

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI
MOLASSES MELALUI METODE FERMENTASI
DENGAN KAPASITAS 5.500 TON/TAHUN**

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



Oleh :

Nama : Sahadatul Widiyanti Nama : Rara Septi Nadia
NIM : 18521049 NIM : 18521085

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

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI MOLASSES
MELALUI METODE FERMENTASI DENGAN KAPASITAS
5.500 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama	: Sahadatul Widiyanti	Nama	: Rara Septi Nadia
No. Mhs	: 18521049	No. Mhs	: 18521085

Yogyakarta, 14 Juli 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



Sahadatul Widiyanti

Td. Tangan



Rara Septi Nadia

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI MOLASSES
MELALUI METODE FERMENTASI DENGAN KAPASITAS
5.500 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama	: Sahadatul Widiyanti	Nama	: Rara Septi Nadia
NIM	: 18521049	NIM	: 18521085

Yogyakarta,

Pembimbing I

Pembimbing II



21/07/2022

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



21/07/2022

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI MOLASSES MELALUI METODE FERMENTASI DENGAN KAPASITAS 5.500 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Sahadatul Widiyanti Nama : Rara Septi Nadia
NIM : 18521049 NIM : 18521085

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

Yogyakarta,

Tim Penguji,
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc
Ketua



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



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng
Anggota II



Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI MOLASSES MELALUI METODE FERMENTASI DENGAN KAPASITAS 5.500 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Ayahanda dan Ibunda yang tercinta. Kami sangat bangga menjadi anak ayah yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga. Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggarannya selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.

3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

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

Wassamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 14 Juli 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR LAMPIRAN	xiii
DAFTAR LAMBANG	xiv
ABSTRAK	xvi
ABSTRACT	xvii
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	5
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	11
1.4.1 Tinjauan Kinetika	11
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	13
BAB II	20
PERANCANGAN PRODUK	20
2.1 Spesifikasi Produk	20
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	21
2.3 Pengendalian Kualitas	22
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	22
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	22
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	24
BAB III	25
PERANCANGAN PROSES	25

3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	25
3.2	Uraian Proses.....	27
3.3	Spesifikasi Alat.....	30
3.4	Neraca Massa	48
3.5	Neraca Panas	50
BAB IV		51
PERANCANGAN PABRIK.....		51
4.1	Lokasi Pabrik (Plant Location).....	51
4.2	Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	58
4.3	Tata Letak Alat Proses (Machines Layout).....	62
4.4	Organisasi Perusahaan.....	65
BAB V.....		80
UTILITAS.....		80
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Supply Section</i>).....	81
5.2	Unit Pembangkit Steam.....	92
5.3	Unit Pembangkit Listrik	93
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	93
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	93
BAB VI.....		94
EVALUASI EKONOMI.....		94
BAB VII.....		116
KESIMPULAN DAN SARAN.....		116
7.1	Kesimpulan.....	116
7.2	Saran.....	118
DAFTAR PUSTAKA		119

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Aseton di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Pabrik Aseton di Luar Negeri	4
Tabel 1. 3 Pabrik Molasses di Indonesia.....	5
Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Produksi Aseton.....	9
Tabel 1. 5 Kelebihan dan kekurangan Proses Pembuatan Aseton	10
Tabel 1. 6 Tinjauan Termodinamika.....	13
Tabel 2. 1 Sifat kimia dan fisika produk.....	20
Tabel 2. 2 Spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung.....	21
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki.....	35
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa	36
Tabel 3. 3 Spesifikasi Reboiler (RB-01).....	43
Tabel 3. 4 Spesifikasi Reboiler (RB-02).....	43
Tabel 3. 5 Spesifikasi Condensor (CD-01)	44
Tabel 3. 6 Spesifikasi Condensor (CD-02)	44
Tabel 3. 7 Spesifikasi Akumulator (ACC-01)	45
Tabel 3. 8 Spesifikasi Akumulator (ACC-02)	45
Tabel 3. 9 Spesifikasi Cooler (CL-01)	46
Tabel 3. 10 Spesifikasi Cooler (CL-02)	46
Tabel 3. 11 Spesifikasi Cooler (CL-03)	47
Tabel 3. 12 Spesifikasi Cooler (CL-04)	47
Tabel 3. 13 Spesifikasi Centrifuge (CF-01)	48
Tabel 3. 14 Neraca Massa Total.....	48

Tabel 3. 15 Neraca Massa Sterilizer (ST-01).....	48
Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	49
Tabel 3. 17 Neraca Massa Menara Diatilasi 1 (MD-01).....	49
Tabel 3. 18 Neraca Massa Menara Diatilasi 2 (MD-02).....	49
Tabel 3. 19 Neraca Massa Centrifuge	50
Tabel 3. 20 Neraca Panas Sterilizer (ST-01).....	50
Tabel 3. 21 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	50
Tabel 3. 22 Neraca Panas Evaporator (EV-01).....	50
Tabel 4. 1 Daftar perusahaan yang menggunakan molases dalam negeri.....	53
Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.	60
Tabel 4. 3 Gaji Karyawan	75
Tabel 4. 4 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift	79
Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)	96
Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC).....	104
Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	105
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investement (FCI).....	105
Tabel 6. 5 Working Capital Investement (WCI).....	106
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	106
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	107
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	107
Tabel 6. 9 General Expense (GE)	108
Tabel 6. 10 Analisa Kelayakan	108
Tabel 6. 11 Annual Fixed Cost (Fa).....	110

Tabel 6. 12 Regulated Cost (Ra).....	111
Tabel 6. 13 Variabel Cost (Va).....	111
Tabel 6. 14 Analisa Kelayakan	113



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Proyeksi Data Impor Aseton (Sumber : BPS).....	3
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	25
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	26
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Aseton	51
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1:1200	60
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:2000	65
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	68
Gambar 5. 1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air	90
Gambar 6. 1 Grafik regresi linear	97
Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi	113

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	121
LAMPIRAN B	142
LAMPIRAN C	144



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperature, °C
D	: Diameter, m
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
A	: Luas bidang penampang, ft ²
LMTD	: Long mean temperature different, °K
OD	: Diameter luar tabung, m
ID	: Diameter dalam tabung, m
BWG	: Birmingham wire gauge
ϵ	: Effisiensi
Ro	: Radius luar, in
ts	: Ketebalan dinding, in
OA	: Tinggi head, m
icr	: Jari-jari kelengkungan dalam, m
r	: Jari-jari kelengkungan, m
b	: kedalaman, m
sf	: straight flange, m
Ht	: Tinggi reaktor, m
B	: Lebar baffle, m
Di	: Diameter pengaduk, m
Dt	: Diameter reaktor, m
W	: Lebar sudu, m
z	: elevasi pengaduk, m
s	: Panjang blade dari pusat bantalan, m
ρ_l	: Rapat massa fluida, kg/m ³
Np	: Bilangan daya

- N : Kecepatan putar, 1/s
P : Daya penggerak, watt
Qpp : Panas yang diserap media pendingin, kJ/jam
mair : Kecepatan massa air, kg/jam
Qt : Beban panas total, kJ/jam
qf : Kecepatan volume fluida, ft³/s



ABSTRAK

Pembuatan aseton dari molases dilakukan melalui proses fermentasi. Pabrik aseton dari molases ini direncanakan akan berjalan pada kapasitas 5.500 ton sepanjang 330 hari per tahun. Pabrik ini diharapkan akan menghasilkan aseton untuk memenuhi kebutuhan pasar Indonesia. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan aseton dari molases adalah molases dan air, pabrik ini direncanakan akan di bangun di Gresik, Jawa Timur, untuk memberikan kemudahan terhadap transportasi bahan baku dan produk akhir karena pasar untuk produk sudah tersedia secara lokal. Proses fermentasi akan dilakukan pada suhu 38°C dan pada tekanan 1 atm menggunakan Reaktor *Batch* dengan tingkat konversi reaksi 99%. Pabrik ini membutuhkan bahan baku molases sebesar 145.745,850 kg per jam, dan air sebesar 119.246,604 kg per jam. Dari studi evaluasi ekonomi pabrik ini, disimpulkan bahwa diperlukan modal investasi Rp 394.433.373.000 biaya produksi Rp 13.770.733.989.000 dan laba setelah pajak diperkirakan Rp 1.807.269.737.000. Berdasarkan analisis ekonomi, kondisi operasi sifat-sifat bahan baku dan produk, dapat disimpulkan bahwa pabrik aseton dari molases dengan kapasitas 5.500 ton per tahun adalah beresiko tinggi dan masih layak secara ekonomis. Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 56,79 % dan sesudah pajak 45,43 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,7 tahun dan sesudah pajak 2,2 tahun. *Break Event Point* (BEP) sebesar 43,635 %, dan *Shut Down Point* (SDP) 28,213 %. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung 37 %. Dari data analisa kelayakan diatas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : *aseton, molases, fermentasi, analisa ekonomi.*

ABSTRACT

Making acetone from molasses is done through a fermentation process. The acetone plant from molasses is planned to run at a capacity of 5.500 tons for 330 days per year. The plant is expected to produce acetone to meet the needs of the Indonesian market. The raw materials used in the manufacture of acetone from molasses are molasses and water, this factory is planned to be built in Gresik, East Java, to provide convenience for the transportation of raw materials and final products because the market for the product is already available locally. The fermentation process will be carried out at a temperature of 38°C and at a pressure of 1 atm using a Batch Reactor with a reaction conversion rate of 99%. This factory requires molasses raw materials of 145.745.850 kg per hour, and water of 119.246.604 kg per hour. From this factory economic evaluation study, it was concluded that an investment capital of Rp 394.433.373.000 production costs Rp 13.770.733.989.000 and profit after tax is estimated at Rp 1.807.269.737.000. Based on the economic analysis, the operating conditions of the raw material and product properties, it can be concluded that an acetone form molasses factory with capacity of 5.500 tons per year is a high risk and still economically feasible. Based on the economic feasibility analysis of this factory shows the Percent Return On Investment (ROI) before tax is 56,79 % and after tax is 45,43 %. Pay Out Time (POT) before tax 1,7 years and after tax 2,2 years. Break Event Point (BEP) is 43,635 %, and Shut Down Point (SDP) is 28,213 %. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 37 %. From the feasibility analysis data above, it is concluded that this factory is profitable and deserves to be studied further.

Keywords : acetone, molasses, fermentation, economic analysis.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia selalu meningkatkan dunia industri dalam negeri untuk meningkatkan pertumbuhan ekonomi negara. Perekonomian Indonesia tidak akan berkembang tanpa didukung oleh pertumbuhan industri yang merupakan salah satu sektor penting perekonomian negara. Hal ini dilakukan untuk mewujudkan visi pembangunan industri nasional yang berbunyi “Indonesia menjadi Negara Industri Maju Baru pada tahun 2020 dan Negara Industri Tangguh pada tahun 2025” (www.kemenperindo.go.id).

Aseton banyak digunakan dalam industri selulosa asetat, cat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, pernis, penyamakan, pelumas, proses ekstraksi serta bahan baku untuk produksi metil isobutil keton. Aseton, juga dikenal sebagai dimetil keton atau 2 propanon, merupakan senyawa penting dari keton allipatik. Aseton pertama kali diproduksi dengan distilasi kering kalsium asetat. Fermentasi karbohidrat menjadi aseton, butil, dan etil alkohol digantikan pada tahun 1920. Proses tersebut mengalami kebangkitan kembali pada tahun 1950-an dan 1960-an, yaitu dehidrogenasi 2 propanol dan oksidasi kumena menjadi fenol dan aseton. Bersama dengan oksidasi propena, metode ini menghasilkan lebih dari 95% aseton yang diproduksi di dunia. (Ullmann, 2007)

Kebutuhan aseton yang semakin meningkat, dan belum adanya pabrik yang berdiri di Indonesia membuat industri aseton sangat berpotensi untuk didirikan.

Keuntungan yang ditawarkan dari pendirian pabrik aseton di Indonesia yaitu :

- a. Mampu memenuhi kebutuhan aseton dalam negeri dan mampu mengurangi ketergantungan akan impor.
- b. Dapat memenuhi kebutuhan pabrik di Indonesia yang menggunakan aseton sebagai bahan baku.
- c. Membuka lapangan kerja baru di Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

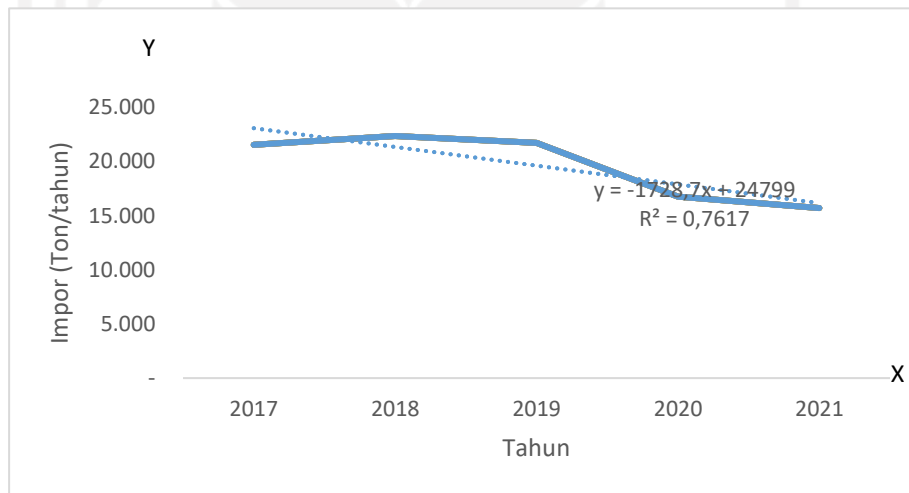
Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik antara lain kebutuhan produk, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas produk dari pabrik yang sudah beroperasi. Kapasitas pabrik yang ditentukan akan mempengaruhi nilai ekonomis dan teknis dalam perancangan pabrik. Nilai kapasitas produksi kemungkinan akan menguntungkan apabila kapasitas produksi semakin besar. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan impor aseton di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Data Impor Aseton di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2017	21.539
2018	22.351
2019	21.729
2020	16.746
2021	15.698

Sumber : BPS

Dari Tabel 1.1 digunakan sebagai acuan untuk membuat grafik yang menunjukkan proyeksi kebutuhan aseton di Indonesia pada tahun 2026.



Gambar 1. 1 Proyeksi Data Impor Aseton (Sumber : BPS 2022)

Dari data pada Gambar 1.1 dapat diperkirakan kebutuhan impor aseton pada tahun 2026, sehingga di dapat persamaan :

$$y = a + bx$$

dimana diperoleh :

$$a = 24799$$

$$b = -1728,7$$

sehingga :

$$y = 24799 + (-1728,7)(10)$$

$$y = 7.512$$

Untuk melakukan produksi dan pendirian pabrik aseton di Indonesia, harus melakukan tinjauan terhadap beberapa pabrik aseton yang telah beroperasi sebagaimana terlihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Pabrik Aseton di Luar Negeri

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)	Sumber
INEOS Chemicals Company	1.160.000	www.ineos.com
Shanghai Sinopec Mitsui Chemicals, Co., Ltd	150.000	jp.mitsuichemicals.com
Deepak Nitrite Ltd.	120.000	www.godeepak.com
Taiwan Prosperity Chemical Corp (TPCC)	221.000	www.chemanalyst.com
Borealis, Finlandia	115.000	www.borealisgroup.com
Domo Chemicals	60.000	www.domochemicals.com

Pada pembuatan aseton terdapat bahan baku yang dibutuhkan yaitu molasses. Produsen molasses dapat dilihat pada Tabel 1.3 dengan adanya bahan baku dari dalam negeri, maka dalam hal ini kebutuhan akan bahan baku mudah didapat.

Tabel 1. 3 Pabrik Molasses di Indonesia

Pabrik	Produksi (Ton/tahun)	Sumber
PT. PAS	22.400	pasifikagro.com
PTPN XI	262.462	penerbit.lipi.go.id
PTPN IX	100.581	penerbit.lipi.go.id
PT. PG Rajawali I	142.492,90	penerbit.lipi.go.id
PT. PG Rajawali II	89.881	penerbit.lipi.go.id
PG Trangkil	40.845	penerbit.lipi.go.id
PG Madubaru	20.937	penerbit.lipi.go.id

Berdasarkan data diatas dapat dilihat bahwa kebutuhan aseton di Indonesia dari hasil perhitungan kapasitas menggunakan metode *least square* adalah sebesar 7.512 ton/tahun. Kemudian dari data kapasitas maksimal pabrik aseton yang telah berdiri sebesar 1.160.000 ton/tahun dan kapasitas minimal sebesar 60.000 ton/tahun. Pada perhitungan kapasitas pabrik dengan metode *least square* kami menggunakan peluang 60%. Alasan pemakaian peluang 60% karena kami ingin mempertimbangkan kapasitas minimal dari pabrik aseton di Luar Negeri. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka ditetapkan kapasitas prarancangan pabrik aseton yang akan didirikan sebesar 5.500 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Aseton (*2-propanone, dimethyl ketone, CH₃COCH₃*), berat molekul 58,08 (C₃H₆O), merupakan keton yang paling sederhana dan paling penting. Aseton adalah cairan yang tidak berwarna, mudah bergerak, mudah terbakar dengan bau

yang agak menyengat, agak aromatik, dan dapat larut dalam semua proporsi dengan air dan sebagian besar pelarut organik. (Kirk Othmer, n.d.)

Berdasarkan buku Ullmann's *Encyclopedia of Industrial Chemistry* – Wiley berikut beberapa proses pembuatan aseton :

1. Dehidrogenasi Isopropil Alkohol

Aseton diproduksi dengan proses dehidrogenasi Isopropanol pada kondisi endotermis. Reaksinya sebagai berikut.



Proses dehidrogenasi ini berlangsung pada fase gas dengan tekanan 2-3 atm. Pada suhu 350°C konversi dari Isopropanol bisa mencapai 90%. Karena reaksi terjadi pada kondisi endotermis, maka semakin tinggi suhu maka kesetimbangan akan bergeser ke arah pembentukan Aseton. Pada reaksi ini diperlukan peran katalis. Suhu reaksi 350°C digunakan kombinasi katalis Zinc Oxide-Zirconium Oxide (ZnO-ZrO), Copper-Chromium Oxide (Cu-CrO) atau Copper-Silicon Dioxide (Cu-SiO₂). (Turton, R 1998)

2. Fermentasi Biomassa

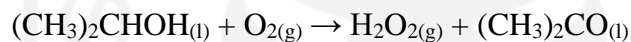
Fermentasi tepung jagung atau tetes tebu oleh berbagai anggota genus *clostridium* menghasilkan campuran 1-butanol, aseton, dan etanol dalam konsentrasi keseluruhan 2%. Produk diperoleh kembali dengan distilasi uap dan kemudian difraksinasi.

Campuran butanol, aseton, dan etanol yang dihasilkan telah dipertimbangkan untuk digunakan sebagai pengganti bensin di Perancis. Penelitian yang bertujuan untuk meningkatkan konsentrasi produk berguna

yang diperoleh dalam proses dilakukan di Amerika Serikat pada awal 1980-an. Masa depan proses fermentasi terkait dengan ketersediaan bahan baku petrokimia. (Ullmann, 2007)

3. Oksidasi Isopropanol

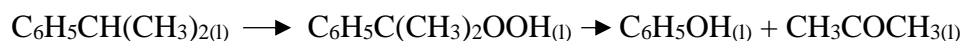
Isopropanol dicampurkan dengan udara dan diumpankan ke reactor yang bersuhu antara 90-140°C dengan tekanan operasi 3-4 atm. Reaksi menggunakan katalis yang sama dengan katalis yang digunakan pada proses dehidrogenasi Isopropanol. Reaksi oksidasi Isopropanol sangat eksotermis, reaksinya sebagai berikut :



Dengan proses ini dihasilkan aseton dengan konversi 15%. Hal ini dikarenakan aseton yang dihasilkan bukan produk utama melainkan *by product*. (Weissermel k, 1997)

4. Cumene Hidroperoksida

Pada proses ini, *Benzene* dialkilasi menjadi *cumene* yang kemudian dioksidasi dengan udara atau oksigen murni menjadi *cumene hydroperoxide*. *Cumene hydroperoxide* kemudian ditambahkan dengan asam dan pemanasan akan menghasilkan *Phenol* dan Aseton. Reaksinya sebagai berikut :



Secara garis besar, proses ini dibagi menjadi tahap oksidasi *Cumene*, tahap pembelahan *Cumene Hydroperoxide*, netralisasi, dan distilasi Aseton.

Proses oksidasi *Cumene* biasanya berlangsung pada suhu 80-130°C dan tekanan 6 atm dengan penambahan Sodium Hidroksida sebagai promotor/*stabilizer*. Umpan masuk reaktor pengoksidasi adalah *fresh Cumene* dan *recycled Cumene* keluaran reaktor. Udara atau oksigen digelembungkan dari bawah reaktor. Hasil keluaran reaktor kemudian dievaporasi hingga kadar *Cumene Hydroperoxide* 75-85%.

Proses penambahan asam kemudian dilakukan pada suhu 60-100°C pada sebuah tangki berpengaduk dan akan terjadi reaksi pembelahan *Cumene Hydroperoxide* menjadi *Phenol* dan Aseton. Selanjutnya, setelah proses penambahan asam, dilakukan proses netralisasi dengan basa atau *ionexchange* resin. Berikutnya adalah proses pencucian dan distilasi. Dengan proses ini, dihasilkan Aseton dengan konversi 35-40%.

(Kirk Othmer, n.d.)

Seperti yang telah dijelaskan, terdapat beberapa cara pembuatan aseton. Sampai saat ini proses yang banyak digunakan adalah proses dehidrogenasi isopropanol, proses oksidasi isopropanol, proses *cumene hydroperoxide*, dan fermentasi. Perbandingan keempat proses tersebut dapat dilihat dari Tabel 1.4.

Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Produksi Aseton

<i>Parameter</i>	<i>Proses</i>			
	Cumene Hydroperoxide (Kirk Othmer, n.d.)	Dehidrogenasi Isopropanol (Turtuon R, 1998)	Oksidasi Isopropanol (Weissermel, 1997)	Fermentasi (Mayank et al., 2013)
Reaktan	Cumene (Isopropil benzene)	Isopropanol	Isopropanol	Glukosa
Suhu Operasi	80 °C – 130°C	350 °C	110 °C -120 °C	30 °C – 40 °C
Tekanan Operasi	6 atm	2 atm	10-14 atm	1 atm
Fase Reaksi	Gas	Gas	Cair	Cair – Gas
Konversi	35-40%	90%	15%	99%
Keterangan	Pada proses ini <i>Cumene</i> dioksidasi menjadi <i>Cumene Hydroperoxide</i> . Kemudian ditambahkan dengan asam dan pemanasan akan menghasilkan <i>Phenol</i> dan Aseton.	Aseton diproduksi dengan proses dehidrogenasi Isopropanol pada kondisi endotermis dengan menggunakan katalis.	Isopropanol dioksidasi dengan udara membentuk aseton reaksi ini dalam kondisi eksotermis dengan menggunakan katalis.	Kinerja ekonomi yang lebih baik, prosesnya lebih ramah lingkungan.

Berdasarkan pertimbangan kelebihan dan kekurangan pada Tabel 1.5 proses produksi aseton yang dipilih adalah fermentasi.

Berdasarkan pertimbangan kelebihan dan kekurangan pada Tabel 1.5 proses produksi aseton yang dipilih adalah fermentasi karena memiliki keuntungan ramah lingkungan. Walaupun secara ekonomi masih harus lebih dikaji lagi, namun valuenya di masa depan akan menjanjikan atau menguntungkan karena harga bahan

baku dari petrokimia yang menggunakan dasar dari minyak bumi semakin lama akan semakin naik harganya atau tidak stabil.

Tabel 1. 5 Kelebihan dan kekurangan Proses Pembuatan Aseton

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Proses Cumene hydroperoxide	Suhu yang digunakan cukup tinggi	-Aseton yang dihasilkan lebih sedikit daripada Fenol - Bahan baku tidak langsung menjadi aseton tetapi melewati proses pembentukan produk terlebih dahulu
Proses Dehidrogenasi Isopropanol	- Pengontrol suhu reaktor lebih mudah - Aseton dihasilkan sebagai produk utama - Konversi Isopropanol tinggi 90%	- Reaksi berlangsung pada suhu tinggi (endotermis) - Karena reaksi berjalan pada suhu tinggi, katalis diperlukan
Proses Oksidasi Isopropil Alkohol	Suhu yang digunakan cukup tinggi - Ramah lingkungan	-Pengontrolan suhu reaktor rumit - Jarang digunakan dibandingkan proses dehidrogenasi - Aseton yang dihasilkan bukan produk utama - Suhu yang digunakan cukup rendah
Proses Fermentasi		- Aseton yang dihasilkan lebih sedikit dibandingkan butanol

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

Persamaan differensial biasa representasi kinetika fermentasi dari kultur batch

Clostridium Acetobutylicum :

$$\frac{dmB}{dt} = k_7 m_s m_q \quad (1)$$

$$\frac{dmA}{dt} = k_{10} \frac{m_s}{K_S + m_s} m_q \quad (2)$$

$$\frac{dmE}{dt} = k_{11} \frac{m_s}{K_S + m_s} m_q \quad (3)$$

Definisi parameter untuk model kinetik dan masing-masing nilai-nilai positif

k_5 konstanta kinetik dalam Persamaan. 1, = 0,0136 g-asam butirat L/g-substrat/g-biomass/jam

k_6 konstanta kinetik dalam Persamaan. 1, = 0,1170 g-asam butirat/g-biomass/jam

k_7 konstanta kinetik dalam Persamaan. 2, = 0,0113 g-butanol L/g-substrat/g-biomassa/jam

k_8 konstanta kinetik dalam Persamaan. 3, = 0,7150 g-asam asetat/g-biomassa/jam

k_9 konstanta kinetik dalam Persamaan. 3, = 0,1350 g-asam asetat/g-biomass/jam

k_{10} konstanta kinetik dalam Persamaan. 4, = 0,1558 g-aseton/g-biomassa/jam

k_{11} konstanta kinetik dalam Persamaan. 5, = 0,0258 g-etanol/g-biomassa/jam

biomassa/jam

K_I konstanta penghambat, = 0,833 g-butanol/L

K_S konstanta monod, = 2,0 g-substrat/L

K_{BA} konstanta saturasi, = 0,5 g-asam butirat/L

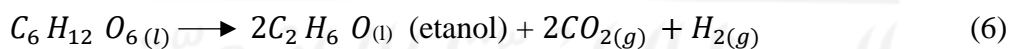
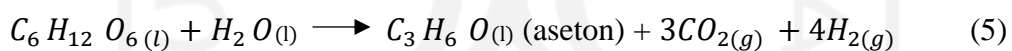
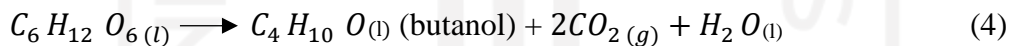
K_{AA} konstanta saturasi, = 0,5 L/g-asam asetat/L

m_A konsentrasi aseton., g/L

m_B konsentrasi butanol, g/L

m_E konsentrasi etanol, g/L

Persamaan stoikiometri (Persamaan 6-10) digunakan bersamaan dengan koefisien stoikiometri relative terhadap glukosa. Koefisien stoikiometri yang digunakan dalam reaktor adalah 0.319, 0.495, 0.080, 0.120, 0 (mol hasil kali/mol diberi makan glukosa) untuk aseton, butanol, etanol, asam asetat, dan asam butirat, masing-masing dihiitung dari model Votruba dkk :



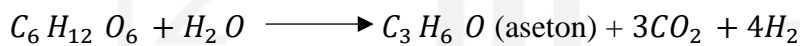
(Darkwah et al., 2018)

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Tabel 1. 6 Tinjauan Termodinamika

Komponen	ΔH_f (kj/mol)	ΔG_f (kj/mol)
Aseton (C_3H_6O)	-249.748	-185.228
Glukosa ($C_6H_{12}O_6$)	-1273.3	-218
Etanol (C_2H_6O)	-275.097	-208.567
Butanol ($C_4H_{10}O$)	-324.023	-207.263
Karbon Dioksida (CO_2)	-94.052	-94.260
Hidrogen (H_2)	0	0
Air (H_2O)	-68.3174	-56.689

(Sumber : (Yaws, 1999))



$$\Delta H_{r \text{ standar } 289K}^{\circ} = \Delta H_f^{\circ} \text{ produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{ reaktan}$$

$$= \Delta H_f^{\circ} \text{ Aseton} + \Delta H_f^{\circ} \text{ CO}_2 + \Delta H_f^{\circ} \text{ H}_2 - \Delta H_f^{\circ} \text{ Glukosa} + \Delta H_f^{\circ} \text{ H}_2\text{O}$$

$$= ((-249.748 \text{ kj/mol}) + 3(-94.052 \text{ kj/mol}) + 4(0.00)) -$$

$$(-1273.3 \text{ kj/mol}) + (-68.3174 \text{ kj/mol})$$

$$= 673.0786 \text{ kj/mol}$$

$$= 673078.6 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_1 = \int_{308}^{298} C_p C_6H_{12}O_6 + C_p H_2O dt$$

$$= -1150 \text{ kJ/mol} + (-754,491537) \text{ kJ/mol}$$

$$= -1904,4915 \text{ kJ/mol}$$

$$= -1904491,5 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_2 = \int_{298}^{313} C_p C_3H_6O \text{ (aseton)} + 3CO_2 + 4H_2 dt$$

$$= 1933,155676 \text{ kJ/mol} + 1739,25966 \text{ kJ/mol} + 1727,88048 \text{ kJ/mol}$$

$$= 5400,296 \text{ kJ/mol}$$

$$= 54002960 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_r = \Delta H^{\circ}_1 + \Delta H^{\circ}_{r \text{ standar}} + \Delta H^{\circ}_2$$

$$= -1904491,5 \text{ joule/mol} + 673078.6 \text{ joule/mol} + 54002960 \text{ joule/mol}$$

$$= 52771547,1 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{r \text{ standar } 289K} = \Delta G^{\circ}_{f \text{ produk}} - \Delta G^{\circ}_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta G^{\circ}_{f \text{ Aseton}} + \Delta G^{\circ}_{f \text{ CO}_2} + \Delta G^{\circ}_{f \text{ H}_2} - \Delta G^{\circ}_{f \text{ Glukosa}} + \Delta G^{\circ}_{f \text{ H}_2O}$$

$$= ((-185.228 \text{ kJ/mol}) + 3(-94.260 \text{ kJ/mol}) + 4(0.00)) -$$

$$(-218 \text{ kJ/mol}) + (-56.6899 \text{ kJ/mol})$$

$$= -306.6979 \text{ kJ/mol}$$

$$= -306697.9 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_1 = \int_{308}^{298} C_p C_6H_{12}O_6 + C_p H_2O dt$$

$$= -1150 \text{ kJ/mol} + (-754,491537) \text{ kJ/mol}$$

$$= -1904,4915 \text{ kJ/mol}$$

$$= -1904491,5 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_2 = \int_{298}^{313} C_p C_3H_6O \text{ (aseton)} + 3CO_2 + 4H_2 dt$$

$$= 1933,155676 \text{ kJ/mol} + 1739,25966 \text{ kJ/mol} + 1727,88048 \text{ kJ/mol}$$

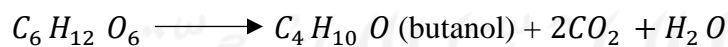
$$= 5400,296 \text{ kJ/mol}$$

$$= 54002960 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_r = \Delta G^{\circ}_1 + \Delta G^{\circ}_{r \text{ standar}} + \Delta G^{\circ}_2$$

$$= -1904491,5 \text{ joule/mol} + (-306697.9) \text{ joule/mol} + 54002960 \text{ joule/mol}$$

$$= 51791770,6 \text{ joule/mol}$$



$$\Delta H^{\circ}_{r \text{ standar } 289K} = \Delta H^{\circ}_{f \text{ produk}} - \Delta H^{\circ}_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta H^{\circ}_{f \text{ Butanol}} + \Delta H^{\circ}_{f \text{ CO}_2} + \Delta H^{\circ}_{f \text{ H}_2O} - \Delta H^{\circ}_{f \text{ Glukosa}}$$

$$= ((-324.023 \text{ kJ/mol}) + 2(-94.052 \text{ kJ/mol}) + (-68.3174 \text{ kJ/mol})) -$$

$$(-1273.3 \text{ kJ/mol})$$

$$= 692.8556 \text{ kJ/mol}$$

$$= 6926855.6 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_1 = \int_{308}^{298} C_p \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ dt}$$

$$= -1150 \text{ kJ/mol}$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_2 = \int_{298}^{313} C_p \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} (\text{butanol}) + 2\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \text{ dt}$$

$$= 2418,46432 \text{ kJ/mol} + 1159,506 \text{ kJ/mol} + 1131,03597 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4709,00629 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4709006,29 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_r = \Delta H^{\circ}_1 + \Delta H^{\circ}_{r \text{ standar}} + \Delta H^{\circ}_2$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol} + 6926855.6 \text{ joule/mol} + 4709006,29 \text{ joule/mol}$$

$$= 10485861,9 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{r \text{ standar } 289\text{K}} = \Delta G^{\circ}_{f \text{ produk}} - \Delta G^{\circ}_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta G^{\circ}_{f \text{ Butanol}} + \Delta G^{\circ}_{f \text{ CO}_2} + \Delta G^{\circ}_{f \text{ H}_2\text{O}} - \Delta G^{\circ}_{f \text{ Glukosa}}$$

$$= ((-207.263 \text{ kJ/mol}) + 2(-94.260 \text{ kJ/mol}) + (-56.689)) -$$

$$(-218 \text{ kJ/mol})$$

$$= -234.472 \text{ kJ/mol}$$

$$= -234472 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_1 = \int_{308}^{298} C_p \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ dt}$$

$$= -1150 \text{ kJ/mol}$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_2 = \int_{298}^{313} C_p \text{ C}_4\text{H}_{10} \text{ O (butanol)} + 2\text{CO}_2 + \text{H}_2 \text{ O dt}$$

$$= 2418,46432 \text{ kJ/mol} + 1159,506 \text{ kJ/mol} + 1131,03597 \text{ kJ/mol}$$

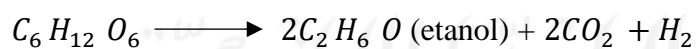
$$= 4709,00629 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4709006,29 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_r = \Delta G^{\circ}_1 + \Delta G^{\circ}_{r \text{ standar}} + \Delta G^{\circ}_2$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol} + (-234472) \text{ joule/mol} + 4709006,29 \text{ joule/mol}$$

$$= 3324534,29 \text{ joule/mol}$$



$$\Delta H^{\circ}_{r \text{ standar } 289\text{K}} = \Delta H^{\circ}_{f \text{ produk}} - \Delta H^{\circ}_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta H^{\circ}_{f \text{ Ethanol}} + \Delta H^{\circ}_{f \text{ CO}_2} + \Delta H^{\circ}_{f \text{ H}_2} - \Delta H^{\circ}_{f \text{ Glukosa}}$$

$$= (2(-275.097 \text{ kJ/mol}) + 2(-94.052 \text{ kJ/mol}) + (0.00)) - (-1273.3$$

$$\text{kJ/mol})$$

$$= 535.002 \text{ kJ/mol}$$

$$= 535002 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^\circ_1 = \int_{308}^{298} C_p \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ dt}$$

$$= -1150 \text{ kJ/mol}$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^\circ_2 = \int_{298}^{313} C_p \text{ 2C}_2\text{H}_6\text{O (etanol)} + \text{2CO}_2 + \text{H}_2 \text{ dt}$$

$$= 3249,14374 \text{ kJ/mol} + 1159,506 \text{ kJ/mol} + 431,970121 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4840,62031 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4840620,31 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta H^\circ_r = \Delta H^\circ_1 + \Delta H^\circ_{r \text{ standar}} + \Delta H^\circ_2$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol} + 535002 \text{ joule/mol} + 4840620,31 \text{ joule/mol}$$

$$= -610157,38 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^\circ_{r \text{ standar } 289\text{K}} = \Delta G^\circ_{f \text{ produk}} - \Delta G^\circ_{f \text{ reaktan}}$$

$$= \Delta G^\circ_{f \text{ Etanol}} + \Delta G^\circ_{f \text{ CO}_2} + \Delta G^\circ_{f \text{ H}_2} - \Delta G^\circ_{f \text{ Glukosa}}$$

$$= (2(-208.567 \text{ kJ/mol}) + 2(-94.260 \text{ kJ/mol}) + (0.00)) -$$

$$(-218 \text{ kJ/mol})$$

$$= -387.654 \text{ kJ/mol}$$

$$= -387654 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_1 = \int_{308}^{298} C_p \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \, dt$$

$$= -1150 \text{ kJ/mol}$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_2 = \int_{298}^{313} C_p \text{2C}_2\text{H}_6\text{O (etanol) + 2CO}_2 + \text{H}_2 \, dt$$

$$= 3249,14374 \text{ kJ/mol} + 1159,506 \text{ kJ/mol} + 431,970121 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4840,62031 \text{ kJ/mol}$$

$$= 4840620,31 \text{ joule/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_r = \Delta G^{\circ}_1 + \Delta G^{\circ}_{r \text{ standar}} + \Delta G^{\circ}_2$$

$$= -1150000 \text{ joule/mol} + (-387654) \text{ joule/mol} + 4840620,31 \text{ joule/mol}$$

$$= 3302966,31 \text{ joule/mol}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Untuk memilih kualitas produk yang sesuai dengan permintaan pasar, beberapa variabel harus dipenuhi meliputi, spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk, dan pengendalian kualitas.

Tabel 2. 1 Sifat kimia dan fisika produk

Keterangan	Produk		
	Aseton	Butanol	Etanol
Rumus molekul	C ₃ H ₆ O	C ₄ H ₁₀ O	C ₂ H ₅ OH
BM (g/gmol)	58,081	74,121	46,70
Bentuk	Cair	Cair	Cair
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna
pH	7	7	7
Titik lebur	-94,6°C	-89°C	-114,5 °C
Titik didih	56,29°C	117,6°C	74 -80°C
Titik nyala	-17 °C	35 °C	12 °C
Tekanan uap	247 hPa	<10 hPa	59 hPa
Viskositas(mPa.s)	0,32	2,95	1,2
Autoignition temperature	465°C	340°C	425°C

(Sumber : MSDS Produk)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2. 2 Spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung

Keterangan	Produk
	Molasses
Wujud	Cairan kental
Warna	Coklat tua
Bau	Tidak tajam
pH	0,5
Titik didih awal	>100°C
Kepadatan relative	1.4-1.44 kg/L (pada 20°C)
Kelarutan dalam air	Dari larutan air tak terbatas
Dekomposisi termol	Dimulai dari 60°C
Viskositas	5000-20000 cps (pada 20°C)

(Sumber : MSDS Molasses)

2.3 Pengendalian Kualitas

Tujuan keseluruhan dari rekayasa mutu dan pengendalian proses adalah untuk menghasilkan produk aseton. Untuk mencapai upaya pengendalian kualitas, ketahanan harus ditinjau dari desain produk dan berlanjut melalui desain proses produksi dan manufaktur aktual. Dalam hal ini, pengendalian kualitas (*quality control*) Pabrik aseton meliputi beberapa aspek diantaranya pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk :

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian mutu kualitas bahan baku perlu dilakukan untuk memastikan bahwa proses yang terjadi akan menghasilkan produk yang sesuai spesifikasi. Pengendalian kualitas bahan baku umumnya dapat ditinjau dari spesifikasi bahan baku yang digunakan dan analisis resiko saat bahan bereaksi. Oleh karena nya, sebelum dilakukan proses produksi bahan baku, dilakukan pengujian terlebih dahulu terhadap kualitas bahan baku Molasses. Pengujian ini bertujuan agar bahan yang akan digunakan nantinya menghasilkan produk dengan kualitas yang baik.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga produk yang dihasilkan. Pengendalian ini sudah harus dilakukan dari mulai bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan bukan hanya dilakukan dilaboratorium tetapi juga di alat control. Pengawasan dan pengendalian terhadap jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada *control room* atau ruang pengawasan, pengawasan dilakukan secara *automatic control* dengan

menggunakan indikator. Apabila sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya menyala, maka itu merupakan tanda terjadinya penyimpangan pada indicator yang telah di tetapkan dan di atur baik dari *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, dan *temperature control*.

Pengawasan yang dikontrol oleh alat ini berupa pengontrolan atau pengawasan terhadap kondisi operasi baik dari segi temperatur maupun tekanan. Alat control yang harus di atur pada kondisi tertentu yaitu antara lain:

a. *Level Control*

Level control adalah alat kontrol yang di pasang pada bagian atas tangki. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di tetapkan maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

b. *Flow control*

Flow control adalah alat kontrol yang dipasang pada aliran masuk bahan baku, dan aliran keluar proses.

c. *Temperature control*

Temperature control adalah alat kontrol yang dipasang didalam setiap alat proses yang digunakan. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang di tetapkan maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

Apabila pengendalian proses dilakukan suatu kerja pada satu harga tertentu supaya produk yang dihasilkan sesuai dan memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk dapat mengetahui bahan baku atau produk sudah sesuai

dengan spesifikasi yang telah di tentukan. Pengawasan dan pengendalian produksi dilakukan setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dilakukan. Pengawasan ini dilakukan demi kelancaran proses dengan baik.

Kegiatan berjalannya proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk dengan mutu dan kualitas yang sesuai dengan standar, serta jumlah produksi sesuai dengan rencana pada waktu yang tepat sesuai dengan jadwal.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

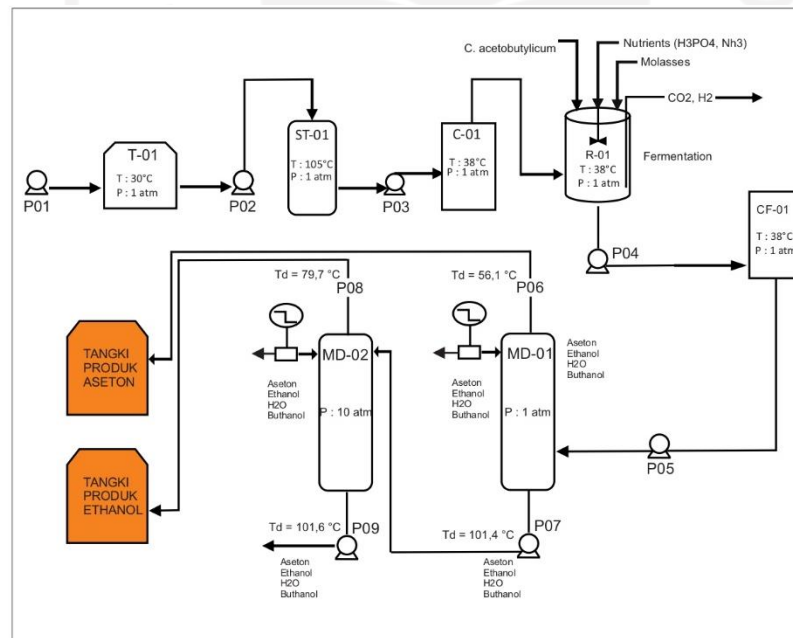
Pengendalian kualitas pada produk diperlukan untuk menjaga mutu standard dari produk itu sendiri. Upaya yang dapat dilakukan untuk mendapatkan produk yang berkualitas yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku, pengawasan serta pengendalian terhadap proses dengan cara mengadakan sistem kontrol

BAB III

PERANCANGAN PROSES

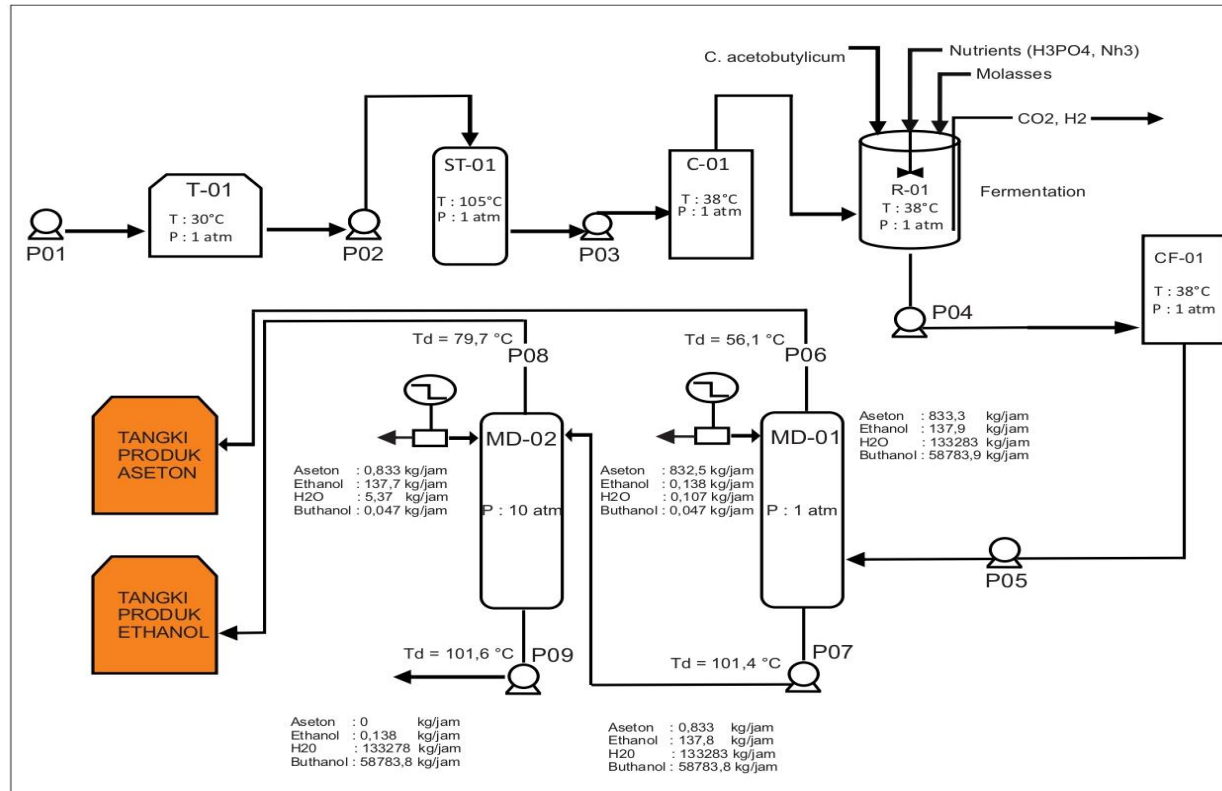
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan Aseton dengan mereaksikan molasses secara umum terdapat beberapa tahapan, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian hasil

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

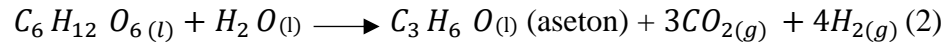
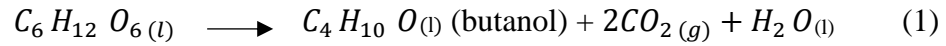
Produk aseton dengan kapasitas 5.500 ton/tahun menggunakan bahan baku molasses yang memiliki kandungan 50% gula yang dapat difermentasi dan 80% larutan, disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) dengan tekanan 1 atm pada suhu 30 °C.

Molasses dari tangki penyimpanan di pompa untuk mengalirkan bahan baku menuju tangki sterilizer (ST-01), agar bersih dari bakteri-bakteri pengganggu. Molasses keluaran dari sterilizer (ST-01) memiliki suhu 100 °C, kemudian di dinginkan menggunakan *cooler* (CL-01) untuk menurunkan suhu menjadi 38 °C, kemudian di umpankan menuju reaktor (R-01).

3.2.2 Tahap Reaksi

Tahap reaksi terdiri dari reaktor (R-01) dan tangki berpengaduk yang dilaksanakan dengan cara *batch*, dalam reaktor (R-01) tersebut ditambahkan bakteri *Clostridium Acetobutylicum* untuk fermentasi menjadi aseton, butanol, dan etanol. Selain itu, dalam reaktor terbentuk H₂ dan CO₂ yang dibuang ke lingkungan.

Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah :



Reaksi pembentukan aseton, butanol, dan etanol berlangsung pada suhu 38°C dan tekanan 1 atm. Reaksi pembentukan berlangsung secara eksotermis. Produk yang keluar dari reaktor dimasukkan ke dalam Centrifuge . Centrifuge berfungsi untuk memisahkan padatan berupa biomasa yang keluar dari reaktor.

3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil

Pemurnian hasil terdiri dari Centrifuge dan 2 buah Menara Distilasi. Produk hasil reaktor selanjutnya dimasukkan kedalam Centrifuge untuk memisahkan padatan berupa biomasa yang keluar dari reaktor. Selanjutnya hasil filtrat yang terdiri dari aseton, etanol, H₂O, butanol, dan glukosa dipanaskan dan diumpankan menuju Menara Distilasi (MD-01). Dalam Menara Distilasi (MD-01) produk bawahnya berupa aseton, etanol, H₂O, dan butanol. Hasil atas MD-01 terdiri dari aseton, etanol, H₂O dan butanol yang selanjutnya diumpankan menuju MD-02 untuk memisahkan aseton, etanol, H₂O dan butanol yang keluar sebagai produk bawah MD-02. Etanol, H₂O dan butanol yang akan keluar sebagai produk atas MD-02 selanjutnya dimasukkan kedalam tangki penyimpanan (T-03). Yang masing-masing

produk di dinginkan di simpan ke dalam tangki penyimpanan produk (T-02)
untuk aseton dan (T-03) untuk etanol.



3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Utama

1. Reaktor (R-01)

Spesifikasi umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan Molasses menjadi Aseton dengan media <i>Clostridium acetobutylicum</i>
Jenis/Tipe	: <i>Batch Reactor</i>
Mode Operasi	: <i>Batch</i>
Jumlah	: 132
Harga,	: \$ 727.500
Kondisi Operasi	
Suhu	: 38 °C
Tekanan, atm	: 1,01 atm
Kondisi Proses	: Non adiabatis, Non isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel, Type 316 SS</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 3,635 m
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,0078 m

Tinggi total, m : 7,914 m

Jenis *head* : *Stainless Steel, Type 316 SS*

Spesifikasi khusus, jenis Reaktor Batch dengan pengaduk

Spesifikasi dan satuan

- a. Tipe dan ukuran pengaduk : Flat Turbin
 - Panjang blade impeler : 0,304 m
 - Diameter pengaduk : 1,219 m
 - Lebar baffle : 0,304 m
 - Panjang blade dari pusat bantalan : 0,152 m
 - Lebar sudu : 0,243 m
 - Elevasi pengaduk : 2,133 m
- b. Kecepatan pengaduk, rpm : 13,263 rotasi/menit
- c. Power/tenaga pengadukan, hp : 15 hp
- d. Jumlah dan ukuran baffle :
 - Jumlah baffle : 4
 - Lebar baffle : 0,304 m
- e. Jika reaktor non-adiabatis :
Jenis coolant : Jacket
- f. Mode transfer panas, jika menggunakan jaket :
 - $U_D, W/m^2.K$: 0,7 $W/m^2.K$
 - Luas area transfer panas : 3,170 m²
 - Tebal jaket, m : 0,0048 m

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Menara Distilasi

Nama dan kode : Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan Komponen Air dan Butanol

Jenis/Tipe : *Sieve tray*

Material : *Stainless Steel, Type 316 SS*

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 bar

a. Suhu embun : 374,28 K

b. Suhu didih umpan : 311,15 K

c. Suhu didih distilat : 329,29 K

d. Suhu didih bottom : 374,506 K

Spesifikasi :

Shell

a. Diameter : 6,4 m

b. Tinggi : 28 m

Head

a. Jenis : *Torispherical dishead*

b. Tebal : 0,032 m

c. Material : *Stainless Steel*

Untuk tipe *tray*

a. Jenis *tray* (*sieve, valve, bubble-cap, dll*)

Jenis/Tipe : *Sieve tray*

- b. *Feed plate* : 50
- c. Jumlah *plate* aktual : 35
- d. Susunan *hole* : *Tringular*
- e. Diameter *hole* : 0,00476 m
- f. Jumlah *tray* : 35
- g. *Tray spacing* : 0,6 m
- h. Jumlah lubang : 34.611,2

Jumlah : 1
 Harga : \$ 595.817

2. Menara Distilasi

Nama dan kode : Menara Distilasi (MD-02)
 Fungsi : Memisahkan Komponen Etanol dan Butanol
 Jenis/Tipe : *Sieve tray*
 Material : *Stainless Steel, Type 316 SS*
 Kondisi Operasi :

- Tekanan : 1 bar
- a. Suhu embun : 374,42 K
- b. Suhu didih umpan : 374,51 K
- c. Suhu didih distilat : 352,93 K
- d. Suhu didih bottom : 374,799 K

Spesifikasi :
Shell

- a. Diameter : 1,5 m
- b. Tinggi : 25 m

Head

- a. Jenis : *Torispherical dishead*
- b. Tebal : 0,0047 m
- c. Material : *Stainless Steel*

Untuk tipe *tray*

- a. Jenis *tray* (*sieve, valve, bubble-cap, dll*)
 - Jenis/Tipe : *Sieve tray*
- b. *Feed plate* : 50
- c. Jumlah *plate* aktual : 35
- d. Susunan *hole* : *Tringular*
- e. Diameter *hole* : 0,00476 m
- f. Jumlah *tray* : 35
- g. *Tray spacing* : 0,6 meter
- h. Jumlah lubang : 10.035,2

Jumlah : 1

Harga : \$ 207.955

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki

Tangki	T-01	T-Aseton	T-Etanol
Fungsi	Menyimpan molasses	Menyimpan hasil Aseton	Menyimpan hasil Butanol
Lama penyimpanan	3 hari	30 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1
Jenis tangki	Silinder vertical	Silinder vertical	Silinder vertical
Kondisi operasi	Suhu : 30 °C Tekanan : 1,01 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1,01 atm	Suhu : 30 °C Tekanan : 1,01 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi : baja karbon Volume tangki (m) : 90722,8674 m ³ Diameter (m) : 60,96 m Tinggi (m) : 14,6304 m Jumlah <i>course</i> : 8 Tebal <i>shell</i> (in) : 0,25 in 0,32 in 0,50 in 0,67 in 0,85 in 1,02 in 1,20 in 1,37 in	Bahan konstruksi : baja karbon Volume tangki (m) : 922,736 m ³ Diameter (m) : 10,67 m Tinggi (m) : 10,97 m Jumlah <i>course</i> : 6 Tebal <i>shell</i> (in) : 0,1875 in 0,1875 in 0,1875 in 0,1875 in 0,1875 in 0,19 in	Bahan konstruksi : baja karbon Volume tangki (m) : 157,55 m ³ Diameter (m) : 6,09 m Tinggi (m) : 5,48 m Jumlah <i>course</i> : 3 Tebal <i>shell</i> (in) : 0,1875 in 0,29 in 0,45 in
Harga	\$ 2.206.900	\$ 422.000	\$ 1.595.200

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01
Fungsi	Mengalirkan bahan baku molasses dari unit pembelian
Bahan yang dipompa	Air dan Maltosa
Viskositas	0,3677 Cp
Kapasitas	0,02667 m ³ /s
Pump head	14,311 m
Suhu fluida	30 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	7.457,122 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 11.500
Kode	P-02
Fungsi	Mengalirkan molasses umpan dari Tangki Penyimpanan Molasses (T-01) untuk diumpankan ke Sterilizer (ST-01)
Bahan yang dipompa	Air dan Maltosa
Viskositas	0,3677 Cp
Kapasitas	0,22204 m ³ /s
Pump head	8,3167 m
Suhu fluida	30 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	37285,6 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 20.100
Kode	P-03
Fungsi	Mengalirkan molasses umpan dari Sterilizer (ST-01) untuk diumpankan ke Reaktor (R-01) melalui Cooler (CL-01)
Bahan yang dipompa	Air dan Glukosa
Viskositas	0,1257 Cp
Kapasitas	0,00379 m ³ /s
Pump head	7,046 m
Suhu fluida	100 °C

Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	18.642,8 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 6.300

Kode	P-04
Fungsi	Memompa produk umpan keluaran Reaktor (R-01) untuk diumpankan ke Centrifuge (CF-01)
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol, Glukosa, dan Biomassa
Viskositas	1,1890 Cp
Kapasitas	0,01433 m ³ /s
Pump head	7,9313 m
Suhu fluida	38 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	2.237,136 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 9.700

Kode	P-05
Fungsi	Memompa produk keluaran Centrifuge (CF-01) untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01)
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol, dan Glukosa
Viskositas	1,1782 Cp
Kapasitas	0,16071 m ³ /s
Pump head	35,7954 m
Suhu fluida	38 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	74.571,22 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 13.200

*lanjutan tabel 3.2

Kode	P-06
Fungsi	Mengalirkan produk umpan keluaran hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dari Akumulator (ACC-01) ke Tangki Produk Aseton (T-02)
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol
Viskositas	0,2383 Cp
Kapasitas	0,0562 m ³ /s
Pump head	37,6213 m
Suhu fluida	55,79 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	22.371 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 21.300

Kode	P-07
Fungsi	Mengalirkan produk umpan keluaran Menara Distilasi (MD-01) dari Reboiler (RB-01) ke Menara Distilasi (MD-02)
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol
Viskositas	0,2626 Cp
Kapasitas	0,1602 m ³ /s
Pump head	4,5409 m
Suhu fluida	101,01°C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	11.185,7 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 16.200

*lanjutan tabel 3.2

Kode	P-08
Fungsi	Mengalirkan produk umpan keluaran hasil atas Menara Distilasi (MD-02) dari Akumulator (ACC-02) ke Tangki Produk (T-03)
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol
Viskositas	0,32519 Cp
Kapasitas	0,0159 m ³ /s
Pump head	35,2746 m
Suhu fluida	96,07 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	11.185 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 9.700
Kode	P-09
Fungsi	Mengalirkan produk umpan keluaran hasil bawah Menara Distilasi (MD-03) dari Cooler (CL-04) ke UPL
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol
Viskositas	0,3003 Cp
Kapasitas	0,1600 m ³ /s
Pump head	4,9089 m
Suhu fluida	101,30 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	11.186 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 13.200
Kode	P-10
Fungsi	Memompa produk dari Tangki Produk (T-02) ke Unit Penjualan
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol
Viskositas	0,2949 Cp
Kapasitas	0,00069 m ³ /s
Pump head	12,8307 m
Suhu fluida	30 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	372,9 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 13.200

Kode	P-11
Fungsi	Memompa produk dari Tangki Produk (T-03) ke Unit Penjualan
Bahan yang dipompa	Aseton, Ethanol, Air, Butanol
Viskositas	0,9558 Cp
Kapasitas	0,00012 m ³ /s
Pump head	4,5877 m
Suhu fluida	30 °C
Jenis pompa	Pompa Sentrifugal
Motor power	373 Watt
Material Construction	Baja Karbon
Harga	\$ 6.300



3.3.4 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Spesifikasi Sterilizer (ST-01)

Spesifikasi Umum

Fungsi : Mensterilkan bahan baku molasses agar bersih dari bakteri-bakteri pengganggu.

Jumlah : 4

Harga, Rp : \$ 723.000

Kondisi Operasi

Suhu : 100 °C

Tekanan, atm : 1,01 bar

Kondisi Proses : Non adiabatik, Non isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi : *Stainless Steel, Type 316 SS*

Diameter (ID) *shell*, m : 3,6417 m

Tebal head : 0,01111 m

Tinggi total : 6,4008 m

Jenis *head* : *Stainless Steel, Type 316 SS*

Spesifikasi khusus, jenis Reaktor Batch dengan pengaduk

Spesifikasi dan satuan

- a. Tipe dan ukuran pengaduk : Flat Turbin
 - Panjang blade impeler : 0,3048 m
 - Diameter pengaduk : 1,2192 m
 - Lebar baffle : 0,3048 m
 - Panjang blade dari pusat bantalan : 0,1524 m
 - Lebar sudu : 0,2438 m
 - Elevasi pengaduk : 2,1336 m
- b. Kecepatan pengaduk, rpm : 13,2629 rotasi/menit
- c. Power/tenaga pengadukan, hp : 0,5 hp
- d. Jumlah dan ukuran baffle :
 - Jumlah baffle : 4
 - Lebar baffle : 0,3048 m
- e. Jika reaktor non-adiabatis :
Jenis coolant : Jacket
- f. Mode transfer panas, jika menggunakan jaket :
 - $U_D, W/m^2.K$: 0,7 $W/m^2.K$
 - Luas area transfer panas : 10,2862 m²
 - Tebal jaket, m : 0,0048 m

2. Spesifikasi Reboiler

Tabel 3. 3 Spesifikasi Reboiler (RB-01)

Spesifikasi	RB-01
Fungsi	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD-01)
Type	Kettel Reboiler
Tube	
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0139 m
Pass	1
Jumlah	122
Shell	
ID	0,3048m
Panjang tabung	7,3152 m
A	53,4110 m ²
Harga	\$ 64.700

Tabel 3. 4 Spesifikasi Reboiler (RB-02)

Spesifikasi	RB-02
Fungsi	Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD-02)
Type	Kettel Reboiler
Tube	
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0139 m
Pass	1
Jumlah	384
Shell	
ID	0,5588 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	1168,113m ²
Harga	\$ 110.900

Tabel 3. 5 Spesifikasi Condensor (CD-01)

Spesifikasi	CD-01
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi 1
Type Tube	Shell and Tube
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0238 m
Passes	1
Jumlah Shell	4292
ID	1,6764 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	1879,017 m ²
Harga	\$ 1.206.900

Tabel 3. 6 Spesifikasi Condensor (CD-02)

Spesifikasi	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap hasil atas Menara Distilasi 2
Type Tube	Shell and Tube
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0238 m
Passes	1
Jumlah Shell	417
ID	0,539 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	182,5606 m ²
Harga	\$ 182.600

Tabel 3.7 Spesifikasi Akumulator ACC-01

Spesifikasi	ACC-01
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor (CD-01) pada Menara Distilasi (MD-01)
Type	Tangki silinder horizontal
Volume	19,5232 m ³
Tekanan	1 atm
Diameter	2,5 m
Jumlah	1
Panjang	6,25 m
Tebal	0,0048
Bahan konstruksi	Baja karbon steel SA-283
Harga	\$ 4.000

Tabel 3.8 Spesifikasi Akumulator (ACC-02)

Spesifikasi	ACC-02
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor (CD-02) pada Menara Distilasi (MD-02)
Type	Tangki silinder horizontal
Volume	4,8004 m ³
Tekanan	1 atm
Diameter	2 m
Jumlah	1
Panjang	5 m
Tebal	0,0048
Bahan konstruksi	Baja karbon steel SA-283
Harga	\$ 19.000

Tabel 3.9 Spesifikasi Cooler (CL-01)

Spesifikasi	CL-01
Fungsi	Mendinginkan produk umpan hasil keluaran Sterilizer (ST-01)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	Baja karbon steel SA-283
Suhu masuk	100°C
Suhu keluar	50°C
Kebutuh air pendingin	706,330 Kg/jam
Spesifikasi <i>Shell</i>	
ID	0,7366 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	331,1375 m ²
Spesifikasi <i>Tube</i>	
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0238 m
Passes	1
Jumlah	785
Harga	\$ 152.600

Tabel 3. 10 Spesifikasi Cooler (CL-02)

Spesifikasi	CL-02
Fungsi	Mendinginkan cairan hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dari Akumulator (ACC-01)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	Baja karbon steel SA-283
Suhu masuk	56,14°C
Suhu keluar	50°C
Kebutuh air pendingin	22.689 Kg/jam
Spesifikasi <i>Shell</i>	
ID	0,2032 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	28,0188 m ²
Spesifikasi <i>Tube</i>	
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,024 m
Passes	1
Jumlah	64
Harga	\$ 151.600

Tabel 3. 11 Spesifikasi Cooler (CL-03)

Spesifikasi	CL-03
Fungsi	Mendinginkan cairan hasil atas Menara Distilasi (MD-02) dari Akumulator (ACC-02)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	Baja karbon steel SA-283
Suhu masuk	96,42°C
Suhu keluar	50°C
Kebutuh air pendingin	74.716 Kg/jam
<i>Spesifikasi Shell</i>	
ID	0,2540 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	37,2125 m ²
<i>Spesifikasi Tube</i>	
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0238 m
Passes	1
Jumlah	85
Harga	\$ 99.400

Tabel 3. 12 Spesifikasi Cooler (CL-04)

Spesifikasi	CL-04
Fungsi	Mendinginkan cairan hasil bawah Menara Distilasi (MD-02) dari Reboiler (RB-02)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	Baja karbon steel SA-283
Suhu masuk	101,65 °C
Suhu keluar	50°C
Kebutuh air pendingin	852.739 Kg/jam
<i>Spesifikasi Shell</i>	
ID	3,0480 m
Panjang tabung	7,3152 m
A	6330,0817 m ²
<i>Spesifikasi Tube</i>	
OD	0,01905 m
BWG	14
Pitch	0,0238 m
Passes	1
Jumlah	909
Harga	\$ 81.000

Tabel 3. 13 Spesifikasi Centrifuge (CF-01)

Spesifikasi	CF-01
Fungsi	Memisahkan padatan yang keluar dari reactor (biomassa) dan lain-lain
Jenis	Nozzle Discharge
Kondisi operasi	
- Tekanan	1 atm
- Suhu	38°C
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 316 SS</i>
Laju alir massa	192.846,19384 Kg/jam
Motor Power	29.828,5 Watt
Kecepatan Putar	6250 rpm
Harga	\$ 17.000

3.4 Neraca Massa

Tabel 3. 14 Neraca Massa Total

Komponen	Massa input (kg/jam)	Massa output (kg/jam)
H2		115,9720
CO2		71837,2233
Aseton		833,3333
Etanol		137,9974
H2O	119246,6048	133283,3134
Butanol		58783,8716
Asam butriat		0,0001
Asam asetat		0,0264
Glukosa	145745,8503	0,7174
Total	264992,455	264992,455

Tabel 3. 15 Neraca Massa Sterilizer (ST-01)

Komponen (kg/jam)	Massa Input (kg/jam)		Massa Output
	Arus 1	Arus 3	Arus 3
H ₂ O	119246,605		119246,605
Glukosa	145745,850		145745,850
Total	264992,455		264992,455

Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen (kg/jam)	Massa Input (kg/jam)	Massa Output
	Arus 3	Arus 4
H ₂	0	115,9720
CO ₂	0	60177,5553
Aseton	0	833,333
Etanol	0	137,9974
H ₂ O	119246,6048	133283,3134
Butanol	0	58783,8716
Glukosa	145745,8503	0,717
Biomasa	14557,4585	13117,1265
Total	266449,914	266449,887

Tabel 3. 17 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Massa input (kg/jam)	Massa output (kg/jam)	
		(distilat)	(bottom)
Aseton	833,333	832,500	0,833
Etanol	137,997	0,138	137,859
H ₂ O	133283	0,107	133283
Butanol	58783,9	0,047	58783,800
Total	193038,5157	193038,7152	

Tabel 3. 18 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Massa input (kg/jam)	Massa output (kg/jam)	
		(distilat)	(bottom)
Aseton	0,833	0,8333	0,000
Etanol	137,859	137,721	0,1379
H ₂ O	133283	5,371	133278
Butanol	58783,800	0,047	58783,8
Total	192205,4923	192205,911	

Tabel 3. 19 Neraca Massa Centrifuge

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)	Massa <i>output</i> (kg/jam)	
		(filtrat)	(cake)
Aseton	833,333	832,5	0,833
Etanol	137,997	137,859	0,138
H ₂ O	133283	133150,030	133,283
Butanol	58783,9	58725,087	58,783
Glukosa	0,717	0	0,717
Biomass	13117,126		13117,126
Total	206156,3595	206156,3595	

3.5 Neraca Panas

Tabel 3. 20 Neraca Panas Sterilizer (ST-01)

Komponen	Panas <i>Input</i> (kg/jam)	Panas <i>Output</i> (kg/jam)
H ₂ O	7452,9128	7452,9128
Glukosa	9109,1156	9109,1156
Total	16562,0284	16562,0284

Tabel 3. 21 Neraca Panas Reaktor (R-01)

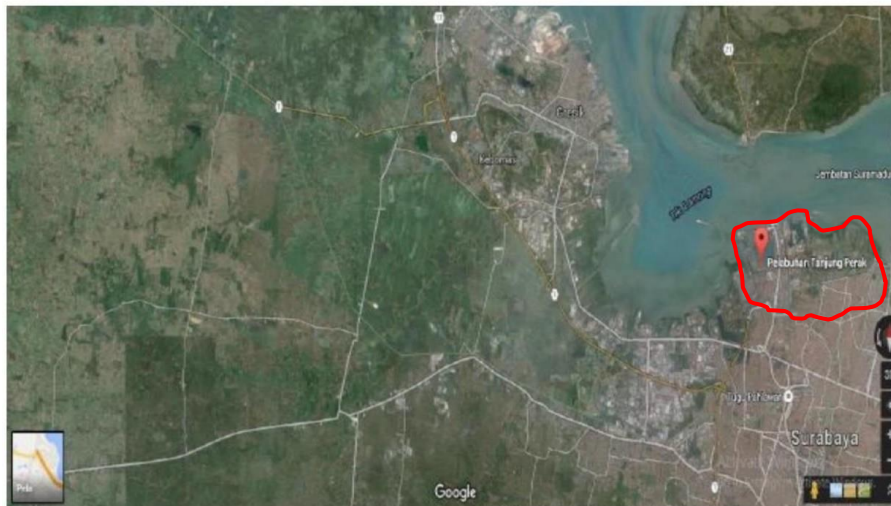
Komponen	Panas <i>Input</i> (kg/jam)	Panas <i>Output</i> (kg/jam)
H ₂	0	28,9929
CO ₂	0	15044,3888
Acetone	0	208,3333
Ethanol	0	34,4993
H ₂ O	29811,6512	33320,8283
Butanol	0	14695,9679
Glucose	36436,4625	0,1793
Biomass	364,3646	364,3646
Total	6612,4784	63697,5547

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik (Plant Location)

Secara geografis, lokasi memberikan pengaruh besar terhadap beroperasinya pabrik aseton. Landasan pemilihan lokasi menjadi pertimbangan yang serius dengan melihat aspek-aspek seperti distribusi bahan baku, produk, pangsa pasar, sumber daya manusia, transportasi, lingkungan, dan utilitas.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Aseton

Lokasi Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur (Gambar 4.1) dipilih sebagai berdirinya pabrik aseton dengan melihat beberapa aspek dan pertimbangan yang terbagi menjadi faktor primer dan sekunder.

1. Faktor Primer

Faktor primer meliputi proses produksi dan distribusi pabrik. Faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik meliputi:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama khususnya maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan yaitu molases yang dipasok dari PT Perkebunan Nusantara XI dengan kapasitas produksi aseton sebesar 5.500 ton/tahun.

b. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik harus mendekati dengan keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk simplifikasi distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin untuk kelangsungan pabrik. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik relatif strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku molases, misalnya industri perkebunan dan pertanian. Tabel 4.1 menunjukkan daftar perusahaan yang menggunakan molasses sebagai bahan bakunya. Dari Tabel 4.1 dilihat bahwa lokasi pabrik yang berpotensi membeli bahan baku molasses terletak berdekatan dengan lokasi pabrik yang akan didirikan.

Tabel 4. 1 Daftar perusahaan yang menggunakan molases dalam negeri

No	Nama Perusahaan	Jenis Industri	Lokasi Pabrik
1	PT Pasifik Agro Sentosa	Perkebunan dan Pertanian	Jakarta Selatan
2	PT Perkebunan Nusantara XI	Produksi Gula	Surabaya, Jawa Timur
3	PT Perkebunan Nusantara IX	Produksi Gula	Semarang, Jawa Tengah
4.	PT Pabrik Gula Rajawali I	Produksi Gula	Surabaya, Jawa Timur
5.	PT Pabrik Gula Rajawali II	Pabrik Gula	Cirebon, Jawa Barat
6.	Pabrik Gula Trangkil	Pabrik Gula	Pati, Jawa Tengah
7.	Pabrik Gula Madubaru	Pabrik Gula	Bantul, DI Yogyakarta

(Kementerian Perindustrian, 2020)

c. Sarana Transportasi

Penetapan lokasi Kawasan Industri Gresik, Jawa Timur telah memenuhi kriteria lokasi yang memiliki infrastruktur :

- Transportasi Darat

Jarak antara lokasi bahan baku (molases) dengan lokasi pabrik aseton menggunakan transportasi darat adalah kurang lebih 19 km. Untuk sarana transportasi lainnya dapat dilakukan melalui

darat dengan adanya jalan raya berjarak 2 km dari Gerbang Tol Kebomas atau Manyar.

- Transportasi Udara

Jarak antara lokasi pendirian pabrik aseton 20 km dari Bandar Udara Internasional Juanda Surabaya

- Transportasi Laut

Jarak antara lokasi pendirian pabrik aseton kurang lebih 18 km dari Pelabuhan Tanjung Perak, dan 10 km dari Pelabuhan Teluk Lamong.

d. Ketersediaan Tenaga Kerja (SDM)

Tabel 4.1 menunjukkan bahwa lokasi yang dipilih memiliki potensi untuk mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik, hal ini dibuktikan pada kawasan industri terdapat pemukiman warga contohnya seperti Grand Choiriyah Cluster Gresik, Perum Cluster Klanganon Residence, dan Perumahan Graha Bunder Asri. Selain itu juga terdapat komplek perumahan Kawasan Industri JIPE Gresik. Tenaga kerja juga berpotensi sebagai tenaga kerja yang memiliki pendidikan dan keahlian yang diperlukan karena terdapat Universitas Tri Tunggal, dan STT Qamaruddin di Kabupaten Gresik. Adapun Universitas Internasional Semen Indonesia (UISI) yang berada dibawah naungan PT Semen Indonesia untuk mendukung pendidikan di sekitar kawasan industri.

e. Kebutuhan Air dan Listrik (Utilitas)

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Lokasi yang dipilih berada di Kawasan Industri Gresik, sehingga kebutuhan listrik air dapat diperoleh tanpa perlu mengolah sendiri, karena Kawasan Industri Gresik juga dekat dengan laut. Pada area tersebut, tersedia Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL).

f. Keadaan dan Iklim

Letak geografis Kabupaten Gresik berbatasan dengan Kota Surabaya dan Selat Madura di sebelah timur, Kabupaten Gresik dikenal sebagai kota industri. Kabupaten Gresik memiliki berbagai macam objek vital negara, antara lain Pelabuhan Tanjung Perak, Pelabuhan Teluk Lamong, Kawasan Industri JIPE, Kawasan Industri Gresik, PT PLN (Persero) UPT Gresik, PLTGU Gresik (PJB Gresik).

Lokasi ini menguntungkan, karena selain terletak di kawasan industri, juga mempunyai iklim yang sesuai. Adapun hubungan iklim dengan pabrik adalah tanah terhadap konstruksi pabrik. Gresik merupakan lokasi yang jarang terkena gempa, banjir, dan badai disamping mempunyai kelembaban dan suhu yang sesuai.

g. Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah yang relatif masih luas dan merupakan tanah datar, dengan kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sangat menguntungkan. Di samping itu, Gresik merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia sehingga pengaturan dan penanggulangan mengenai dampak lingkungan dapat dilaksanakan dengan baik.

2. Faktor Sekunder

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik namun, berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Memiliki pertimbangan untuk ekspansi pabrik dalam jangka 10 atau 20 tahun ke depan. Perluasan pabrik adalah salah satu hal untuk mengembangkan potensi pabrik yang didirikan sehingga hal ini kemungkinan besar terjadi apabila pabrik masih berdiri. Pentingnya hal ini agar tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik perlu mempertimbangkan faktor kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil- hasil pembangunan.

c. Otonomi Daerah

Gresik sebagai daerah yang berada dalam kawasan industri, perlu adanya sumber pendapatan tersendiri bagi penduduk di daerah tersebut, sehingga tidak terlalu membebani pemerintah.

d. Sarana Penunjang Lain

Gresik sebagai kawasan industri telah memiliki fasilitas terpadu seperti perumahan, sarana olah raga, sarana kesehatan, sarana hiburan dan lainnya. Walaupun perusahaan nantinya harus mengembangkan fasilitas-fasilitas untuk karyawannya sendiri tapi untuk mengurangi pembiayaan awal pendirian pabrik maka bisa digunakan fasilitas terpadu tersebut.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan dan kenyamanan dalam segala aspek. Secara umum tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Dengan adanya kombinasi yang optimal ini diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
2. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
3. Keselamatan kerja para pekerja harus dijamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
6. Adanya servis area seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum.

7. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.
8. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

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

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Arena ini terdiri dari:

- a. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

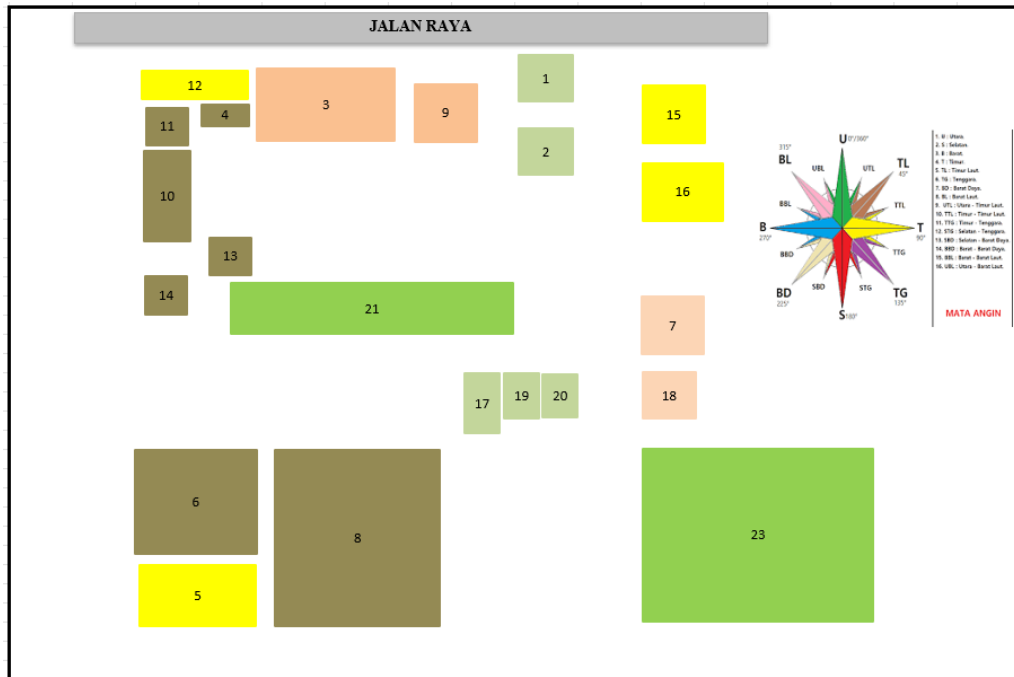
3. Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi

Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

4. Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran

Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran merupakan pusat lokasi kegiatan

penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Skala 1:1350

Tabel 4. 2 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.

No Lokasi	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		P (m)	L(m)	
1	Pos keamanan	8	8	64
2	Stasiun penimbangan	8	10	80
3	Parkiran karyawan	50	20	1000
4	Parkiran Tamu	10	5	50
5	Parkiran Truk	15	10	150
6	Gudang bahan baku	94	70	6598
7	Utilitas	40	40	1600

*lanjutan Tabel 4.2

8	Area produksi unit	50	50	2500
9	Area penyimpanan produk	25	30	750
10	Kantor utama	35	20	700
11	Laboratorium	20	15	300
12	Kantin	15	15	225
13	Masjid	20	15	300
14	Klinik	10	10	100
15	Bengkel	25	15	375
16	Gudang peralatan	30	30	900
17	Unit pemadam kebakaran	20	10	200
18	Unit pengolahan limbah	25	30	750
19	Control room	10	8	80
20	Kantor produksi dan proses	15	15	225
21	Taman	100	20	2000
22	Jalan	40	10	400
23	Area perluasan	40	30	1200
Luas Tanah				20547
Luas Bangunan				15747
Total				36294

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

Diperlukannya perhatian mengenai kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan bagi keselamatan para pekerja, dan selain itu juga harus memperhatikan arah hembusan angin.

3. Operasi

Pada peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

4. Pencahayaan

Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan, maka harus diberikan penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai demi keselamatan.

5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan, maka yang perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, dan selain itu juga keamanan menjadi prioritas utama.

6. Keamanan

Letak alat-alat proses harus tepat dan sebaik mungkin, apabila terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengaktifkan penggunaan luas lantai.
- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* 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.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

7. Perawatan

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

8. Perluasan dan pengembangan pabrik

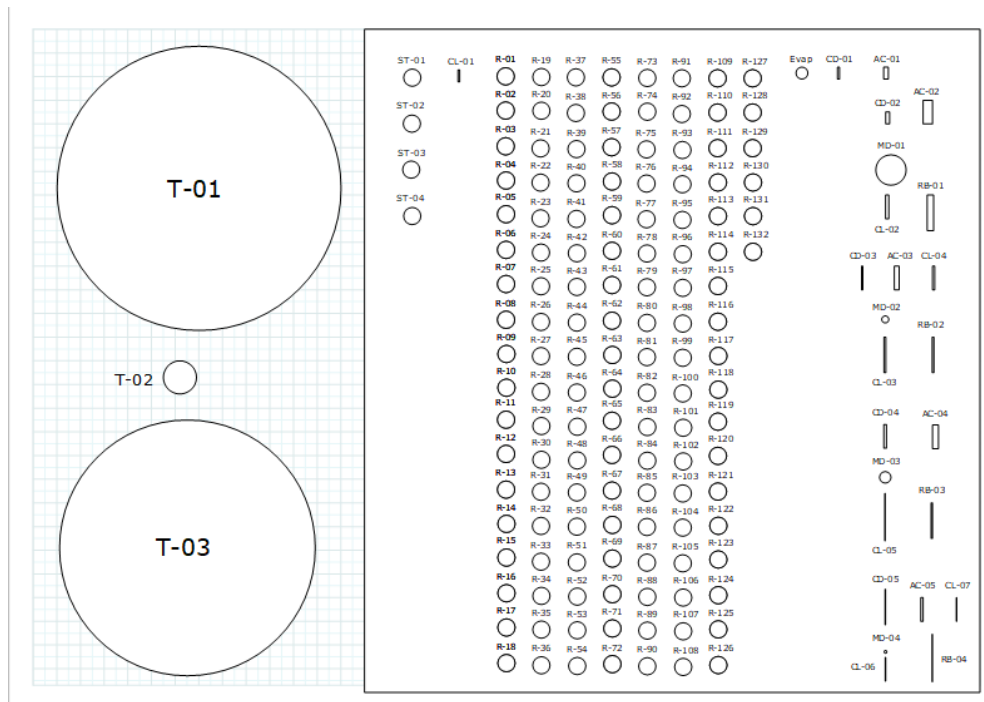
Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

9. Pertimbangan ekonomi

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

10. Jarak antar alat proses

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



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:2000

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

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

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Status perusahaan : Swasta
3. Kapasitas produksi : 5.500 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini di latar belakang atas beberapa pertimbangan-pertimbangan antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran

produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi di antaranya Direktur utama yang cukup berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.4.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

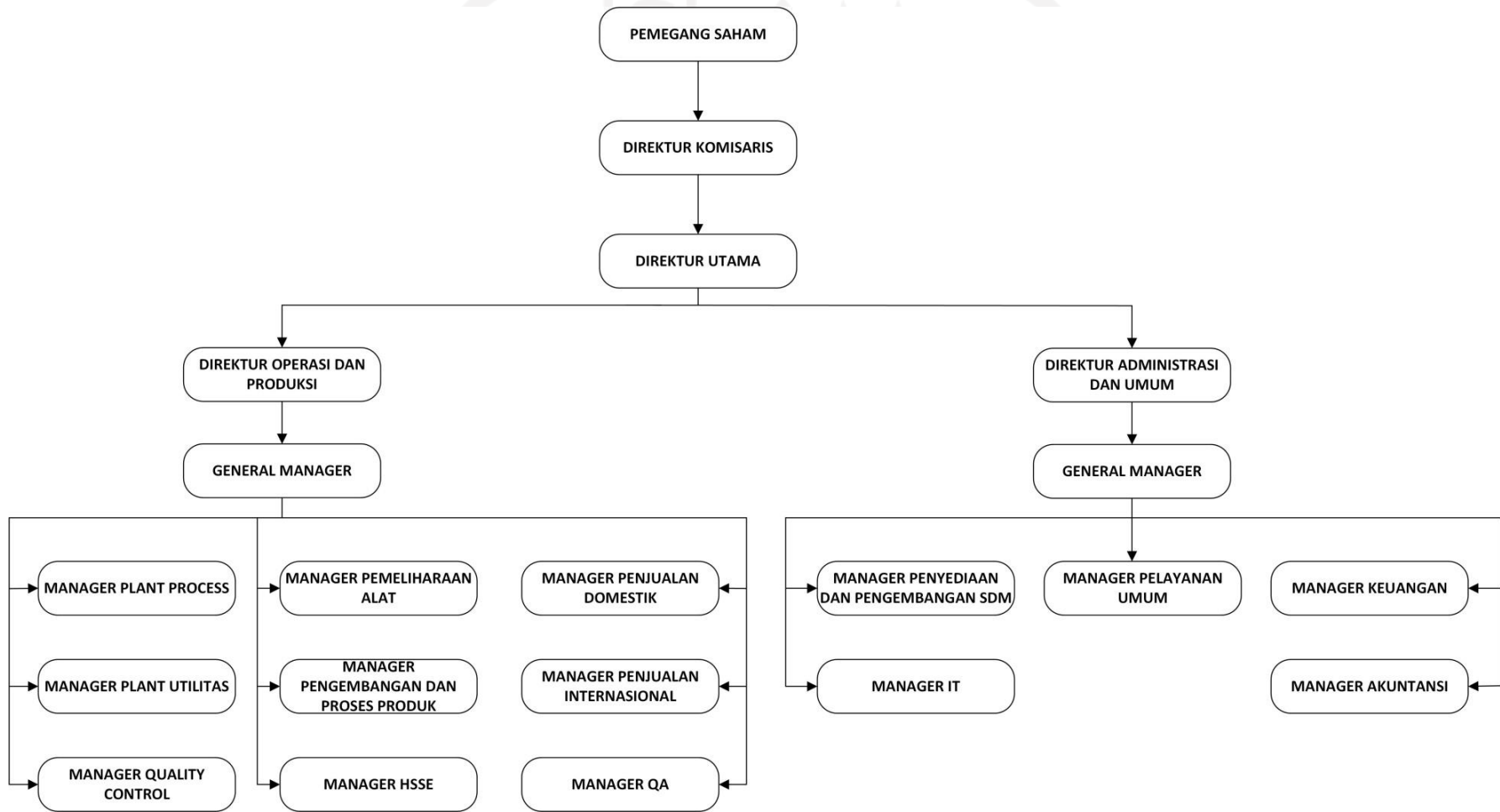
Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama

4. Direktur
5. General Manager
6. Manager
7. Karyawan dan Operator

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

Gambar 4.4 menunjukkan struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat dari gambar dibawah ini.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

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

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

2. Dewan Komisaris

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

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

3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala

tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Teknik dan Pengembangan, Direktur Keuangan serta Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum.

4. Direktur

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawah oleh Direktur Utama. Adapun tugas masing-masing direktur adalah:

a. **Direktur Produksi**

Tugas Direktur Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi.

b. **Direktur Pemasaran**

Tugas Direktur Pemasaran adalah memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis.

c. **Direktur Teknik dan Pengembangan**

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

d. **Direktur Keuangan**

Tugas Direktur Keuangan adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi dan keuangan.

e. **Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum**

Tugas Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap personalia, humas, keamanan, dan

keselamatan kerja.

5. *General Manager (GM)*

Secara umum tugas *General Manager* adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. *General Manager* dapat juga bertindak sebagai staff direktur. *General Manager* ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. *General Manager (GM)* terdiri dari:

a. GM Produksi

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

b. GM Pemasaran

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk.

c. GM Jasa Teknik dan Pembangunan Usaha

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

d. GM Keuangan

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan.

e. GM Sumber Daya Manusia dan Umum

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

6. Manager

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para *General Manager* masing-masing. Setiap manager bertanggung jawab terhadap General Manager masing-masing sesuai dengan tugasnya.

a. Manager Teknik Produksi

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b. Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

c. Manager Pemeliharaan

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

d. Manager Pemasaran Wilayah

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pemasaran wilayah.

e. Manager Perencanaan dan Pengembangan Pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran.

f. Manager Pengadaan dan Ekspor

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pengadaan produk dan ekspor.

g. Manager Pengantongan

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pengantongan pasar.

h. Manager TI

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan teknologi informasi serta hal-hal yang berhubungan dengan pengolahan *bigdata* perusahaan.

i. Manager Perencanaan dan Managemen

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengelolaan perusahaan terutama dalam pengelolaan sumber daya.

j. Manager Rancangan Bangun dan Perekayasa.

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pembangunan pabrik serta perekayasa proses produksi.

k. Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengembangan usaha dan teknologi yang digunakan perusahaan.

l. Manager Managemen Operasi dan Pengembangan Holding

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan manajemen pengoperasian perusahaan serta pengembangan *stakeholder*.

m. Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan analisis keuangan serta administrasi dengan penanam modal perusahaan.

n. Manager Akuntansi

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan.

o. Manager Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan

perusahaan.

p. **Manager SDM**

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

q. **Manager Umum**

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

r. **Manager Keamanan**

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

4.4.4 Catatan

1. Cuti Tahunan

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

2. Hari Libur Nasional

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

1. Kerja Lembur (Overtime)

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

2. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4. 3 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
1	Direktur utama	Sarjana	1	50.000.000	50.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana	1	35.000.000	35.000.000
3	Direktur keuangan dan umum	Sarjana	1	35.000.000	35.000.000
4	Staff Ahli	Sarjana	1	40.000.000	40.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	Sarjana	1	30.000.000	30.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	Sarjana	1	30.000.000	30.000.000
7	Ka. Bag. Keuangan&Administrasi	Sarjana	1	15.000.000	15.000.000
8	Ka. Bag. Pemasaran	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
9	Ka. Bag. K3 & Litbang	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
10	Ka. Bag. Umum	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
10	Ka. Bag. Humas&Keamanan	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
13	Ka. Sek Utilitas	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
14	Ka. Sek Proses	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
15	Ka. Sek Bahan Baku & Produk	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
16	Ka. Sek Pemeliharaan	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000

*lanjutan Tabel 4.3

17	Ka.Sek labolatorium	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
18	Ka.Sek Keuangan	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
19	Ka.Sek Pemasaran	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
20	Ka.Sek Humas	Sarjana	1	20.000.000	20.000.000
21	Ka.Sek Keamanan	Sarjana	1	15.000.000	15.000.000
22	Ka.Sek K3	Sarjana	1	15.000.000	15.000.000
23	Ka.Sek Personalia	Sarjana	1	15.000.000	15.000.000
24	Karyawan Personalia	Ahli madya	3	15.000.000	45.000.000
25	Karyawan Humas	Sarjana	3	15.000.000	45.000.000
26	Karyawan Litbang	Sarjana	4	15.000.000	60.000.000
27	Karyawan Pembelian	Ahli madya	4	15.000.000	60.000.000
28	Karyawan Pemasaran	Ahli madya	4	15.000.000	60.000.000
29	Karyawan Administrasi	Ahli madya	3	15.000.000	45.000.000
30	Karyawan Kas Anggaran	Sarjana	3	15.000.000	45.000.000
31	Karyawan Proses	Sarjana	8	20.000.000	160.000.000
32	Karyawan Pengendalian	Ahli madya	6	15.000.000	90.000.000
33	Karyawan Labolatorium	Sarjana	6	15.000.000	90.000.000
34	Karyawan Pemeliharaan	Ahli madya	4	15.000.000	60.000.000
35	Karyawan Utilitas	Ahli madya	7	15.000.000	105.000.000
36	Karyawan K3	Sarjana	7	15.000.000	105.000.000
37	Operator Proses	SMU/STM	30	6.000.000	180.000.000

*lanjutan Tabel 4.3

38	Operator Utilitas	SMU/STM	15	6.000.000	90.000.000
39	Sekretaris	Sarjana	3	10.000.000	30.000.000
40	Dokter	Sarjana	2	10.000.000	20.000.000
41	Perawat	Sarjana	6	5.000.000	30.000.000
42	Satpam	SMU/STM	6	3.500.000	21.000.000
43	Supir	SMU/STM	6	3.500.000	21.000.000
44	Cleaning Services	SMU/STM	8	3.500.000	28.000.000
Total			161	787.500.000	1.930.000.000

3. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua yaitu: karyawan *non shift* dan karyawan *shift*.

a. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non shift* adalah direktur, staf ahli, general manager, manager serta bagian administrasi. Karyawan *non shift* ini bekerja dengan perincian sebagai berikut:

- Hari Senin –Kamis

Pukul 08.00–12.00 (jam kerja)

Pukul 12.00–13.00 (istirahat)

Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)

- Hari Jumat

Pukul 08.00–11.30 (jam kerja)

Pukul 11.30–13.00 (istirahat)

Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)

- Hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi.

Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan

dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Karyawan Operasi

Shift pagi: pukul 08.00-16.00

Shift sore: pukul 16.00-24.00

Shift malam: pukul 24.00-06.00

Tabel 4.4 menunjukkan pembagian jadwal hari kerja karyawan yang bekerja sebagai operator, dapat dilihat sebagai berikut.

Tabel 4. 4 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift

Hari ke-/jam	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	13	14	15	16	17
08.00-16.00	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D
16.00-24.00	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A
24.00- 8.00	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B
LIBUR	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C

KET: A – D adalah nama regu



BAB V

UTILITAS

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

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan. Proses pendinginan digunakan di *cooler*.

2. Unit Penyediaan *Steam*

Digunakan untuk proses pemanasan di Sterilizer, Evaporator, dan Reboiler.

3. Unit Penyediaan Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator Set sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit penyediaan udara bertekanan

Berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

5. Unit penyedia bahan bakar

Berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak boiler dan generator.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Supply Section*)

1. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut yang sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari air sungai Bengawan Solo yang terletak di Kabupaten Gresik.

Air sungai Bengawan Solo masih mengandung pasir, mineral- mineral, ion-ion, dan kotoran yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. Pengolahan air ini bertujuan untuk menjaga alat - alat proses agar tidak cepat rusak serta menjaga adanya kontaminan yang akan menyebabkan reaksi antara reaktan-reaktan yang terdapat dalam proses. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- a) Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi, sehingga persediaan air tercukupi.
- b) Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.
- c) Jumlah persediaan air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d) Air sungai relatif lebih mudah dalam pengolahannya, sederhana, dan biayanya

lebih murah dibandingkan dengan pengolahan air laut.

Air yang berada dalam lingkungan pabrik, digunakan untuk:

a. Air untuk proses

Hal-hal yang diperhatikan dalam air proses antara lain:

- ✓ Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
- ✓ Oksigen yang dapat menimbulkan korosi
- ✓ Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

b. Air pendingin

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

- ✓ Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- ✓ Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- ✓ Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.
- ✓ Tidak mengalami penyusutan yang berarti dalam batasan dengan adanya temperatur pendinginan

c. Air boiler

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

- ✓ Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S yang masuk ke badan air.

- ✓ Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale reforming*)

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

- ✓ Zat yang menyebabkan *Foaming* dan *Priming*

Foaming adalah terbentuknya gelembung atau busa dipermukaan air dan keluar bersama *steam*. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik dan anorganik dalam jumlah cukup besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi. Sedangkan, *Priming* adalah adanya tetes air dalam *steam* (buih dan kabut) yang menurunkan efisiensi energi *steam* dan pada akhirnya menghasilkan deposit kristal garam. *Priming* dapat disebabkan oleh konstruksi boiler yang kurang baik, kecepatan alir yang berlebihan atau fluktuasi tiba-tiba dalam aliran.

d. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga perusahaan, yaitu air minum, laboratorium, dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu, antara lain:

❖ Syarat fisik :

- Suhu normal dibawah suhu udara luar
- Warna jernih

- Tidak berasa
- Tidak berbau
- ❖ Syarat kimia :
 - Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
 - Tidak beracun
- ❖ Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen, seperti *Salmonella*, *Pseudomonas*, *Escherichia coli*.

2. Unit Pengelolaan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Adapun tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

a. Penyaringan Awal

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, sampah dan lainnya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Kemudian dialirkan ke bak pengendap.

b. Bak pengendap

Air sungai setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring

awal. Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

c. Bak pencampur cepat

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak pencampur cepat 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 ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi dalam bak pencampur cepat adalah:



d. *Clarifier*

Air setelah melewati bak pencampur cepat dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan atau mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak pencampur cepat. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan pengaduk lambat *rake*. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Terjadi pemisahan antara air jernih dan gumpalan yg mengendap di bagian bawah *clarifier*. Air jernih dialirkan lewat limpahan *clarifier*, gumpalan yang mengendap digaruk agar terkumpul dibagian tengah sehingga dapat di sedot keluar.

e. Bak Penyaring/*sand filter*

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak Air Bersih

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke bak air bersih dan di injeksi dengan Klorin Cl_2 sebagai oksidator dan desinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sebagai desinfektan, klorin untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipo klorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Selanjutnya, asam hipo klorit pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan menuju Tangki Deklorinasi.

g. Tangki Deklorinasi

Tangki Deklorinasi berfungsi untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH

air, dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air perumahan atau perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

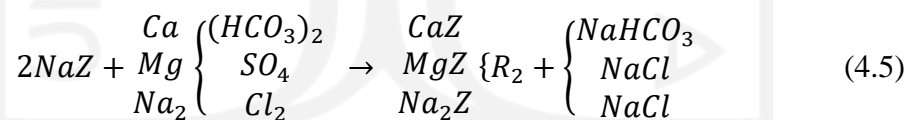
2.1 Bak air rumah tangga

Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

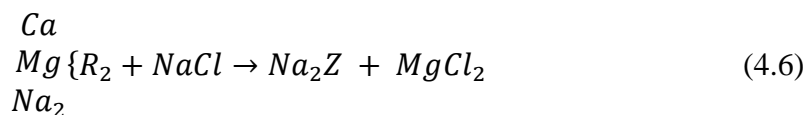
a. Tangki *Kation Exchanger*

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *cation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion + sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung ion -

Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasi kembali dengan natrium klorida (NaCl). Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :

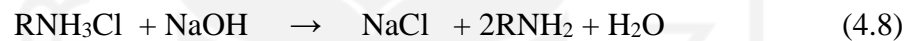


b. Tangki *Anion Exchanger*

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan terikat dengan resin. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :

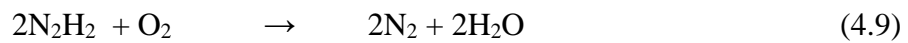


Sebelum masuk *boiler* air diproses dalam unit tangki umpan boiler dan unit pendingin.

c. Unit Tangki Umpan Boiler

Tangki Umpan Boiler adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbondioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju tangki umpan boiler. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam tangki umpan boiler di injeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen

berdasarkan reaksi:



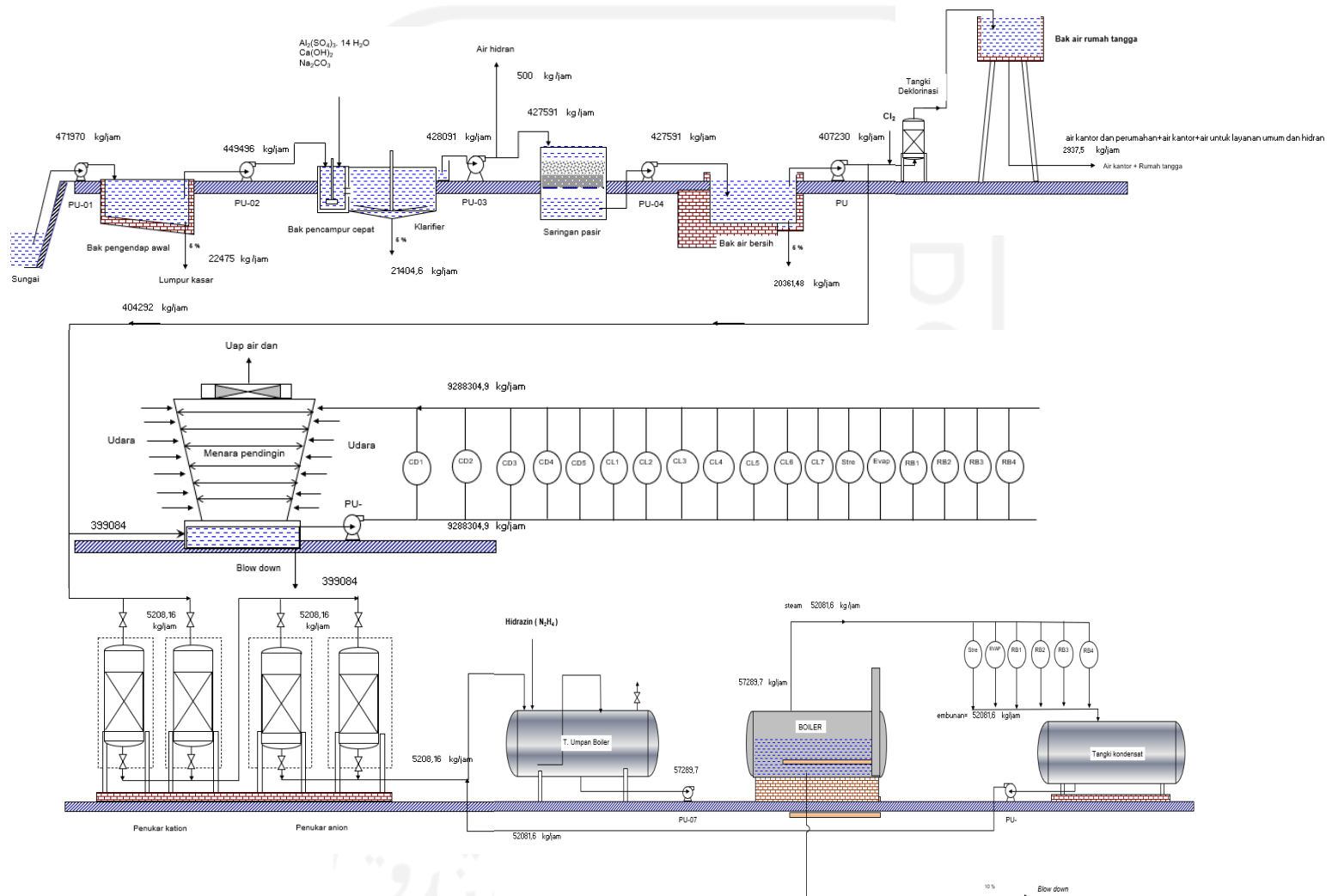
Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari tangki umpan boiler dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

2. Bak Air Pendingin

Pendingin yang digunakan 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.

3. Tangki kondensat

Berfungsi untuk menampung kondensat uap air dari alat proses dan *make up* umpan boiler.



Gambar 5. 1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air

4. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Condensor-01	1.031.214
Condensor-02	4.336.933
Condensor-03	830.006
Condensor-04	857.709
Condensor-05	36.050
Pendingin Cooler-01	706.330
Pendingin Cooler-02	753.778
Pendingin Cooler-03	529.980
Pendingin Cooler-04	213.929
Pendingin Cooler-05	2.155
Pendingin Cooler-06	7.981
Pendingin Cooler-07	241
Total	9.288.305

b. Kebutuhan air steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Sterillizer	1.174
Evaporator	34.395
Reboiler-01	3.186

Reboiler-02	11.042
Reboiler-03	2.141
Reboiler-04	143
Total	52.082

c. Kebutuhan air domestic

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Keperluan Perumahan	375
Keperluan Kantor	1.039,75
Keperluan layanan umum	1.468,75
Total	2.937,5

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air total} &= (9.288.305 + 52.082 + 2.937,5) \text{ kg/jam} \\ &= 9.343.324 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2 Unit Pembangkit Steam

Air dari tangki umpan boiler diumpankan ke boiler untuk membangkitkan steam. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan kebutuhan steam 52.082 kg/jam.

Steam yang berasal dari boiler digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk memanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam Tangki Kondensat dan di umpankan kembali ke dalam Tangki Umpan Boiler.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

1. Kebutuhan Plant (Alat Proses dan utilitas) = 351,518 kW
2. Lab, rumah tangga, perkantoran dll = 1000 kW

Total kebutuhan listrik adalah 1.351,518 kW.

Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya dengan daya 2000 kW

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 2 m³/jam.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler, diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil yang disuplai dari PT. PERTAMINA (Persero) dengan total langsung sebanyak 3.332,3069 liter/jam.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

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

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

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

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi:

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi:

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

6.2 Penaksiran Harga Alat

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

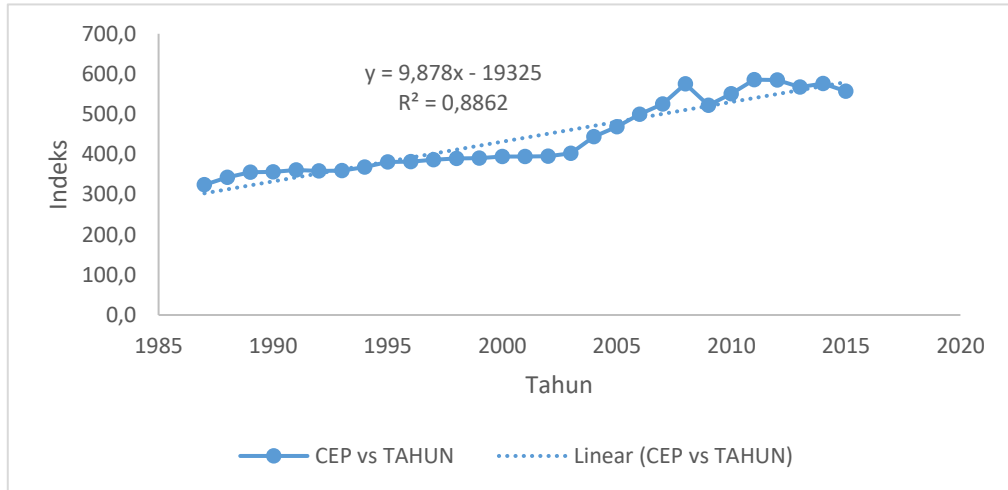
Pabrik aseton beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2026. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2026 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2015 dan ditentukan dengan persamaan regresi linier.

Berikut adalah indeks harga yang di dalam Teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (Tahun – ke)
1987	324,0	1
1988	343,0	2
1989	355,0	3
1990	356,0	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402,0	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
2008	575,4	22
2009	521,4	23
2010	550,8	24
2011	585,7	25
2012	584,6	26
2013	567,3	27
2014	576,1	28
2015	556,8	29



Gambar 6. 1 Grafik regresi linear

Persamaan yang diperoleh adalah: $y = 9,878 x - 19325$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2026 sebesar = 687,828. Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Klaus D. Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

(Aries dan Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

E_x : Harga pembelian pada tahun 2022

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

N_x : Index harga pada tahun 2014

N_y : Index harga pada tahun referensi 2022

6.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk aseton	= 5.500 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2026
Kurs mata uang tahun 2020	= 1 US\$ = Rp 14.500

6.4 Perhitungan Biaya

1. Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment

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

b. Working Capital Investment

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

2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton tabel 23, *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 atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

6.5 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

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

Keuntungan di hitung berdasarkan penjualan tahunan atau annual sales (Sa) dan total manufacturing cost. Finance akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Finance akan berkontribusi terhadap cash flow dari pabrik.

Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11% sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI before tax sebesar 44%.

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah:

- a. Jumlah tahun 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.

- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.
- d. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

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

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika

beroperasi di atas BEP.

d. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% - 60%

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

Dalam hal ini :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah:

a. 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).

b. 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.

c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan

membayar *Fixed Cost*.

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

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

5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance*

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

6.6 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Aseton ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan disajikan pada Tabel 6.2 sampai dengan Tabel 6.13

Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investement	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	\$ 107.543.574	
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	\$ 125.288.264	Rp. 31.274.000
3	<i>Instalation Cost</i>	\$ 12.173.933	Rp. 68.139.621.000
4	<i>Piping Cost</i>	\$ 397.911	Rp. 78.794.040.000
5	<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 12.937.491	Rp. 6.388.074.000
6	<i>Insulation Cost</i>	\$ 3.280.078	Rp. 10.646.757.000
7	<i>Electrical Cost</i>		Rp. 2.346.000
8	<i>Building Cost</i>		Rp. 19.295.000.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i>		Rp. 65.000.000.000
	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$ 154.297.147	Rp. 262.955.582.000

Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investement	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Engineering and construction</i>	\$ 30.859.429	Rp. 52.5891.116.000
2	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$ 154.297.147	Rp. 262.955.582.000
	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	\$ 185.156.576	Rp. 315.546.968.000

Tabel 6. 4 Fixed Capital Investement (FCI)

No	Type of Capital Investment	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	\$ 185.156.576	Rp. 315.546.968.000
2	<i>Contractor's fee</i>	\$ 18.515.658	Rp. 31.554.670.000
3	<i>Contingency</i>	\$ 27.773.486	Rp.47.332.005.000
	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	\$ 231.445.720	Rp. 394.433.373.000

Tabel 6. 5 Working Capital Investement (WCI)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>		Rp. 1.663.743.311.000
2	<i>Inproses Inventory</i>	\$ 66.804	Rp. 52.997.997.000
3	<i>Product Inventory</i>	\$ 3.674.201	Rp. 2.914.889.827.000
4	<i>Extended Credit</i>	\$ 7.348.402	Rp. 5.829.779.654.000
5	<i>Available Cash</i>	\$ 3.674.2021	Rp. 2.914.889.827.000
6	<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	\$ 14.736.608	Rp. 13.376.300.616.000
	<i>Fixed Capital Investement (FCI + Working Capital Investment (WCI)</i>	\$ 246.209.328	Rp. 13.770.733.989.000

Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>		Rp. 19.964.919.733.00
2	<i>Labor</i>		Rp. 4.800.000.000
3	<i>Supervision</i>		Rp. 720.000.000
4	<i>Maintenance</i>	\$ 16.201.200	Rp. 27.610.336.000
5	<i>Plant Supplies</i>	\$ 2.430.180	Rp. 4.141.550.000
6	<i>Royalty and Patents</i>		Rp. 402.161.968.000
7	<i>Utilities</i>		Rp. 34.530.488.000
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	\$ 18.631.380	Rp. 20.438.884.075.000

Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC).

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Payroll Overhead		Rp. 960.000.000
2	Laboratory		Rp. 960.000.000
3	Plant Overhead		Rp. 4.800.000.000
4	Packaging		Rp. 14.477.830.865.000
5	Shipping		Rp. 7.877.326.000
<i>Indirect</i>			
	<i>Manufacturing Cost</i>		Rp. 14.492.428.191.000
	(IMC)		

Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depreciation	\$ 23.144.572	Rp. 39.443.337.000
2	Property taxes		Rp. 3.977.986.000
3	Insurance	\$ 2.314.457	Rp. 3.944.334.000
<i>Indirect</i>			
4	<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 25.459.029	Rp. 47.365.657.000
	(IMC)		
<i>Total Manufacturing</i>			
	<i>Cost (MC) DMC +</i>	\$ 44.090.409	Rp. 34.978.677.923.000
	<i>IMC + FMC</i>		

Tabel 6. 9 General Expense (GE)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>		Rp. 1.206.485.905.000
2	<i>Sales expense</i>		Rp. 402.161.968.000
3	<i>Research</i>		Rp. 201.080.984.000
4	<i>Finance</i>	\$ 20.879.000	Rp. 1.167.758.242.000
	<i>General Expense (GE)</i>	\$ 20.879.000	Rp. 2.977.487.099.000
	<i>Manufacturing Cost (MC) + General Expense (GE)</i>	\$ 64.969.409	Rp. 37.956.165.022.000

Tabel 6. 10 Analisa Kelayakan

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Total Penjualan		Rp. 40.216.196.848.000
2	Total Production Cost		Rp. 37.957.109.677.000
	Total Keuntungan		Rp. 2.259.087.171.000
	Keuntungan setelah dikurangi dengan Pajak 20%		Rp. 1.807.269.737.000

6.7 Hasil Analisa Kelayakan

Penjualan :

1. Aseton

Produksi = 5.500,000 Kg/Tahun

Harga jual = 30.000/Kg

(www.tokopedia.com)

Total penjualan = Rp. 172.289.135.000/Tahun

Pajak = 20%

Biaya pajak = Rp. 451.818.295.000

Keuntungan setelah pajak = Rp. 1.807.273.180.000

Pajak ditentukan sebesar 20% dari peraturan pemerintah tentang pajak pendapatan.

<http://perpajakan.ddtc.co.id/peraturan-pajak>

2. Raoult Butanol

Produksi = 59,482,929 Kg/jam

Harga jual = 85.000/Kg

Total penjualan = Rp. 40.043.907.713.000/Tahun

(www.tokopedia.com)

A. *Return on Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 56,79%

ROI setelah pajak = 45,43%

B. *Pay Out Time (POT)*

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

POT sebelum pajak = 1,7 Tahun

POT setelah pajak = 2,2 Tahun

C. *Break Event Point (BEP)*

Tabel 6. 11 Annual Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	\$ 23.144.572	Rp. 39.443.337.000
2	<i>Property taxes</i>		Rp. 451.817.434.000
3	<i>Insurance</i>	\$ 2.314.457	Rp. 3.944.334.000
	<i>Fixed Cost (Fa)</i>	\$ 25.459.029	Rp.495.205.105.000

Tabel 6. 12 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan		Rp. 4.800.000.000
2	Payroll Overhead		Rp. 4.800.000.000
3	Plant Overhead		Rp. 960.000.000
4	Supervision		Rp. 720.000.000
5	Laboratorium		Rp. 960.000.000
6	General Expenses	\$ 20.879.000	Rp. 2.977.487.099.000
7	Maintenance	\$ 16.201.200	Rp. 27.610.336.000
8	Plant Supplies	\$ 2.430.180	Rp. 4.141.550.000
Regulated Cost (Ra)		\$ 39.510.380	Rp. 3.021.478.985.000

Tabel 6. 13 Variabel Cost (Va)

No	Type of Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material		Rp. 19.964.919.733.000
2	Packaging		Rp. 14.477.830.865.000
3	Utilities		Rp. 34.530.488.000
4	Distribution		Rp. 7.877.326.000
5	Royalty & Paten		Rp. 402.161.968.000
Variabel Cost (Va)			Rp. 34.887.320.380.000

Dari tabel diatas dapat disimpulkan :

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

$$BEP = 43,635 \%$$

D. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 28,213 \%$$

E. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik = 10 tahun

FCI = Rp. 394.433.373.000

Working Capital = Rp. 13.376.300.616.000

Salvage Value (SV) = Rp. 84.295.000.000

Cash Flow (CF) = Annual Profit + Depresiasi + Finance
= Rp. 3.694.066.251..000

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

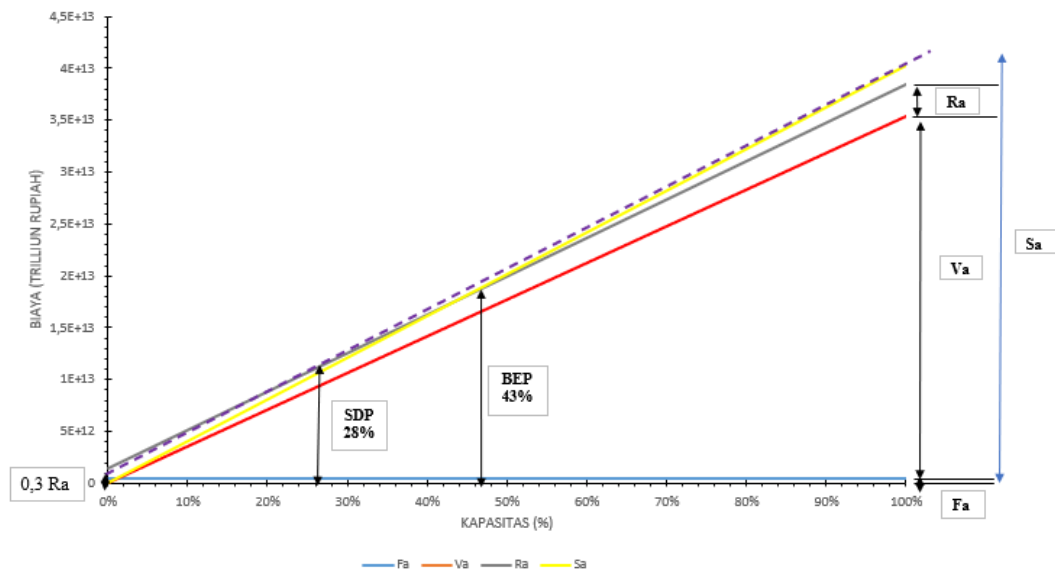
R = S

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 37\%$

Tabel 6. 14 Analisa Kelayakan

Parameter	Terhitung	Pernyataan	Kriteria
ROI sebelum pajak	56,79%	1. Pabrik High Risk Minimal 44% 2. Parik Low Risk Minimal 11%	Memenuhi (Karena pabrik yang didirikan termasuk High Risk, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan)
POT sebelum pajak	1,7 tahun	1. Pabrik High Risk Minimal 2 tahun 2. Parik Low Risk Maksimal 5 tahun	Memenuhi (Karena pabrik yang didirikan termasuk High Risk, ditinjau juga dari kondisi operasi yang digunakan)
BEP	43,635%	40 – 60 %	Memenuhi
SDP	28,213%	20 – 30 %	Memenuhi
DCFR	37 %	<i>Interest</i> = 1,5 x bunga simpanan bank (8,48 %)	Memenuhi

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian Pabrik Aseton dari Molasses dapat di pahami melalui grafik Break Event Point berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi

6.8 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan sebuah pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter – parameter untuk menentukan pabrik aseton yang akan berdiri termasuk pabrik beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dilihat :

1. Kondisi Operasi

- Suhu : Suhu tertinggi terdapat pada MD-02 dan MD-03 yang beroperasi pada suhu 202 °C
- Tekanan : Tekanan tertinggi terdapat pada MD-02 yaitu sebesar 10 atm.

3. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

- Bahan Baku

Molasses atau tetes tebu merupakan produk samping dari industri pengolahan gula yang berbentuk cairan kental berwarna coklat, yang masih mengandung gula dan asam-asam organik. Kandungan sukrosa cukup tinggi, berkisar 48-55% sehingga dapat digunakan sebagai bahan baku yang baik untuk pembuatan aseton.

- Produk

Produk yang dihasilkan oleh pabrik merupakan aseton yaitu senyawa kimia yang mudah menguap, tidak berwarna, dan mudah terbakar bila terkena api.

- Sumber Bahan Baku

Bahan baku dari pabrik aseton adalah molasses yang diperoleh dari PT. Perkebunan Nusantara XI yang terletak di Jalan Merak No.1, Surabaya, Jawa Timur.

- Limbah Pabrik

Limbah pabrik hasil aseton merupakan hasil bawah evaporator yang berupa air yang akan dialirkan ke unit pengolahan limbah dan glukosa yang akan dijual.

- Hasil Perhitungan Ekonomi

Berdasarkan tabel 6.14 analisa kelayakan ekonomi pabrik aseton memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi.

Dari hasil analisis ekonomi pabrik diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik aseton yang akan berdiri termasuk kedalam pabrik yang memiliki resiko tinggi (*high risk*).

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Pabrik Aseton dari Molasses dengan fermentasi kapasitas 5.5500 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku berupa Molasses dengan jumlah sebesar 145.745,850 kg/jam dan air yang didapat dari *water process* dengan jumlah sebesar 471.970,41 kg/jam

Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik, dan steam. Di dapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 9.343.324 kg/jam dimana masing-masing terdiri dari kebutuhan air untuk proses sebesar 9.340.386 kg/jam, air pendingin sebesar 9.288.305 kg/jam, air untuk steam sebanyak 52.082 kg/jam, dan kebutuhan air untuk domestic sebanyak 2.937,5 kg/jam. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan keperluan lainnya sebesar 1.351,518 kW. Dan kebutuhan untuk bahan bakar solar sebesar 3.332,3069 liter/jam.

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas prarancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi maka pabrik aseton dari molasses dengan fermentasi kapasitas 5.500 ton/tahun ini digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi dan layak untuk didirikan. Dengan hasil sebagai berikut :

1. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 2.259.087.171.000 dan keuntungan sesudah pajak Rp 1.807.269.737.000

2. *Return On Investment* (ROI)

Presentase ROI sebelum pajak 56,79% dan ROI sesudah pajak 45,43%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi minimum 44%.

3. *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak selama 1,73 tahun dan POT sesudah pajak selama 2,15 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

4. *Break Event Point* (BEP) pada 43,63% dan *Shut Down Point* (SDP) pada 28,21%

5. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 37%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi di atas, maka pabrik aseton dari molasses dengan fermentasi kapasitas 5.500 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga dapat memperoleh keuntungan yang lebih optimal.
2. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.s., and Newton, R.D., (1955). *Chemical_Engineering_Cost_Estimation*.
Mc Graw Hill Book co., New York
- Brownell, L.E and Young, E.H, (1983). *Process Equipment Design* , John Wiley and
Sons. Inc, New York
- Darkwah, K., Nokes, S. E., Seay, J. R., & Knutson, B. L. (2018). Mechanistic
simulation of batch acetone–butanol–ethanol (ABE) fermentation with in situ
gas stripping using Aspen Plus™. *Bioprocess and Biosystems Engineering*,
41(9), 1283–1294.
- Kemenperin. (2016). *Statistik Industri. Diambil dari Kementerian Perindustrian
Republik Indonesia: <http://www.kemenperin.go.id/>* (Diakses pada 15 Januari 2022)
- Kern, D.Q, (1985). *Process Heat Transfer*, Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York
- Kirk Othmer. (1998). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology; Volume
01 (of 27) A to Alkaloids (4th Ed.)*
- Klaus D. Timmerhaus, & Max S. Peters. (1991). “*Diseño de plantas y economía
para ingenieros químicos, 4ta edición.*”
- Mayank, R., Ranjan, A., & Moholkar, V. S. (2013). Mathematical models of ABE
fermentation: Review and analysis. *Critical Reviews in Biotechnology*, 33(4),
419–
- Turton, R. (1998.) *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. 2nd ed.
New Jersey: Upper Saddle River.

Tyler, C., Winter, C. H., & Boylan, D. R. (1960). Chemical Engineering Economics. In *Engineering Economist* (Vol. 5, Issue 4). Tyler, C., Winter, C. H., & Boylan, D. R. (1960). Chemical Engineering Economics. In *Engineering Economist* (Vol. 5, Issue 4).

Ullman, Stephen. (2007). *Pengantar Semantik*. Yogyakarta: Pustaka Pelajar

Weissermel K. (1997). *Industrial Organic Chemistry*. New York: VCH Publisher

Wijanarko, A., Witono, J. A., & Wiguna, M. S. (2006). Tinjauan Komprehensif Perancangan Awal Pabrik Furfural Berbasis Ampas Tebu di Indonesia. *Indonesian Oil and Gas Community*.

Yaws, C. L. (1999). *Livro - [Handbook] - Chemical Properties Handbook - C.L. Yaws, 1996 .pdf* (pp. 1–772).

MSDS. (2005). *Glucose*. Diakses pada tanggal 20 Februari 2022

LAMPIRAN A

Perhitungan Reaktor

Jenis : Reaktor *Batch*

Fungsi : Mereaksikan Molasses menjadi Aseton dengan media *Clostridium acetobutylicum*

Kondisi Operasi : Suhu = 38°C

Tekanan = 1,01 atm

Konversi = 99%

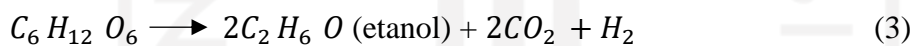
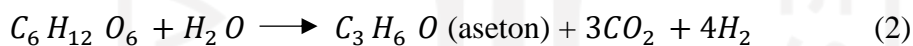
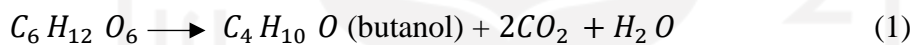
Reaksi Eksotermis, Non-Isothermal Non-Adiabatis

- Tujuan perancangan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung neraca massa
 3. Menghitung neraca panas
 4. Menghitung neraca panas pada media pendingin
 5. Perancangan reaktor

Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Massa <i>Input</i> (kg/jam)	Massa <i>Output</i> (kg/jam)
	Arus	Arus
H ₂	0	115,972
CO ₂	0	60177,555
Aseton	0	833,333
Etanol	0	137,997
H ₂ O	119246,605	133283,313
Butanol	0	58783,872
Glukosa	145745,850	0
Biomass	1457,458	13117,126
Total	266449,914	266449,170

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *batch* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Reaksi yang berlangsung pada fase cair
- Memerlukan waktu yang cukup lama, dan menggunakan mikroba
- Pengadukan yang sempurna, sehingga konsentrasi disetiap titik dalam reaktor sama pada waktu yang sama
- Proses di reaktor *batch* bisa dihentikan kapan saja jika terjadi kesalahan saat mengisi reaktan (fleksibel)
- Harga instrumentasi lebih rendah, dan mudah dibersihkan

2. Menghitung neraca massa

a. Volume cairan reaktor

Komponen	Kg/jam	Tc	ρ_l [kg /m ³]	m/ ρ
H ₂	115,972	33,18	-	-
CO ₂	60177,555	304,19	-	-
Aseton	833,333	508,2	770,276	1,0818
Etanol	137,997	516,25	775,05	0,1780
H ₂ O	133283,313	647,15	1015,4944	131,2496
Butanol	58783,872	562,93	795,376	73,9069
Biomasa	13117,126	1034,02	1560	8,4084
Total	266449,170		4916,1964	214,8249

Volume reaktor = laju alir volume x waktu pengisian

$$= 214,8249 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 214,8249 \text{ m}^3$$

Volume gas = 50% x 214,8249 m³

$$= 107,412 \text{ m}^3$$

Volume total = 214,8249 m³ + 107,412 m³

$$= 322,237 \text{ m}^3$$

b. Ukuran reaktor

Dirancang angka keamanan 20% maka volume reaktor = 386,68 m³

$$= 102162,3 \text{ gallon}$$

$$= 102162,3 / 5$$

$$= 20432,46 \text{ gallon}$$

Reaktor standar diperoleh dari Howard F. Rase Chemical Reactor Design For Process Plants dari John willy, 1977

Jumlah reaktor per batch = 5

Reaktor standar dipilih 20.000 gallon, dengan kapasitas terpasang = 21.246 gallon

Diameter luar reaktor = 3,6576 m

Tinggi reaktor, Ht = 6,4008 m

Luas selimut reaktor = 936 sq ft²

Table 8.8 Typical Manufacturer's Standard Stirred Reactors* (All-Welded Construction)

Rated Capacity (gal)	Actual Capacity (gal full)			Outside Diameter of Innershell (in.)			Straight Side (in.)			Heat-Transfer Area (sq ft)			
	P-g	P-s ^b	B-s ^b	P-g	P-s ^b	B-s ^b	P-g	P-s ^b	B-s ^b	P-g	P-s ^b	B-s ^b	B-sp ^b
300	357	414		48	48		33	40		41		51.3	
500	580	653	559	48	54	54	58	51	51	80	60	70	75
750	860	898	807	60	60	60	52	59	60	96	85	93	97
1000	1142	1155	1075	60	66	66	72	80	66	122	105	112	118
1200			1253			66				78		126	135
1250		1483			72			68			115		
1500	1799 [✓]	1779 [✓]	1554	78	78	72	65	69	81	158	135 [✓]	148	155
2000	2220	2276	2083	78	78	78	84	93	93	191	180	194	191
2200 ^d	2469			78			96			211			
2500			2756			84			105			209	230
3000	3012	3522	3272	96	96	90	77	90	108	236	205	230	256
3500			3827			95			111			254	283
3700 ^d	4201 [~]			96			102			290			
4000	4416	4525	4354	96	96	102	109	122	111	300	270	272	304
5000 ^d	5714			108			108			350			
5000	5601	5629	5388	102	108	108	125	118	123	362	312	320	353
5000 ^c						108			108				375
✓6000	6713	6790	6601	108	114	120	134	128	120	409	360	354	395
7500 ^c		8397				120	126	145	126		424		445
8000	8979	8887	8765	120	120	132	144	155	132	492	451	453	466
10,000	11,303	11,282	10,775	132	138	144	148	144	135	565	498	485	540
10,000 ^c						138			138				549
15,000 ^c		16,692	16,274	144	150	144	188	180	192	755	670		729
20,000 ^c			21,246		150	144		245	252		884		936
30,000 ^c						184			271				1388

Source: Information supplied courtesy of the Brighton Corporation, Cincinnati, Ohio 45241 and The Pfaudler Company, Division of Sybron Corp., Rochester, N.Y. 14603.

P-g is Pfaudler glassed-steel reactors.

P-s is Pfaudler stainless-steel reactors with conventional or dimpled jacket.

B-s is Brighton stainless-steel reactors with dimpled jacket.

B-sp is Brighton stainless-steel with pipe jacket or conventional jacket.

* These represent typical standard designs. Many others are available, and manufacturers should be consulted when selections are to be made. Nominal design pressures (psi) are: Internal pressure, standard: 50-75 @ 320°F and polymerizers are 150-200 @ 200°F; Conventional jacket, glass-steel units: 90-100 @ 350°F stainless-steel unit 50-75 @ 350°F; very large units: 75 @ 200°F; Dimpled jacket (stainless-steel units) 180-280 @ 400-450°F; Pipe jacket, (stainless-steel units) 750 @ 800°F.

^b Stainless-steel reactors can be furnished with electro-polished surface for polymerization service.

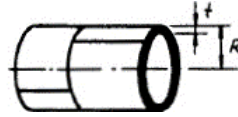
^c Special polymerization reactors with bottom-entering agitators for Brighton reactors.

^d Special designs for polymerization reactors.

c. Tebal dan Dinding reaktor

Dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P_{gauge} \times R_o}{f_{all} \varepsilon + 0,4 P_{gauge}} + C''$$



P_{gauge} = Tekanan desain atau max, tekanan kerja yang diizinkan (psi)

f_{all} = Nilai tegangan material (psi) allowable stress

ε = Effisiensi Bersama

R_o = Radius luar (in)

D = Diamter luar (in)

t_s = Ketebalan dinding (in)

$$t_s = \frac{P_{gauge} \times R_o}{f_{all} \varepsilon + 0,4 P_{gauge}} + C''$$

$$t_s = \frac{151,9875 \text{ kPa} \times 1,8288 \text{ m}}{115142,0455 \text{ kPa} \times 0,85 + 0,4 \times 151,9875 \text{ kPa}} + 0,005$$

$$t_s = 0,007838256 \text{ m}$$

$$t_s = 0,3125 \text{ in}$$

Menentukan Head

Pemilihan jenis head berdasarkan tekanan operasi, untuk tekanan operasi <15 bar head yang digunakan berjenis torispherical dishead

Diameter luar, $D_o = 3,6576 \text{ m}$

Tebal standar = $5/16 \text{ in} = 0,007838256 \text{ m}$

Karena $5/16$ tidak dibuat, maka tebal standard yang dipakai = $7/16 \text{ in} =$

$0,111125 \text{ m}$

Jari – jari kelengkungan, $r = 3,302 \text{ m}$

Jari – jari kelengkungan internal, $icr = 0,2032 \text{ m}$

Straight flange

Berkisar antara 1,5-3,5 in

Dipilih $sf = 3,5 \text{ in} = 0,0889 \text{ m}$



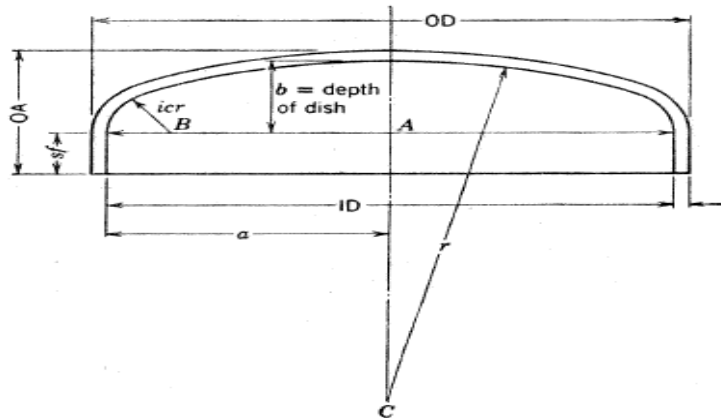


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\
 BC &= r - (icr) \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 OA &= t + b + sf
 \end{aligned}$$

Keterangan :

OA : Tinggi head (m)

icr : jari-jari kelengkungan pojok (m)

b : kedalaman (m)

sf : straight flange (m)

$$ID = Do - 2t$$

$$ID = 3,6576 \text{ m} - 2(0,111125 \text{ m}) = 3,635 \text{ m} = 143,125 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr$$

$$AB = 3,635 \text{ m}/2 - 0,2032 \text{ m} = 1,614488 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 3,302 \text{ m} - 0,2032 \text{ m} = 3,0988 \text{ m}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$b = 0,657006323 \text{ m}$$

$$OA = t + b + sf$$

$$OA = 0,111125 \text{ m} + 0,657006323 \text{ m} + 0,0889 \text{ m} = 0,757019 \text{ m}$$

Tinggi reaktor

$$H_{\text{total}} = H_t + 2 \times \text{tinggi head}$$

$$H_{\text{total}} = 6,4008 \text{ m} + 2 \times 0,757019 \text{ m} = 7,91483764 \text{ m}$$

Volume head

$$V = 0,000049d_i^3$$

Keterangan : d_i = diameter dalam vessel (in)

V = volume head piringan torispherical ke lens lurus (ft^3)

$$V = 0,000049(143,125)^3$$

$$V = 143,6622 \text{ in}^3$$

1d. Bahan konstruksi

Dipilih Stainless steel, 316 SS

2d. Allowable stress

$$F_{all} = 16700 \text{ Psi}$$

3d. Faktor korosi

Faktor korosi berkisar antara 0,13 mm sampai 0,5 mm/tahun

Dirancang : faktor korosi = 0,5 mm/tahun

Umum reaktor : 10 tahun

$$C'' = 0,5 \frac{\text{mm}}{\text{tahun}} \times 10 \text{ tahun} \times 0,001 \frac{\text{m}}{\text{mm}}$$

$$C'' = 0,005 \text{ m}$$

4d. Efisiensi sambungan

$e = 0,85$ (diperoleh dari Meggeyessy, halaman 206)

5d. Tekanan perancangan

$P_{design} = 1,5 \times \text{tekanan operasi}$

$P_{design} = 1,5 \times 1 \text{ atm} \times [101,325 \text{ kPa/bar}]$

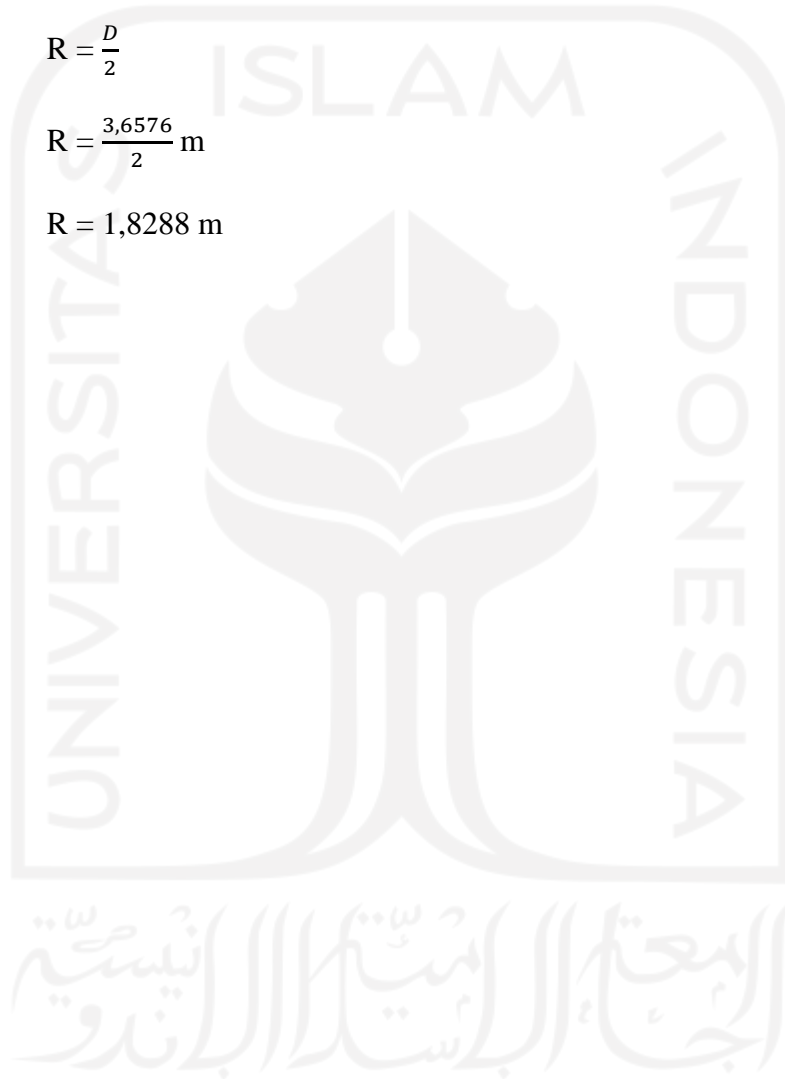
$P_{design} = 151,9875 \text{ kPa}$

6d. Jari – jari luar

$$R = \frac{D}{2}$$

$$R = \frac{3,6576}{2} \text{ m}$$

$$R = 1,8288 \text{ m}$$



d. Pengaduk

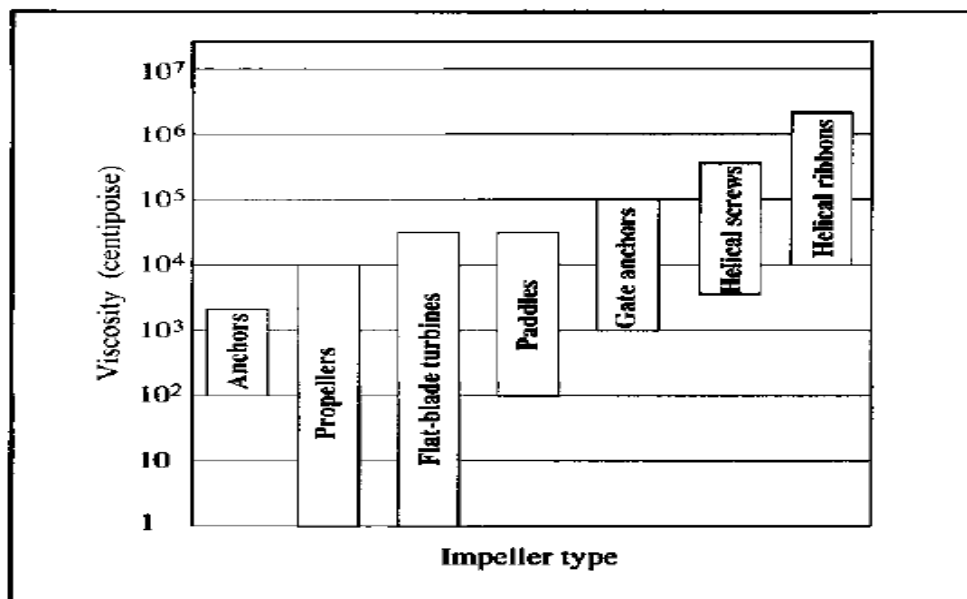
1e. Jenis pengaduk

Dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk

Pada suhu, $T = 311,15 \text{ K}$

Komponen	Kg/jam	Fraksi Massa	μ [cP]	xmassa x μ
H2	28,993	0,000	0,000	0,000
CO2	17959,389	0,236	0,045	0,011
Acetone	208,333	0,003	0,275	0,001
Ethanol	34,499	0,001	0,838	0,000
H2O	33320,828	0,523	0,690	0,361
Butanol	14695,968	0,231	2,334	0,539
Glucose	0,179	0,000	4300	0,012
Biomass	364,365	0,006	0	0
TOTAL	63697,555	1,000	1,000	0,924

$\mu = 0,924 \text{ cP}$ maka, jenis pengaduk yang dipilih yaitu Flat Turbin



2e. Ukuran pengaduk

Keterangan :

B : lebar baffle (m)

Di : diameter pengaduk (m)

Dt : diameter reaktor (m)

Ht : tinggi lurus reaktor (m)

W : lebar sudu (m)

z : elevasi pengaduk

r : panjang blade impeler

s : panjang blade dari pusat bantalan

$$Di = 1/3 Dt$$

$$Di = 1/3 \times 3,6576 \text{ m} = 1,2192 \text{ m}$$

$$B = 1/12 Dt$$

$$B = 1/12 \times 3,6576 \text{ m} = 0,3048 \text{ m}$$

$$z = 1/3 Ht$$

$$z = 1/3 \times 6,4008 \text{ m} = 2,1336 \text{ m}$$

$$W = 1/5 Di$$

$$W = 1/5 \times 1,2192 \text{ m} = 0,2438 \text{ m}$$

$$r = 1/4 D_i$$

$$r = 1/4 \times 1,2192 \text{ m} = 0,3048 \text{ m}$$

$$s = 1/8 D_i$$

$$s = 1/8 \times 1,2192 \text{ m} = 0,1524 \text{ m}$$

Kecepatan putar pengaduk berkisar antara 500 ft/menit sampai 700 ft/menit

$$\text{Dipilih, } v = 500 \text{ ft/menit} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 152,4 \text{ m/menit}$$

$$\text{rpm} = 152,4 \frac{\text{m}}{\text{menit}} \times \frac{1}{\pi \times D_i \text{ m/rotasi}}$$

$$\text{rpm} = 152,4 \frac{\text{m}}{\text{menit}} \times \frac{1}{\pi \times 0,36576} = 13,26291 \text{ rotasi/menit}$$

Bilangan Reynold

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

Viskositas fluida yang diaduk

$$\mu l = 0,890 \text{ cP} \times \frac{0,001 \text{ kg}}{\text{m.s.cP}} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$\text{Rapat massa, } \rho l = \frac{\text{Kecepatan massa}}{\text{Kecepatan volume}} = \frac{63697,555 \text{ kg/jam}}{221 \text{ m}^3/\text{jam}} = 288,45 \text{ kg/m}^3$$

$$N = 13,26291192/\text{menit} \times \frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} = 0,22 \text{ s}^{-1}$$

$$Re = \frac{288,45 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,22 \text{ s}^{-1} \times (3,6576 \text{ m})^2}{0,0009 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} = 923420,2$$

Daya Penggerak

$$Po = Np \rho l N^3 Di^5$$

Re > 100.000, dari fig diatas diperoleh Np = 4

Daya penggerak pengaduk

$$P = 4 \times (288,45 \text{ kg/m}^3) \times (0,22 \text{ s}^{-1})^3 \times (3,6576\text{m})^5$$

$$P = 8157,827 \frac{\text{kg.m.m}}{\text{s}^2.s}$$

$$P = 8157,827 \frac{\text{Nm}}{\text{s}} = 8157,827 \frac{\text{J}}{\text{s}} = 8157,827 \text{ watt}$$

Effisiensi motor

Dari table diperoleh effisiensi = 85%

$$\text{Daya} = \frac{8157,827}{85\%} = 9597,444 \text{ watt}$$

$$\text{Daya} = 9597,444 \text{ watt} \times \left(\frac{1,34 \times 10^{-3} \text{ watt}}{\text{hp}} \right) = 12,87 \text{ hp}$$

Motor standar : motor induksi dengan gaya = 15 hp

3. Menghitung neraca panas

3a. Neraca Panas pada reaktor

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas yang timbul

karena reaksi – panas yang harus diserap = akumulasi

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

Kecepatan panas masuk

Suhu, $T_1 = 311,15 \text{ K}$

Suhu referensi, $T_{\text{reff}} = 298,15 \text{ K}$

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	int cp dt kJ/mol	m x int cp dt (kJ/jam)
H2	0	0	1175710,295	0
CO2	0	0	-3051,186905	0
Acetone	0	0	-1673,308782	0
Ethanol	0	0	-1406,555804	0
H2O	29811,6512	1654,364662	-980,4882826	-1622085,166
Butanol	0	0	-2094,295282	0
Glucose	36436,46258	202,2899321	-1495	-302423,4486
Biomass	364,3646258	2,022899321	-1495	-3024,234485
Total	6612,47841	1856,654594		-1927532,849

$$Q_{\text{reaktan}} = -1927532,849 \text{ kJ/jam}$$

Panas reaksi pada suhu = 311,15 K

Entalphy reaksi pada keadaan standard, diperoleh dari Perry, R.H.,

Chemical Engineer Handbook, ed VII

$$\Delta H_{r1} = 692855,6 \text{ kJ/kmol (butanol)}$$

$$q_{r1} = 0,032556$$

$$\Delta H_{r2} = 673078,6 \text{ kJ/kmol (aseton)}$$

$$q_{r2} = 0,000587771$$

$$\Delta H_{r3} = 535,002 \text{ kJ/kmol (etanol)}$$

$$q_{r3} = 6,30941E-05$$

$$Q_r = q_{r1} + q_{r2} + q_{r3}$$

$$Q_r = 0,033207421 \text{ kJ}$$

4. Menghitung neraca panas pada media pendingin

Panas yang dibawa oleh produk keluar

$$\text{Suhu, } T_2 = 311,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi, } T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

$$\text{Kecepatan linear} = 586075,725 \text{ cm/jam} = 586,075725 \text{ km/jam}$$

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	int cp dt kJ/mol	m x int cp dt (kJ/jam)
H2	28,99299603	14,35296833	1175710,295	16874932,63
CO2	15044,38883	197,9524845	-3051,186905	-603990,0286
Acetone	208,3333333	3,588242048	-1673,308782	-6004,23693
Ethanol	34,49934718	0,74900884	-1406,555804	-1053,522731
H2O	33320,82834	1849,102572	-980,4882826	-1813023,405
Butanol	14695,96791	198,3261526	-2094,295282	-415353,5257
Glucose	0,179340037	0,00099567	-1495	-1,488526292
Biomass	364,3646258	2,022899321	-1495	-3024,234485
Total	63697,55471	2264,072424		14032482,18

$$Q_{\text{produk}} = 14032482,18 \text{ kJ}$$

Panas yang diserap oleh pendingin

$$Q_{pp} = Q_{\text{reaktan}} + Q_r - Q_{\text{produk}}$$

$$Q_{pp} = -1927532,849 \text{ kJ} + 0,0332 \text{ kJ} - 14032482,18 \text{ kJ}$$

$$Q_{pp} = -2366047,884 \text{ kJ}$$

Media pendingin : air

Suhu air masuk, $t_1 = 10 \text{ K}$

Suhu air keluar, $t_2 = 20 \text{ K}$

Suhu rerata, $t_{av} = 15 \text{ K}$

Sifat fisis air pada suhu rerata

Kapasitas panas, $c_p \text{ air} = 4,184 \text{ kJ/kg.K}$

Viskositas, $\mu \text{ air} = 0,7 \text{ cP}$

Rapat massa, $\rho_{\text{air}} = 991,056 \text{ kg/m}^3$

Massa air pendingin yang diperlukan, dapat dihitung dengan persamaan

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{c_{p\text{air}} (t_2 - t_1)}$$

$c_{p\text{air}}$ = kapasitas panas air (kJ/kg.K)

m_{air} = kecepatan massa air (kg/jam)

Q_t = beban panas total (kJ/jam)

t_1 = suhu air pendingin masuk (K)

t_2 = suhu air pendingin keluar (K)

$$m_{\text{air}} = \frac{2366048 \text{ kJ/jam}}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} (20 \text{ K} - 10 \text{ K})} = 5654990 \text{ kg/jam}$$

Beda suhu rerata, dapat dihitung dengan persamaan

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Fluida panas

Fluida dingin

311,15	Suhu Atas	20	291,15	Δt_1
311,15	Suhu Bawah	10	301,15	Δt_2

$$LMTD = \frac{301,15 K - 291,15 K}{\ln\left(\frac{301,15 K}{291,15 K}\right)} = 296,121859 K$$

Koefisien perpindahan kalor, diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, halaman 798

Table 12.1. Typical Overall Coefficients—Cont'd

Immersed Coils		
Coil	Pool	
<i>Natural circulation</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	500–1000
Steam	Light oils	200–300
Steam	Heavy oils	70–150
<i>Agitated</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	800–1500
Steam	Light oils	300–500
Steam	Heavy oils	200–400
Water	Aqueous solutions	400–700
Water	Light oils	200–300
Jacketed Vessels		
Jacket	Vessel	
Steam	Dilute aqueous solutions	500–700
Steam	Light organics	250–500
Water	Dilute aqueous solutions	200–500
Water	Light organics	200–300

Nilai Ud berkisar antara 400-700 J/m.s

$$\text{Dicoba, } Ud = 700 \frac{J}{m^2 \cdot s \cdot K} \times \frac{0,001 kJ}{J} = 0,7 \text{ kJ/m}^2 \cdot s \cdot K$$

Luas perpindahan kalor yang diperlukan

$$A = \frac{Q_{pp}}{U_d LMTD}$$

$$A = \frac{2366047,884 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}}}{0,7 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}} \times 296,1219 \text{ K}} = 3,170680792 \text{ m}^2$$

Luas selimut :

$$A \text{ tersedia} = \pi \times Dt \times Hl$$

$$A \text{ tersedia} = \pi \times (3,6576) \times 3,429 \text{ m} = 31,52125 \text{ m}^2$$

Luas selimut tangi yang bersedia > luas perpindahan kalor yang diperlukan, maka system pendingin yang digunakan yaitu sistem jaket

Perancangan Nozzle

a. Nozzle untuk umpan glukosa (C₆H₁₂O₆)

Diameter pipa optimum, dapat dihitung dengan persamaan

$$D_{opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho_f^{0.13}$$

Dengan hubungan :

D_{opt} = diameter pipa optimum (in)

q_f = kecepatan volume fluida (ft³/s)

ρ_f = rapat massa

Pada suhu = 311,15 K

Komposisi dan rapat massa umpan glukosa (C6H12O6)

Komponen	Kg/jam	ρ [kg / m ³]	m ³ /jam
H ₂	0	-	-
CO ₂	0	-	-
Acetone	0	770,2763668	0
Ethanol	0	775,05037	0
H ₂ O	29811,6512	1015,49447	29,3567834
Butanol	0	795,3766832	0
Glucose	36436,46258	1560	23,35670678
Biomass	364,3646258	1560	0,2335567068
Total	66612,47841		52,94705725

$$\rho_l = \frac{66612,47841 \text{ kg/jam}}{52,94705725 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1258,1 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_f = 1258,1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}}\right)^3 = 78,539 \text{ lb/ft}^3$$

$$q_f = 52,94705725 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}} \times \left(\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}}\right)^3 = 0,519391022 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Diopt = 3,9 q_f^{0,45} \rho_f^{0,13}$$

$$Diopt = 3,9 \times (0,519391022)^{0,45} \times (78,539)^{0,13} = 5,121512456 \text{ in} = 13,008642 \text{ cm}$$

Pipa standar, dipilih dari Peters, M.S., K.D. Timmerhaus, Plant Chemical Engineers, Mc Graw Hill (1991), edisi 4, halaman 888

Dipilih 10 in Sch 40

$$\text{Diameter luar, OD} = 4,5 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam, Id} = 4,026 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{in}} = 0,1022604 \text{ m}$$

Volume total = volume cairan + volume head

$$= 221 + 143,6622$$

$$= 364 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume design} = 1,2 \times 364 \text{ m}^3 = 437,39 \text{ m}^3$$

Jumlah reaktor

Komponen	Kg/jam	ρ (kg/m ³)	m ³ / ρ
H ₂	28,99299603	-	-
CO ₂	17959,30583	-	-
Acetone	208,3333333	770,27637	0,270465696
Ethanol	34,49934718	775,05037	0,044512394
H ₂ O	33320,82834	1015,49447	32,81241732
Butanol	14695,96791	795,37668	18,47673966
Glucose	0,179340037	1560	0,000114962
Biomass	364,3646258	1560	0,233567068
TOTAL	63697,55471		51,8378171

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum m}{\sum \omega} = \frac{63697,55471 \text{ kg/jam}}{51,8378171 \text{ m}^3/\text{jam}} = 1228,7852 \text{ kg/m}^3$$

$$\varphi = 51,8378 \text{ m}^3/\text{ft}$$

$$\rho_f = 1228,7852 \times \frac{\text{lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \left(\frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}}\right)^3 = 76,7093 \text{ lb/ft}^3$$

$$q_f = 51,8378171 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times \frac{\text{jam}}{3600 \text{ s}} \times \left(\frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}}\right)^3 = 0,51253 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,9 q_f^{0,45} \rho_f^{0,13}$$

Dengan hubungan :

D_{opt} = diameter pipa optimum (in)

q_f = kecepatan volume fluida (ft³/s)

ρ_f = rapat massa fluida (lb/ ft³)

$$\text{Diopt} = 3,9 \times (51,83782)^{0,45} \times (76,709)^{0,13} = 40,5215 \text{ in} = 102,92 \text{ cm}$$

Pipa standar :

Dipilih dari Brownel and Young hal. 390

$$\text{OD} = 42 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 41,25 \text{ in}$$

XS, Sch ST

$$\text{Luas penampang pipa} = \frac{\pi \times \text{ID}^2}{4} = \frac{\pi \times (41,24 \times 0,0254)^2}{4} = 0,861776 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan linear aliran} = \frac{51,83782 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,861776 \text{ m}^2} = 60,15227775 \text{ m/jam} = 0,016709 \text{ m/s}$$







Berdasarkan schedule time diperoleh jumlah reaktor = 33 batch

Jumlah reaktor = 132

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Sahadatul Widiyanti
No. MHS : 18521049
2. Nama Mahasiswa : Rara Septi Nadia
No. MHS : 18521085
- Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI
MOLASSES MELALUI METODE FERMENTASI
DENGAN KAPASITAS 5.500 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021
Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16/12/2021	Penentuan kapasitas dan Pemilihan proses	
2.	13/01/2022	Penentuan spesifikasi bahan dan analisis MSDS	
3.	10/03/2022	Pembuatan diagram alir proses kualitatif	
4.	12/04/2022	Perhitungan neraca massa	
5.	13/04/2022	Perancangan alat besar (reaktor)	
6.	18/04/2022	Perancangan alat besar (alat pemisah)	
7.	20/04/2022	Pembuatan PEFD	
8.	21/04/2022	Perancangan alat penyimpanan bahan	
9.	22/04/2022	Perancangan alat transportasi bahan	
10.	23/05/2022	Perancangan alat penukar panas	
11.	23/05/2022	Perhitungan neraca panas	
12.	24/05/2022	Penentuan lokasi, tata letak pabrik, struktur organisasi	

Yogyakarta, 19 Mei 2022

Pembimbing,



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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Sahadatul Widiyanti
No. MHS : 18521049
2. Nama Mahasiswa : Rara Septi Nadia
No. MHS : 18521085

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI
MOLASSES MELALUI METODE FERMENTASI
DENGAN KAPASITAS 5.500 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021
Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	27/12/2021	Membahas tentang pembagian Tugas Akhir	
2.	30/05/2022	Membahas mengenai Utilitas	
3.	03/06/2022	Membahas mengenai proses air Utilitas	
4.	22/06/2022	Membahas Evaluasi Ekonomi	
5.	11/07/2022	Membahas tentang proses pengolahan air	
6.	15/07/2022	Membahas evaluasi ekonomi	
7.	19/07/2022	Revisi Naskah	
8.	22/07/2022	Revisi Naskah	

Yogyakarta, 19 Mei 2022
Pembimbing,



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

