maximum allowable stress*, psia

E = Efisiensi pengelasan  
C = Faktor korosi, in

Diketahui :

P = 61,7228 psia  
r = (IDs / 2)  
= (64,8229 / 2) in  
f = 15100 psia  
E = 0,85  
C = 0,125 in  
Tebal shell (ts) = 0,2813 in

Dipilih tebal shell (ts) standar = 0,3125 in  
= 0,0079 m

Diameter luar reaktor (ODs) :

$$OD = ID\ Shell + 2\ t_s$$

ODs = 64,8229 + (2 x 0,3125)  
= 65,4479 in  
= 1,6624 m

Diambil nilai OD standar pada Tabel 5.7 Brownell & Young halaman : 89, yaitu :

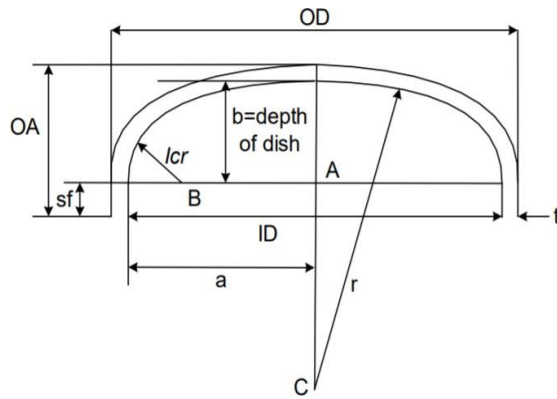
OD = 66 in  
= 1,6764 m

## 8. Menghitung Head Reaktor

a. Bentuk Head

Tipe head = Elipstical Dished-Head

Dapat digunakan dengan tekanan antara 15-200 psia.



Keterangan :

- ID = Diameter dalam head
- OD = Diameter luar head
- a = Jari-jari dalam head
- t = Tebal head
- r = Jari-jari luar dish
- icr = Jari-jari dalam sudut icr
- b = Tinggi head
- sf = *Straight flange*
- OA = Tinggi total head

b. Bahan Konstruksi Head

Dipilih bahan material : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Dengan pertimbangan yaitu :

- Memiliki allowable stress yang cukup tinggi
- Mampu bertahan pada tekanan tinggi
- Bahan tahan korosi
- Harga relatif murah

c. Tebal Head (th)

Untuk tipe elipstical dishedhead, tebal head (th) dihitung dengan persamaan :

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2 P} + c$$

Source : Brownell & Young, Page : 256

Keterangan :

- P = Tekanan perancangan, psia  
IDs = Diameter dalam, in  
f = Maximum allowable stress, psia  
E = Efisiensi pengelasan  
C = Faktor korosi, in

Diketahui :

- P = 61,7228 psia  
IDs = 64,8229 in  
f = 15100 psia  
E = 0,85  
C = 0,125 in  
Tebal head (th) = 0,2809 in

- Dipilih tebal head (th) standar = 0,3125 in  
= 0,0079 m

d. Tinggi Head (OA)

- ODs = 65,4479 in  
ts = 0,3125 in

Didapat berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, halaman : 90, yaitu :

- icr = 4 in  
r = 66 in

$$a = \frac{ID}{2}$$

- a = 64,8229 / 2  
= 32,4115 in

$$AB = a - icr$$

- AB = 32,4115 - 4  
= 28,4115 in

$$\boxed{BC = r - ir}$$

$$\begin{aligned} BC &= 66 - 4 \\ &= 62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\boxed{AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}}$$

$$\begin{aligned} AC &= ((62^2) - (28,4115^2))^{1/2} \\ &= 55,1071 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\boxed{b = r - AC}$$

$$\begin{aligned} b &= 66 - 55,1071 \\ &= 10,8929 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.6 Brownell & Young, halaman : 88, dengan th 3/16 in (0,1875 in) didapat nilai sf = 1 ½ in – 2 ½ in.

$$\begin{aligned} \text{Digunakan nilai sf} &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= \boxed{OA = th + b + f} \\ &= 0,3125 + 10,8929 + 2 \\ &= 13,2054 \text{ in} \\ &= 1,1004 \text{ ft} \\ &= 0,3354 \text{ m} \end{aligned}$$

### 9. Menghitung Tinggi Reaktor (hR)

$$\begin{aligned} hR &= \text{Panjang tube} + \text{Tinggi head} \\ &= 472,4412 + 13,2054 \\ &= 485,6466 \text{ in} \\ &= 40,4704 \text{ ft} \\ &= 12,3354 \text{ m} \end{aligned}$$

## 10. Menghitung Volume Reaktor (VR)

### a. Volume Head (VH)

$$\begin{aligned} \text{VH} &= 0,000049 \text{ IDs}^3 \\ &= 0,000049 \times (64,8229^3) \\ &= 13,3469 \text{ in}^3 \\ &= 0,0002 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### b. Volume Shell (VS)

$$\begin{aligned} \text{VS} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= (3,14 / 4) \times (64,8229^2) \times 472,4412 \\ &= 1558386,998 \text{ in}^3 \\ &= 25,5374 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### c. Volume Reaktor (VR)

$$\begin{aligned} \text{VR} &= \text{Volume head (VH)} + \text{Volume shell (VS)} \\ &= 13,3469 + 1558386,988 \\ &= 1558400,345 \text{ in}^3 \\ &= 25,5377 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = V / Q$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tube} &= (3,14 / 4) \times (\text{IDt}^2) \times Z \\ &= (3,14 / 4) \times (3,068^2) \times 472,4412 \\ &= 3490,8254 \text{ in}^3 \\ &= 0,0572 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= (F_i / 3600) / (Y_i \cdot Z \times 1000) \\ &= (12970,0464 / 3600) / (0,9939 \times 1000) \\ &= 0,0036 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= V / Q \\ &= 0,0572 / 0,0036 \\ &= 15,7804 \text{ s} \end{aligned}$$

## 11. Menentukan Spesifikasi Nozzle

Tipe : *Stainless steel*

a. Diameter saluran gas umpan

$$Di_{opt} = 260 G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37}$$

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

$\rho$  : densities, kg/m<sup>3</sup>

Source : Coulson & Richardson's, Page : 221

$$G = 3,6028 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 3,4745 \text{ kg/m}^3$$

$$Di_{opt} = 260 \times (3,6028^{0.52}) \times (3,4745^{-0.37})$$

$$= 319,3695 \text{ mm}$$

$$= 12,5736 \text{ in}$$

Diambil pipa standar berdasarkan Tabel 11 Kern halaman : 844, yaitu :

$$\text{NPS} = 14 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 14 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 30$$

$$\text{ID} = 13,25 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar

$$\text{Densitas gas keluar} = \rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$\rho = 3,4627 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 3,6028 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 3,4627 \text{ kg/m}^3$$

$$Di_{opt} = 260 \times (3,6028^{0.52}) \times (3,4627^{-0.37})$$

$$= 319,7731 \text{ mm}$$

$$= 12,5895 \text{ in}$$

Diambil pipa standar berdasarkan Tabel 11 Kern halaman : 844, yaitu :

$$\text{NPS} = 14 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 14 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 30$$

$$\text{ID} = 13,25 \text{ in}$$

c. Diameter pendingin masuk

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) &= 1,0701 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 1070,1232 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$G = 3,6028 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1070,1232 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 260 \times (3,6028^{0,52}) \times (1070,1232^{-0,37}) \\ &= 38,3297 \text{ mm} \\ &= 1,5090 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa standar berdasarkan Tabel 11 Kern halaman : 844, yaitu :

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

d. Diameter pendingin keluar

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) &= 0,7109 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 710,9531 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$



$$G = 3,6028 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 710,9531 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 260 \times (3,6028^{0,52}) \times (710,9531^{-0,37}) \\ &= 44,5907 \text{ mm} \\ &= 1,7555 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa standar berdasarkan Tabel 11 Kern halaman : 844, yaitu :

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 2 \text{ in} \\ \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\ \text{Sch} &= 40 \\ \text{ID} &= 2,067 \text{ in} \end{aligned}$$

## 12. Isolator Reaktor

### a. Dinding reaktor

Asumsi :

- Kondisi adiabatik
- $T_g$  = suhu diameter dalam reaktor
- Panas radiasi diabaikan
- Dinding reaktor dirancang dengan memakai bahan yang tahan terhadap suhu tinggi dan mampu menahan panas ke lingkungan

Data :

- Suhu maksimal ( $T_g$ ) = 673,15 K
- Suhu udara luar ( $T_u$ ) = 308,15 K
- Diameter reaktor = 0,7590 m
- Tinggi reaktor = 65,1885 m

Isolasi reaktor menggunakan Asbestos dengan suhu maksimal 932 °F dan dinding bagian luar dilapisi *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*.

### b. Sifat-sifat fisis

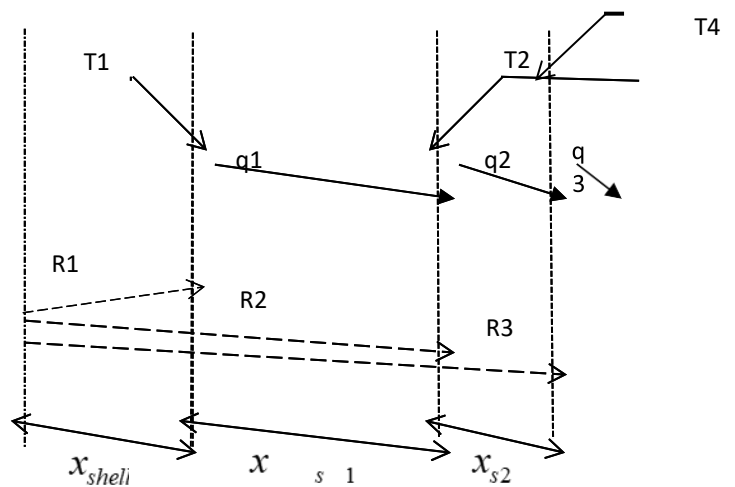
Bahan isolasi yang dipakai adalah Asbestos.

$$\text{Suhu operasi maksimum} = 752 \text{ }^\circ\text{F}$$

Densitas = 36 lb/ft<sup>3</sup>  
 = 576,684 kg/m<sup>3</sup>  
 Konduktivitas panas (kis) = 0,129 Btu/hr.ft. °F  
 Emisivitas (εis) = 0,93

c. Suhu udara sekitar

T = 35 °C  
 = 308,15 K



1) Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi (hc) ke udara dan panas radiasi (hr)

$$hc = 0,27 \cdot (\Delta T)^{0,25}$$

$$hr = 0,1713 \cdot \epsilon \cdot \frac{\left(\frac{T_4}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_u}{100}\right)^4}{T_4 - T_u}$$

Keterangan :

hc = Koefisien transfer panas secara konveksi dari permukaan luar isolator ke lingkungan (Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F)

hr = Koefisien transfer panas secara radiasi dari permukaan luar isolator ke udara (Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F)

$$hc = 0,6993 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$hr = 1,2292 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

2) Kondisi steady state

$$q_1 = q_2 = q_3$$

Keterangan :

$q_1$  = Panas dari dinding dalam reaktor ke dinding luar

$q_2$  = Panas dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator

$q_3$  = Panas dari plat lapisan luar ke udara

3) Perhitungan tebal dinding dan isolasi

$$r_1 = 1,2452 \text{ ft}$$

$$r_2 = 2,0742 \text{ ft}$$

Tebal dinding isolasi kaolin insulating brick adalah :

$$r_2 - r_1 = 2,0742 - 1,2452$$

$$= 0,8289 \text{ ft}$$

$$= 25,2673 \text{ cm}$$

$$= 0,2527 \text{ m}$$

$$= 0,0129 \text{ in}$$

4) Menghitung tebal plat lapisan luar

$$t_{\min} = \frac{Pt \cdot D}{2 \cdot (S \cdot \epsilon - 0,6 \cdot Pt)} + C$$

Keterangan :

$t_{\min}$  = Tebal minimum plat reaktor, in

$Pt$  = Tekanan total di daerah reaktor, psia

$S$  = Tekanan yang diizinkan, psia

$\epsilon$  = Faktor penyambungan

$C$  = Faktor korosi, in

Diketahui :

$$S = 23750 \text{ psia}$$

$$\epsilon = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$Pt = 77,1535 \text{ psia}$$

$$D = 29,8827 \text{ in}$$

$$t_{\min} = 0,1822 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil tebal standar} &= 0,1875 \text{ in} \\ &= 0,4763 \text{ cm} \\ &= 0,0156 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_3 &= 2,0898 \text{ ft} \\ &= 0,6369 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{ds} &= 4,1796 \text{ ft} \\ &= 50,1548 \text{ in} \\ &= 1,2739 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Perhitungan  $Q_{\text{loss}}$  ke lingkungan

1) Ada isolasi

Perpindahan panas dari fluida panas (gas panas) dalam reaktor melalui dinding reaktor.

Isolasi plat lapisan luar dan udara dapat dituliskan sebagai berikut :

$$q_{\text{loss}} = \frac{T_g - T_u}{\frac{\Delta r_d}{k_d \cdot A_d} + \frac{\Delta r_i}{k_i \cdot A_i} + \frac{\Delta r_p}{k_p \cdot A_p} + \frac{1}{(h_c + h_r) \cdot A_o}}$$

Dengan konsep tahanan dapat dituliskan :

$$q_{\text{loss}} = \frac{T_g - T_u}{R_d + R_i + R_p + R_o} = U_i \cdot 2\pi \cdot r_i \cdot L \cdot \Delta T$$

Dimana :

$U_1$  = Koefisien transfer panas overall berdasarkan luas dinding dalam

$$\frac{1}{U_1} = \frac{r_1 \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_i} + \frac{r_1 \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_p} + \frac{r_1}{(h_c + h_r)r_3}$$

$$U_1 = 1,9999 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } Q_{\text{loss}} &= U_i \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot \Delta T \\ Q_{\text{loss}} &= 1319711,53 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

2) Tanpa isolasi

Perpindahan panas dari fluida panass (gas panas) dalam reaktor melalui dinding reaktor (plat) dan udara dapat dituliskan sebagai berikut :

$$q_{\text{loss}} = \frac{T_g - T_u}{\frac{\Delta r_p}{k_p \cdot A_p} + \frac{1}{(h_c + h_r) \cdot A_o}} = U_i \cdot 2\pi \cdot r_1 \cdot L \cdot \Delta T$$

$$\frac{\Delta r_p}{k_p \cdot A_p} + \frac{1}{(h_c + h_r) \cdot A_o}$$

$$U_1 = 5,9689 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Q_{\text{loss}} = 6564921,207 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga bila dibandingkan antar  $Q_{\text{loss}}$  isolasi dengan  $Q_{\text{loss}}$  tanpa isolasi :

20%

## LAMPIRAN B

### DEKANTER (D-01)

Fungsi : Untuk memurnikan produk akhir dengan memisahkan  $C_4H_2O_3$   
dengan  $H_2O$

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi :

P = 1 atm

T = 30 °C

## 1. Neraca Massa (Umpan Masuk)

### a. Komposisi Umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa Bawah (kg/jam)	Massa Atas (kg/jam)	Xi (%)	$\rho$ (kg/L)	$\mu$ (cP)	Fv (L/jam)	ln $\mu$	Xi.ln $\mu$	$\rho \cdot Xi$
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2402,9128	2400,5099	2,4029	0,7313	1,3518	2,5802	1777,5090	0,9479	0,6932	0,9886
H <sub>2</sub> O	882,9227	0,8829	882,0398	0,2687	1,0229	0,8150	863,1772	-0,2045	-0,0549	0,2749
Total	3285,8355	2401,3928	884,4427	1	2,3747	3,3953	2640,6863	0,7434	0,6382	1,2634

Komponen	Xi bawah	$\rho$ bawah	$\mu$ bawah	Xi atas	$\rho$ atas	$\mu$ atas
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,9996	1,3513	0,9475	0,0027	0,0037	0,0026
H <sub>2</sub> O	0,0004	0,0004	-7,52E-05	0,9973	1,0201	-0,2039
Total	1	1,3517	0,9475	1	1,0238	-0,2014

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1,2634 \text{ kg/L} \\ &= 1263,4474 \text{ kg/m}^3 \\ &= 78,8744 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 1,8931 \text{ cP} \\ &= 0,0013 \text{ lb/ft.s} \\ &= 4,5796 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$= 0,0019 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0019 \text{ Ns/m}^2$$

$$Q_u = 2,6007 \text{ m}^3/\text{jam}$$



b. Komposisi Hasil Atas (*Light Stream*)

Komponen	Massa Atas (kg/jam)	Xi (%)	$\rho$ (kg/L)	$\mu$ (cP)	Fv (L/jam)	$\ln \mu$	Xi.ln $\mu$	$\rho \cdot Xi$
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2,4029	0,0027	1,3518	2,5802	1,7775	0,9479	0,0026	0,0037
H <sub>2</sub> O	882,0398	0,9973	1,0229	0,8150	862,3141	-0,2045	-0,2039	1,0201
Total	884,4427	1	2,3747	3,3953	864,0916	0,7434	-0,2014	1,0238

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1,0238 \text{ kg/L} \\ &= 1023,7690 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,9118 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 0,8176 \text{ cP} \\ &= 0,00055 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0,00082 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00082 \text{ Ns/m}^2 \end{aligned}$$

$$QL = 0,8639 \text{ m}^3/\text{jam}$$

c. Komposisi Hasil Bawah (*Heavy Stream*)

Komponen	Massa Bawah (kg/jam)	Xi (%)	$\rho$ (kg/L)	$\mu$ (cP)	Fv (L/jam)	$\ln \mu$	Xi.ln $\mu$	$\rho \cdot Xi$
C <sub>4</sub> H <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2400,5099	0,9996	1,3518	2,5802	1775,7315	0,9479	0,9475	1,3513
H <sub>2</sub> O	0,8829	0,0004	1,0229	0,8150	0,8632	-0,2045	-7,5198E-05	0,0004
Total	2401,3928	1	2,3747	3,3953	1776,5947	0,7434	0,9475	1,3517

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1,3517 \text{ kg/L} \\ &= 1351,7219 \text{ kg/m}^3 \\ &= 84,3852 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 2,5792 \text{ cP} \\ &= 0,0017 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0,0026 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0026 \text{ Ns/m}^2 \end{aligned}$$

$$QH = 2,6006 \text{ m}^3/\text{jam}$$

## 2. Menentukan Fase Terdispersi

Massa jenis masing-masing arus dapat ditentukan sebagai berikut :

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

Keterangan :

- $\rho$  = Massa jenis campuran, kg/m<sup>3</sup>  
 $m$  = Laju massa total campuran, kg/jam  
 $Fv$  = Laju volumetrik total campuran, m<sup>3</sup>/jam

Untuk heavy stream :

$$\rho = 1351,7219 \text{ kg/m}^3$$

Untuk light stream :

$$\rho = 1023,7690 \text{ kg/m}^3$$

$$\Psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left( \frac{\rho_L \cdot \mu_H}{\rho_H \cdot \mu_L} \right)^{1,0,3}$$

$$\Psi = 0,01632$$

Evaluasi nilai  $\Psi$  (Walas, 2005)

$\psi$	Hasil
<0,3	Light phase always dispersed
0,3-0,5	Light phase probably dispersed
0,5-2,0	Phase inversion probable, design for worst case
2,0-3,3	Heavy phase probably dispersed
3,3	Heavy phase always dispersed

$$\Psi = 0,01632$$

$$\Psi = < 0,3$$

Fase terdispersi adalah light phase

Fase terdispersi = Light phase

Fase kontinyu = Heavy phase

### 3. Menentukan *Settling Velocity*

Dasar perancangan ukuran dekanter adalah kecepatan fase kontinyu harus lebih kecil dari *settling velocity* droplet dalam fase terdispersi.

$$U_c < U_d$$

Keterangan :

$U_c$  = Kecepatan fase kontinyu

$U_d$  = Kecepatan *settling* fase terdispersi

$$u_d = \frac{d_d^2 g (\rho_d - \rho_c)}{18 \mu_c}$$

Keterangan :

$d_d$  = Diameter droplet, m

$\rho_c$  = Densitas fase kontinyu,  $\text{kg/m}^3$

$\rho_d$  = Densitas fase terdispersi,  $\text{kg/m}^3$

$\mu_c$  = Viskositas fase kontinyu,  $\text{Ns/m}^2$

$g$  = Percepatan gravitasi,  $\text{m/s}^2$

Diasumsikan diameter droplet ( $d_d$ ) sebesar 150 mikrometer.

Diketahui :

$$d_d = 0,00015 \text{ m}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_d = 1351,7219 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_c =$$

$$= 1023,7690 \text{ kg/m}^3 \quad \mu_c =$$

$$0,0026 \text{ kg/m.s}$$

$$u_d = 0,001559 \text{ m/s}$$

$$= 1,5592 \text{ mm/s}$$

Fase ringan sebagai fase terdispersi :

$$U_d = 0,00057 \text{ m/s}$$

$$= 5,7178 \text{ mm/s}$$

#### 4. Menentukan Area Interface

$$u_c = \frac{L_c}{A_i}$$

$$A_i = \frac{L_c}{u_c}$$

Keterangan :

$u_c$  = Kecepatan fase kontinyu, m/s

$L_c$  = Volumetric flow rate fase kontinyu, m<sup>3</sup>/s

$A_i$  = Area interface, m<sup>2</sup>

Nilai  $u_c$  maksimal adalah sama dengan nilai  $u_d$ .

$$\begin{aligned} L_c &= 1,7765 / 3600 \\ &= 0,00049 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$u_c \text{ max} = 0,0015 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} A_i \text{ min} &= 0,00049 / 0,0015 \\ &= 0,3165 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### 5. Menentukan Waktu *Settling*

$$r = \frac{6,24 \cdot \mu}{\rho_A - \rho_B}$$

$$\mu \text{ camp} = 1,8931 \text{ cP}$$

$$\rho_H = 1351,7219 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 1023,7690 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \tau &= (6,24 \times 1,8931 \text{ cP}) / (1351,7219 \text{ kg/m}^3 - 1023,7690 \text{ kg/m}^3) \\ &= 0,0360 \text{ jam} \\ &= 2,1612 \text{ menit} \end{aligned}$$

Asumsi : Coulson & Richardson's hold-up time = 5 – 10 menit (Page : 441)

Waktu tinggal = 10 menit

$$= 0,1667 \text{ jam}$$

## 6. Menentukan Volume Dekanter

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (F)} &= 3285,8355 \text{ kg/jam} \\ \rho_{\text{light}} &= 1023,7690 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{heavy}} &= 1351,7219 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{camp}} &= 1263,4474 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Laju alir (Fv)} &= 2,6007 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dekanter (Vt)} &= 2,6007 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,0360 \text{ jam} \\ &= 0,0937 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang *overdesign* sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume dekanter (Vt)} &= (1 + 20\%) \times 0,0937 \text{ m}^3 \\ &= 0,1124 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

a. Volume shell tangki (Vs)

Asumsi :

$$Dt : H = 1 : 3$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} Dt^2 L$$

$$V_s = \frac{3\pi}{4} Dt^3$$

b. Volume tutup tangki (Ve)

$$V_e = 0,000049 Dt^3$$

c. Volume tangki (Vt)

$$V_t = V_s + 2 V_e$$

$$\frac{3}{4} \pi Dt^3$$

$$\begin{aligned} Dt^3 &= 0,0477 \text{ m}^3 \\ &= 1,6856 \text{ ft} \\ &= 1,8792 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dt &= 0,3627 \text{ m} \\ &= 1,1901 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 14,2814 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} H &= 3 \times Dt \\ &= 3 \times 0,3627 \text{ m} \\ &= 1,0882 \text{ m} \\ &= 3,5703 \text{ ft} \\ &= 42,8441 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Volume light stream (VfL)} = 0,0311 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume heavy stream (VfH)} = 0,0639 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume ruang kosong} = 0,0173 \text{ m}^3$$

Tinggi masing-masing liquid dekanter :

$$H = (Vt - 0,000049D^3) / \left( \frac{3 \cdot 14}{4} \right) \times D^2$$

$$HL = 0,3012 \text{ m}$$

$$HQ = 0,6195 \text{ m}$$

$$H(L + Q) = 0,9207 \text{ m}$$

$$H \text{ light} = 0,3012 \text{ m}$$

$$= 0,9883 \text{ ft}$$

$$H \text{ heavy} = 0,6195 \text{ m}$$

$$= 2,0324 \text{ ft}$$

$$H \text{ light} + H \text{ heavy} = 0,9207 \text{ m}$$

$$= 3,0208 \text{ ft}$$

$$H \text{ ruang kosong} = 0,1675 \text{ m}$$

$$= 0,5496 \text{ ft}$$

## 7. Menghitung Tebal *Shell* ( $t_s$ )

$$t_s = \frac{Pr}{(FE - 0.6P)} + C$$

Keterangan :

$T_s$  = Tebal shell

$P$  = Tekanan

$R$  = Jari-jari  
=  $\frac{1}{2} D$

$E$  = Efisiensi pengelasan ( $E = 0,85$ )

$C$  = Faktor koreksi ( $C = 0,125$ )

$F$  = Tegangan yang diijinkan (tabel 13.2 Coulson 4 edition Page : 812)

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C*.

Mencari tekanan hidrostatis :

$$\begin{aligned} P_h &= \rho \times H \text{ liquid} \times (\text{g/gc}) / 144 \\ &= (78,8744 \text{ lb/ft}^3 \times 0,3012 \text{ m} \times 1) / 144 \\ &= 0,1649 \text{ lb/in}^2 \\ &= 0,1649 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959 \text{ psia} \end{aligned}$$

Dirancang *overdesign* sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{hidrostatis}} + P_{\text{operasi}} \\ &= (0,1649 \text{ psia}) + ((1+20\%) \times 14,6959) \\ &= 17,8001 \text{ psia} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$P = 17,8001 \text{ psia}$$

$$R = 7,1407 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$



$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$F = 12650 \text{ psia}$$

$$t_s = 0,1368 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal shell (ts) standart} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,00476 \text{ m}$$

### 8. Menghitung Tebal *Head* (th)

Direncanakan berbentuk torispherical.

$$\boxed{OD = ID \text{ Shell} + 2 t_s}$$

$$OD = 14,2814 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 14,6564 \text{ in}$$

$$OD \text{ standart} = 16 \text{ in}$$

$$ID = 14,2814 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young Page : 90 didapatkan nilai :

$$icr = 1 \text{ in}$$

$$r = 15 \text{ in}$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E - 0.2.P} + C$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

Source : Persamaan 7.77 Brownell & Young, 1959 Page : 138

$$W = 1,7182 \text{ in}$$

$$th = 0,1464 \text{ in}$$

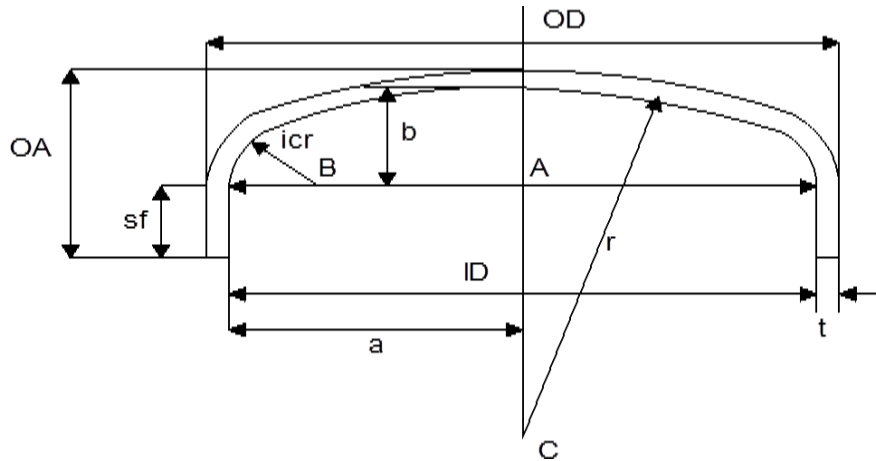
$$\text{Dipilih tebal head (th) standart} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= 0,00476 \text{ m}$$

### 9. Menghitung Tinggi Head (OA)

Dari tabel 5.6 Brownell & Young page : 88, dengan th 3/16 in didapat nilai  $sf = 1 \frac{1}{2}$  in - 2 in.

Dipilih nilai  $sf = 2$  in



Keterangan :

ID = Diameter dalam head

OD = Diameter luar head

a = Jari-jari dalam head

t = Tebal head

r = Jari-jari head

icr = Jari-jari dalam sudut dish

b = Tinggi head

sf = Straight flange

OA = Tinggi head total

W = Stress intensification factor for torispherical dishead-head

$$ID = OD - 2ts$$

$$ID = 16 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

$$= 15,625 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{15,625}{2} \\
 &= 7,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$AB = a - \hat{r}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= 7,8125 \text{ in} - 1 \text{ in} \\
 &= 6,8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$BC = r - \hat{r}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= 15 \text{ in} - 1 \text{ in} \\
 &= 14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{14^2 - 6,8125^2} \\
 &= 12,2307 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$b = r - AC$$

$$\begin{aligned}
 b &= 15 \text{ in} - 12,2307 \text{ in} \\
 &= 2,7693 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$\begin{aligned}
 OA &= 0,1875 \text{ in} + 2,7693 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 4,9568 \text{ in} \\
 &= 0,1259 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 10. Merancang Pipa

a. Pipa Pemasukan Umpan

Asumsi aliran = Aliran turbulen

Bahan pipa = *Carbon Steel*

$$Di_{opt} = 260 G^{0.52} \rho^{-0.37}$$

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

$\rho$  : densities, kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} G &= 3285,8355 \text{ kg/jam} \\ &= 0,9127 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\rho = 1263,4474 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 260 \times (0,9127 \text{ kg/s})^{0.52} \times (1263,4474 \text{ kg/m}^3)^{-0.37} \\ &= 17,6513 \text{ mm} \\ &= 0,6949 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa standart berdasarkan Table 11 Kern Process Heat Transfer Page : 844  
yaitu :

$$\text{NPS} = 0,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,05 \text{ in} \\ &= 0,0267 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0,824 \text{ in} \\ &= 0,0209 \text{ m} \end{aligned}$$

$$A = 0,534 \text{ in}^2$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 0,00189 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Re} = \boxed{Nre = \frac{4G}{\pi \mu ID}}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{4 \times 0,9127}{3,14 \times 0,00189 \times 0,0209} \\ &= 29345,0207 \end{aligned}$$

Karena nilai  $Re > 4000$ , maka alirannya turbulen.

b. Pipa Pengeluaran Atas (Light Stream)

Asumsi aliran = Aliran turbulen

Bahan pipa = Carbon Steel

$$Di_{opt} = 260 G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37}$$

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

$\rho$  : densities, kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} G &= 884,4427 \text{ kg/jam} \\ &= 0,2457 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\rho = 1023,7690 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 260 \times (0,2457 \text{ kg/s})^{0.52} \times (1023,7690 \text{ kg/m}^3)^{-0.37} \\ &= 9,6425 \text{ mm} \\ &= 0,3796 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa standart berdasarkan Table 11 Kern Process Heat Transfer Page : 844

yaitu :

$$\text{NPS} = 0,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0,84 \text{ in} \\ &= 0,0213 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0,622 \text{ in} \\ &= 0,0158 \text{ m} \end{aligned}$$

$$A = 0,304 \text{ in}^2$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 0,00082 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Re} = \boxed{Nre = \frac{4G}{\pi \mu ID}}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{4 \times 0,2457}{3,14 \times 0,00082 \times 0,0158} \\ &= 24229,1240 \end{aligned}$$

Karena nilai  $Re > 4000$ , maka alirannya turbulen.

c. Pipa Pengeluaran Bawah (Heavy Stream)

Asumsi aliran = Aliran turbulen

Bahan pipa = *Carbon Steel*

$$Di_{opt} = 260 G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37}$$

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

$\rho$  : densities, kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} G &= 2401,3928 \text{ kg/jam} \\ &= 0,6671 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\rho = 1351,7219 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 260 \times (0,6671 \text{ kg/s})^{0.52} \times (1351,7219 \text{ kg/m}^3)^{-0.37} \\ &= 14,6254 \text{ mm} \\ &= 0,5758 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa standart berdasarkan Table 11 Kern Process Heat Transfer Page : 844

yaitu :

$$\text{NPS} = 0,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,05 \text{ in} \\ &= 0,0267 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 0,824 \text{ in} \\ &= 0,0209 \text{ m} \end{aligned}$$

$$A = 0,534 \text{ in}^2$$

$$\mu_{\text{umpan}} = 0,00258 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Re} = \boxed{Nre = \frac{4G}{\pi \mu ID}}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{4 \times 0,6671}{3,14 \times 0,00258 \times 0,0209} \\ &= 15741,7303 \end{aligned}$$

Karena nilai  $Re > 4000$ , maka alirannya turbulen.

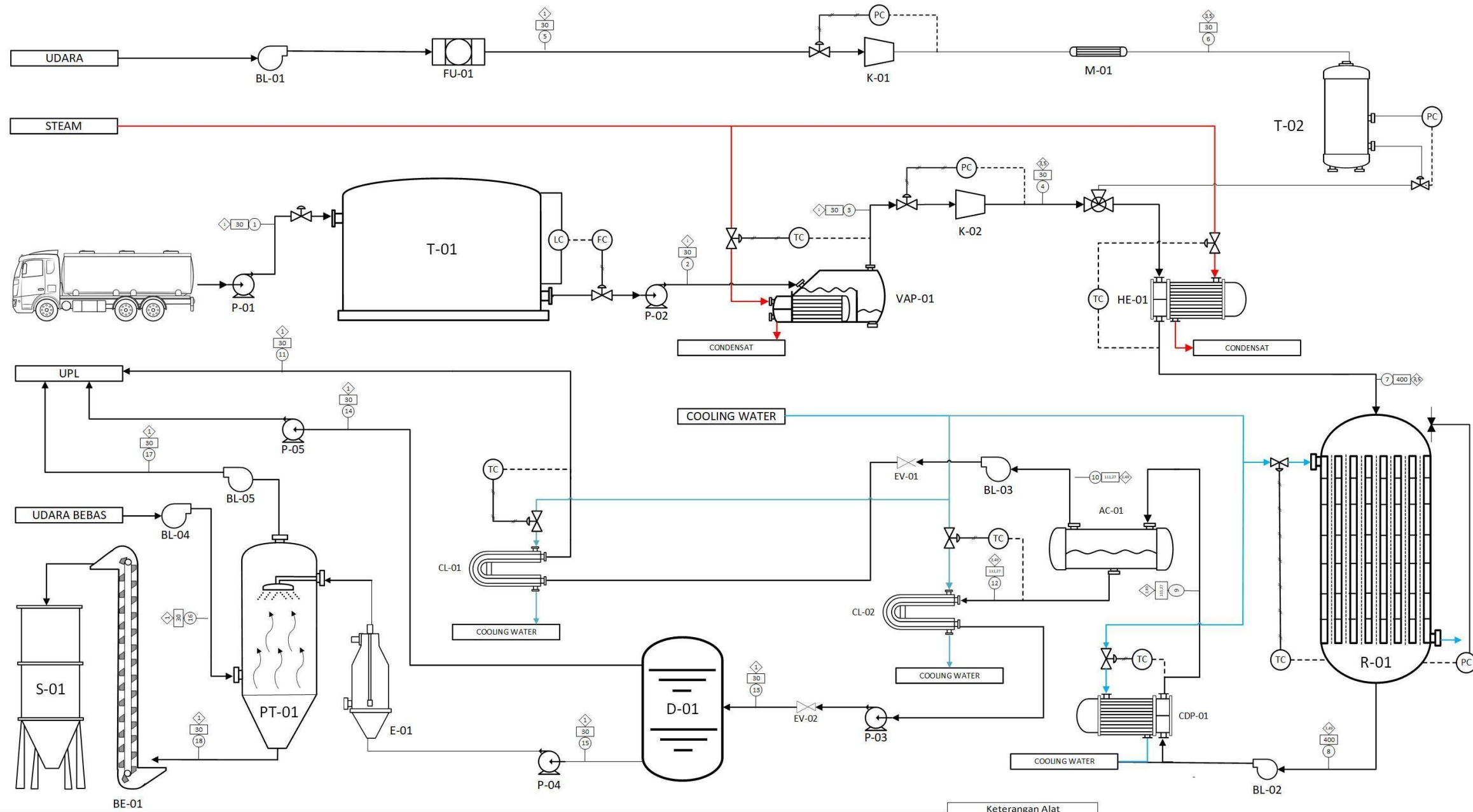
### 11. Menentukan Letak Pipa

$$Z_2 = \frac{(Z_1 - Z_3) \times \rho_1}{\rho_2} + Z_3$$

Note :

- Pipa pengeluaran fase ringan dirancang 90% dari tinggi vessel
  - Pipa pemasukan umpan dirancang 50% dari Z1
- 
- Menghitung pipa tinggi umpan masuk (Z3) :  
 $Z_3 = 1,0882 \text{ m} \times 50\%$   
 $= 0,5441 \text{ m}$
  
  - Menghitung pipa light stream keluar (Z1) :  
 $Z_1 = 1,0882 \text{ m} \times 90\%$   
 $= 0,9794 \text{ m}$
  
  - Menghitung pipa heavy stream out (Z2) :  
 $Z_2 = \frac{((0,9794 - 0,5441) \times 1023,7690)}{1351,7219} + 0,5441$   
 $= 0,8738 \text{ m}$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
**PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE DAN UDARA**  
 DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus Massa (Kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C6H6	9067,103667	9067,104	9067,104	9067,104			9067,104	7152,937	7152,937	7152,937	7152,937							
O2					3900,803	3900,803	3900,803	372,2109	372,2109	372,2109	372,2109					671,958	671,958	
C4H2O3								2402,913	2402,913			2402,913	2402,913	2,402913	2400,51			2400,51
CO2								2156,923	2156,923	2156,923	2156,923							
H2O								882,9227	882,9227			882,9227	882,9227	882,0398	0,882923		0,882923	
C7H8	2,139483306	2,139483	2,139483	2,139483			2,139483	2,139483	2,139483	2,139483	2,139483							
N2					12847,09											2213,059	2213,059	
Total	9069,24315	9069,243	9069,243	9069,243	16747,9	3900,803	12970,05	12970,05	12970,05	9684,211	9684,211	3285,836	3285,836	884,4427	2401,393	2885,017	2885,9	2400,51

Keterangan Alat	
T	Tangki
VAP	Vaporizer
HE	Heat Exchanger
CL	Cooler
K	Kompresor
FU	Filter Udara
R	Reaktor
P	Pompa
M	Membran
CDP	Condensator Parsial
AC	Accumulator
D	Dekanter
E	Evaporator
S	Silo
BE	Bucket Elevator
PT	Prilling Tower
EV	Expansion Valve
BL	Blower

Keterangan Instrumen	
LC	Level Controller
PC	Pressure Controller
FC	Flow Controller
TC	Temperature Controller

Keterangan Instrumen	
◇	Tekanan (atm)
□	Suhu (Celcius)
○	Nomor Arus
⊗	Control Valve
⊕	Mixing Valve
⊘	Expansion Valve
→	Sinyal Pneumatik
⋯	Sensor Listrik

JURUSAN TEKNIK KIMIA  
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
 YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
**PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA DARI BENZENE DAN UDARA**  
 DENGAN KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :  
 1. Muhammad Hammam Zufar Annafie (17521047)  
 2. Arum Salsabila Raghdanesa (17521049)

DOSEN PEMBIMBING :  
 1. Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc.  
 2. Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.



## LAMPIRAN C

Nama Mahasiswa : Muhammad Hammam Zufar Annafie

No. MHS 17521047

Nama Mahasiswa : Arum Salsabila Raghdanesa

No. MHS 17521049

Judul Perancangan \*) : PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA  
DARI BENZENE DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000  
TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2021

Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	04-06-2021	Judul Tugas Akhir	
2	09-07-2021	Kapasitas Perancangan	
3	29-07-2021	Neraca Massa	
4	25-08-2021	Neraca Panas	
5	16-09-2021	Tangki Penyimpanan	
6	04-11-2021	Alat Kecil	
7	13-12-2021	Alat Besar	
8	29-12-2021	Revisi Alat Besar	
9	26-01-2022	Acc Naskah	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 27 Januari 2022

Pembimbing,



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

Nama Mahasiswa : Muhammad Hammam Zufar Annafie

No. MHS 17521047





Nama Mahasiswa : Arum Salsabila Raghdanesa

No. MHS 17521049

Judul Perancangan \*) : PRA RANCANGAN PABRIK MALEAT ANHIDRIDA  
DARI BENZENE DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 19.000  
TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2021

Batas Akhir Bimbingan : 10 April 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20-04-2021	Judul TA	
2.	24-01-2022	Utilitas	
3.	25-01-2022	Ekonomi dan PEFD	
4.	26-01-2022	Acc Naskah	

Disetujui Draft Penulisan :  
Yogyakarta, 27 Januari 2022  
Pembimbing,



Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.

**\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan Dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy%