

PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI DEHIDROGENASI ISOPROPANOL DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun oleh :

Elton Mendy Simon (142420120001)

Samuel A. Nernere (142420120003)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH SORONG
2024**

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kepada Tuhan yang Maha Esa karena atas segala rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul ***Prarancangan Pabrik Aseton dari Dehidrogenasi Isopropanol dengan Kapasitas 20.000 Ton/Tahun*** ini disusun dan diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan perkuliahan di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong.

Atas bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, penyusun dapat melaksanakan dan menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, kami selaku penyusun menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong (UNIMUDA), Fakultas Teknik, dan Program Studi Teknik Kimia.
2. Orang tua dan Keluarga yang telah membantu dan memberikan semangat, dukungan, dan doa yang tiada hentinya.
3. Ibu Yusnita La Goa, M.T. dan Bapak Ainul Alim Rahman, S.Si., M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan arahan dan bimbingannya.
4. Teman-teman, kakak, dan adik-adik Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia yang telah memberikan semangat dan dukungannya.
5. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu yang telah membantu menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan Skripsi ini. Akhir kata semoga Skripsi ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak yang membaca, serta penyusun.

Sorong, Desember 2024

Penulis

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI DEHIDROGENASI ISOPROPANOL
DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :

Samuel Nernere (142420120003)

Elton Mendy Simon (142420120001)

Telah disetujui oleh

Dosen Pembimbing Skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknik

Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong

Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat Gelar Sarjana

Dosen Pembimbing I



(Yusni La Goa, M.T.)

NIDN. 1429048101

Dosen Pembimbing II



(Ainul Alim Rahman, M.T.)

NIDN. 1404109201

HALAMAN PENGESAHAN
SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI DEHIDROGENASI ISOPROPANOL
DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
Samuel Nernere (142420120003)

Telah dipertahankan didepan Dewan Penguji
Pada tanggal 20 Desember 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat
susunan Dewan Penguji

Pembimbing 1 :Yusnita La Goa, M.T
NIDN. 1429048101



Pembimbing 2 :Ainul Alim Rahman, M.T.
NIDN. 1404109201



Penguji 1 :Firmanullah Fadlil, M.Eng.
NIDN. 1420019101



Penguji 2 :Nita Indriyani, M.T
NIDN. 1401048701



Sorong, 19 Februari 2025
Ketua Program Studi Teknik Kimia



Nita Indriyani, M.T
NIDN. 1401048701

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Samuel Nernere (142420120003)
: Elton Mendy Simon (142420120001)
Fakultas : Teknik
Program Studi : Teknik Kimia

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang Kami tulis ini dengan judul ***PRARANCANGAN PABRIK ASETON DARI DEHIDROGENASI ISOPROPANOL DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN***

benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka saya bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Sorong, 3 Desember 2024

Yang Membuat Pernyataan



Samuel Nernere



Elton Mendy Simon

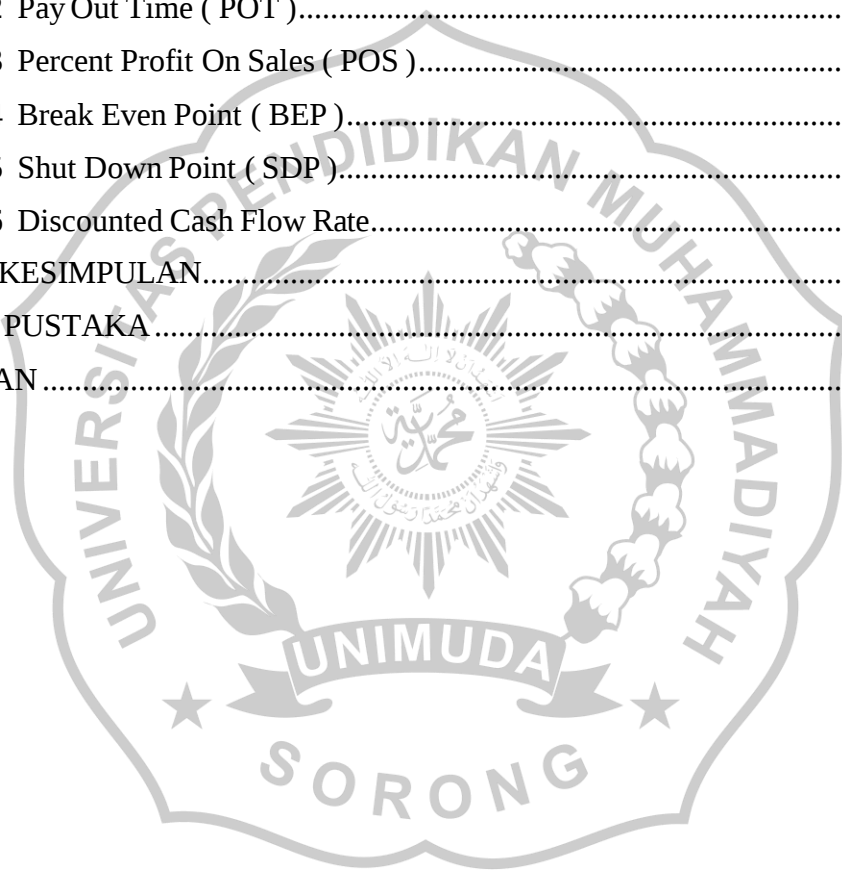
DAFTAR ISI

COVER	
KATAPENGANTAR.....	i
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
ABSTRAK	xii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
1.2.1 Proses Pembuatan Produksi.....	2
1.2.2 Pemilihan Proses Produksi	4
1.3 Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika	5
1.3.1 Tinjauan Kinetika Reaksi	5
1.3.2 Tinjauan Termodinamika.....	6
1.4 Kegunaan Produk.....	8
1.5 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	8
1.5.1 Negara Produksi Aseton.....	9
1.5.2 Ketersediaan Bahan Baku	10
1.5.3 Kebutuhan Produk di Indonesia	10
1.6 Pemilihan Lokasi	14
BAB II URAIAN PROSES	18
2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	18
2.2 Tahap Reaksi Dehidrogenasi Isopropanol.....	18
2.3 Tahap Pemurnian Produk.....	19
BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU.....	21
3.1 Spesifikasi Bahan Baku	21
3.1.1 Isopropil Alkohol	21

3.2 Spesifikasi Bahan Penunjang.....	21
3.2.1. Zinc Oxide (ZnO).....	21
3.3 Spesifikasi Produk	22
3.3.1 Aseton	22
3.3.2. Hidrogen.....	22
BAB IV NERACA MASSA.....	23
4.1 Neraca Massa Alat	23
4.2 Neraca Massa Total.....	25
3.3 Diagram Alir Kuantitatif.....	26
BAB V NERACA PANAS	27
5.1 Neraca Panas Alat	27
5.2 Neraca Panas Total.....	31
5.3 Diagram Alir Kualitatif.....	32
BAB IV SPESIFIKASI ALAT	33
BAB VII UTILITAS	39
7.1 Unit Pengadaan Pengolahan Air	40
7.1.1 Deskripsi Pengolahan Air.....	40
7.1.2 Kebutuhan Air	40
7.2 Unit Penyedia <i>Steam</i>	42
7.3 Unit Pengadaan Bahan Bakar	45
7.4 Unit Pengadaan Udara Tekan	46
7.5 Unit Pengadaan Listrik	46
7.6 Pengolahan Limbah	49
7.7 Laboratorium	51
BAB VIII TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	57
8.1 Lokasi Pabrik.....	57
8.2 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	58
8.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	63
BAB IX KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	65
9.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum	65
9.1.1 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja	66

9.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Aseton	67
9.2.1 Keselamatan Karyawan di Area Pabrik Aseton	69
9.2.2 Hal-hal Yang Harus Diperhatikan	71
9.2.3 Sistem Yang Digunakan di Pabrik Aseton	74
9.3 Keselamatan Pada Alat-alat Pabrik	78
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	80
10.1 Organisasi Perusahaan.....	80
10.2 Struktur Organisasi	81
10.3 Tugas dan Wewenang	83
10.3.1 Pemegang Saham	83
10.3.2 Dewan Komisaris	83
10.3.3 Dewan Direksi.....	83
10.3.4 Staff Ahli	84
10.3.5 Kepala Bagian	85
10.3.6 Kepala Seksi.....	87
10.4 Pembagian Jam Kerja.....	89
10.4.1 Karyawan Non Shift.....	89
10.4.2 Karyawan Shift	90
10.5 Sistem Kepegawaian.....	91
10.5.1 Penggolongan jabatan	91
10.5.2 Jumlah Karyawan.....	92
10.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan	94
10.7 Manajemen Perusahaan	95
BAB XI ANALISA EKONOMI	97
11.1 Penaksiran Harga Peralatan	98
11.2 Dasar Perhitungan	100
11.2.1 Kapasitas Produksi	100
11.2.2 Kebutuhan Bahan Baku dan Produk Harga	100
11.3 Perhitungan Biaya.....	100
11.4 Perhitungan Fixed Capital Investment (FCI)	103
11.5 Perhitungan Biaya Produksi.....	104

11.5.1 Direct Manufacturing Cost (DMC)	104
11.5.2 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	107
11.5.3 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	108
11.5.4 Working Capital.....	109
11.6 General Expense	110
11.7 Analisis Kelayakan.....	113
11.7.1 Return of Investment (ROI).....	113
11.7.2 Pay Out Time (POT).....	113
11.7.3 Percent Profit On Sales (POS).....	114
11.7.4 Break Even Point (BEP).....	114
11.7.5 Shut Down Point (SDP).....	115
11.7.6 Discounted Cash Flow Rate.....	116
BAB XII KESIMPULAN.....	118
DAFTAR PUSTAKA	119
LAMPIRAN	120



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perbandingan Proses Produksi Aseton	4
Tabel 1.2. Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Aseton	5
Tabel 1.3. Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Komponen.....	6
Tabel 1.4. Tujuh Negara Produksi Aseton di Dunia.....	9
Tabel 1.5. Data Impor Isopropanol	10
Tabel 1.6. Data Kebutuhan Impor Aseton di Indonesia	11
Tabel 1.7. Data Kebutuhan Impor Aseton di Indonesia	12
Tabel 1.8. Kebutuhan Aseton di Indonesia.....	13
Tabel 4.1. Neraca Massa Alat Vaporizer	23
Tabel 4.2. Neraca Massa Alat Reaktor.....	23
Tabel 4.3. Neraca Massa Alat Flash Drum.....	23
Tabel 4.4. Neraca Massa Alat Absorber.....	24
Tabel 4.5. Neraca Massa Alat Distilasi 1	24
Tabel 4.6. Neraca Massa Alat Distilasi 2	24
Tabel 4.7. Neraca Massa Total.....	25
Tabel 5.1. Neraca Panas Alat Heater 1	27
Tabel 5.2. Neraca Panas Alat Vaporizer	27
Tabel 5.3. Neraca Panas Alat Furnace	27
Tabel 5.4. Neraca Panas Alat Reaktor	27
Tabel 5.5. Neraca Panas Alat Cooler 1	28
Tabel 5.6. Neraca Panas Alat Cooler 2	28
Tabel 5.7. Neraca Panas Alat Condensor 1.....	28
Tabel 5.8. Neraca Panas Alat Flash Drum	28
Tabel 5.9. Neraca Panas Alat Absorber	29
Tabel 5.10. Neraca Panas Alat Heater 2	29
Tabel 5.11. Neraca Panas Alat Menara Distilasi 1	29
Tabel 5.12. Neraca Panas Alat Kondensor 2.....	29
Tabel 5.13. Neraca Panas Alat Reboiler 1	30
Tabel 5.14. Neraca Panas Alat Heater 3	30
Tabel 5.15. Neraca Panas Alat Menara Distilasi 2.....	30

Tabel 5.16. Neraca Panas Alat Kondensor 3.....	30
Tabel 5.17. Neraca Panas Alat Reboiler 2	31
Tabel 5.18. Neraca Panas Total	31
Tabel 6.1. Spesifikasi Alat Reaktor.....	33
Tabel 6.2. Spesifikasi Alat Tangki	33
Tabel 6.3. Spesifikasi Alat Flash Drum.....	34
Tabel 6.4. Spesifikasi Alat Vaporizer	34
Tabel 6.5. Spesifikasi Alat Furnace	35
Tabel 6.6. Spesifikasi Alat Menara Distilasi 1	35
Tabel 6.7. Spesifikasi Alat Menara Distilasi 2	36
Tabel 6.8. Spesifikasi Alat Heater.....	36
Tabel 6.9. Spesifikasi Alat Absorber.....	37
Tabel 6.10. Spesifikasi Alat Cooler.....	37
Tabel 6.11. Spesifikasi Alat Kondensor.....	38
Tabel 7.1. Data LHV (Lower Heating Value) pada Komponen Natural Gas (Arthur J. K, 2006).....	44
Tabel 7.2. Spesifikasi Furnace	46
Tabel 7.3. Kebutuhan Listrik Untuk Pompa	46
Tabel 7.4. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas.....	47
Tabel 8.1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	59
Tabel 10.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	91
Tabel 10.2. Perincian Jumlah Karyawan	92
Tabel 11.1. Indeks Chemical Engineering Process dari tahun 2000 sampai 2016	98
Tabel 11.2. Kapasitas Produksi.....	100
Tabel 11.3. Harga Alat Proses.....	100
Tabel 11.4. Harga Alat Utilitas	101
Tabel 11.5. Pembelian Alat (Equipment Cost).....	103
Tabel 11.6. Data Physical Plant Cost (PPC)	103
Tabel 11.7. Fixed Capital Investment (FCI).....	103
Tabel 11.8. Kebutuhan Utilitas	106

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Kebutuhan Impor Aseton Per Tahun	12
Gambar 1.2. Rencana Lokasi Pembangunan Pabrik Aseton.....	15
Gambar 8.1. Rencana Lokasi Pendirian Pabrik	58
Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout).....	61
Gambar 8.3 Tata Letak Alat Proses (Machines Layout).....	63
Gambar 10.1 Struktur Organisasi	96
Gambar 11.1. Ekstrapolasi Indeks Harga	99
Gambar 11.1 Grafik Break Even Point (BEP).....	117



ABSTRAK

Prarancangan pabrik aseton kapasitas 20.000 ton/tahun dengan bahan baku isopropanol menghasilkan aseton dengan kemurnian 99,%. Proses yang dibutuhkan dalam prarancangan ini adalah dehidrogenasi isopropanol menggunakan katalis *Zinc Oxide* (ZnO) untuk menghasilkan aseton dalam reaktor *fixed bed multi tube* pada suhu 355°C dan tekanan 2 atm. Pabrik ini termasuk dalam pabrik dengan risiko tinggi karena prosesnya membutuhkan kondisi operasi yang tinggi. Pabrik ini selanjutnya akan didirikan di Kawasan Industri Kariangau (KIK), Kecamatan Balikpapan Barat, Kota Balikpapan, Kalimantan Timur. Membutuhkan lahan seluas 35542 m² dan 155 karyawan. Pabrik ini berjalan secara kontinyu dalam 24 jam/hari dan 330 hari/tahun. Unit proses membutuhkan Isopropanol sebanyak 2931.74 kg/jam. Dari hasil analisis ekonomi diperoleh Fixed Capital Investment (FCI) Rp. 263.466.125.449,54 dan Working Capital Investment (WCI) Rp. 4.429.021.833,59 asumsi pajak pasar sebesar 30%. Didapatkan keuntungan pasar sebelum pajak sebesar Rp. 149.398.045.830,85 dan setelah pajak sebesar Rp. 104.578.632.081,60. Return Of Investment (ROI)^b sebelum pajak 30% Return Of Investment (ROI)^a setelah pajak 21%. Pay Out Time (POT)^b sebelum pajak 3,65 tahun dan Pay Out Time (POT)^a setelah pajak 5,15 tahun. Break Even Point (BEP) diperoleh sebesar 59,31% (syarat BEP 40-60%) dan Shut Down Poin (SDP) sebesar 20,83% serta Discount Cash Flow Rates of Return (DCFRR) diperoleh sebesar 30,56%. Dari hasil evaluasi ekonomi yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa semua parameter memenuhi persyaratan pabrik untuk didirikan. Sehingga dapat disimpulkan bahwa prarancangan pabrik aseton dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata kunci : Aseton, Isopropanol, Dehidrogenasi

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami peningkatan baik secara kualitatif maupun kuantitatif terjadi dalam dunia perindustrian. Dengan adanya perkembangan yang pesat pada sektor industri, khususnya industri kimia, Indonesia diharapkan dapat bersaing dengan negara-negara maju lainnya. Dimana produk-produk kimia sangat dibutuhkan baik digunakan secara langsung maupun sebagai *intermediate product*.

Aseton merupakan salah satu produk industri kimia yang dapat digunakan secara langsung dan dapat digunakan sebagai *intermediate product*. Penggunaan bahan industri kimia terutama aseton sangat luas di bidang industri. Aseton banyak dipakai pada industri selulosa asetat, cat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, pernis, penyamakan kulit, pembuatan minyak pelumas, dan proses ekstraksi, serta sebagai bahan baku pembuatan *methylisobutyl ketone*. Aseton digunakan sebagai reaction intermediate untuk produksi komponen-komponen lain dan sebagai senyawa *intermediate* dalam pembuatan *methyl methacrylate*, bisphenol A, *diaseton alcohol*, dan produk-produk lain. Kebutuhan aseton di Indonesia semakin lama semakin meningkat, akan tetapi sampai saat ini masih belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mendatangkan aseton dari negara lain seperti Jerman Cina, Taiwan, Jepang, dan Singapura.

Dengan semakin banyaknya didirikan pabrik-pabrik industri kimia seperti cat, pernis, dan juga industri kosmetik memungkinkan kebutuhan akan aseton semakin meningkat, maka prospek pembangunan industri ini baik sekali di masa depan. Oleh karena itu, permasalahan ini harus segera diatasi, agar Indonesia tidak bergantung pada negara lain dalam pemenuhan kebutuhan dalam negerinya. Indonesia harus mulai membangun industri pembuatan aseton dalam negeri sehingga peningkatan kebutuhan aseton dalam negeri dapat berjalan seimbang dengan pertumbuhan industrinya dan pengeluaran untuk impor dapat dikurangi atau bahkan tidak diperlukan lagi. Adanya industri aseton dalam negeri

dapat dimanfaatkan sebagai peluang emas untuk menambah devisa negara yaitu dengan mengekspor hasil produksi dan dapat membuka lapangan kerja baru bagi sarjana Indonesia.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Proses Pembuatan Produksi

Menurut (Kirk dan Othmer 1998) pembuatan aseton dapat dilakukan dengan beberapa cara, diantaranya:

1. Dehidrogenasi isopropanol

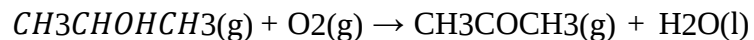
Dehidrogenasi isopropanol adalah proses pembuatan aseton dengan dehidrogenasi menggunakan reaksi secara endotermis. Reaksinya sebagai berikut:



Dehidrogenasi isopropanol ini berfase gas dengan tekanan 2 atm, suhu yang digunakan 350°C dengan konversi isopropanol sebesar 90%. Proses dehidrogenasi ini terjadi pada kondisi endotermis oleh karena itu kesetimbangan lebih menguntungkan untuk pembentukan aseton pada suhu yang lebih tinggi. Reaksi ini juga memerlukan katalis yaitu *Zinc Oxide-Zirconium Oxide* (ZnO- ZrO), *Copper-Chromium Oxide* (Cu-CrO) atau *Copper-Silicon Dioxide* (Cu- SiO₂).

2. Oksidasi Isopropanol

Oksidasi Isopropanol adalah proses produksi aseton dengan cara oksidasi Isopropanol secara katalik yang menggunakan udara atau oksigen dengan menggunakan suhu yang tinggi. Reaksinya sebagai berikut:



Dalam proses oksidasi ini katalis yang digunakan sama dengan proses dehidrogenasi isopropanol, namun prosesnya secara eksotermis pada suhu 295°C. Pemakaian proses oksidasi dan dehidrogenasi ini menggunakan pemilihan katalis yang tepat, namun penggunaan oksidasi isopropanol ini

lebih sedikit dibanding menggunakan dehidrogenasi isopropanol. Pengoksidasian isopropanol sebagian terjadi dengan fase cair non-katalitik pada suhu dan tekanan rendah agar dapat menghasilkan aseton dan hidrogen peroksida.

(Kirk dan Othmer, 1998)

3. *Cumene Hydroperoxide*

Cumene Hydroperoxide ini adalah hasil dari alkilasi benzen yang dioksidasi menjadi *cumene hydroperoxide* dan dipecah menjadi fenol dan aseton. Dalam proses ini tahapan yang terjadi adalah oksidasi cumene, netralisasi, distilasi aseton, dan *cumene hydroperoxide*. Reaksinya sebagai berikut:



Pada proses oksidasi cumene dioksidasi menjadi *cumene hydroperoxide* dengan udara atmosfer atau udara yang kaya akan oksigen yang terdapat dalam satu rangkaian oksidasi. Suhu umumnya antara 80-130°C dengan tekanan 6 atm dan katalis yang digunakan adalah natrium hidroksida.

Proses *Cumene Hydroperoxide* ini menggunakan tiga atau empat reaktor oksidasi. Prosedur ini dapat menghasilkan konsentrasi *cumene hydroperoxide* 9- 12% di reaktor pertama, 15-20% di reaktor kedua, 24-29% di reaktor ketiga, dan 32-39% di reaktor keempat. Hasil keluaran reaktor kemudian masuk ke evaporator untuk diuapkan hingga kadar menjadi *Cumene Hydroperoxide* 75- 85%.

Massa reaksi yang diperoleh dalam proses ini adalah campuran fenol, aseton, dan berbagai produk lain seperti kumilfenol, asetofenon, dimetil-fenilkarbinol, a-metilstirena, dan hidroksiaseton lalu dinetralkan dengan larutan natrium fenoksida atau basa lainnya, setelah itu dapat ditambahkan untuk memfasilitasi penghilangan garam anorganik. Produk kemudian dapat melalui tahap pemisahan dan pencucian, atau langsung ke menara distilasi.

4. 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.

1.2.2 Pemilihan Proses Produksi

Perbandingan dari keempat proses pembuatan aseton dapat dilihat pada tabel sebagai berikut :

Tabel 1.1. Perbandingan Proses Produksi Aseton

Parameter	Macam-macam proses			
	Dehidrogenasi Isopropanol	Oksidasi Isopropanol	Cumene Hydroperoxide	Fermentasi Molasses
Bahan baku	Isopropanol	Isopropanol.	Isopropil benzene.	Tepung jagung.
Suhu (T)	350°C	295°C	80-130°C	-
Tekanan	2 atm	3-4 atm	6 atm	-
Fase	Gas	Cair	Gas	Gas
Katalis	ZnO-ZrO, Cu-CrO/ Cu-SiO ₂	ZnO-ZrO, Cu- CrO/Cu-SiO ₂	Natrium Hidroksida (NaOH)	-
Konversi	85%-92%	15%	75-85%	-
Jenis reaksi	Edotermik	Eksotermik	Eksotermik	-

(Turton, 1998)(Kirk & Othmer, 1998)

Tabel 1.2. Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Aseton

Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
Dehidrogenasi Isopropanol	- Konversi isopropanol yang digunakan cukup tinggi dan konstan. - Hasil utamanya adalah aseton - Pengontrolan suhu yang mudah	- Menggunakan reaksi endotermis - Reaksi berlangsung pada suhu tinggi (endotermis) - Karena tingginya suhu yang digunakan, maka perlunya penambahan katalis
Oksidasi Isopropanol	- Bahan baku mudah didapat	- Sulit untuk pengontrolan suhu - Hasil utamanya bukan aseton
<i>Cumene Hydroperoxide</i>	- Bahan baku mudah didapat	- Aseton yang dihasilkan sedikit - Proses yang dilewatiterlalu rumit
Fermentasi Biomassa		- Proses fermentasi adalah proses lama yang saat ini jarang digunakan - Membutuhkan waktu yang lama

(Kirk dan Othmer 1998)

1.3 Tinjauan Kinetika Reaksi dan Termodinamika

1.3.1 Tinjauan Kinetika Reaksi

Secara umum untuk mengetahui pengaruh suhu dapat ditentukan dengan persamaan Arrhenius:

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

Dari persamaan tersebut terlihat bahwa untuk memperbesar harga k dapat dilakukan dengan menaikkan temperatur.

Harga E_a dan k untuk reaksi ini adalah:

$$E_a = 72,38 \text{ MJ/kmol}$$

$$k = 7054,81622 \text{ m}^3 \text{ gas/ m}^3 \text{ reaktor sec.}$$

Adapun reaksi dehidrogenasi isopropanol ini merupakan reaksi orde satu, dan dapat di perkirakan dari persamaan berikut ini:

$$-r_{\text{IPA}} = k_0 \exp [-E_a/RT] C_{\text{IPA}}$$

$$\text{dimana } k_0 = 7054,81622 \text{ m}^3 \text{ gas}/(\text{m}^3 \text{ reaktor s}), C_{\text{IPA}} = \text{kmol}/\text{m}^3 \text{ gas}$$

Persamaan di atas menunjukkan bahwa laju pengurangan IPA (laju pembentukan produk) akan semakin besar dengan semakin tingginya suhu dan naiknya konsentrasi IPA.

1.3.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara Termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat reaksi tersebut, membutuhkan panas (endotermis) atau melepaskan panas (eksotermis), dan juga untuk mengetahui arah reaksi, apakah reaksi tersebut berjalan searah (*irreversible*) atau berbalik (*reversible*). Secara termodinamika Reaksi dehidrogenasi isopropanol mempunyai ΔH positif yang bersifat endotermis atau reaksi yang membutuhkan panas dari luar, oleh karena itu konversi pada reaksi kimia yang terjadi akan terus meningkat sesuai dengan kenaikan suhu reaksi. Berikut harga entalpi, energi Gibbs dan konstanta kesetimbangannya :

Tabel 1.3. Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Komponen

Komponen	ΔH^0_f 298 (KJ/mol)	ΔG^0_f 298 (KJ/mol)
Aseton	-217,57	-153,05
H ₂	0,00	0,00
Isopropanol	-272,59	-173,59

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 H^0_f &= \Delta H^0_f \text{ produk} - \Delta H^0_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^0_f \text{ Aseton} + \Delta H^0_f \text{ H}_2) - (\Delta H^0_f \text{ Isopropanol}) \\
 &= (-217,57 \text{ kj/mol} - 0,00) - (-272,59 \text{ kj/mol}) \\
 &= 55,02 \text{ kj/mol} \\
 &= 55.020 \text{ joule/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G^0_f &= \Delta G^0_f \text{ produk} - \Delta G^0_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G^0_f \text{ Aseton} + \Delta G^0_f \text{ H}_2) - (\Delta G^0_f \text{ isopropanol}) \\
 &= (-153,05 \text{ kJ/mol} - 0,00) - (-173,59 \text{ kJ/mol}) \\
 &= 20,54 \text{ kJ/mol (Reaction Possibily favoarable)} \\
 &= 20.540 \text{ joule/mol}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, didapat bahwa harga ΔG^0_f pada reaksi bernilai positif, sehingga dapat diketahui bahwa reaksi yang terjadi adalah reaksi yang membutuhkan panas (endotermis), dengan nilai 55,02 kJ/mol. Energy Gibbs reaksi bernilai positif, yang berarti reaksi berlangsung secara tidak spontan dengan nilai 20,54 kJ/mol.

$$\ln K_{298} = \Delta G/RT \dots\dots\dots (1)$$

Dari persamaan (1) didapat nilai K_{298} sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 K_{298} &= e^{\frac{\Delta G}{RT}} \\
 K_{298} &= e^{\frac{(-20540)}{8,314 \times 298}} \\
 K_{298} &= 2,51 \times 10^{-4}
 \end{aligned}$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = \Delta H \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) \dots\dots\dots (2)$$

Dari persamaan (2) dapat dicari K_{673} pada sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \ln \frac{K_2}{K_1} &= \frac{-\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \\
 \ln \frac{K_2}{2,51 \times 10^{-4}} &= \frac{-(55020 \text{ J/mol})}{8,314 \text{ J/molK}} \left(\frac{1}{673} - \frac{1}{298} \right) \\
 K_2 &= 59,36084
 \end{aligned}$$

$K_{673} > 1$ Reaksi Irreversible

Pada suhu 400°C harga K besar sehingga diperoleh reaksi yang dianggap berjalan ke arah produk saja (*irreversible*).

1.4 Kegunaan Produk

Aseton digunakan sebagai pelarut dan bereaksi untuk menghasilkan senyawa lain. 45% digunakan sebagai aseton sianohidrin untuk metil metakrilat 20% untuk bisfenol A menggunakan pelarut 17% MIBK dan 8% MIBC dan 10% lainnya. Kegunaannya meliputi:

- Penggunaan Langsung Pelarut

Aseton banyak digunakan dalam formulasi pelapis permukaan bahan pembersih dan pengencer terutama untuk cat dan pelapis akrilik dan nitroselulosa.

- Akrilik

Aseton diubah melalui zat antara sianohidrin aseton menjadi monomer metil metakrilat (MMA) [80626]. MMA dipolimerisasi menjadi poli (metil metakrilat) (PMMA) untuk menghasilkan lembaran akrilik transparan.

- Bisphenol A

Satu mol aseton mengemulsi dengan 2 mol fenol membentuk isphenol A [80 0507] yang digunakan terutama dalam pemuatan resin polikarbonat dan epoksi.

- Aldolisasi

Aldol mengemulsi molekul aseton memuat gugus kimia aldol terutama digunakan sebagai pelarut.

- Lebih dari 70.000 ton aseton digunakan dalam aplikasi volume kecil beberapa di antaranya menghasilkan senyawa fungsional seperti antioksidan, herbisida, keton yang lebih tinggi, kondensat dengan formaldehida atau difenilamin dan mediator vitamin.

1.5 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan adalah salah satu hal yang sangat penting untuk bahan pertimbangan perancangan pabrik. Dengan adanya kapasitas pabrik yang akan didirikan diharapkan pabrik tidak rugi akan tetapi memperoleh keuntungan. Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam

menentukan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan adalah kapasitas pabrik yang telah berdiri sebelumnya, ketersediaan bahan baku, dan kebutuhan produk.

1.5.1 Negara Produksi Aseton

Dalam menentukan kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan perlu melakukan perbandingan terhadap kapasitas produksi dari berbagai pabrik serupa yang telah beroperasi baik di dalam negeri maupun di luar negeri. Hal ini bertujuan untuk memberikan gambaran terkait rentang kapasitas produksi pabrik yang layak untuk didirikan. Negara yang memproduksi aseton dapat dilihat di tabel sebagai berikut :

Tabel 1.4. Tujuh Negara Produksi Aseton di Dunia

No.	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1	U.S.A.	1.310.652
2	Belgium	604.639
3	Spain	461.326
4	South Korea	361.978
5	Singapore	173.066
6	South Africa	77.915
7	Saudi Arabia	47.678

(USIITC, 2019)

Berdasarkan data tersebut kapasitas produksi minimal aseton sebesar 47.678 ton/tahun sedangkan kapasitas maksimal produksi aseton sebesar 1.310.652 ton/tahun. Pabrik akan beroperasi dengan baik dan menguntungkan dalam rentang kapasitas yang sangat lebar yaitu antara 47.678 – 1.310.652 ton/tahun.

1.5.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku juga perlu dipertimbangkan untuk menentukan kapasitas pabrik. Pabrik yang didirikan harus dapat memperoleh *supply* bahan baku secara terus menerus. Bahan baku dari pabrik aseton yang akan didirikan yaitu isopropanol akan lebih baik jika didapat dalam negeri, akan tetapi di Indonesia pabrik isopropanol belum ada, oleh karena itu untuk dapat memenuhi kebutuhan bahan baku adalah dengan cara mengimpor. Untuk mengetahui proyeksi ketersediaan bahan baku di Indonesia dapat dilihat melalui data impor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dan dari data pabrik isopropanol di luar negeri ditunjukkan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 1.5. Data Impor Isopropanol

Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
2017	30.617.746
2018	33.010.497
2019	33.700.172
2020	38.370.116
2021	31.560.973

(Statistik, 2017)

1.5.3 Kebutuhan Produk di Indonesia

Dalam perancangan suatu pabrik, kapasitas produksi mempunyai peran penting karena jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal. Dalam penentuan kapasitas produksi ada beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan yaitu berdasarkan analisa *Supply* dan *Demand* yang meliputi prediksi data impor, data produksi, data ekspor, dan data konsumsi kebutuhan produk dimasa yang akan datang dengan menggunakan metode regresi linear. Pemilihan kapasitas

produksi aseton dapat ditinjau dari data-data sebagai berikut:

1. *Supply*
 - a. Produksi

Sampai saat ini untuk produksi aseton di Indonesia belum tersedia karena belum ada pabrik yang memproduksi aseton di Indonesia. Sehingga pemenuhan kebutuhan aseton selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor.

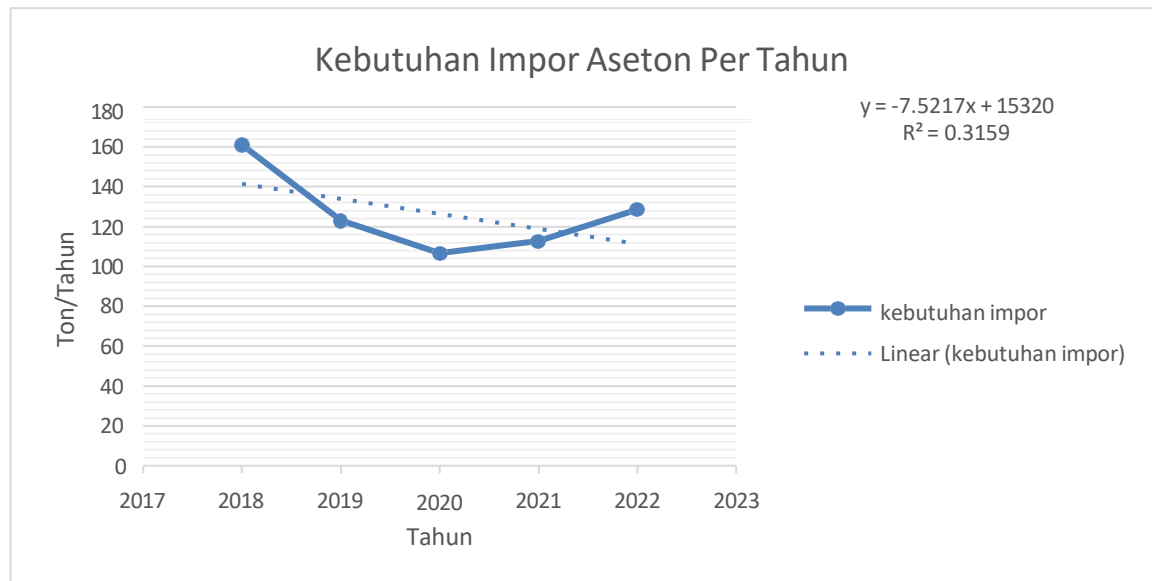
- b. Impor

Produksi aseton tiap tahunnya fluktuatif, untuk dapat mengetahui proyeksi kebutuhan aseton di Indonesia dapat dilihat melalui data impor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik. Pemilihan kapasitas produksi aseton di Indonesia untuk 5 tahun terakhir mulai dari tahun 2017 sampai tahun 2021. Data impor aseton ditunjukkan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 1.7. Data Kebutuhan Impor Aseton di Indonesia

Tahun	Kebutuhan Impor (Ton/Tahun)	Kenaikan atau Pertumbuhan
2018	161,022	-
2019	123.038	-0,308
2020	106.70	-0,153
2021	112.683	0,053
2022	128.591	0,123
Total (i)		-0,285

(Statistika, 2017)



Dari grafik diatas berlaku suatu persamaan linear,yaitu:

$$Y = -7.5217X + 15320$$

Pabrik ini direncanakan akan beroperasi pada tahun 2028.

Karena $R^2 < 1$ maka menurut Sari (2012) metode interpolasi linier untuk memprediksi kapasitas tidak bisa digunakan. Sehingga metode yang akan digunakan untuk memprediksi data pembangunan pabrik aseton di tahun 2028 adalah menggunakan metode pertumbuhan rata-rata pertahun atau metode discounted dimana,

$$F = F_0 \times (1 + i)^n \quad (I.1)$$

Dimana

F = Perkiraan Kebutuhan Aseton pada tahun 2028 (ton) F_0

= Kebutuhan Aseton pada tahun akhir yaitu 2022 (ton) i =

Pertumbuhan rata-rata

n = Selisih waktu (tahun)

Dalam perhitungan diasumsikan bahwa jumlah konsumsi sama dengan data impor.

Maka jumlah konsumsi pada tahun 2028 diprediksi sebanyak:

$$\begin{aligned} F &= 106700 \times (1 + (-0,285))^5 \\ &= 106700 \times 0,186 \\ &= 19938,59 = 20.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan peluang kapasitas produksi maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik baru sebesar 19938,59 ton/tahun. perkembangan industri Aseton yang cukup bagus maka diambil kebijaksanaan kapasitas sebesar 20.000 ton/tahun.

1.6 Pemilihan Lokasi

Lokasi suatu pabrik adalah hal utama dalam yang penting dalam menunjang keberhasilan suatu perancangan pabrik industri. Letak geografis suatu pabrik industri sangat berpengaruh dalam dalam proses produksi, keuntungan yang akan didapat dan juga perluasan di masa yang akan mendatang. Penentuan lokasi pabrik harus mempertimbangkan biaya produksi dan biaya distribusi yang minimum serta faktor lain seperti daerah untuk perluasan pabrik, keadaan masyarakat sekitar pabrik dan lain-lain. Pemilihan yang tepat memberikan dampak yang penting, karena lokasi suatu pabrik akan mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan dan penentuan kelangsungan produksinya. Perancangan pabrik aseton dari isopropil alkohol ini berlokasi di Kawasan Industri Kariangau (KIK), Kecamatan Balikpapan Barat, Kota Balikpapan, Kalimantan Timur.



Gambar 1.2. Rencana Lokasi Pembangunan Pabrik Aseton

Kawasan Industri Kariangau dibangun untuk mengakomodir pembangunan industri kimia, batubara, pengolahan kayu, pengeboran minyak, pupuk dan aneka industri lainnya. KIK memiliki letak strategis karena berada di teluk Balikpapan

yang berhadapan langsung dengan selat Makassar yang merupakan bagian dari Alur Laut Kepulauan Indonesia (ALKI II), posisi strategis tersebut memudahkan dalam mobilisasi barang untuk tujuan domestik maupun mancanegara (eksport-impor).

Adapun faktor-faktor pemilihan lokasi pabrik yaitu :

1. Sumber bahan baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang paling penting dalam mengoperasikan pabrik, karena pabrik beroperasi atau tidak sangat tergantung pada persediaan bahan baku atau pelabuhan tempat masuknya barang. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Aseton yaitu Isopropil Alkohol yang diimpor dari Singapura (Shell Eastern Chemicals), China (CNPC Jinzhou Petchem), Korea (LG Chem, Isu Chemical), Jepang (Tokuyama, Mitsui Chemical, ENEOS Corporation), India (DFPCL, Deepak Phenolics) dan Taiwan (LCY Chemicals). Oleh karena itu, dipilih lokasi yang dekat dengan sarana transportasi yaitu Dermaga PT. Kaltim Kariangau Terminal.

2. Pemasaran

Dengan melihat pangsa pasar maka produk ini bisa dikatakan memenuhi pangsa pasar tersebut. Konsumen dari produk aseton sendiri berasal dari industri kimia, polimer, dan kosmetik yang berada di dalam dan luar pulau Kalimantan. Distribusi dan pemasaran dari produk dapat dilakukan melalui kota Balikpapan dimana segala fasilitas telah tersedia karena kedudukan Balikpapan sebagai salah satu Kota Provinsi Kalimantan Timur, yang letaknya secara geografis berdekatan dengan Pelabuhan Semayang, Balikpapan.

3. Transportasi

Fasilitas transportasi pada kawasan yang dipilih sebagai tempat pendirian pabrik memiliki pengaruh yang cukup besar pada perekonomian pabrik, diantaranya adalah berpengaruh terhadap pengiriman bahan baku, serta pendistribusian produk. Serta akan dengan mudah dijangkau oleh

kendaraan-kendaraan besar yang akan digunakan untuk membawa bahan baku atau produk yang akan dihasilkan. Balikpapan memiliki pelabuhan dan jalan raya yang memadai sehingga sangat mendukung pendistribusian produk, tidak hanya di dalam negeri tetapi luar negeri juga dapat dijangkau.

4. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah keperluan tenaga listrik, air, dan lain-lain. Kebutuhan tenaga listrik akan diperoleh dari PLTU Teluk Balikpapan. Kebutuhan air akan diperoleh dari air laut yang letaknya tidak jauh dari lokasi pabrik dengan melakukan pengolahan terlebih dahulu.

5. Tenaga Kerja

Balikpapan dekat dengan Institusi Pendidikan di daerah kutai kartanegara seperti ITK, UNMUL, POLTEKBA, UMKT, dan beberapa kampus lainnya yang berada di sekitaran kalimantan timur, sehingga memudahkan untuk memperoleh tenaga ahli. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja. Tenaga kerja dapat dipenuhi dengan mudah di daerah sekitar pabrik maupun dariluardaera

BAB II URAIAN PROSES

2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Penyiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Hal-hal yang diatur pada tahapan ini menyangkut kondisi penyimpanan bahan baku dan proses fisis yang diperlukan untuk mengubah kondisi bahan baku agar sesuai kondisi umpan reaktor.

Isopropanol sebagai bahan baku utama diimpor dari luar negeri. Oleh karena itu tangki penyimpan bahan baku yang digunakan harus cukup untuk menampung bahan baku dalam jumlah yang cukup untuk waktu produksi tertentu. Bahan baku isopropanol dengan kemurnian 99% disimpan dalam fase cair pada Tangki penyimpanan (T-01). Kondisi penyimpanan isopropanol ini adalah pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

Isopropanol dialirkan dengan menggunakan Pompa (P-01) dari tangki penyimpan ke Vaporizer (VP-01). Vaporizer berfungsi untuk menguapkan feed karena reaksi berlangsung dalam fase gas. Suhu keluar dari Vaporizer masih terlalu rendah jika dibandingkan dengan suhu reaksi sehingga diperlukan alat pemanas yang dalam hal ini digunakan Furnace (FR-01) sebagai sarana pemanasnya. Melalui Furnace, isopropanol dipanaskan dari 105°C hingga 355°C dengan tekanan 2 atm, agar kondisi bahan baku yang masuk ke dalam Reaktor (R-01) sesuai dengan ketentuan berlangsungnya reaksi dehidrogenasi isopropanol.

2.2 Tahap Reaksi Dehidrogenasi Isopropanol

Tahap reaksi dehidrogenasi isopropanol terjadi di dalam *Fixed Bed Multitube Reactor* (R-01). Dehidrogenasi isopropanol ini berfase gas dengan tekanan 2 atm dan suhu 350°C, dengan konversi isopropanol sebesar 90%. Proses dehidrogenasi ini terjadi pada kondisi endotermis oleh karena itu kesetimbangan lebih menguntungkan untuk pembentukan aseton pada suhu yang lebih tinggi. Reaksi ini juga memerlukan katalis yaitu Zinc Oxide (ZnO). Di dalam reaktor,

isopropanol dialirkan ke tube-tube berisikan katalis ZnO kemudian terurai menjadi hasil keluaran berupa aseton, hidrogen, isopropanol, dan air.

2.3 Tahap Pemurnian Produk

Arus keluaran Reaktor (R-01), dialirkan menuju 2 Cooler yaitu (CO-01) dan (CO-02) untuk diturunkan suhunya hingga 143°C. Produk keluaran Cooler akan diembunkan di dalam Kondensor (CD-01) untuk memisahkan zat-zat yang dapat mengembun (*condensenable*) dan *non-condensenable gas*. Aseton, isopropanol, dan air akan mengembun, sedangkan hidrogen akan tetap berada dalam fase uap. Hasil keluar kondensor dipisahkan menggunakan separator Flash Drum (FD-01) untuk memisahkan komponen yang berada dalam fase uap dan cair. Aseton, isopropanol, dan air akan keluar sebagai hasil bawah (cairan), sedangkan hasil atas berupa gas hidrogen yang masih tercampur dengan aseton, isopropanol, dan air yang masih berada dalam fase uap.

Aseton dan isopropanol yang terikut sebagai hasil atas separator masih cukup banyak, sehingga perlu diambil menggunakan Absorber (AB-01). Di dalam Absorber, diberikan input air sebagai pelarut untuk aseton dan isopropanol. Keluaran atas Absorber berupa gas hidrogen yang tidak ikut terlarut oleh air, sedangkan hasil bawah (cairan) berupa aseton, isopropil alkohol, dan air dialirkan menuju kolom Distilasi untuk dilakukan proses pemurnian produk.

Umpan kolom Distilasi I (MD-01) dipanaskan terlebih dahulu hingga mencapai suhu 66°C. Kolom Distilasi yang digunakan adalah Distilasi jenis tray yang digunakan untuk memisahkan aseton dari isopropanol dan air. Distilasi I beroperasi pada suhu 66°C dengan hasil atas (distilat) berupa aseton dengan kemurnian 99% dan disimpan ke dalam tangki penyimpanan produk (T-02). Sedangkan hasil bawah (bottom) yang terdiri dari sebagian besar air, isopropanol, dan sedikit aseton, dialirkan ke Distilasi II.

Hasil bottom Distilasi I diumpankan ke Distilasi II (MD-02) yang beroperasi pada suhu 92°C untuk mengambil isopropanol yang tersisa. Hasil atas terdiri dari isopropanol, sedikit aseton dan air yang akan dialirkan sebagai aliran *recycle*.

Sedangkan hasil bawah berupa air yang dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).



BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

3.1.1 Isopropil Alkohol

Nama lain	: 2-Propanol, Isopropanol, IPA
Rumus kimia	: $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$
Berat molekul	: 60,10 g/mol
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Seperti <i>alcohol</i>
Kemurnian	: 99,9 %
pH	: Pada 20°C netral
Titik leleh	: -89,5°C
Titik didih	: 82,4°C
Titik nyala	: 12°C
Tekanan uap	: 43 hPa pada 10°C
Densitas	: 0,786 g/cm ³ pada 20°C
Kelarutan dalam air	: Pada 20°C larut
Temperatur	: 508,3 K
Tekanan Kritis	: 47,64 bar

(Kirk & Othmer, 1983)

3.2 Spesifikasi Bahan Penunjang

3.2.1. Zinc Oxide (ZnO)

Nama lain	: Seng Oksida
Rumus kimia	: ZnO
Berat molekul	: 81,39 g/mol
Bentuk	: Padat
Bau	: Tidak berbau
Warna	: Putih
pH	: 6,72
Titik lebur/beku	: >1.000°C
Densitas uap	: 5,68 g/mol pada 22°C

(SmartLab, 2020)

3.3 Spesifikasi Produk

3.3.1 Aseton

Nama lain	: Dimethylketone, 2-Propanone; Dimethylketal
Rumus kimia	: $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$
Berat molekul	: 58,08 g/mol
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Seperti buah
Kemurnian	: 99,82%
pH	: 5-6 pada 395 g/l 20°C
Titik leleh	: -95,4°C
Titik didih	: 56,2°C
Titik nyala	: <-20°C
Tekanan uap	: 233 hPa pada 20°C
Densitas	: 0,79 g/cm ³ pada 20°C
Kelarutan dalam air	: Pada 20°C larut
Viskositas, dinamis	: 0,32 mPa.s pada 20°C
Temperatur	: 508,2 K
Tekanan Kritis	: 47,029 bar

(Kirk & Othmer, 1983)

3.3.2. Hidrogen

Nama lain	: Dihidrogen; O-Hidrogen; Hidrogen
Rumus kimia	: H_2
Berat molekul	: 2,02 g/mol
Bentuk	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Kemurnian	: 100%
Titik leleh	: -259,15°C
Titik didih	: -253°C
Kelarutan dalam air	: 0,0214 cm ³ /g (pada 0°C dan 1 atm)

(SmartLab, 2020)

BAB IV NERACA MASSA

4.1 Neraca Massa Alat

Tabel 4.1. Neraca Massa Alat Vaporizer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Aliran 2	Aliran 3
C ₃ H ₈ O	2,9024	2,9024
H ₂ O	29.3174	29.3174
Total	29.31740	29.31740

Tabel 4.2. Neraca Massa Alat Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Aliran 4	Aliran 5
C ₃ H ₈ O	2,9024	2,9042
C ₃ H ₆ O	0	2,5252
H ₂ O	29.3174	29.3174
H ₂	0	86.9278
Total	29.31740	29.31740

Tabel 4.3. Neraca Massa Alat Flash Drum

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Aliran 8	Aliran 9	Aliran 10
C ₃ H ₈ O	2,9024	2.8463	8,4896
C ₃ H ₆ O	2,5252	6,4121	2,1981
H ₂ O	29.3174	0,0004	0,1065
H ₂	86.9278	4,4922	0
Total	29.31740	6,48554	22,83186
		29.31740	

Tabel 4.4. Neraca Massa Alat Absorber

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
	Aliran 9	Aliran 11	Aliran 12	Aliran 13
C ₃ H ₈ O	2.8463	0	0,0285	2,8179
C ₃ H ₆ O	6,41215	0	6,4122	6,34802
H ₂ O	0.0004	817.4625	0	8,17462
H ₂	4.4922	0	4,4922	0
Total	64.8554	817.4625	10,9329	14,5508
	14.660,164		14.660,164	

Tabel 4.5. Neraca Massa Alat Distilasi 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Aliran 14	Aliran 15	Aliran 16
C ₃ H ₈ O	87.7139	0,8771	86.8368
C ₃ H ₆ O	28.3298	2,8046	28.3299
H ₂ O	8,17569	0	8,17569
Total	37.382,696	2,80553	9,32736
	37.382,696		

Tabel 4.6. Neraca Massa Alat Distilasi 2

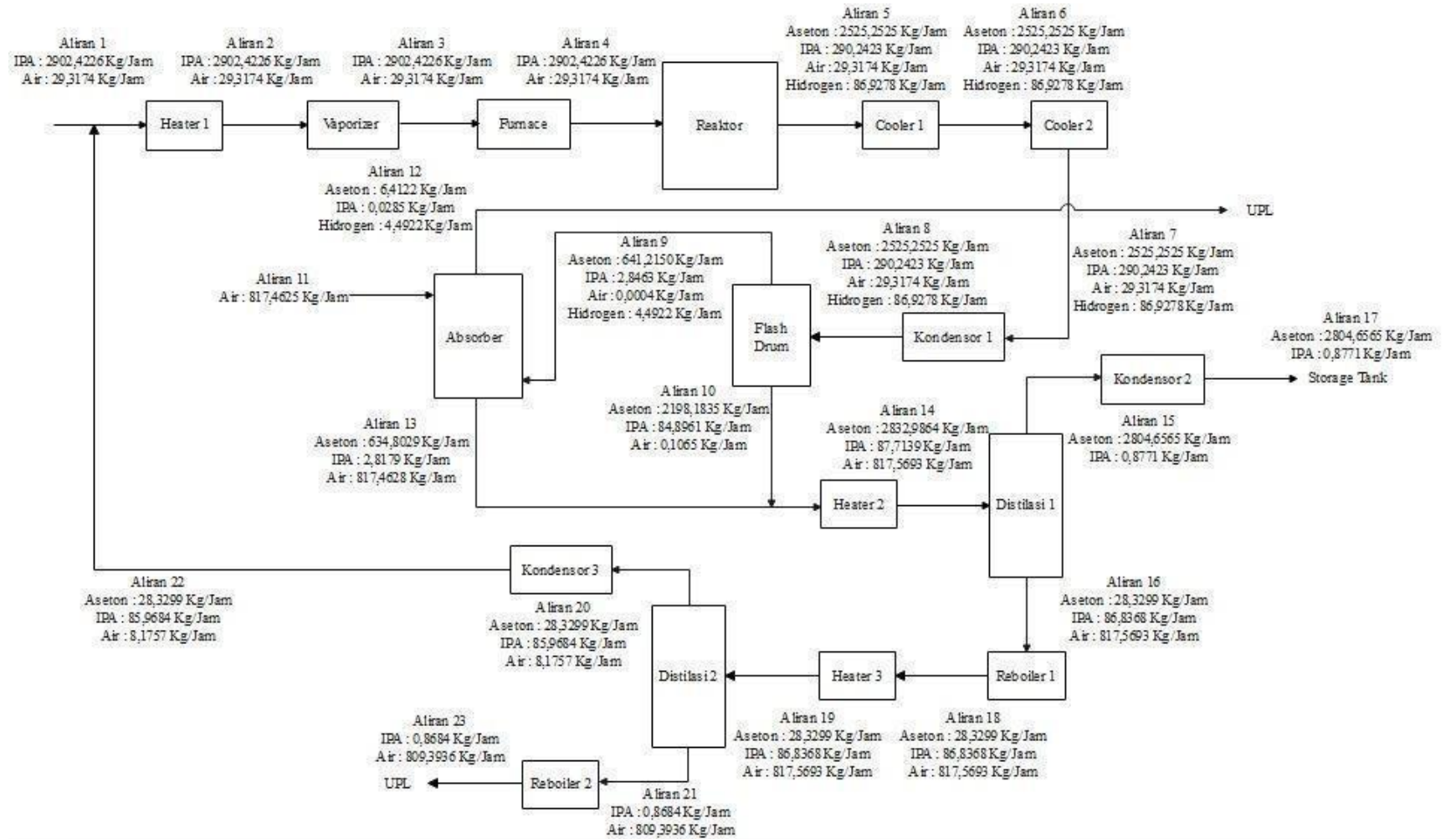
Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Aliran 19	Aliran 20	Aliran 21
C ₃ H ₈ O	86.8368	85.9684	0,8684
C ₃ H ₆ O	2,8329	2,8329	0
H ₂ O	8,17569	8,1757	8,09393
Total	93.27360	122.4740	8,10262
	93.27360		

4.2 Neraca Massa Total

Tabel 4.7. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)			
			Vapor	Produk	Recycle	Upl
C ₃ H ₈ O	2,9024	0	0,0285	0,8771	85.96841	0.8684
C ₃ H ₆ O	0	0	6,4122	2,8046	28.32986	0
H ₂ O	29.3174	8,1746	0	0	8.1757	809.3936
H ₂	0	0	4,4922	0	0	0
Total	37.492,025		10,9329	2,8055	122.4740	810.2620
			37.492,025			

3.3 Diagram Alir Kuantitatif



BAB V NERACA PANAS

5.1 Neraca Panas Alat

Tabel 5.1. Neraca Panas Alat Heater 1

Komponen	Q Masuk (Kj/kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/kmol)
C3H8O	8.97482	-	5.859265
H2O	0.121216	-	0.054924
Total	9.096036	3.181856	-
	9.096036	9.096036	

Tabel 5.2. Neraca Panas Alat Vaporizer

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H8O	8.97482561	-	5.859262094
H2O	0.12243989	-	0.055478472
Total	9.0972655	3.18252	-
	5.91474057	5.914740567	

Tabel 5.3. Neraca Panas Alat Furnace

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H8O	5.859262094	-	10.44722
H2O	0.055478472	-	0.058679
Total	5.914740567	4.591157	-
	10.50589757	10.5059	

Tabel 5.4. Neraca Panas Alat Reaktor

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	-	-	4.98918707
C3H8O	10.44721879	-	1.03380987
H2O	0.058678778	-	0.05861305
H2	-	-	1.33512507
Total	10.50589757	-3.089162	-
	7.416735071	7.41673507	

Tabel 5.5. Neraca Panas Alat Cooler 1

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	4.989187069	-	4.552763465
C3H8O	1.033809875	-	0.822176676
H2O	0.058613054	-	0.057202101
H2	1.335125074	-	1.301288631
Total	7.416735071	-0.6833042	-
	6.733430873	6.733430873	

Tabel 5.6. Neraca Panas Alat Cooler 2

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	4.552763465	-	3.991357631
C3H8O	0.822176676	-	0.645432066
H2O	0.057202101	-	0.055905206
H2	1.301288631	-	1.278607678
Total	6.733430873	-0.7621283	-
	5.97130258	5.97130258	

Tabel 5.7. Neraca Panas Alat Condensor 1

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	3.991357631	-	3.316486483
C3H8O	0.645432066	-	0.484190758
H2O	0.055905206	-	0.054818653
H2	1.278607678	-	1.255637759
Total	5.97130258	-0.860168927	-
	5.111133653	5.111133653	

Tabel 5.8. Neraca Panas Alat Flash Drum

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	3.316486483	-	5.736524228
C3H8O	0.484190758	-	0.251163745
H2O	0.054818653	-	0.000446484
H2	1.255637759	-	1.320525815
Total	5.111133653	2.19752662	-
	7.308660272	7.308660272	

Tabel 5.9. Neraca Panas Alat Absorber

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.842126871	-	1.421850939
C3H8O	0.004748286	-	0.00822665
H2O	3.421913483	-	3.42191281
H2	0.064888056	-	0.064888056
Total	4.333676696	0.583201759	-
	4.916878455	4.916878455	

Tabel 5.10. Neraca Panas Alat Heater 2

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	6.307826963	-	10.23525608
C3H8O	0.254594273	-	13.90905151
H2O	3.422358621	-	13.64594361
Total	9.984779857	-27.80547133	-
	37.79025119	37.79025119	

Tabel 5.11. Neraca Panas Alat Menara Distilasi 1

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	6.561460642	-	3.96982293
C3H8O	0.263107904	-	0.264349616
H2O	3.41068753	-	3.410505392
Total	10.23525608	-2.590578138	-
	7.644677938	7.644677938	

Tabel 5.12. Neraca Panas Alat Kondensor 2

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/kmol)
C3H6O	3.90352	-	6.2447486
C3H8O	0.00159531	-	0.0025458
Total	3.90511531	2.342179132	-
	6.247294442	6.2472944	

Tabel 5.13. Neraca Panas Alat Reboiler 1

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.06629818	-	0.0665332
C3H8O	0.26275387	-	0.26353748
H2O	3.41050539	-	3.41069415
Total	3.73955744	0.0012074	-
	3.74076484	3.74076484	

Tabel 5.14. Neraca Panas Alat Heater 3

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.066533199	-	0.068023706
C3H8O	0.263537483	-	0.268515631
H2O	3.410694155	-	3.414432926
Total	3.740764837	-0.01021	-
	3.730557411	3.750972263	

Tabel 5.15. Neraca Panas Alat Menara Distilasi 2

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.068023706	-	0.041271121
C3H8O	0.268515631	-	0.170473443
H2O	3.414432926	-	3.404053256
Total	3.750972263	-0.135174	-
	3.61579782	3.750972263	

Tabel 5.16. Neraca Panas Alat Kondensor 3

Komponen	Q Masuk(Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/kmol)
C3H6O	0.041271121	-	0.06307835
C3H8O	0.167731692	-	0.249527867
H2O	0.015433251	-	0.034223574
Total	0.224436065	0.122393725	-
	0.34682979	0.34682979	

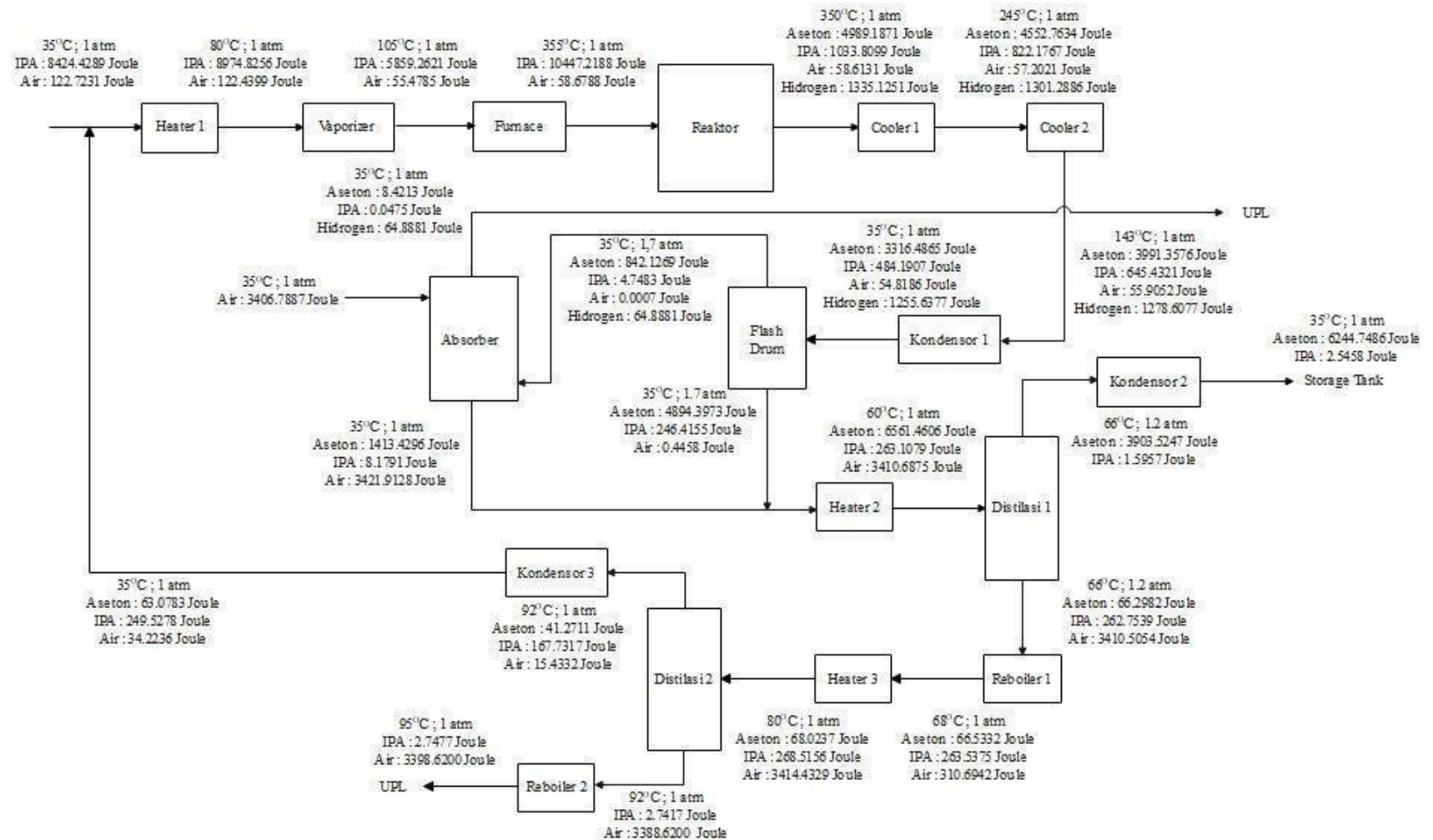
Tabel 5.17. Neraca Panas Alat Reboiler 2

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H8O	0.00252048	-	0.00274007
H2O	3.39177	-	3.39226
Total	3.39429048	0.00070959	-
	3.39500007	3.39500007	

5.2 Neraca Panas Total**Tabel 5.18. Neraca Panas Total**

Alat	Input (Kj/Kmol)	Output(Kj/Kmol)
Heater 1	9.097265498	9.097265498
Vaporizer	5.914740567	5.914740567
Furnace	10.50589757	10.50589757
Reaktor	7.416735071	7.416735071
Cooler 1	6.733430873	6.733430873
Cooler 2	5.97130258	5.97130258
Condensor 1	5.111133653	5.111133653
Flash Drum	7.308660272	7.308660272
Absorber	4.916878455	4.916878455
Heater 2	37.79025119	37.79025119
Distilasi 1	7.644677938	7.644677938
Condensor 2	6.247294442	6.247294442
Reboiler 1	3.740764837	3.740764837
Heater 3	3.750972263	3.750972263
Distilasi 2	3.61579782	3.61579782
Condensor 3	0.34682979	0.34682979
Reboiler 2	3.39500007	3.39500007
Total	129.5076329	129.5076329

5.3 Diagram Alir Kualitasif



BAB IV SPESIFIKASI ALAT

Tabel 6.1. Spesifikasi Alat Reaktor

Kode Alat		RE-01
Fungsi		Mereaksikan Isopropanol dengan katalis <i>Zinc Oxide</i> menjadi Aseton dan hidrogen
Jenis		<i>Fixed Bed Multi Tube</i>
Bahan Konstruksi		<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi	Suhu Masuk	355°C
	Suhu Keluar	350°C
	Tekanan	2 atm
Diameter		1,33 m
Volume		3,72 m ²
Tinggi		3,2 m
Katalis	Jenis	<i>Zinc Oxide</i>
	Massa	3537,09 kg
Waktu Tenggat		0,57 jam
Bentuk <i>Head</i> dan <i>Bottom</i>		<i>Torispherical Flanged and Dished Head</i>
Tube	Susunan	<i>Tringular Pinch</i>
	OD	0,0483 m
	ID	0,0409 m
	Jumlah	63 buah
Tinggi <i>Head</i>		0,5082 m

Tabel 6.2. Spesifikasi Alat Tangki

Kode Alat		T-01
Fungsi		Menyimpan bahan baku Isopropanol
Jenis		<i>Sillinder Tank with Thorispherical Head</i>
Bahan Konstruksi		<i>Carbon Steel SA-7</i>
Kondisi	Suhu	35°C
	Tekanan	1 atm
Volume		1.260.000 Liter
Diameter		10,97 m
Tinggi		12,8 m
Tebal		0,24 ft
Tebal <i>Head</i>		0,1855 inch
Tinggi <i>Head</i>		4,75 inch

Tabel 6.3. Spesifikasi Alat Flash Drum

Kode Alat	FD-01	
Fungsi	Memisahkan Hidrogen dari komponen lainnya	
Jenis	<i>Vertical Knock-Out Drum with Demister</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 304</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	35°C
	Suhu Keluar	35°C
	Tekanan Masuk	1 atm
	Tekanan Keluar	1,7 atm
Spesifikasi	Jumlah	1 buah
	Kapasitas	2931,7400 Kg/Jam
	Diameter	2,05 m
<i>Liquid Level</i>	<i>Low Liquid Level (LLL)</i>	0,2 m
	<i>LLL - HLL</i>	1,477 m
	<i>High Liquid Level - Nozzle</i>	0,615 m
<i>Nozzle</i>	<i>Diameter Inlet</i>	1,74 m
	<i>Diameter Outlet Vapor Nozzle</i>	0,064 m
	<i>Diameter Outlet Liquid Nozzle</i>	0,064 m
	<i>Inlet Nozzle - Demister</i>	0,82 m
Demister	Tinggi	0,1 m
	Demister - TLL	0,31 m
Tinggi	5,4 m	

Tabel 6.4. Spesifikasi Alat Vaporizer

Kode Alat	VP-01	
Fungsi	Menguapkan feed hingga mencapai titik didih	
Jenis	<i>Kettle Boiler</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-7</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	80°C
	Suhu Keluar	105°C
	Tekanan	1 atm
Tube	OD	1 inch
	ID	1,12 inch
	Jumlah	35 buah
Diameter	16 inch	
Beban Panas (Q)	3,26 10 ⁸ J/Jam	
<i>Overall Coeficient (Ud)</i>	494.414 W/m ² .K	
Pressure Drop	4 psi	

Tabel 6.5. Spesifikasi Alat Furnace

Kode Alat		FR-01
Fungsi		Memanaskan feed dengan suhu tinggi
Jenis		<i>Fire Tube Boiler</i>
Bahan Konstruksi		<i>Carbon Steel SA-7</i>
Kondisi	Suhu Masuk	105°C
	Suhu Keluar	355°C
	Tekanan	1 atm
Tube	OD	1 inch
	ID	1,12 inch
	Jumlah	50 buah
Diameter		16 inch
Beban Panas (Q)		3,26 10 ⁹ J/Jam
<i>Overall Coefficient</i> (Ud)		499.0297 W/m ² .K
Pressure Drop		5,3 psi

Tabel 6.6. Spesifikasi Alat Menara Distilasi 1

Kode Alat		MD-01
Fungsi		Memisahkan dan memurnikan Aseton
Jenis		<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
Kondisi	Suhu Masuk	60°C
	Suhu Keluar	66°C
	Tekanan Masuk	1 atm
	Tekanan Keluar	1,2 atm
Umpan Masuk		Stage ke-7
Total Tray		8 buah
Tinggi		6,234 m
Kolom	Top	Bottom
Jumlah Tray	4 tray	4 tray
Diameter	2,37 m	2,57 m
Area	4,41 m ²	5,18 m ²
Tebal Tray	5 mm	5 mm
<i>Flooding</i>	85%	85%
<i>Hole Area</i>	0,044 m ²	0,051 m ²
Jumlah Holes	446 holes	379 holes
<i>Pressure Drop</i>	40,981 Pa	35,587 Pa
Tinggi Tutup	0,592 m	0,642 m

Tabel 6.7. Spesifikasi Alat Menara Distilasi 2

Kode Alat	MD-02	
Fungsi	Memisahkan Isopropanol dari sisa air	
Jenis	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	80°C
	Suhu Keluar	92°C
	Tekanan Masuk	1 atm
	Tekanan Keluar	1 atm
Umpan Masuk	Stage ke-7	
Total Tray	9 buah	
Tinggi	6,865 m	
Kolom	Top	Bottom
Jumlah Tray	5 tray	4 tray
Diameter	3,13 m	1,83 m
Area	7,7 m ²	2,62 m ²
Tebal Tray	5 mm	5 mm
Flooding	85%	85%
Hole Area	0,077 m ²	0,026 m ²
Jumlah Holes	255 holes	749 holes
Pressure Drop	160 Pa	341,96 Pa
Tinggi Tutup	0,783 m	0,457 m

Tabel 6.8. Spesifikasi Alat Heater

Kode Alat		HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi		Memanaskan feed		
Jenis		<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel SA</i>		
Kondisi	Suhu Masuk	35°C	35°C	68°C
	Suhu Keluar	80°C	60°C	80°C
	Tekanan	1 atm		
Tube	OD	1 inch		
	ID	1,12 inch		
	Jumlah	21 buah	29 buah	13 buah
Shell		3,93 inch		
Diameter		16 inch		
Beban Panas (Q)		5,9 10 ⁸ J/Jam	9,7 10 ⁸ J/Jam	2,24 10 ⁸ J/am
Overall Coeficient (Ud)		494.632 W/m ² .K	488,349 W/m ² .K	464,8669 W/m ² .K
Pressure Drop		1,8 psi	1,1 psi	4,5 psi

Tabel 6.9. Spesifikasi Alat Absorber

Kode Alat		AB-01
Fungsi		Menangkap Aseton yang tersisa menggunakan air sebagai <i>solvent</i>
Jenis		<i>Double Welded Hutt Joint</i>
Bahan Konstruksi		<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi	Suhu Masuk	35°C
	Suhu Keluar	35°C
	Tekanan	1 atm
Diameter		2,366 m
Volume		15,569 ft ²
Tinggi		9,313 ft
Diameter <i>Packing</i>		0,167 ft
<i>Nozzle Gas In</i>	OD	1.05 in
	ID	0.824 in
<i>Nozzle Gas Out</i>	OD	0.405 in
	ID	0.215 in
<i>Nozzle Liquid In</i>	OD	1.050 in
	ID	0.824 in
<i>Nozzle Liquid Out</i>	OD	8.625 in
	ID	7.981` in
<i>Pressure Drop</i>		37,83 psi

Tabel 6.10. Spesifikasi Alat Cooler

Kode Alat		CO-01	CO-02
Fungsi		Mendinginkan feed keluar dari Reaktor	
Jenis		<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel SA</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	350°C	245°C
	Suhu Keluar	245°C	143°C
	Tekanan	1 atm	
Tube	OD	1,25 inch	
	ID	2 inch	
	Jumlah	2 buah	2 buah
Diameter		7,925 inch	
Beban Panas (Q)		(-3,9) 10 ⁹ J/Jam	(-3,2) 10 ⁹ J/Jam
<i>Overall Coeficient</i> (Ud)		676,0606 W/m ² .K	688,4235 W/m ² .K
<i>Pressure Drop</i>		6,6 psi	3,1 psi

Tabel 6.11. Spesifikasi Alat Kondensor

Kode Alat		CD-01	CD-02	CD-03
Fungsi		Mengkondensasi fasa gas feed menjadi liquid		
Jenis		<i>Shell and Tube SA</i>		
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel</i>		
Kondisi	Suhu Masuk	143°C	66°C	89°C
	Suhu Keluar	35°C	35°C	35°C
	Tekanan	1 atm		
Tube	OD	1 inch		
	ID	1,12 inch		
	Jumlah	170 buah	214 buah	163 buah
Shell		7 inch		
Diameter		16 inch		
Beban Panas (Q)		$(-3,4) 10^9 \text{ J/Jam}$	$(-9,8) 10^8 \text{ J/Jam}$	$(-1,8) 10^9 \text{ J/am}$
<i>Overall Coeficient (Ud)</i>		696.1434 W/m ² .K	699,2627 W/m ² .K	698,843 W/m ² .K
<i>Pressure Drop</i>		2 psi	1 psi	1,8 psi

Tabel 6.12. Spesifikasi Alat Reboiler

Kode Alat		RB-01	RB-02
Fungsi		Memanaskan feed untuk kembali ke menara distilasi	
Jenis		<i>Steam Boiler</i>	
Bahan Konstruksi		<i>Carbon Steel SA-7</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	66°C	92°C
	Suhu Keluar	68°C	95°C
	Tekanan	1 atm	
Tube	OD	1 inch	
	ID	1,12 inch	
	Jumlah	2 buah	4 buah
Diameter		16 inch	
Beban Panas (Q)		$3,7 10^7 \text{ J/Jam}$	$3,3 10^7 \text{ J/Jam}$
<i>Overall Coeficient (Ud)</i>		418,4671 W/m ² .K	503,8932 W/m ² .K
<i>Pressure Drop</i>		1,9 psi	5,4 psi

BAB VII UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik aseton adalah:

1. Unit Pengadaan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut:

- a. Air pendingin
- b. Air konsumsi umum dan sanitasi
- c. Air umpan boiler

2. Unit Pengadaan Steam

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan steam sebagai media pemanas untuk reboiler.

3. Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi pneumatic, untuk penyediaan udara tekan di bengkel dan untuk kebutuhan umum lainnya.

4. Unit Pengadaan Listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan elektronik atau alat – alat listrik, AC, maupun penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan disediakan generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan.

5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan generator dan boiler.

6. Unit Pengolahan Limbah

Unit berfungsi mengolah limbah sanitasi dan air limbah proses.

7.1 Unit Pengadaan Pengolahan Air

Air yang digunakan untuk kebutuhan pabrik diperoleh dari sungai yang diolah sesuai dengan spesifikasi air yang digunakan. Air yang dapat dijadikan air pendingin, air sanitasi, dan air *hydrant* menggunakan air bersih, sedangkan air proses menggunakan air demin dan air umpan *boiler* menggunakan air demin yang diolah terlebih dahulu melalui proses deaerasi agar sesuai spesifikasi *boiler*. Setelah melewati proses, air akan di *cooling tower* untuk digunakan kembali.

7.1.1 Deskripsi Pengolahan Air

Air yang diolah akan ditampung di dalam dua buah tangki, *portable water tank*, dan *demineralized water tank*.

1. *Portable water storage tank*, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk sanitasi, *hydrant*, dan pendingin.
2. *Demineralized Water Tank*, unit ini berfungsi menghasilkan demin water untuk memenuhi kebutuhan produksi *steam* dengan menghilangkan mineral – mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , HCO_3^- , SO_4^- , Cl^- , dan lain – lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diperoleh lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiled Feed Water*) dan air proses.
3. Unit Deaerasi, proses berlangsung didalam deaerator atau tempat di mana air umpan *boiler* ditampung dan diolah untuk menghilangkan gas terutama O_2 dan CO_2 yang terlarut di dalamnya. CO_2 dapat bereaksi dengan besi (Fe) membentuk padatan yang mengendap (Fe_2O_3 dan $\text{Fe}(\text{OH})_2$). Padatan – padatan tersebut dapat memicu terjadinya korosi.

7.1.2 Kebutuhan Air

Kebutuhan air di pabrik aseton ini terdiri dari berbagai jenis, antara lain untuk air pendingin, air umpan boiler, dan air sanitasi.

1. Kebutuhan Air Pendingin

Total kebutuhan air untuk pendingin = 7474.7 kg/jam

Jumlah air yang dibutuhkan = kebutuhan air x densitas air

$$= 7474.7 \times 997$$

$$= 7452275,9 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Asumsi air penguapan (10\%)} = 10\% \times 7452275,9$$

$$= 745227,59 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kebutuhan make up air pendingin} = 7452275,9 + 745227,59$$

$$= 8197503,49 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Kebutuhan Air Umpan *Boiler*

$$\text{Total kebutuhan air umpan boiler} = 4755,049 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,755049 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Steam yang terkondensasi (80\%)} = 0,8 \times 4,755049$$

$$= 3,8040392 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan make up air umpan boiler} &= \text{air umpan boiler} - \text{steam yang} \\ \text{terkondensasi} &= 4,755049 - \end{aligned}$$

$$3,8040392$$

$$= 0,9510098 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Kebutuhan Air Sanitasi

Kebutuhan air sanitasi ini mengacu pada Linsley (1988) dimana terdapat beberapa perhitungan air sanitasi berdasarkan kebutuhannya:

a. Air untuk Karyawan

Kebutuhan air untuk karyawan sebesar 15 L/orang/hari

Jumlah karyawan = 50 orang

Kebutuhan total = 50 x 15 liter/hari

$$= 750 \text{ liter/hari} = 0,75 \text{ m}^3/\text{hari}$$

b. Air untuk *Guest*

Tamu, kontraktor, pekerja lepas diasumsikan 50 orang

Jumlah = 50 orang

Kebutuhan total = 50 x 15 liter/hari

$$= 750 \text{ liter/hari} = 0,75 \text{ m}^3/\text{hari}$$

c. Air untuk Laboratorium

Diperkirakan sebanyak $2,5 \text{ m}^3 / \text{hari}$.

- d. Air untuk Pembersihan dan Pemeliharaan Taman dan Lain – Lain
(*Service Water*)

Kebutuhan air bersih untuk kebersihan = $10 \text{ m}^3 / \text{hari}$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah kebutuhan air sanitasi} &= (0,75 + 0,75 + 2,5 + 10) \text{ m}^3 / \text{hari} \\ &= 14 \text{ m}^3 / \text{hari}\end{aligned}$$

Jadi, total kebutuhan air untuk pabrik aseton adalah sebagai berikut:

- a. Total kebutuhan air yang digunakan saat normal operasi

$$\begin{aligned}\text{Total} &= \text{air pendingin} + \text{air umpan boiler} + \text{air sanitasi} \\ &= (8197503,49 + 0,9510098 + 14) \text{ m}^3 / \text{hari} \\ &= 8197518,441 \text{ m}^3 / \text{hari}\end{aligned}$$

- b. Total kebutuhan air yang digunakan saat start up

$$\begin{aligned}\text{Total} &= \text{air pendingin} + \text{air umpan boiler} + \text{air sanitasi} \\ &= (8197503,49 + 0,9510098 + 14) \text{ m}^3 / \text{hari} \\ &= 8197518,441 \text{ m}^3 / \text{hari}\end{aligned}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Total kebutuhan air} = 1639503,6882 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

Air yang digunakan direncanakan akan diperoleh dari sungai.

7.2 Unit Penyedia Steam

Unit ini berfungsi untuk menyediakan *steam* yang digunakan untuk proses pemanasan pada heater, vaporizer, dan reboiler. Agar boiler tetap awet diperlukan berbagai perlakuan seperti pengendalian blow down, penambahan inhibitor untuk menghambat kerak atau korosi, pemasangan instrument pengaman, dan penyediaan air umpan boiler sesuai baku mutu air umpan boiler.

- a. Perhitungan Kapasitas Boiler

$$Q = 753102,4 \text{ kJ/jam}$$

- b. Menentukan Luas Perpindahan Panas Dari Tier & Kulla (2002), konversi panas menjadi daya adalah:

Boiler Saturated Steam

Kondisi start up

$$Hp = \frac{Q}{970,3 \times 34,5} = \frac{753102,4}{970,3 \times 34,5} = 22,497 \text{ Hp}$$

Untuk Water Tube Boiler, output energinya mampu mencapai 19000 HP untuk satu boiler (Cleaver brooks, 2013). Maka jumlah boiler yang dibutuhkan yaitu 1 buah. Ditentukan luas bidang pemanasan adalah 10 ft² /Hp Jadi total *heating surface boiler*

$$= 10 \text{ ft}^2 / \text{Hp} \times 22,497 \text{ Hp}$$

$$= 224,97 \text{ ft}^2$$

- c. Perhitungan Bahan Bakar Boiler

Bahan bakar yang digunakan oleh boiler dalam menghasilkan steam adalah natural gas. Natural gas diperoleh dari PT. Perusahaan Gas Negara Tbk (PGN). Kebutuhan natural gas diperoleh dengan perhitungan heating value sebagai berikut: Data LHV (*Lower Heating Value*) masing-masing komponen natural gas ditunjukkan pada

Tabel 7.1. Data Lower Heating Value Komponen Natural Gas (Arthur J. K, 2006)

$$LHV \text{ Natural gas} = \sum_i^{xi} xi.LHV_i$$

Komponen	LHV (kJ/kg)
CH ₄	55576
C ₂ H ₆	51952
C ₃ H ₈	50370
C ₄ H ₁₀	49389
C ₅ H ₁₂	48950
C ₆ H ₁₄	48717
H ₂ S	16501

Komponen	%Massa	LHV (kJ/kg)	LHV.xi
CH ₄	0,8850	55576	49184,76
C ₂ H ₆	0,0580	51952	3013,22
C ₃ H ₈	0,0220	50370	1108,14
C ₄ H ₁₀	0,0079	49389	391,421
C ₅ H ₁₂	0,0070	48950	342,62
C ₆ H ₁₄	0,0019	48717	92,56
H ₂ S	0,00001	16501	0,165
LHV TOTAL			54132,916

LHV natural gas = 54.132,916 kJ/kg

Bahan bakar yang dibutuhkan:Q

$$M = \frac{Q}{\lambda}$$

Dimana:

M = massa bahan bakar yang dipakai, kg/jam

Q = kapasitas boiler, kJ/jam

λ = Heating value, kJ.kg

Kapasitas massa bahan bakar yang diperlukan

$$M = \frac{753102,4}{54.132,916} = 14,912 \text{ Kg/jam}$$

7.3 Unit Pengadaan Bahan Bakar

a. Perhitungan Kebutuhan Bahan Bakar pada Furnace

Bahan bakar yang digunakan sebagai bahan bakar furnace adalah natural gas/LNG. Pemilihan didasarkan pada pertimbangan bahwa bahan bakar lebih murah. Bahan bakar natural gas yang digunakan memiliki spesifikasi sebagai berikut: Net Heating Value = 850 Btu/ft³.

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar: } v_f = \frac{Q}{f \times n}$$

Keterangan :

Q = Kapasitas Boiler

f (Btu/jam) = Net Heating

Value (Btu/scf) n = Efisiensi

Boiler (75%) v_f = Laju Alir

Volumetric (scf/jam) maka, kebutuhan bahan bakarnya:

$$Q = 753102,4 \text{ kJ/jam} = 713,802968942 \text{ Btu/jam}$$

$$v_f = \frac{753102,4}{850 \times 0.75} = 11813,37098 \text{ Scf/Jam}$$

b. Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan Natural Gas

Nama Alat	Kebutuhan (Scf/Jam)
Furnace	11813,37098 Scf/Jam

c. Spesifikasi Furnace

Tabel 7.2. Spesifikasi Furnace

Tipe	<i>Box and Evans</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 285 A</i>
Tipe Las	<i>Double Welded Butt Joined Lebar</i>
Dapur Pembakaran	4 ft
Tinggi Tabung Pembakaran	8 ft
ID	4,03 in
OD	4,5 in

7.4 Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti untuk menggerakkan *control valve* serta untuk pembersihan peralatan pabrik. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik hanya saja udara tersebut harus dinaikkan dengan menggunakan kompresor. Untuk memenuhi kebutuhan, digunakan kompresor dan didistribusikan melalui pipa – pipa.

7.5 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik aseton ini direncanakan untuk diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) Nusantara Power UP.

Kebutuhan listrik untuk pabrik aseton meliputi:

A. Listrik untuk Keperluan Proses, Utilitas, dan Pengolahan Limbah

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses dapat diperkirakan melalui tabel berikut:

1. Keperluan Proses

Tabel 7.3. Kebutuhan Listrik Untuk Pompa

Nama Alat	Kode	Jumlah	HP	Total HP
Pompa feed menuju vaporizer	PP-01	1	0,271	0,271
Pompa vaporizer menuju furnace	PP-02	1	0.176	0.176

Pompa furnace menuju reaktor	PP-03	1	0.221	0.221
Pompa reaktor menuju cooler 1	PP-04	1	0.218	0.218
Pompa flash drum menuju absorber	PP-05	1	0.146	0.146
Pompa bak air menuju absorber	PP-06	1	0.228	0.228
Pompa absorber menuju heater 2	PP-07	1	0.108	0.108
Pompa reboiler 1 menuju distilasi 2	PP-08	1	0.0103	0.0103
Total		8	1.3783	1.3783

kebutuhan listrik untuk keperluan proses = 137,83 Hp = 102,77

2. Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 7.4. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Hp	Total
Pompa umpan air pendingin	1	2	2
Pompa aire sanitasi	1	2	2
Pompa kompresor udara tekan	2	100	200
Pompa unit air pendingin	2	1	2
Pompa unit daerator	1	2	2
Pompa unit demineralisasi	1	2	2
Pompa unit <i>hydrant</i>	4	1	4
Total	18	124	214

3. Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Limbah

Kebutuhan listrik untuk pengolahan limbah diperkirakan = 25 HP

Kebutuhan = listrik proses + listrik utilitas + listrik pengolahan limbah

$$= 1,3783 + 124 + 25$$

$$= 150,378 \text{ HP}$$

Jika diketahui 1 HP = 0,7457 kW, maka power yang dibutuhkan, yaitu:

$$\text{Power} = 150,3783 \times 0,7457 = 112,1370 \text{ kW}$$

B. Kebutuhan Listrik untuk bangunan, bengkel, laboratorium dan instrumentasi

1. Kebutuhan Listrik untuk Bangunan

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan *tube lamp* (TL) 40 watt. Berdasarkan Perrys (1988), lumen output tiap lampu *instant starting daylight* 40 W adalah 1960 lumen.

$$\text{Jumlah Lumen di dalam ruangan} = 1.104.601,900 \text{ Lumen}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{1.104.601,900}{40} = 565 \text{ buah}$$

2. Kebutuhan Listrik untuk Bengkel, Laboratorium, dan Instrumentasi

Listrik untuk bengkel, laboratorium, dan instrumentasi diperkirakan 15 kW

Listrik untuk alat – alat elektronika diperkirakan 30 kW

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= 135,248 \text{ kW} + 102,35 \text{ kW} + 15 \text{ kW} + 30 \text{ kW} \\ &= 282,598 \text{ kW} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%, maka:

$$\text{Total kebutuhan listrik} = 1,1 \times 282,598 = 310,858 \text{ kW}$$

3. Generator

Untuk memenuhi kebutuhan listrik tersebut, maka digunakan generator yang merupakan sumber energi listrik cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan. Generator yang digunakan memiliki efisiensi 80%.

$$\text{Input generator} = 310,858 / 0,80 = 388,573 \text{ kW}$$

$$= 388,573 \text{ kW} \times \frac{0,95 \text{ btu/s}}{1 \text{ Kw}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} = 1.328.919,659 \text{ Btu/jam}$$

Ditetapkan input generator sebesar 1000 kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia:

$$\text{Sisa} = 1000 - 388,573$$

$$= 611,427 \text{ kW}$$

- Spesifikasi Generator

Tipe : AC Generator

Kapasitas : 1000 kW

Tegangan : 220/360 volt

Efisiensi : 80%

Frekuensi : 50 Hz

Phase : 3 Phase

Jumlah : 1 buah

Bahan Bakar : Solar

- Spesifikasi Bahan Bakar

Jenis Bahan Bakar : Solar

Heating Value : 18.848 Btu/lb

Densitas : 49,83 lb/ft³

Efisiensi : 80%

Specific Gravity : 0,8691

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Generator} &= 1000 \text{ kW} \times \frac{0.95 \text{ btu/s}}{1 \text{ Kw}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} \\ &= 3.420.000 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas Bahan Bakar} = \frac{3.420.000 \text{ btu/jam}}{0.8 \times 0.8691 \times 18.848} = 260,976 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Solar} = \frac{\text{Massa solar}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{260.976 \text{ lb/jam}}{49.83 \text{ lb/ft}^3} = 5,237 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

7.6 Pengolahan Limbah

Unit ini merupakan salah satu unit yang harus disediakan oleh suatu pabrik.

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik aseton antara lain adalah:

- Limbah cair

- b. Limbah gas
- c. Limbah padatan

A. Pengolahan limbah berdasarkan pada jenis buangnya:

a. *Oily Water* dari Mesin Proses

Oily water berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan minyak untuk kemudian dibakar didalam tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke IPAL.

b. Air Buangan Sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet Kawasan pabrik dan perkantoran. Pengolahannya dengan cara dikumpulkan dan diolah dalam unit sanitasi dengan menggunakan lumpur aktif dan desinfektan Na-hipoklorit. Selanjutnya, limbah dialirkan menuju IPAL.

c. Air Sisa Proses

Air sisa regenerasi dari unit demineralisasi mengandung NaOH dan H_2SO_4 yang kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan dengan HCl dan NaOH hingga pH mencapai sekitar 6,5 – 7, serta mengandung O_2 minimal 3 ppm. Air yang netral lalu selanjutnya dialirkan ke IPAL.

B. pengolahan limbah gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas yang meliputi buangan gas dari boiler dan absorber, maka dapat dilakukan penanganan bahan buangan tersebut dengan cara dibuat stack/cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap, karena bahan bakar boiler menggunakan natural gas yang tidak menghasilkan *fly ash* atau emisi yang dapat membahayakan lingkungan.

C. Pengolahan limbah padatan

Limbah padat yang dihasilkan berasal dari limbah domestik. Limbah domestik berupa sampah – sampah keperluan sehari – hari seperti kertas dan plastik, sampah ditampung didalam bak penampungan sampah,

selanjutnya dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA). Limbah padat lainnya yang berbahaya, limbah B3 disimpan terlebih dahulu di Tempat Pembuangan Sementara (TPS) yang *close system* sehingga diupayakan tidak terjadi kebocoran limbah B3 dari TPS ke tanah, air, dan lingkungan. Selanjutnya, limbah B3 akan dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).

7.7 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produksi. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi dapat dikendalikan dan kualitas produk dapat dijaga sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu juga berperan dalam pengendali pencemaran lingkungan

Laboratorium mempunyai tugas pokok antara lain:

1. Sebagai pengendali kualitas bahan baku dan pengendali kualitas produk.
2. Sebagai pengendali terhadap proses produksi dengan melakukan analisis terhadap pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair, dan limbah padat yang dihasilkan unit – unit produksi
3. Sebagai pengendali terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam, dan lain – lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Dalam pelaksanaan tugasnya, laboratorium dikelompokkan menjadi

a) Laboratorium Fisika

Bagian ini mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat – sifat fisis bahan baku dan produk serta bahan penunjang proses.

b) Laboratorium Analitik

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku, produk, utilitas, dan limbah mengenai sifat – sifat kimianya. Analisis ag dilakukan diantaranya mengamati impuritas, kandungan logam, kemurnian, dan lain – lain.

c) Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dengan proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal – hal yang baru untuk keperluan pengembangan dengan kualitas material terkait dengan proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal – hal yang baru untuk keperluan pengembangan.

Alat – alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain:

1. *Hydrometer*

Hydrometer (Hidrometer) merupakan sebuah alat yang berfungsi untuk mengukur massa jenis (densitas) suatu zat cair. Nilai densitas dimaksud, dapat diketahui dengan membaca skala pada hidrometer. Unit pengukuran sebuah hidrometer umumnya dinyatakan dalam satuan g/ml (kg/liter) dan atau *specific gravity* (Sp. Gr).

Hidrometer berbentuk tabung kaca yang didesain khusus dan unik. Bagian bawah tabung dibuat lebih besar agar terjadi gaya desakan ke atas yang lebih besar. desakan gaya ke atas ini, memungkinkan hidrometer dapat tetap mengapung didalam zat air. Kemudian, agar tabung kaca terapung tegak di dalam zat cair, maka bagian bawah tabung dibebani dengan butiran timah. Sementara bagian atas tangkai tabung hidrometer didesain dengan diameter yang lebih kecil agar perubahan kecil yang terjadi pada hidrometer yang dicelupkan, menghasilkan perubahan besar pada kedalaman tangkai yang tercelup. Lebih jelasnya, ukuran perubahan kedalaman tangkai yang tercelup itulah ukuran nilai massa jenis zat cair yang diukur.

2. *Water Content Tester*

Water Content Tester digunakan untuk menganalisa kadar air di dalam produk atau tingkat kekeringan suatu sampel. Terdapat dua cara dalam mengukur jumlah kandungan air yang terkandung dalam suatu sampel yaitu termogravimetri dan konduktometri, pada termogravimetri ini dilakukan dengan beberapa tahap yakni penimbangan, pengovenan, dan pendinginan hingga diperoleh berat yang konstan. Nilai dari kandungan air yang ditentukan dapat dilihat dari selisih berat sebelum pemanasan dan sesudahnya, lalu konduktometri ini dilakukan oleh alat Moisture Meter, yaitu dengan cara elektrik. Teknik pengukuran konduktometri didasarkan pada konduktivitas dan hantaran listrik. Kadar air akan berbanding linear terhadap kapasitas listrik yang anda ukur. Hantaran Listrik tersebut akan terdeteksi oleh alat yang dinamakan detect.

3. *Infrared Spectrofotometer (IRS)*

Spektrofotometer Infra Red merupakan alat instrumentasi yang digunakan untuk menganalisa kandungan mineral. Metode Spektroskopi inframerah dengan mengamati interaksi molekul dengan radiasi elektromagnetik yang berada pada daerah panjang gelombang $0.75 - 1.000 \mu\text{m}$ atau pada bilangan gelombang $13.000 - 10 \text{ cm}^{-1}$. Metode spektroskopi inframerah merupakan suatu metode yang meliputi teknik serapan (*absorption*), teknik emisi (*emission*), teknik fluoresensi (*fluorescence*). Komponen medan listrik yang banyak berperan dalam spektroskopi umumnya hanya komponen medan listrik seperti dalam fenomena transmisi, pemantulan, pembiasan, dan penyerapan. Penyerapan gelombang elektromagnetik dapat menyebabkan terjadinya eksitasi tingkat-tingkat energi dalam molekul. Dapat berupa eksitasi elektronik, vibrasi, atau rotasi. Prinsip kerja spektrofotometer inframerah adalah fotometri. Sinar dari sumber sinar inframerah merupakan kombinasi dari panjang gelombang yang berbedabeda. Sinar yang

melalui interferometer akan difokuskan pada tempat sampel. Sinar yang ditransmisikan oleh sampel difokuskan ke detektor. Perubahan intensitas sinar menghasilkan suatu gelombang interferens. Gelombang ini diubah menjadi sinyal oleh detektor, diperkuat oleh penguat, lalu diubah menjadi sinyal digital. Pada sistem optik, radiasi laser diinterferensikan dengan radiasi inframerah agar sinyal radiasi inframerah diterima oleh detektor secara utuh dan lebih baik.

4. *Viscosimeter*

Sebagian besar cairan memiliki beberapa resistensi terhadap gerakan, peristiwa ini disebut dengan viskositas. Sebenarnya, viskositas adalah suatu keadaan zat yang memiliki sifat kekentalan. Viskositas muncul karena adanya gerakan relatif antara lapisan fluida. Dimana, mengukur resistensi aliran yang timbul karena gesekan internal. Viskositas juga dapat sering dianggap sebagai ukuran ketebalan fluida atau ketahanannya terhadap benda yang melewatinya. Cairan yang memiliki viskositas besar mampu menahan gerakan karena gaya antar molekulnya yang kuat memberikan banyak gesekan internal, menahan gerakan lapisan yang melewati satu sama lain. Sedangkan, cairan dengan viskositas yang rendah akan mengalir dengan mudah karena susunan molekulnya menghasilkan gesekan yang sangat kecil saat bergerak.

5. *Meter Total Dissolved Solid (TDS)*

TDS merupakan sebuah indikator untuk mengukur jumlah padatan/partikel terlarut di dalam air. Pengukuran tersebut dapat menggunakan alat TDS meter dengan prinsip kerja mengukur jumlah partikel padatan terlarut pada sampel yang diuji. Digunakan untuk mengukur partikel padatan terlarut. Alat tersebut dapat mengukur berapa jumlah partikel padat yang dapat larut dalam sampel dengan satuan ppm. Untuk penunjuknya berupa angka

digital pada display alat ukur.

6. pH Meter

pH meter adalah jenis alat ukur untuk mengukur tingkat keasaman atau kebasaan suatu cairan, pada Ph meter digital terdapat elektroda khusus yang berfungsi untuk mengukur pH bahan-bahan semi padat, elektroda (*probe* pengukur) terhubung sebuah alat elektronik yang mengukur dan menampilkan nilai pH. *Probe* atau Elektroda merupakan bagian penting dari pH meter, Elektroda adalah batang seperti struktur biasanya terbuat dari kaca. Pada bagian bawah elektroda terdapat bohlam, bohlam merupakan bagian sensitif dari probe yang berisi sensor. Jangan pernah menyentuh bola dengan tangan dan bersihkan dengan bantuan kertas tisu dengan tangan sangat lembut. Untuk mengukur pH larutan, probe dicelupkan ke dalam larutan. Probe dipasang di lengan dikenal sebagai probe lengan.

7. Gas Chromatography Mass Spectrometry (GCMS)

GCMS (*Gas Chromatography–Mass Spectrometry*) adalah alat yang digunakan untuk menganalisa senyawa di dalam sampel. Salah satu metode pemisahan kimia yang paling utama adalah kromatografi. Senyawa-senyawa dalam yang ada dalam campuran dipisahkan di dalam kolom kromatografi. Adapun mekanisme pemisahan antara beberapa senyawa terjadi karena perbedaan harga kelarutan masing-masing dalam pelarut yang bergerak, dan perbedaan keterserapan masing-masing senyawa kepada fasa diam. Dalam kromatografi gas, fasa gerak adalah gas helium. GCMS menyediakan bermacam-macam fasa diam yang mengikuti sifat-sifat senyawa dalam sampel. Spektroskopi massa adalah metode untuk menganalisis senyawa murni yang sudah dipisahkan dari kromatografi gas. Senyawa yang masuk ke “inlet” MS akan dipecahpecah dengan bombardir elektron sehingga menjadi ion-

ion. Pola pemecahan molekul akan sangat bergantung pada kestabilan ikatan yang ada dalam suatu molekul. Dari pola-pola pecahan molekul ini, struktur molekul dapat diketahui



BAB VIII TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES

8.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik adalah hal utama dalam yang penting dalam menunjang keberhasilan suatu perancangan pabrik industri. Letak geografis suatu pabrik industri sangat berpengaruh dalam dalam proses produksi, keuntungan yang akan didapat dan juga perluasan di masa yang akan mendatang. Adapun faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik dengan tepat yang nantinya akan memberikan dampak yang signifikan dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama yaitu pabrik tidak hanya dibangun dengan *production cost* dan *operating cost* yang minimum, akan tetapi juga tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga akan menjadi hal yang harus dipertimbangkan. Lokasi pada pabrik yang akan didirikan harus dapat menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimum mungkin. Adapun faktor lainnya juga perlu diperhatikan yaitu aspek penyediaan bahan baku, pemasaran, penyediaan tenaga listrik, penyediaan air, dan kebutuhan tenaga kerja. Dengan memperhatikan faktor-faktor untuk mempertimbangkan penempatan suatu lokasi pabrik Aseton dari Isopropanol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun yang memenuhi syarat direncanakan akan dibangun, Kec. Balik papan barat , Kota Balik Papan , Kalimantan Timur.



Gambar 8.1. Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

Ada dua jenis faktor yang mempengaruhi dalam menentukan lokasi pabrik adalah faktor primer dan faktor sekunder.

8.2 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer adalah faktor yang dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi dalam pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan, yaitu:

a. Penyediaan Bahan Baku

Pada perusahaan yang melakukan proses produksi harus mempunyai bahan baku untuk keberlangsungan proses produksi dalam perusahaan tersebut. Apabila suatu perusahaan tidak memiliki persediaan bahan baku maka dalam pelaksanaan proses produksi akan terhambat. Hal tersebut membuktikan bahwa penempatan lokasi pabrik yang akan didirikan tidak jauh dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran. Hal ini bertujuan untuk mempermudah aspek transportasi sekaligus untuk meminimalisir biaya produksi terkait biaya transportasi dalam penyediaan bahan baku. Oleh karena itu, bahan baku isopropanol berasal dari Anhui Eapearl Chemical Co, Ltd, yang terletak di Ibukota Perunggu Kuno yang indah di Cina di provinsi anhui, Cina.

b. Pemasaran Pabrik

Pemasaran hasil produksi perancangan pabrik yaitu aseton yang dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut. Pemasaran melalui jalur darat dapat dilakukan dengan pengangkutan menggunakan truk, sedangkan pemasaran jalur laut dapat dilakukan menggunakan kapal. Pabrik aseton dipasarkan ke industri kimia seperti industri karet, cat, kosmetik dan permis di daerah Balikpapan, Kalimantan Timur.

c. Tenaga Kerja

Mendirikan suatu pabrik sama halnya dengan membuka lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat setempat, sehingga kebutuhan tenaga

kerja baik tenaga profesional (sarjana) maupun tenaga kerja kasar yang terdidik dan terampil dapat terpenuhi. Dengan diperoleh tenaga kerja yang sesuai kriteria, proses produksi akan berlangsung dengan baik.

d. Utilitas

Keperluan utilitas suatu pabrik adalah listrik, air, udara, dan bahan bakar. Pabrik direncanakan didirikan di Kec. Balikpapan barat , Kota Balikpapan , Kalimantan Timur merupakan daerah yang dekat dengan sumber air seperti sungai sehingga memudahkan untuk penyediaan air. Untuk kebutuhan listrik dapat dipenuhi oleh PLN serta penyediaan generator sebagai cadangan listrik. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh melalui Pertamina.

e. Transportasi

Ketersediaan sarana transportasi baik melalui jalur laut maupun jalur darat dapat mempermudah dalam pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk yang memadai. Pabrik Aseton direncanakan di lokasi yang strategis karena:

- Pabrik terletak didekat PT Kaltim Kariangau Terminal , sehingga transportasi laut dapat dengan mudah dilakukan.
- Untuk transportasi darat dapat digunakan truk pengangkut.

f. Keadaan Iklim dan Tanah

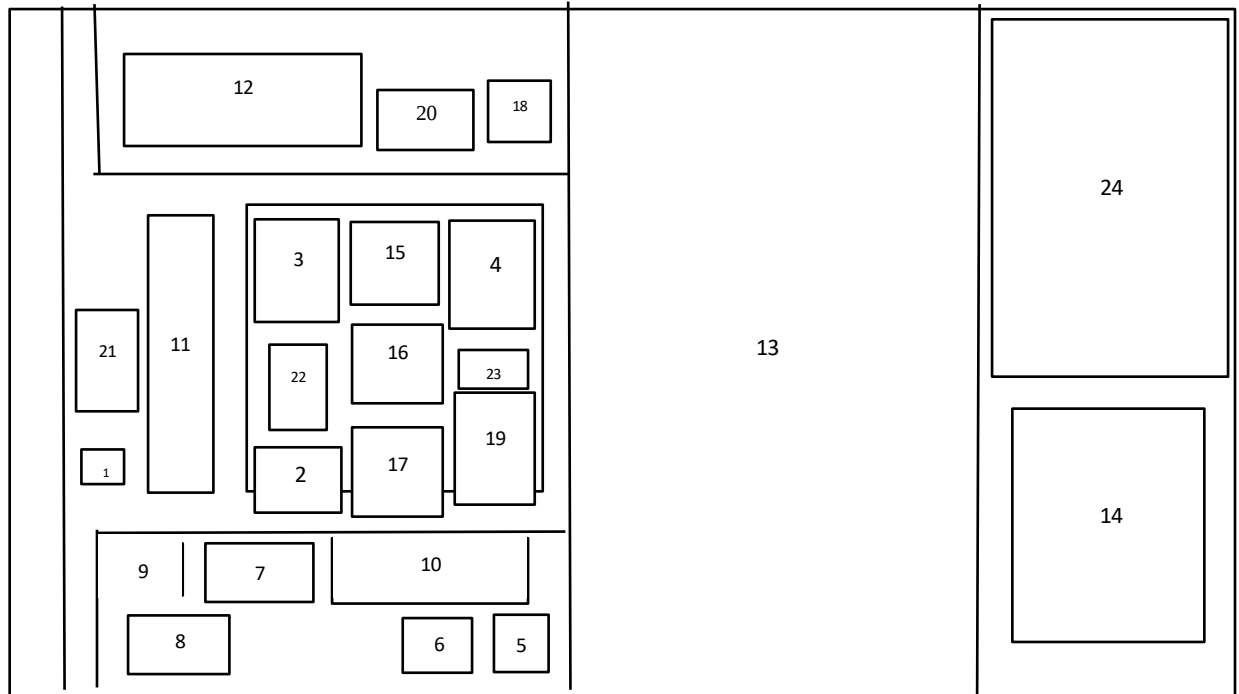
Kota Balikpapan beriklim tropis yang mempunyai musim sama dengan wilayah Indonesia pada umumnya, yaitu musim kemarau dan musim penghujan. Secara morfologi daerah kubu terletak di bagian barat Kecamatan balik papan barat struktur tanahnya merupakan tanah datar.

g. Rincian Luas Tanah

Tabel 8.1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	3	3	9
2	Kantor Utama	25	20	500

3	Kantor Produksi	25	25	625
4	Gedug Serbaguna	18	13	234
5	Mini Market	10	10	100
6	Kantin	10	10	100
7	Gereja	18	15	270
8	Masjid	17	15	255
9	Klinik	10	10	100
10	rumahan/mess karyawan	30	17	510
11	Parkir utama	45	10	450
12	Parkiran bus dan truk	40	20	800
13	Area proses	200	95	19000
14	Area utilitas	65	40	2600
15	Ruang kendali proses	15	15	225
16	Ruang kendali utilitas	15	15	225
17	Laboratorium	20	15	300
18	Bengkel	30	20	600
19	Gudang Bahan Baku	15	15	225
20	nit pemadam kebakaran	20	10	200
21	Taman 1	10	8	80
22	Taman 2	10	7	70
23	Taman 3	8	8	64
24	Area peluasan	100	75	7500
25	jalan	250	20	5000
Total Luas Tanah				39168
Total Luas Industri				35542



Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Keterangan :

- | | | | |
|-----|-------------------------|-----|------------------------|
| 1. | Pos Keamanan | 15. | Ruang Kontrol Proses |
| 2. | Kantor Utama | 16. | Ruang Kontrol Utilitas |
| 3. | Kantor Produksi | 17. | Laboratorium |
| 4. | Gedung Serbaguna | 18. | Gudang Bahan Baku |
| 5. | Kantin | 19. | Bengkel |
| 6. | Mini Marker | 20. | Unit pemadam Kebakaran |
| 7. | Masjid | 21. | Taman 1 |
| 8. | Gereja | 22. | Taman 2 |
| 9. | Klinik | 23. | Taman 3 |
| 10. | Perumahan/Mess Karyawan | 24. | Area Perluasan |

- | | | | |
|-----|----------------------|-----|-------|
| 11. | Parkir Utama | 25. | Jalan |
| 12. | Parkir Buss dan Truk | | |
| 13. | Area Proses | | |
| 14. | Area Utilitas | | |

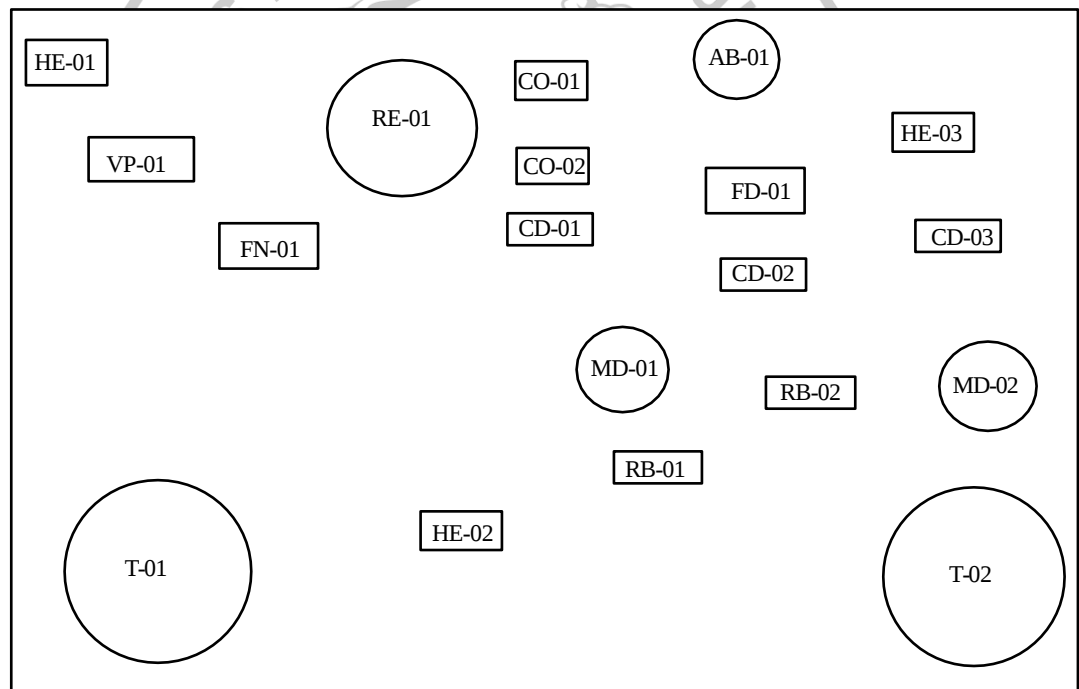
Tata letak atau *layout* merupakan tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas perusahaan untuk menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan memanfaatkan luas area untuk penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan-gerakan material, penyimpanan material baik yang bersifat temporer maupun permanen, personil pekerja, dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009). Tata letak yang baik akan berdampak pada terjaminnya keamanan, kenyamanan, dan kepuasan dari tenaga kerja. Dengan terjaminnya hal-hal tersebut maka kualitas tenaga kerja dapat meningkat. Berikut beberapa hal yang harus diperhatikan guna mencapai kondisi optimal dalam menentukan tata letak pabrik Aseton.

1. Pabrik Aseton merupakan pabrik baru sehingga penentuan tata letak tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Pembangunan pabrik baru memungkinkan adanya perluasan wilayah dan pengembangan di masa depan.
2. Faktor keamanan suatu pabrik harus diperhatikan guna mencegah resiko kecelakaan kerja. Perencanaan tata letak suatu pabrik diusahakan jauh dari sumber api, bahan yang mudah terbakar, serta jauh dari gas beracun. Demi keselamatan kerja, tempat yang dapat menimbulkan kebakaran ditempatkan satu unit pemadam kebakaran. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, diantaranya:
 - a. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang

akan dijual.

- b. Daerah proses merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Penyimpanan bahan baku dan produksi merupakan daerah penyimpanan bahan baku, biasanya berupa tangki penyimpanan.
- c. Daerah gudang merupakan daerah tempat penyimpanan produk akhir. Bengkel sebagai tempat perbaikan alat yang rusak atau pemeliharaan alat.
- d. Daerah utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses dipusatkan dapat berupa air ataupun tenaga listrik.

8.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)



Gambar 8.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak alat proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Penyusunannya berdasarkan alat yang memiliki fungsi sama ditempatkan dalam satu bagian. Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadi stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.
3. Penerangan Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.
4. Lalu lintas manusia dalam perancangan layout pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.
5. Pertimbangan ekonomi dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.
6. Jarak antara alat proses Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.

BAB IX KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

9.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja adalah segala upaya atau pemikiran yang ditujukan untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja khususnya dan manusia pada umumnya. Pada pabrik aseton dengan proses dehidrogenasi isopropanol ini kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari dan menimbulkan terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja ditinjau dari berbagai pendekatan, antara lain :

1. Pendekatan kemanusiaan

Berupaya mencegah terjadinya penderitaan bagi tenaga kerja dan ikut serta menciptakan terwujudnya kesejahteraan hidup.

2. Pendekatan ekonomis

Berupaya meningkatkan keuntungan dengan menghindarkan kerugian bagi tenaga kerja dan perusahaan.

3. Pendekatan sosial

Berupaya menghindarkan kerugian bagi masyarakat baik langsung maupun tidak langsung.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
2. Melindungi sumber – sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
3. Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.

4. Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain:

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.
3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

9.1.1 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Sebab- sebab terjadinya kecelakaan kerja secara umum, terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

1. Lingkungan Fisik, meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Kecelakaan terjadi akibat dari:
 - Kesalahan perencanaan
 - Aus atau rusaknya peralatan
 - Kesalahan pada waktu pembelian
 - Terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol
 - Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat
 - Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat, bising dan salah penerangan
2. Manusia Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut :
 - Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan

- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
3. Sistem Manajemen Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal di bawah ini, yaitu:
- Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja
 - Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi
 - Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya
 - Kurangnya penerapan prosedur yang baik
 - Tidak adanya inspeksi peralatan.

9.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Aseton

Usaha untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di lokasi pabrik aseton, yaitu dengan diperhatikannya tindakan pencegahan terhadap tiga faktor utama penyebab kecelakaan tersebut, diantaranya:

1. Lingkungan Fisik

Cara menanggulangi bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya dalam Proses Plant

Dalam *design process* harus diperhatikan *flammable* dan *explosive*, desain peralatan harus didasarkan pada karakteristik bahan-bahan yang akan diolah maupun produk yang dihasilkan.

2. Bahaya Kebocoran

Kebocoran yang terjadi terutama pada sambungan pipa. Perpipaan diletakkan di atas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang di bawah tanah, maka harus dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainase* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah adanya bakteri yang dapat masuk kedalam bahan baku sehingga menurunkan

kualitas dan kuantitas produk. Dan juga susunan valve dan perpipaan yang baik sangat membantu keselamatan kerja.

3. Bahaya Thermis

Peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi harus diberi isolasi, untuk menghindari terjadinya kecelakaan dan menghindari kehilangan panas yang dibutuhkan alat tersebut. Untuk menghindari suhu ruangan yang terlalu tinggi maka perlu adanya ventilasi udara yang cukup pada ruangan tersebut, sebab bila suhu ruangan tinggi akan menimbulkan kondisi cepat lelah para pekerja dan dapat menurunkan efisiensi kerja.

4. Bahaya kebakaran terjadinya kebakaran dapat disebabkan oleh:

- Kemungkinan nyala terbuka dari unit utilitas, laboratorium, dan lain-lain
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak.
Untuk mengatasi kemungkinan tersebut dilakukan :
- Melarang kegiatan merokok di daerah yang mudah terbakar
- Menempatkan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada daerah rawan kebakaran
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi yang ada.

2. Manusia/Karyawan

Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Pada waktu *maintenance* ataupun pada waktu *shut down* para pekerja harus menggunakan alat pelindung diri, seperti helm, sarung tangan, masker dan lain sebagainya disesuaikan dengan kebutuhan.
2. Memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja.

3. Pemberian pengarahan, training *Fire Fighting Brigade* (FFB) yang dilakukan 1 kali dalam seminggu untuk menangani bila sewaktu – waktu terjadi kebakaran dan bahan baku petunjuk keselamatan kerja tentang diri sendiri, bahan kimia dan lain-lain.
4. Memberikan dan mengawasi kelengkapan alat pelindung diri karyawan sebelum memasuki lokasi pabrik.
5. Adanya poliklinik mempunyai sarana yang dapat memadai dalam memberikan pertolongan darurat. Selain itu setiap karyawan harus memahami cara memberikan pertolongan pertama bila ada kecelakaan.

9.2.1 Keselamatan Karyawan di Area Pabrik Aseton

1. Pada daerah tangki penyimpanan, perpipaan, dan perpompaan. Pada kawasan ini pekerja/ karyawan diwajibkan menggunakan:
 - Alat pelindung kaki
Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas dan terlindung dari kebocoran tangki.
 - Alat pelindung kepala
Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.
 - Alat pelindung mata
Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, dan melindungi mata jika terjadi kebocoran pada tangki yang akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.
 - Alat pelindung tangan
Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik), serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda–benda panas)
 - Alat pelindung badan

Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada tangki penampung yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C dan aliran panas.

2. Pada daerah reboiler

- Alat pelindung mata

Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.

- Alat pelindung tangan

Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).

- Alat pelindung kaki

Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya pipa HE atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa

- Alat pelindung kepala

Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.

- Alat pelindung telinga

Ear plug (dapat menahan suara sampai 39 dB) dan ear muff (sampai 41 dB), atau gabungan keduanya. Diberikan kepada karyawan operator peralatan (mesin) terutama yang ber rpm tinggi.

- Alat pelindung badan

Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpipaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C terutama pada daerah heater, furnace, dan reboiler selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.

3. Pada daerah Reaktor, vaporizer, menara distilasi Pada kawasan ini sama karyawan diwajibkan menggunakan :

- Alat pelindung mata

Welding mask atau *welding glasses*, berfungsi untuk melindungi mata dari radiasi sinar yang terdapat pada pengelasan, selain itu untuk pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan.

- Alat pelindung tangan

Sarung tangan karet (untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif) serta sarung tangan kulit / PVC / berlapis *chrom* (untuk melindungi dari benda – benda tajam / kasar dan benda – benda bersuhu tinggi).

- Alat pelindung kaki

Sepatu pengaman (*safety shoes*), berfungsi untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda – benda berat, terpercik aliran panas/terlalu panasnya tangki atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa.

- Alat pelindung kepala

Safety helmet yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan benda – benda keras atau kejatuhan benda – benda keras.

- Alat pelindung badan

Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem perpipaan / reaktor yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas.

9.2.2 Hal-hal Yang Harus Diperhatikan

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

- a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat – alat konstruksinya harus memenuhi

persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya – bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat – alat bergerak

Alat – alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah.

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya Boiler, Cooler, Heater dan sebagainya. Di samping itu, dalam perancangan faktor keselamatan harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (stress). Hal ini memegang peran penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruang tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat control yang sesuai.

e. Sistem perpipaan

Pipa – pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa – pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti belokan – U (*U – bed*), *tee*, juga pemilihan valve yang sesuai untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuaian pipa.

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekring) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu – waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit – unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing – masing , juga dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Di samping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya atau larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

9.2.3 Sistem Yang Digunakan di Pabrik Aseton

1. Sistem Alarm Pabrik

Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.

2. Sistem Komunikasi

Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless* yang diset berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk start, stop, dan *emergency* pengoperasian.

3. Motor Listrik

Motor listrik berfungsi untuk melindungi dari kegagalan tenaga untuk sementara.

4. Sistem Manajemen

Sistem manajemen mempunyai peran yang besar bagi karyawan dan staff ahli yang saling mendukung satu sama lain. Juga kedisiplinan di dalam menjalankan tugas untuk kerjasama dalam mencapai tujuan keselamatan dan kesehatan kerja. Sistem manajemen yang benar meliputi:

- Melaksanakan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kesehatan Kerja
- Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
- Membuat usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.

5. Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD)

Menurut Undang-Undang Keselamatan Kerja No.1 tahun 1970 untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat perlindungan diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing. Alat pelindung diri (APD) bukan

merupakan alat untuk menghilangkan bahaya di tempat kerja, namun hanya merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja yang sesuai dengan standar kerja yang diijinkan. Syarat – syarat Alat Pelindung Diri adalah:

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai
4. Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

Jenis – jenis Alat Pelindung Diri adalah sebagai berikut:

1. Topi Keselamatan (*Safety head*)

Untuk melindungi kepala terhadap benturan, kemungkinan tertimpa benda – benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejutan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya. Digunakan selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.

2. Alat pelindung mata (*Eye goggle*)

Untuk melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan. Digunakan pada saat :

- Di daerah berdebu
- Menggerinda, mamahat, mengebor, membubut, dan memfrais
- Di mana terdapat bahan atau menangani bahan kimia yang berbahaya, termasuk asam atau alkali
- Pengelasan

3. Alat pelindung muka

Untuk melindungi muka (dari dahi sampai batas leher)

- Pelindung muka yang tahan terhadap bahan kimia yang berbahaya (warna kuning, digunakan pada saat menangani bahan asam atau

alkali)

- Pelindung muka terhadap pancaran panas (warna abu – abu). Digunakan di tempat kerja di mana pancaran panas dapat membahayakan pekerja.
- Pelindung muka terhadap pancaran sinar ultra violet dan infra merah.

4. Alat pelindung telinga

Untuk melindungi telinga terhadap kebisingan dimana bila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap. Macam dari alat pelindung pendengaran ini adalah:

- *Ear plug* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB.
- *Ear muff* : digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

5. Alat pelindung pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan (*respirator*) yaitu:

- *Air purifying respirator*
- *Air supplying respirator*

Sedangkan alat yang digunakan pada pabrik ini adalah *air purifying respirator* yang berfungsi untuk melindungi pemakainya dari debu, gas, uap, dan kabut. Alat ini juga dipakai bila toksinitas zat kimia dan kadarnya dalam udara tempat bekerja rendah. Alat ini bekerja dengan cara filtrasi dan adsorpsi.

6. Sarung tangan

Digunakan untuk melindungi tangan terhadap bahaya fisik, kimia, dan listrik.

- Sarung tangan kulit

Dipakai apabila para pekerja tengah bekerja dengan benda yang kasar

dan tajam.

- Sarung tangan asbes

Digunakan apabila bekerja dengan benda yang panas.

- Sarung tangan katun

Digunakan apabila bekerja dengan peralatan oksigen.

- Sarung tangan karet

Digunakan apabila bekerja dengan bahan kimia yang berbahaya, korosif, dan iritatif.

- Sarung tangan Listrik

Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terkena bahaya listrik.

- Sepatu pengaman

Digunakan untuk melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan para pekerja di tempat kerja. Macam dari sepatu pengaman adalah:

- a. Sepatu keselamatan

Digunakan untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia yang korosif, tertembus benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeleset oleh air atau minyak.

- b. Sepatu karet

Digunakan untuk melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.

- c. Sepatu listrik

Digunakan apabila bekerja dengan kemungkinan terdapat bahaya listrik.

- Baju pelindung Digunakan untuk melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

9.3 Keselamatan Pada Alat-alat Pabrik

a. Pada Tangki Penampung

Pada tangki penampung, harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang berupa:

- Pemberian label dan spesifikasi bahannya.
- Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

b. Pada Pompa dan Sistem Perpipaan

Kemungkinan korosi yang terjadi pada pompa dan pipa adalah korosi uniform, korosi *caustic embrittlement*, dan korosi erosi yang disebabkan oleh aliran. Korosi erosi dapat ditemukan pada sistem perpipaan (terutama pada *bend*, *elbow* dan *joint*), valve, pompa, heater. Sedangkan korosi *caustic embrittlement* terjadi jika berada pada tekanan tinggi dan lingkungan kimia yang banyak mengandung basa. Untuk mencegah adanya korosi tersebut, pada pompa digunakan logam yang lebih keras yang tahan terhadap korosi serta pengecekan secara berkala (setiap minggu) oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

c. Pada Reaktor, Menara Distilasi, Absorber, dan Flash Drum

Pada area Reaktor, Menara Distilasi, Absorber, dan Flash Drum dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada Boiler mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

d. Pada area pabrik secara umum atau keseluruhan

- Disediakan jalan di antara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal : kebakaran).

- Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran.
- Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat. Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi kejadian darurat.



BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1 Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada prancangan pabrik aseton ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Pabrik aseton yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

- Bentuk perusahaan : Perseroan terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri aseton
- Perusahaan : Balikpapan, Kalimantan Timur

Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh komisaris
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya:
 - a. Pemegang saham
 - b. Direksi beserta staffnya
 - c. Karyawan Perusahaan
5. Efisiensi manajemen

Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dapat memilih dewan

direksi, di antaranya direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas

Dalam perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga modal ini Perseroan terbatas dapat memperluas usahanya.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) yaitu Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang–Undang Hukum Dagang, besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham yang dipegang oleh pemiliknya. Pembinaan personalianya sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

10.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Sebab hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas sebagai pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh suatu struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line* and staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Pembentukan staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dalam bidangnya adalah untuk mencapai kelancaran produksi. Staff ahli akan memberi

bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu :

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

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya, sedangkan seorang direktur utama yang dibantu oleh Direktur produksi dan Teknik serta Direktur Keuangan dan Umum bertugas untuk menjalankan perusahaan. Direktur Produksi dan Teknik membawahi bagian teknik dan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan umum, keuangan dan pemasaran. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan setiap kepala seksi membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Setiap kepala regu bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut:

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen
- Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

10.3 Tugas dan Wewenang

10.3.1 Pemegang Saham

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

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

10.3.2 Dewan Komisaris

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

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

10.3.3 Dewan Direksi

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

1. Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggung-jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.

2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham .
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi dan Teknik, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan Teknik
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum, antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahan.

10.3.4 Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli meliputi :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

10.3.5 Kepala Bagian

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

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas Kepala Bagian Produksi, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang mutu dan kelancaran produksi
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Produksi membawahi :

- Seksi Proses
- Seksi Pengendalian
- Seksi Laboratorium.

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam bidang peralatan, proses dan utilitas
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi Utilitas.

3. Kepala Bagian Research and Development

Tugas Kepala Bagian Research and Development, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang penelitian dan pengembangan
- Mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Research and Development membawahi :

- Seksi penelitian
- Seksi pengembangan.

4. Kepala Bagian Keuangan

Tugas Kepala Bagian Keuangan, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi Anggaran.

5. Kepala Bagian Umum

Tugas Kepala Bagian Umum, antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi personalia
- Seksi Hubungan Masyarakat (Humas)
- Seksi Keamanan

6. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab pada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian ini membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Penjualan.

10.3.6 Kepala Seksi

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

1. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses, antara lain :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang/.

2. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian, antara lain :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

3. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Laboratorium, antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi Pemeliharaan, antara lain :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

5. Kepala Seksi Utilitas

Tugas Kepala Seksi Utilitas:

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik.

6. Kepala Seksi Penelitian

Tugas Kepala Seksi Penelitian :

- Mempertinggi mutu produk.

7. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan :

- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi
- Mempertinggi efisiensi kerja.

8. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi, antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.

9. Kepala Seksi Anggaran

Tugas Kepala Seksi Anggaran, antara lain :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat perkiraan tentang keuangan masa yang akan datang
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.

10. Kepala Seksi Personalia Tugas Kepala Seksi Personalia, antara lain :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

11. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas, antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

12. Kepala Seksi Keamanan Tugas Kepala Seksi Keamanan, antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan ataupun bukan dilingkungan pabrik
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan item perusahaan.

13. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian, antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

14. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan, antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

10.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Aseton direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Berdasarkan pembagian jam kerja, karyawan digolongkan menjadi 2 golongan, yaitu :

10.4.1 Karyawan Non Shift

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak mengalami proses produksi secara langsung. Karyawan *non-shift* antara lain adalah Direktur, Staff ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi bagian administrasi. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

- Hari Senin - Jum'at : Jam 08:00 – 16.00
- Hari Sabtu : Jam 08:00 – 13:00

Jam istirahat :

- Hari Senin-Kamis : Jam 12:00 – 13:00
- Hari Jum'at : Jam 11:00 – 13:00

10.4.2 Karyawan Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* antara lain adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi 3 (tiga *shift*) dengan pengaturan sebagai berikut :

1. Karyawan Operasi

- a. *Shift* Pagi : Jam 08:00 – 16:00
- b. *Shift* Siang : Jam 16:00 – 23:00
- c. *Shift* Malam : Jam 23:00 – 08:00

2. Karyawan Keamanan (*security*)

- a. *Shift* Pagi : Jam 07:00 – 15:00
- b. *Shift* Siang : Jam 15:00 – 23:00
- c. *Shift* Malam : Jam 23:00 – 07:00

Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P
3	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S
4	L	P	P	S	S	S	M	L	P	P	S	S	S	M

Keterangan : P = *Shift* Pagi M = *Shift* Malam S = *Shift* Siang L = Libur

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan

3. Karyawan Borongan

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

10.5 Sistem Kepegawaian

10.5.1 Penggolongan jabatan

1. Direktur Utama : Sarjana
2. Direktur Teknik dan Produksi : Sarjana Teknik
3. Direktur Keuangan dan Umum : Sarjana Ekonomi/Hukum
4. Kepala bagian R&D : Sarjana Teknik Kimia
5. Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia

6. Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik
Mesin/Elektro
7. Kepala Bagian keuangan : Sarjana Ekonomi
8. Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
9. Kepala Bagian Umum : Sarjana Hukum
10. Kepala Seksi : Sarjana Muda
11. Operator : STM/SMU/Sederajat
12. Sekretaris : Akademi Sekretaris
13. Lain - lain : SD/SMP/Sederajat

10.5.2 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Perincian jumlah karyawan, golongan serta gaji.

Tabel 10.2. Perincian Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
Direktur Teknik dan Produksi	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Staff Ahli	1
Ka.Div Umum	1
Ka.Div Pemasaran	1
Ka.Div Keuangan	1
Ka.Div Teknik	1
Ka.Div. Produksi	1

Ka.Div personalia	1
Ka.Div Humas	1
Ka.Div Keamanan	1
Ka.Div Pembelian	1
Ka.Div Pemasaran	1
Ka.Div Administrasi	1
Ka. Div Kas/Anggaran	1
Ka. Div Pengendalian	1
Ka.Sek Laboratorium	1
Ka.Sek Utilitas	1
Ka.Sek Pengembangan	1
Ka. Sek Penelitian	1
Karyawan personalia	3
Karyawan Humas	3
Karyawan Keamanan	6
Karyawan Pembelian	5
Karyawan Pemasaran	5
Karyawan Administrasi	4
Karyawan Kas/Anggaran	3
Karyawan Proses	45
Karyawan Pengedalian	5
Karyawan Laboratorium	5
Karyawan Pemeliharaan	8
Karyawan Utilitas	12
Karyawan K3	7
Sekretaris	5
Medis	2
Paramedis	4
Supir	6

Cleaning Service	6
Total	155

10.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun.

3. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

4. Pengobatan

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

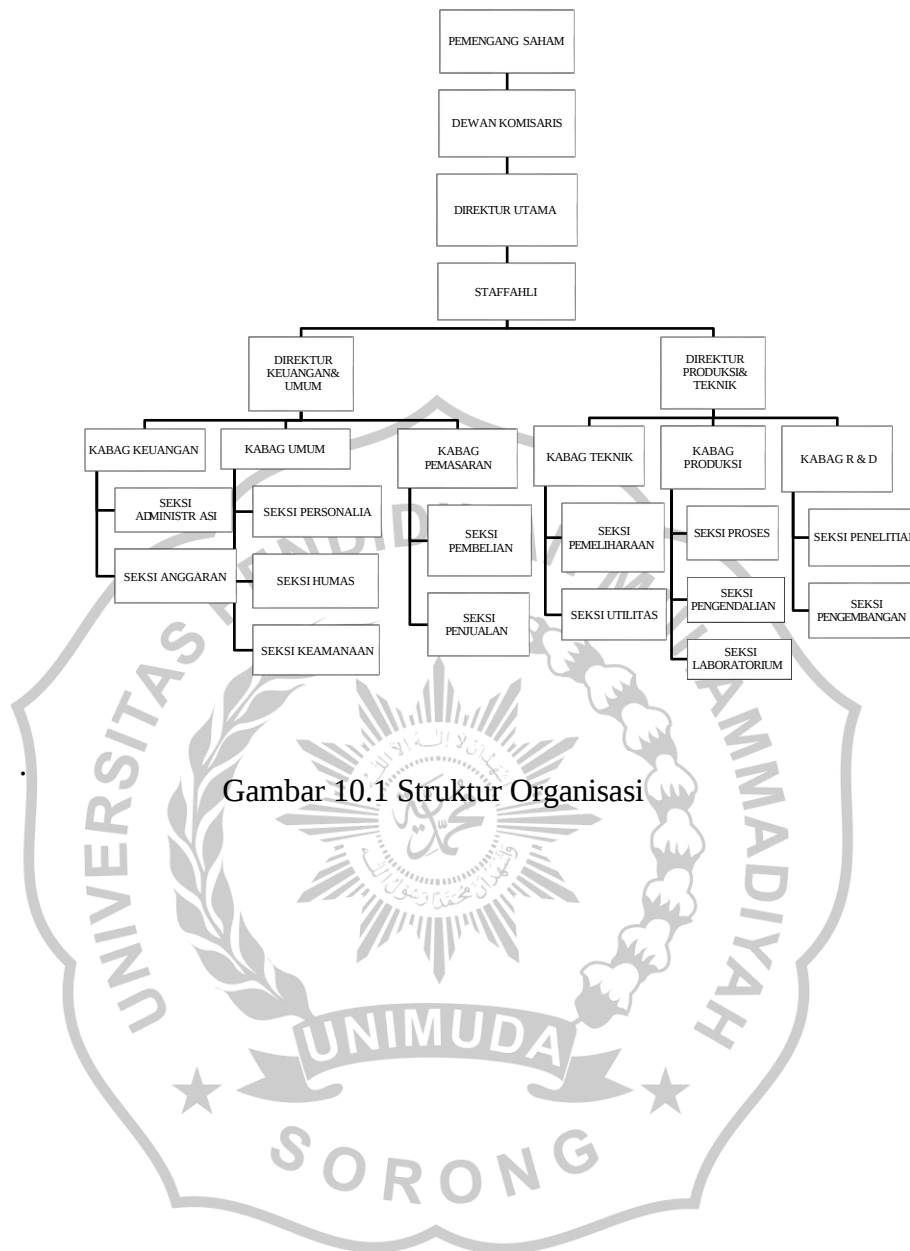
5. BPJS Ketenagakerjaan

BPJS Ketenagakerjaan meliputi Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JK), Jaminan Hari Tua (JHT), dan Jaminan Pensiun (JP) yang akan diberikan oleh perusahaan kepada karyawan.

10.7 Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai



Gambar 10.1 Struktur Organisasi

BAB XI ANALISA EKONOMI

Pada perancangan pabrik aseton dilakukan evaluasi atau penilaian investasi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan pabrik kimia adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga tersebut digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi mengenai kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas. Analisa ekonomi dapat memberikan pertimbangan kepada investor atau bank sehingga berminat dalam menginvestasikan uangnya pada pembangunan pabrik aseton ini. Untuk mengetahui hal tersebut, perlu dievaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari:

1. Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Analisa ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

- $ROI \leq 15 \%$ = Resiko pengembalian modal rendah
- $15 \% \leq ROI \leq 45 \%$ = Resiko pengembalian modal rata-rata
- $ROI \geq 45 \%$ = Resiko pengembalian modal tinggi

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) Pay Out Time adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan Fixed Capital Investment berdasarkan keuntungan yang diperoleh

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. *Break Even Point*

digunakan untuk menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah 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 keuntungan).

5. Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

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

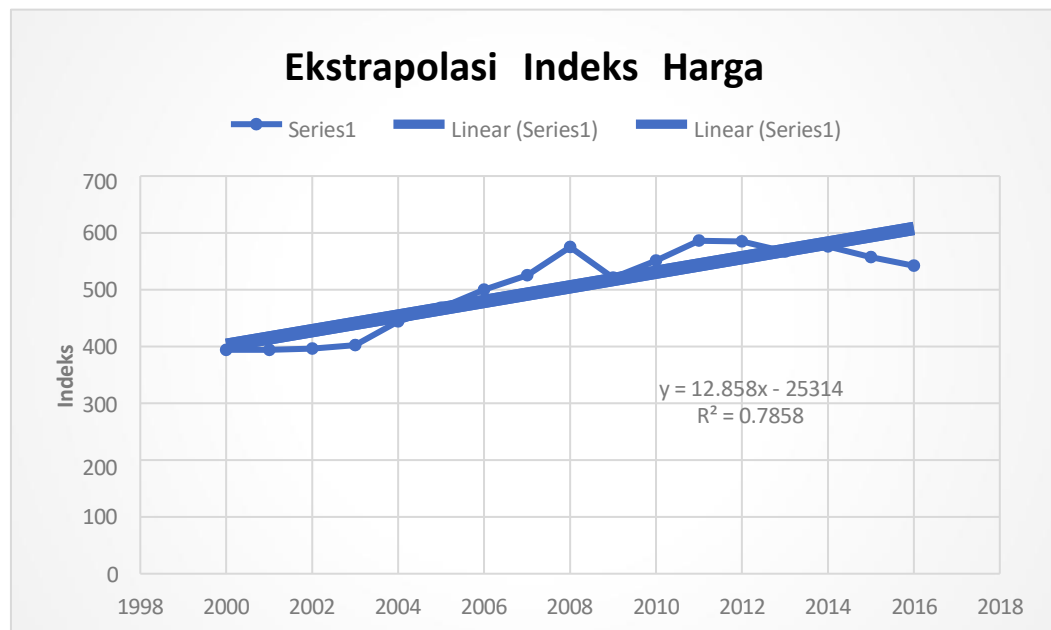
1. Penaksiran modal industry (Total Capital Investment), yang terdiri dari
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Working Capital)
2. Penentuan biaya produksi total (Production Cost) yang terdiri atas:
 - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya pengeluaran Umum (General Expense)
3. Total pendapatan penjualan produk aseton

11.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga alat proses industri setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang sedang terjadi pada tahun tersebut. Harga alat tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada. Untuk mengetahui harga-harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir berdasarkan harga aktual yang ada di pasar. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada saat sekarang dan mendatang.

Tabel 11.1. Indeks Chemical Engineering Process dari tahun 2000 sampai 2016

Tahun	Y (Indeks)	X (tahun-ke)	X ²	X * Y
2000	394	1	1	394
2001	394	2	4	788
2002	396	3	9	1188
2003	402	4	16	1608
2004	444	5	25	2220
2005	468	6	36	2808
2006	500	7	49	3500
2007	525	8	64	4200
2008	575	9	81	5175
2009	521	10	100	5210
2010	551	11	121	6061
2011	586	12	144	7032
2012	585	13	169	7605
2013	567	14	196	7938
2014	576	15	225	8640
2015	557	16	256	8912
2016	542	17	289	9214
Total	8583	153	1785	82493



Gambar 11.1. Ekstrapolasi Indeks Harga

Dari persamaan regresi linier didapat indeks harga pada tahun 2028:

$$Y = 12.858x - 25314$$

Tahun Index

2028 762.024

2023 697.734

Maka indeks harga untuk tahun 2028

= 762.024

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga:

$$EX = (NX / NY) * EY$$

Dimana :

EX = Harga pembelian tahun 2022

Harga pembelian pada tahun referensi

EY = (2023)

NX = Indeks harga pada tahun 2028

NY = Indeks harga pada tahun referensi (2023)

= 697.73

$$\text{Ex} = 1.0921 \text{ EY}$$

11.2 Dasar Perhitungan

11.2.1 Kapasitas Produksi

Tabel 11.2. Kapasitas Produksi

Kapasitas Produksi	= 20.000 ton per tahun
Basis Perhitungan	= 1 tahun kerja (330 hari)
Pembangunan Pabrik	= 2023
Tahun Operasional	= 2028
Harga Isopropil Alkohol	= US\$ 0.6 / Kg
Kurs Mata Uang 1 USD	= Rp 16.700 (Kurs November 2024)

11.2.2 Kebutuhan Bahan Baku dan Produk Harga

Harga Isopropil Alkohol = US\$ 0,6 / kg

11.3 Perhitungan Biaya

Tabel 11.3. Harga Alat Proses

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2023	Harga 2028	Total Harga
			(Unit)	\$	\$	\$
1	TP-01	Tangki Penyimpanan	1	55562.91	60682.53938	60682.53938
2	TP-02	Tangki Penyimpanan	1	55562.91	60682.53938	60682.53938
3	PP-01	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
4	PP-02	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
5	PP-03	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
6	PP-04	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
7	PP-05	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
8	PP-06	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018

9	PP-07	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
10	PP-08	Pompa	1	9000	9829.27018	9829.27018
11	VP-01	Vaporizer	1	40000	43685.64525	43685.64525
12	HE-01	Heater	1	10430	11391.032	11391.032
13	HE-02	Heater	1	10430	11391.032	11391.032
14	HE-03	Heater	1	10430	11391.032	11391.032
15	F - 01	Furnace	1	48000	52422.7743	52422.7743
16	R-01	Reaktor	1	996532	1088353.586	1088353.586
17	AB-01	Absorber	1	31000	33856.37507	33856.37507
18	CL-01	Cooler	1	33130	33211.88334	33211.88334
19	CL-02	Cooler	1	33130	33211.88334	33211.88334
20	CD - 01	Condesor	1	101744	101995.4681	101995.4681
21	CD-02	Condensor	1	101744	101995.4681	101995.4681
22	CD-03	Condensor	1	101744	101995.4681	101995.4681
23	FD-01	Flash Drum	1	50142	50265.92981	50265.92981
24	MD-01	Menara Distilasi	1	1446349	1449923.763	1449923.763
25	MD-02	Menara Distalasi	1	1446349	1449923.763	1449923.763
26	RB-01	Reboiler	1	33405	33487.56303	33487.56303
27	RB-02	Reboiler	1	33405	33487.56303	33487.56303
Total				4711089.82	4841989.469	4841989.469

Tabel 11.4. Harga Alat Utilitas

No	Alat	Jumlah	Harga (\$)/ alat		Harga total (\$)
			2023	2028	
1	Bak Pengendapan Awal	1	30562	33378.017	33378.02
2	Tangki Flokulator	1	11300	12341.195	12341.19
3	Clarifier	1	24500	26757.458	26757.46
4	Tangki tawas	1	11855	12947.333	12947.33

5	Tangki Kaporit	1	6855	7486.627	7486.63
6	Tangki larutan Na ₂ CO ₃	1	6850	7481.167	7481.17
7	Tangki larutan NaOH	1	6855	7486.627	7486.63
8	Tangki larutan H ₂ SO ₄	1	6855	7486.627	7486.63
9	Tangki air RT dan Kantor	1	6855	7486.627	7486.63
10	Tangki Air Umpan Boiler	1	6855	7486.627	7486.63
11	Tangki larutan Hidrazine	1	7997	8733.853	8733.85
12	Tangki Larutan HCL	1	6855	7486.627	7486.63
13	Tangki Bahan Bakar	1	9140	9982.170	9982.17
14	Tangki Kondensat	1	22850	24955.425	24955.42
15	Daerator	1	5712	6238.310	6238.31
16	Anion Exchnager	1	2100	2293.496	2293.50
17	Kation Exchanger	1	2100	2293.496	2293.50
18	Bak penampung air bersih	1	9000	9829.270	9829.27
19	Saringan Pasir	1	9014	9844.560	9844.56
20	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
21	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
22	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
23	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
24	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
25	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
26	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
27	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
28	Pompa	1	9000	9829.270	9829.27
Total			275110	300458.947	300458.9466

11.4 Perhitungan Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 11.5. Pembelian Alat (Equipment Cost)

> Harga pembelian alat (EC)		\$	4,841,989.47
> Biaya pengangkutan ke 103ingkat103n (15 % EC) =	15%	\$	726,298.42
> Asuransi pengangkutan (0.5 – 0.75 % EC) =	0.50%	\$	24,209.95
> Provisi bank (0.25 – 0.75 % EC) =	0.3%	\$	14,525.97
> EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut, 10 % EC) =	10%	\$	484,198.95
> Biaya pengangkutan sampai 103ingka (20-30%EC) =	20%	\$	968,397.89
> Pajak Barang Impor (30 % EC) =	30%	\$	1,452,596.84
Total Purchased Equipment Cost (PEC)	=	\$	8,512,217.49

Tabel 11.6. Data Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Purchased Equipment Cost	8,512,217	142,154,032,025
2	Instalasi cost	936,349	15,639,667,427
3	Pemipaan	3,064,398	1,276,830
4	Instrumentasi	2,042,933	510,732
5	Insulasi	255,367	1,276,833
6	Listrik	638,416	1,340,674,254
7	Bangunan	4,632,189	4,632,189
8	Tanah dan pembuatan jalan	851,222	7,285,248,000
9	Utilitas	3,501,053	20,701,712,927
	Total PPC	24,434,144	187,129,031,216

Tabel 11.7. Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital Investment	Biaya (US \$)	Biaya (Rp)
1	Direct Plant Cost	29,320,973.30	224,554,837,459.77
2	Cotractor's fee	1,172,838.93	8,982,193,498.39
3	Contingency	2,932,097.33	22,455,483,745.98

4	Enviromental cost	72,629.84	1,089,447,630.53
5	Plant Start Up	425,610.87	6,384,163,114.88
Jumlah		33,924,150.28	263,466,125,449.54

Fixed Capital Investment= \$ 33,924,150.28

Rp 263,466,125,449.54

FCI = \$ 49,700,564.98

= Rp 263,466,125,449.54

11.5 Perhitungan Biaya Produksi

Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu barang produksi

11.5.1 Direct Manufacturing Cost (DMC)

Merupakan pengeluaran khusus dalam pembuatan suatu produk.

1. Raw Material (Bahan Baku)

Isopropanol (C₃H₈O) = 23.219.380,8000 Ton/th

Harga = \$ 0.6 Kg

\$ 13,931,628.48 /th

2. Tenaga Kerja

- Operator :

Gaji = Rp 4,000,000.00

Jumlah = 60

Biaya untuk satu tahun = Rp 2,880,000,000.00

- Kepala regu (Shift) :

Gaji = Rp 6,000,000.00

Jumlah = 12

Biaya untuk satu tahun = Rp 864,000,000.00

Total biaya tenaga kerja = Rp 3,744,000,000.00

\$ 224,191.62

3. Supervisor

- Kepala Seksi

Gaji = \$ 6,000,000.00

Jumlah = 4

Biaya untuk satu tahun = \$ 28,000,000.00

- Kepala Bagian

Gaji = \$ 4,000,000.00

Jumlah = 6

Biaya untuk satu tahun = \$ 28,000,000.00

Total biaya supervisor = Rp 575,000,000.00

\$ 34,491.02

4. Maintenance

Maintenance Cost (2-10% FCI)

Biaya Maintenance = 2% Fixed Capital

= \$ 101,772.45

= Rp 790,398,376.35

= \$ 149,101.69

5. Plant Supplies

Plant Supplies (15% Maintenance)

Plant Supplies = \$ 101,772.45

Rp 790,398,376.35

\$ 149,101.69

6. Royalties and Patens

Royalties and patens (1-5% sales price)

Penjualan Produk = \$ 56000000.00

Kapasitas Produksi = 20000 ton/tahun

Harga = \$ 2.80/kg

Royalties and Patens = 5%

= \$ 560,000.00

= Rp 9,352,000,000.00

7. Utilitas

Tabel 11.8.

Kebutuhan

Utilitas

Jenis Utilitas	Kebutuhan, th	Harga satuan, \$	Biaya, \$
Kaporit	40063.1948	2.61	104564.9385
Soda Abu	264448.80	0.85	224781.4800
H2SO4	296.52	3.58	1061.5416
NaOH	1452.60	1.43	2077.2180
Hidrazin	34.68	7.95	275.6901
Na2CO3	819.00	0.65	532.3520
Listrik, /KWH	1,727,035.20		17270352.0000
Tawas	280,476.00	0.52	145847.5200
Bahan Bakar,/gal	99888001.73	0.33	32963.0406

Biaya Utilitas = \$ 296,967,011,526.00

Rp 33,054,339.72

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = \$

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Bahan Baku	13,931,628.48	
2	Labor		3,744,000,000.00
3	Supervision		576,000,000.00
4	Maintenance	678,483.01	5,269,322,508.99
5	Plant Supplies	101,772.45	790,398,376.35
6	Royalties and Patent	560,000.00	
7	Utilitas	17,782,455.78	

Total DMC	33,054,339.72	10,379,720,885.34
-----------	---------------	-------------------

$$\text{DMC} = \$ 33,675,879.89$$

11.5.2 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

1. Payroll Overhead

Pengeluaran untuk liburan yang dibayar, asuransi cacat jasmani akibat kerja, keamanan dan sebagainya.

Payroll Overhead (15 – 20% labor cost)

$$\begin{aligned} \text{Payroll Overhead} &= \text{Rp} \quad 748,800,000 \quad (\text{diambil } 20\%) \\ &= \$ \quad 44,838.32 \end{aligned}$$

2. Laboratory

Laboratory dibutuhkan untuk menjamin *quality control*, karenanya biaya tergantung dari produk yang dihasilkan.

Laboratory (10 – 20% labor cost) (diambil 20%)

$$\begin{aligned} \text{Laboratory} &= \text{Rp} \quad 748,800,000 \\ &= \$ \quad 44,838.32 \end{aligned}$$

3. Plant Overhead

Biaya untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk di dalamnya adalah biaya fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan, dan *engineering*.

Plant Overhead (50 – 100% labor cost) (diambil 50%)

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead} &= \text{Rp} \quad 1,872,000,000 \\ &= \$ \quad 112,095.81 \end{aligned}$$

4. Packaging and Shipping

Biaya container untuk *packaging* tergantung dari sifat-sifat fisis dan *chemis product* juga nilainya.

Packaging and Shipping (10% sales price)

Packaging and Shipping	=	Rp	5,600,000
	=	\$	335.33

Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)

	=	Rp	3,375,200,000
	=	\$	202,107.78

11.5.3 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial fixed capital investmen dan harganya tetap tidak tergantung waktu maupun produksi.

1. Depreciation

Depreciation (8 -10 % FCI) (diambil 10%)

	=	Rp	21,077,290,036
	=	\$	3,392,415.03
	=	\$	4,654,528.20

2. Property Taxes (diambil 2%)

Property Taxes (1 – 2 % FCI)	=	Rp	5,269,322,509
	=	\$	678,483.01
	=	\$	994,011.30

3. Insurance

Insurance (1 % FCI)	=	Rp	2,634,661,254
	=	\$	339,241.50
	=	\$	497,005.65

Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)

	=	Rp	28,981,273,799
	=	\$	4,410,139.54
FMC	=	\$	6,145,545.15

Total Manufacturing Cost (MC)	Rp	42,736,194,684.79
	= Rp	32,389,528,139
	= \$	37,464,479.25

$$MC = \$ 39,403,971.96$$

11.5.4 Working Capital

Modal yang dibutuhkan untuk menjalankan pabrik secara normal.

1. Raw Material Inventory

Saat pabrik berjalan dan tetap mempunyai persediaan bahan baku untuk satu bulan

$$\text{Raw Material Inventory} = (0.25/12) \times \text{Total Raw Material}$$

$$\text{Raw Material Inventor y} = \$ 290,242.26$$

2. In Process Inventory (*in proces inventory*)

Besarnya sebesar $1/2$ *manufacturing cost* untuk waktu *hold up*

$$\text{Total hold up time} = 6 \text{ jam}$$

$$\text{In Process Inventory} = 1/2 \times \text{Total hold up time} \times \text{Total Manufacturing Cost}$$

$$\text{In Process Inventory} = \$ 14,191.09$$

$$\text{Rp } 12,268,760.66$$

$$\$ 14925.74695$$

3. Product Inventory (Product Inventory $1/2$ bulan manufacturing cost)

$$\text{Produk Inventory} = (0.5/11) \times \text{Total Manufacturing Cost}$$

$$\text{Produk Inventory} = \$ 1,702,930.88$$

$$\text{Rp } 1,472,251,279.05$$

$$\$ 1,791,089.63$$

4. Extended Credit ($1/2$ bulan penjualan)

Pada saat yang sama, pabrik mempunyai produk yang sudah didistribusikan ke penjual .

tetapi belum terjual.

$$\text{Extended Credit} = (0.5/12) \times \text{Penjualan Produk}$$

$$\text{Extended Credit} = \$ 2,333,333.33$$

5. Available Cash (1 bulan manufacturing cost)

Uang tunai yang disediakan untuk pembagian gaji.

$$\text{Available Cash} = (1/11) \times \text{Total Manufacturing Cost}$$

$$\text{Available Cash} = \$ 3,405,861.75$$

$$= \text{Rp } 2,944,502,558.11$$

$$\$ 3,582,179.27$$

$$\text{Total Working Capital (WC)} = \$ 7,746,559.31$$

$$= \$ 4,429,022,597.82$$

$$= \text{Rp } 4,429,022,597.82$$

$$\text{WC} = \$ 8,011,770.24$$

11.6 General Expense

yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost. General expense terdiri dari :

Management Salaries

Direktur Utama

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ Orang}$$

$$\text{Gaji} = \text{Rp } 50,000,000$$

$$\text{Biaya 1 tahun} = \text{Rp } 600,000,000$$

Direktur produksi dan teknik

$$\text{Jumlah} = 2 \text{ Orang}$$

$$\text{Gaji} = \text{Rp } 30,000,000$$

$$\text{Biaya 1 tahun} = \text{Rp } 720,000,000$$

Staf ahli

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ Orang}$$

$$\text{Gaji} = \text{Rp } 10,000,000$$

Biaya 1 tahun	=	Rp	120,000,000
---------------	---	----	-------------

Staf

Jumlah	=	30 Orang	
Gaji	=	Rp	4,000,000
Biaya 1 tahun	=	Rp	336,000,000

Karyawan Administratif

Jumlah	=	4 Orang	
Gaji	=	Rp	4,000,000
Biaya 1 tahun	=	Rp	192,000,000

Satpam

Jumlah	=	5 Orang	
Gaji	=	Rp	2,500,000
Biaya 1 tahun	=	Rp	360,000,000

Sopir

Jumlah	=	6 Orang	
Gaji	=	Rp	2,500,000
Biaya 1 tahun	=	Rp	180,000,000

cleaning service

Jumlah	=	6 Orang	
Gaji	=	Rp	2,000,005
Biaya 1 tahun	=	Rp	144,000,360

Total management

salaries	=	Rp	2,652,000,360
	=	\$	158,802.42

Legal fee & auditing disediakan setiap tahun sebesar : Rp 40,000,000

$$\begin{aligned}\text{Total Administrasi} &= \text{Rp} && 2,692,000,360 \\ &= \$ && 161,197.63\end{aligned}$$

Sales Expense

Sales Expense diperkirakan (5 - 22% MC)

$$\begin{aligned}&= \text{Rp} && 2,591,161,804 \quad (\text{diambil } 8\%) \\ &= \$ && 2,996,711.24 \\ &= \$ && \mathbf{3,151,870.63}\end{aligned}$$

Research

Research (3.5 - 8 % MC)

$$\begin{aligned}&= \text{Rp} && 1,295,580,902 \quad (\text{diambil } 4\%) \\ &= \$ && 1,498,355.62 \\ &= \$ && \mathbf{1,575,935.31}\end{aligned}$$

Finance

Biaya untuk membayar bunga pinjaman bank atau deviden para pemegang saham.

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= 6\%FC (\$)+12\%FC(\text{Rp})+24\%WC(\text{Rp}) \\ &= \$ && 4,938,854.28 \\ &= \end{aligned}$$

Total General

$$\text{Expense} = \$ \quad 9,595,118.76$$

Total Production Cost

$$\begin{aligned}&= \text{manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \$ && 47,054,009 \\ &= \text{Rp} && 657,952,993,449.20\end{aligned}$$

11.7 Analisis Kelayakan

Analisa Keuntungan

Total penjualan	:	\$	56,000,000.00
Total Production cost	:	\$	47,054,009
Keuntungan sebelum pajak	:	\$	8,945,990.77
Pajak (30 % dari keuntungan)	:	\$	2,683,797.23
Keuntungan setelah pajak	:	\$	6,262,193.54

Analisa Kelayakan

11.7.1 Return of Investment (ROI)

a. ROI Sebelum Pajak (Industrial Chemical min 11 - 44 %)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = 26 \%$$

b. ROI Sesudah Pajak

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

$$\text{ROI a} = 13 \%$$

11.7.2 Pay Out Time (POT)

a. POT Sebelum Pajak (Industrial Chemical max 5)

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan tahunan} + \text{Depresiasi}}$$

$$\text{POT b} = 3.65 \text{ Tahun}$$

b. POT Sesudah Pajak

$$\text{POT a} = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

$$POT a = 5.15 \text{ Tahun}$$

11.7.3 Percent Profit On Sales (POS)

a. POS Sebelum Pajak

$$POS b = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total Penjualan Produk}} \times 100\%$$

$$POS b = 15.97 \%$$

b. POS Sesudah Pajak

$$POS a = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Total Penjualan Produk}} \times 100\%$$

$$POS a = 11.18 \%$$

11.7.4 Break Even Point (BEP)

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

Fa = Fixed Capital pada produksi maksimum per tahun

Ra = Regulated Expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum pertahun

Va = Variabel Expense pada produksi maksimum pertahun

Fixed Cost (Fa)

Depresiasi	=	\$	4,654,528.20
Property Taxes	=	\$	994,011.30
Asuransi	=	\$	497,005.65
TOTAL Nilai Fa	=	\$	6,145,545.15

Regulated Cost (Ra)

Gaji Karyawan	=	\$	224,191.62
Payroll Overhead	=	\$	44,838.32
Supervision	=	\$	34,491.02
Laboratorium	=	\$	44,838.32
General Expense	=	\$	9,595,118.76
Maintenance	=	\$	994,011.30
Plant Supplies	=	\$	149,101.69
TOTAL Nilai Ra	=	\$	11,086,591.03

Variabel Cost (Va)

Raw Material	=	\$	13,931,628.48
Packaging and Shipping	=	\$	335.33
Utilities	=	\$	17,776,867.00
Royalty & Patent	=	\$	560,000.00
TOTAL Nilai Va	=	\$	32,268,830.81

Sales (Sa) = \$ 56,000,000.00

BEP = 59.31 % (40 - 60%)

11.7.5 Shut Down Point (SDP)

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

Ra = Regulated Expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum pertahun

Va = Variabel Expense pada produksi maksimum pertahun

SDP = 20.83 % (20 - 30%)

11.7.6 Discounted Cash Flow Rate

Umur Pabrik (n)	=	10 Tahun
Working Capital	=	\$ 8,011,005.97
Fixed Capital Investment	=	\$ 49,700,564.98
Salvage Value (SV)	=	10%FCI
	=	\$ 4,970,056.50

$$\begin{aligned}\text{Cash Flow} &= \text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depresiasi} + \text{Finance} \\ &= \$ 15,855,576.02\end{aligned}$$

Persamaan DCFRR

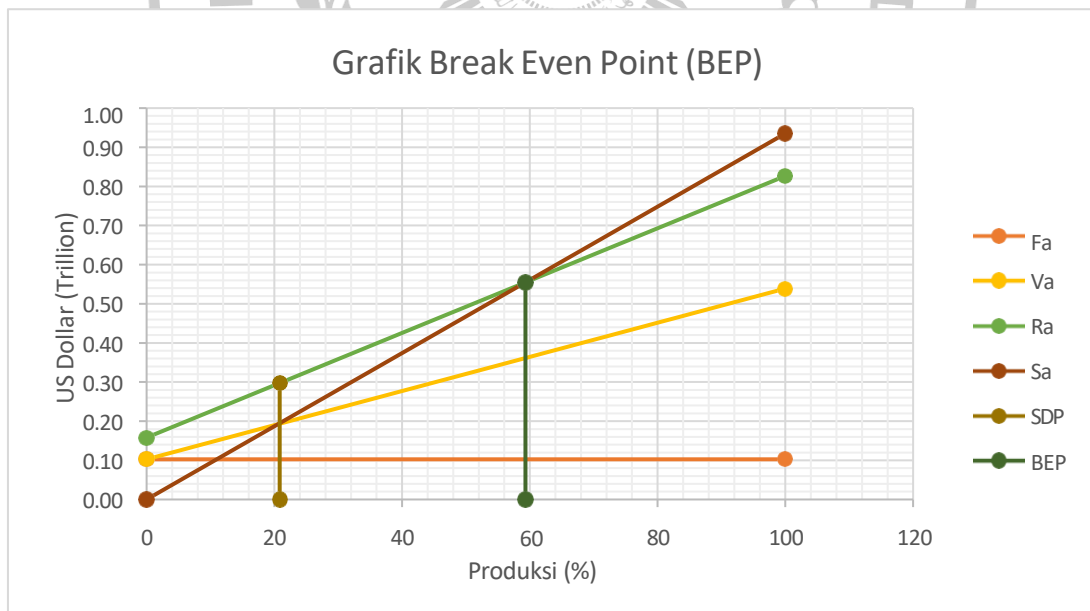
$$(FC + WC)(1+i)^N = \sum_{j=1}^N C_j(1+i)^{N-j} + WC + SV$$

Trial i =	0.3056	30.56 %
Ruas Kiri =	\$ 830,547,184.60	
Ruas Kanan =	\$ 707,770,015.85	
Error	0.17	



Data Grafik Bep

	X	Y, trilyun
Fa	0	0.10
	100	0.10
Va	0	0.10
	100	0.538889475
Ra	0	0.16
	100	0.83
Sa	0	0
	100	0.94
SDP	20.83	0
	20.83	0.30
BEP	59.31	0
	59.31	0.55



Gambar 11.1 Grafik Break Even Point (BEP)

BAB XII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat diambil kesimpulan :

1. Pendirian pabrik aseton di Indonesia sangat menguntungkan, dilihat dari kebutuhan pasar terhadap aseton terus meningkat tiap tahunnya. Hal ini mengindikasikan banyak pabrik yang membutuhkan aseton sebagai bahan baku utamanya, sehingga kontinuitas penjualan dapat terjamin.

2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, aseton dari isopropanol dengan kapasitas 20.000 ton/tahun yang memenuhi syarat direncanakan akan dibangun, Kecamatan Balikpapan Barat, Kota Balikpapan , Kalimantan Timur. ketersediaan air dan listrik. Juga untuk distribusi pemasaran produk tidak ada masalah, karena di daerah ini terdapat pelabuhan dan akses jalan untuk transportasi darat yang bisa memudahkan transportasi produk antar kota dan di dalam kota.

3. Pabrik aseton digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi, dilihat dari kondisi operasinya yang membutuhkan suhu sangat tinggi. Sehingga faktor Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) harus diterapkan semaksimal mungkin.

4. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :

- a. Return On Investment (ROI) Sebelum pajak : 26 %, Sesudah pajak : 13%
- b. Pay Out Time (POT) Sebelum pajak : 3,65 Tahun, Sesudah pajak : 5,15 Tahun
- c. Break Even Point (BEP) BEP : 59,31 %
- d. Shut Down Point (SDP) SDP : 20,83 %
- e. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) DCFR : 30,56 %

Atas dasar beberapa faktor tersebut diatas, termasuk hasil evaluasi ekonomi Pabrik Aseton dengan Proses Dehidrogenasi Isopropanol Kapasitas 20.000 Ton/Tahun layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik Indonesia. <https://www.bps.go.id/d> diakses pada 2023.
- Coulson, J M, and J F Richardson. 1983. Chemical Engineering, 1 st edition, Volume 6. Pergason Press. Oxford.
- Geankoplis, J.C. 1978. Transport Process and Unit Operation Third Edition. United States of America.
- Kern , D Q. 1983. Process Heat Transfer. New York: Mc GrawHill Book Co.Inc.
- Perry, R H, and D W Green. 2008. Perry's Chemical Engineers, 7th ed. . USA: McGraw Hill Companies Inc.
- Reklaitis, G V, 1983. Introduction to Material and Energy Balance. United States of America.
- Smart Lab. www.smartlab.co.id, diakses pada 2024.
- Smith, J M, H G Van Ness, and M Abbott. 1997. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition. New York: Mc Graw Hill.
- Yaws, Carl L. 1999. Chemical Properties Handbook. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.

LAMPIRAN

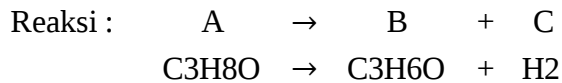
1. Perhitungan Neraca Massa

Pembuatan pabrik aseton dengan bahan baku dari isopropil alkohol (IPA) direncanakan dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Skema perhitungan yang dapat ditunjukkan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi Aseton} &= 20.000 \text{ ton/tahun} \\ \text{Waktu Operasi} &= 330 \text{ hari} \\ &= \frac{20.000 \text{ ton} \times 1.000 \text{ kg}}{1 \text{ tahun} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}} \\ &= 2525.25 \text{ kg/jam} \\ \text{Kemurnian Aseton} &= 99\% \\ \text{Konversi Aseton} &= 90\% \\ \text{Proses Reaksi} &= \text{Dehidrogenasi}\end{aligned}$$

Komponen	Rumus Molekul	BM
Aseton	C ₃ H ₆ O	58,1
Isopropil Alkohol	C ₃ H ₈ O	60,1
Air	H ₂ O	18
Hidrogen	H ₂	2

$$\begin{aligned}\text{Mol Reaksi Aseton} &= \frac{2525.25 \text{ kg/jam}}{58,1} \\ &= 43,4639 \text{ kmol/jam} \\ \text{Mol Awal} &= \frac{43,4639 \text{ kmol/jam}}{90 \%} \\ \text{Isopropanol} &= 48,2932 \text{ kmol/jam} \\ \text{Mol Sisa Isopropanol} &= 48,2932 \text{ kmol/jam} - 43,4639 \text{ kmol/jam} \\ &= 4,8293 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$



2. Neraca Massa Alat

2.1 Vaporizer

Fungsi : untuk mengubah fasa feed dari liquid menjadi gas dengan memanaskan menggunakan steam hingga mencapai titik didih.

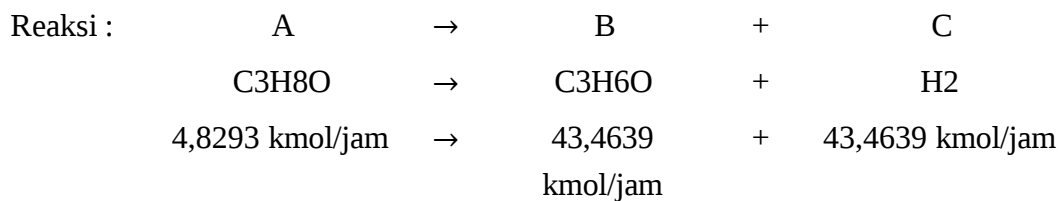
$$\begin{array}{lcl} \text{Massa IPA (99\%)} & = & \text{Mol awal IPA} \times \text{BM IPA} \\ & = & 48,2932 \text{ kmol/jam} \times 60,1 \\ & = & 2902,42 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa Total} & = & 2902,42 \text{ kg/jam} \\ & \times & 0,99 \\ & = & 2931,74 \text{ kg/jam} \\ \text{Massa air (1\%)} & = & 2931,74 \text{ kg/jam} \\ & \times & 0,01 \\ & = & 29,3174 \text{ kg/jam} \end{array}$$

Neraca massa komponen pada vaporizer

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
C ₃ H ₈ O	2902.4226	2902.4226
H ₂ O	29.3174	29.3174
Total	2931.7400	2931.7400

2.2 Reaktor

Fungsi : Untuk mereaksikan isopropanol dengan katalis *zinc oxide* sehingga membentuk aseton dan hidrogen.



$$\begin{aligned}
 \text{Massa IPA} &= \text{Mol sisa IPA} \times \text{BM IPA} \\
 &= 4,82932 \text{ kmol/jam} \times 60,1 \\
 &= 290,242 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa Aseton} &= \text{Mol reaksi Aseton} \times \text{BM Aseton} \\
 &= 43,4639 \text{ kmol/jam} \times 58,1 \\
 &= 2525,25 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2 &= \text{Mol reaksi H}_2 \times \text{BM H}_2 \\
 &= 43,4639 \text{ kmol/jam} \times 2 \\
 &= 86,9278 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca massa komponen pada reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
C ₃ H ₈ O	2902.4226	290.2423
C ₃ H ₆ O	-	2525.2525
H ₂ O	29.3174	29.3174
H ₂	-	86.9278
Total	2931.7400	2931.7400

2.3 Flash Drum

Fungsi : memisahkan feed dari hidrogen

Perhitungan neraca massa flash drum menggunakan persamaan Antoine yang terdapat pada buku Reklaintis *Inroduction to Material and Energy Balances* tahun 1983 halaman 649, yang ditunjukkan pada tabel di bawah ini :

Komponen	A	B	C
C ₃ H ₈ O	15.6491	3109.34	-73.5459
C ₃ H ₆ O	14.7171	2975.95	-34.5228
H ₂ O	16.5362	3985.44	-38.9974
H ₂	12.78	232.32	8.08

Kondisi flash drum bekerja pada suhu 35°C dan tekanan 1,7 atm

Tekanan Parsial Komponen

$$\ln P = A + \frac{B}{T+C}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

$$x_i = \frac{Z_i}{1+v(K_i-1)}$$

$$y_i = x_i \times Z_i$$

Trial & Error : V = 0,145 & L = 0,855

Komponen	Zi	P	Ki	xi	yi	kmol	Bottom	Top
C3H8O	0.099	2,395	1.409	0.035	0.003	4.82932	1.412	0.047
C3H6O	0.861	3,841	2.259	0.947	0.816	43.4639	37.834	11.036
H2O	0.01	1,728	1.016	0.0001	0,000001	1.61246	0.005	0,00002
H2	0.029	12,045	7.085	0	0.166	43.4639	0	2.246
Total	1					93.36958		

Neraca massa flash drum

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
C3H8O	290.2423	2.8463	84.8961
C3H6O	2525.2525	641.2150	2198.1835
H2O	29.3174	0.0004	0.1065
H2	86.9278	4.4922	0
Total	2931.7400	648.5540	2283.1860
		2931.7400	

2.4 Absorber

Fungsi : memisahkan aseton dan IPA dari fasa uap menggunakan air sebagai solvent.

Menurut Coulson, pada aseton terdapat persentase penyerapan sebesar 99% dan persentase tidak terserap 1%.

$$\begin{aligned}
 \text{Aseton terserap} &= \text{Input Aseton} \times 99\% \\
 &= 641.2150 \text{ kg/jam} \times 99\% \\
 &= 634,803 \text{ kg/jam} \\
 \text{Aseton tidak terserap} &= \text{Input Aseton} \times 1\% \\
 &= 641.2150 \text{ kg/jam} \times 1\% \\
 &= 6,412 \text{ kg/jam} \\
 \text{IPA terserap} &= \text{Input IPA} \times 99\% \\
 &= 2.8463 \text{ kg/jam} \times 99\% \\
 &= 2,817 \text{ kg/jam} \\
 \text{IPA tidak terserap} &= \text{Input IPA} \times 1\% \\
 &= 2.8463 \text{ kg/jam} \times 1\% \\
 &= 0,028 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

H2O yang dibutuhkan

Diketahui

Nilai kelarutan aseton dalam air = 0,78 kg/H2O

Nilai kelarutan IPA dalam air = 0,78 kg/H2O

$$\text{H}_2\text{O yang dibutuhkan untuk menyerap aseton} = \frac{\text{massa aseton terserap}}{\text{kelarutan aseton}}$$

$$= \frac{634,803 \text{ kg/jam}}{0,78 \text{ kg/H}_2\text{O}}$$

$$= 813,849 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O yang dibutuhkan untuk menyerap IPA} = \frac{\text{massa IPA terserap}}{\text{kelarutan IPA}}$$

$$= \frac{2,817 \text{ kg/jam}}{0,78 \text{ kg/H}_2\text{O}}$$

$$= 3,612 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total H}_2\text{O yang dibutuhkan} = 817,462 \text{ kg/jam}$$

Hidrogen teruap semua

Neraca massa komponen absorber

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
C ₃ H ₈ O	2.8463	0	0.0285	2.8179
C ₃ H ₆ O	641.2150	0	6.4122	634.8029
H ₂ O	0.0004	817.4625	0	817.4628
H ₂	4.4922	0	4.4922	0
Total	648.5540	817.4625	10.9329	1455.0836
	1466.0164		1466.0164	

2.5 Distilasi 1

Fungsi : memurnikan aseton

Komponen	A	B	C
C ₃ H ₈ O	15.6491	3109.34	-73.5459
C ₃ H ₆ O	14.7171	2975.95	-34.5228
H ₂ O	16.5362	3985.44	-38.9974

Persamaan Antoine

Kondisi operasi distilasi 1 : suhu 66°C dan tekanan 1,2 atm

$$\ln P = A + \frac{B}{T+C}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

Kemurnian yang diinginkan : 99% Aseton

1% IPA

Komponen	Pi	Ln Pi	Ki	YD	XD = YD/Ki
C3H8O	3.625547	37.54527	0.370634	0.01	0.026981
C3H6O	4.718182	111.9645	1.105276	0.99	0.895704
H2O	2.941096	18.93659	0.186936	0	0
Total				1	0.922684

$$F = D + B$$

$$F.z = D.y + B.x$$

	Aseton	IPA	Air	Total
F =	2832.986	87.71392	817.5693	3738.27
D =	2804.656	0.877139	0	2805.534
B =	28.32986	86.83678	817.5693	932.736

Neraca massa komponen distilasi 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
C3H8O	87.7139	0.8771	86.8368
C3H6O	2832.9864	2804.6565	28.3299
H2O	817.5693	0	817.5693
Total	3738.2696	2805.5336	932.7360
		3738.2696	

2.6 Distilasi 2

Fungsi : memisahkan IPA dari air

Komponen	A	B	C
C3H8O	15.6491	3109.34	-73.5459
C3H6O	14.7171	2975.95	-34.5228
H2O	16.5362	3985.44	-38.9974

Persamaan Antoine

Kondisi operasi distilasi 2 : suhu 92°C dan tekanan 1,2 atm

$$\ln P = A + \frac{B}{T+C}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

Kemurnian yang diinginkan : 99% IPA

1% Air

Komponen	Pi	Ln Pi	Ki	YD	XD = YD/Ki
C3H8O	4.60757	100.2403	0.989539	0.99	1.000466
C3H6O	5.435448	229.3957	2.264518	1	0.441595
H2O	3.930136	50.91389	0.502605	0.01	0.019896
Total					1.461957

$$F = D + B$$

$$F.z = D.y + B.x$$

	Aseton	IPA	Air	Total
F =	28.32986	86.83678	817.5693	932.736
D =	28.32986	85.96841	8.175693	122.474
B =	0	0.868368	809.3936	810.262

Neraca massa komponen distilasi 2

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
C3H8O	86.8368	85.9684	0.8684
C3H6O	28.3299	28.3299	0
H2O	817.5693	8.1757	809.3936
Total	932.7360	122.4740	810.2620
		932.7360	

3. Neraca Panas

Data – Data Komponen

Heat Capacity Liquid				
Komponen	A	B	C	D
C3H6O	46.878	0.62652	-0.0020761	2.9583E-06
C3H8O	72.525	0.79553	-0.002633	3.6498E-06
H2O	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.3469E-07
H2	50.607	-6.1163	0.3093	-0.004148

Heat Capacity Gas					
Komponen	A	B	C	D	E
C3H6O	35.918	0.0938	0.00018	-2.1643E-07	6.3174E-11
C3H8O	25.535	0.2120	0.000053	1.4727E-07	4.9406E-11
H2O	33.933	-0.00841	0.000029	-1.7825E-08	3.6934E-12
H2	25.399	0.02017	-0.000038	3.188E-08	-8.7585E-12

Entalpi of Vaporation (kjoule/mol_ T-k)			
komponen	A	Tc	n
C3H6O	49.244	508.2	0.481
C3H8O	58.982	508.31	0.326
H2O	52.053	647.13	0.321
H2	0.659	33.18	0.38

(Sumber : Yaws, Chemical Properties Handbook)

$$C_p = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$$Q = C_p \times \text{Mol}$$

1. Neraca Panas Alat Heater

kondisi operasi

T masuk H : 308.15 K

T keluar H : 353.15 K

P: 1 Atm

Menghitung Panas Masuk Liquid							
					Masuk	Keluar	
Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam	Cp	Q(KJ/mol)	Cp	Q(KJ/mol)
C3H8O	2902.42	60.1	48.2932	174.4434	8424.428	185.8404	8974.825
H2O	29.3174	18	1.6287	75.34829	122.7231	75.17439	122.4398
Total	2931.7374		49.9219	249.7917	8547.151	261.0148	9097.265

Komponen	Masuk (Kj/kmol)	Beban panas	Keluar (Kj/kmol)
C3H8O	8.97482		5.859265
H2O	0.121216		0.054924
	9.096036	3.181856	
Total	9.096036		9.096036

2. Neraca Panas Vaporizer

kondisi operasi

T masuk V : 353.15 K

T keluar V : 378.15 K

P: 1 Atm

Menghitung Panas Masuk Liquid							
Masuk						Keluar	
komponen	kg/jam	BM	Kmol/jam	Cp	Q (KJ/mol)	Cp	Q(Kj/mol)
C3H8O	2902.42	60.1	48.2932	185.840	8974.825	121.326	5859.262
H2O	29.3174	18	1.6287	75.1743	122.4398	34.0621	55.47847
Total	2931.7374		49.9219	261.014	9097.265	155.389	5914.740

Menghitung Panas laten **$HVAP = A (1 - T/T_c)^n$**

Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/jam	Hvav		Q (kJoule)	Q (Kkal)
				(kj/mol)	(kj/kmol)		
C3H8O	2902.42	60.1	48.2932	37.8304	37830.4259	1826952.3	436641.61
H2O	29.3174	18	1.61246	39.2697	39269.7013	63320.823	15133.677
Total	2931.74		49.90566	77.1001	77100.1273	1890273.2	451775.28

komponen	Q Masuk(Kj/Kmol)	beban panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H8O	8.97482561		5.859262094
H2O	0.12243989		0.055478472
	9.0972655	3.18252	
Total	5.91474057		5.914740567

3. Neraca Panas Furnace

Kondisi operasi

T masuk F : 378.15 K

T keluar F : 628.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Masuk Gas dan Keluar							
Masuk					Keluar		
Komponen	kg/jam	BM	Kmol/Jam	CpdT	Q(KJ/mol)	CpdT	Q(KJ/mol)
C3H8O	2902.42	60.1	48.29318	121.3269	5859.262094	216.3291	10447.21879
H2O	29.3174	18	1.628744	34.06211	55.47847211	36.027	58.67877795
Total	2931.7374		49.92192	155.389	5914.740567	252.3561	10505.89757

Komponen	Qmasuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/mol)
C3H8O	5.859262094		10.44722
H2O	0.055478472		0.058679
	5.914740567	4.591157	
Total	10.50589757		10.5059

4. Neraca Panas Reaktor

Kondisi Operasi

T masuk R : 628.15 K

T keluar R : 623.15 K

P: 2 Atm

Menghitung Gas Masuk dan Keluar							
Masuk					keluar		
Komponen	kg/jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O		58.1				114.7893	4989.1870
C3H8O	2902.42	60.1	48.2931	216.3290	10447.2187	214.069	1033.8098
H2O	29.3174	18	1.628744	36.027001	58.67877	35.98664	58.61305
H2		2				30.71802	1335.1250

Total	2931.7374	49.9219	252.3560	10505.89	395.5635	7416.7350
-------	-----------	---------	----------	----------	----------	-----------

komponen	Q Masuk (Kj/kmol)	beban panas	Q keluar (Kj/kmol)
C3H6O			4.98918707
C3H8O	10.44721879		1.03380987
H2O	0.058678778		0.05861305
H2			1.33512507
total	10.50589757	-3.089162	
	7.416735071	7.41673507	

5. Neraca Panas Cooler 1

Kondisi Operasi

T masuk C: 623.15 K

T Keluar C: 518.15 K

P: 1 Atm

Menghitung Gas Masuk dan Keluar							
				Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	BM	Kmol/jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	2525.25	58.1	43.46385	114.7893	4989.1870	104.7482	4552.763
C3H8O	290.242	60.1	4.829317	214.069	1033.8098	170.2469	822.17667
H2O	29.3174	18	1.628744	35.98664	58.61305	35.1203	57.20210
H2	86.9278	2	43.4639	30.71802	1335.1250	29.93952	1301.2886
Total	2931.7372		93.38581	395.5635	7416.7350	340.0551	6733.4308

Komponen	Q Masuk(Kj/Kmol)	beban panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	4.989187069		4.552763465
C3H8O	1.033809875		0.822176676
H2O	0.058613054		0.057202101
H2	1.335125074		1.301288631
	7.416735071	-0.6833042	6.733430873
Total	6.733430873		6.733430873

6. Neraca Panas Cooler 2

kondisi Operasi

T masuk Co : 518.15 K

T keluar Co : 416.15 K

P: 1 Atm

Menghitung Gas Masuk dan Keluar							
				Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	2525.25	58.1	43.46385	104.7482	4552.763	91.83165	3991.357
C3H8O	290.242	60.1	4.829317	170.2469	822.1766	133.648	645.4320
H2O	29.3174	18	1.628744	35.1203	57.20210	34.32411	55.90520
H2	86.9278	2	43.4639	29.93952	1301.288	29.41769	1278.607
Total	2931.7372		93.38581	340.0551	6733.430	289.2221	5971.302

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	4.552763465		3.991357631
C3H8O	0.822176676		0.645432066
H2O	0.057202101		0.055905206
H2	1.301288631		1.278607678
	6.733430873	-0.7621283	
total	5.97130258		5.97130258

7. Neraca Panas Condesor 1

Kondisi Operasi

T masuk Cd : 416.15 K

T keluar Cd : 308.15 K

P: 1 Atm

Mengitung Gas Masuk dan Keluar							
				Masuk		Keluar	
Komponen	Kg./jam	BM	Kmol/jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	2525.25	58.1	43.4638	91.8316	3991.357	76.3044	3316.4864
C3H8O	290.242	60.1	4.82931	133.648	645.4320	100.260	484.1907
H2O	29.3174	18	1.62874	34.3241	55.90520	33.6570	54.81865
H2	86.9278	2	43.4639	29.4176	1278.607	28.88921	1255.637
Total	2931.7372		93.3858	289.222	5971.302	239.111	5111.133

Menghitung Panas Laten

Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/jam	Hvav (kj/kmol)	Q (kJoule)
C3H6O	2525.25	58.1	43.46385542	31448.38127	1366867.897
C3H8O	290.242	60.1	4.829317804	43528.18423	210211.4351
H2O	29.3174	18	1.628744444	42296.3957	68890.01952
H2	86.9278	2	43.4639	1537.0288	66805.26606
Total	2931.7372		93.38581767	118809.99	1712774.618

komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	3.991357631		3.316486483
C3H8O	0.645432066		0.484190758
H2O	0.055905206		0.054818653
H2	1.278607678		1.255637759
Total	5.97130258	-0.860168927	
	5.111133653		5.111133653

8. Neraca Panas Flash Drum

Kondisi Operasi

T masuk FD : 308.15 K

T keluar FD : 308.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Gas Masuk dan Keluar							
				Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	2525.25	58.1	43.46385	76.30447	3316.4864	76.30447	842.1268
C3H8O	290.242	60.1	4.829317	100.2606	484.19075	100.2606	4.748286
H2O	29.3174	18	1.628744	33.65700	54.818653	33.65700	0.000673
H2	86.9278	2	43.4639	28.88921	1255.6377	28.88921	64.888055
total	2931.7372		93.38581	239.1113	5111.1336	239.111	911.76388

Liquid Keluar

Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	2198.1835	58.1	37.83448365	129.3633978	4894.397358
C3H8O	85	60.1	1.412580699	174.4434557	246.4154586
H2O	0.1065	18	0.005916667	75.34829791	0.445810763
Total	2,283		39.25298101	379.1551514	5141.258627

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	3.316486483		5.736524228
C3H8O	0.484190758		0.251163745
H2O	0.054818653		0.000446484
H2	1.255637759		1.320525815
total	5.111133653	2.19752662	
	7.308660272	7.308660272	

9. Neraca Panas Absorber

Kondisi Operasi

T masuk Ab : 308.15 K

T keluar Ab : 308.15 K

P : 1 Atm

Menghitung gas masuk dan Keluar							
Masuk				Keluar			
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	641.215	58.1	11.03640	76.30447	842.1268	76.3044	8.42133
C3H8O	2.8463	60.1	0.047359	100.2606	4.748286	100.2606	0.047544
H2O	0.00036	18	0.00002	33.65700	0.000673		
H2	4.4922	2	2.2461	28.88921	64.88805	28.88921	64.88805
Total	648.55386		13.32988	239.1113	911.7638	205.4543	73.35693

Menghitung Liquid masuk (Solven)

Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
H2O (solven)	813.8498	18	45.21387778	75.34829791	3406.788732

Menghitung Liquid Keluar

Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	634.8029	58.1	10.92603959	129.3633978	1413.429605
C3H8O	2.8179	60.1	0.046886855	174.4434557	8.179105056
H2O	817.4628	18	45.4146	75.34829791	3421.91281
Total	1455.0836		56.38752644	379.1551514	4843.52152

komponen	Q masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.842126871		1.421850939
C3H8O	0.004748286		0.00822665
H2O	3.421913483		3.42191281
H2	0.064888056		0.064888056
	4.333676696	0.583201759	
Total	4.916878455		4.916878455

10. Neraca Panas Heater 2

Kondisi Operasi

T masuk He : 308.15 K

T keluar He : 333.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Liquid Masuk dan Keluar							
					Masuk	Keluar	
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	2832.9864	58.1	48.7605	129.3633	6307.826	134.5650	6561.460
C3H8O	87.7139	60.1	1.45946	174.4434	254.5942	180.2768	263.1079
H2O	817.5693	18	45.42051	75.34829	3422.358	75.09134	3410.68
Total	3738.2696		95.64050	379.1551	9984.779	389.9332	10235.25

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	6.307826963		10.23525608
C3H8O	0.254594273		13.90905151
H2O	3.422358621		13.64594361
	9.984779857	-27.80547133	
Total	37.79025119		37.79025119

11. Neraca Panas Distlasi 1

Kondisi Operasi

T masuk MD : 333.15 K

T keluar MD : 339.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Liquid Masuk dan Keluar							
Masuk					Keluar		
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	2832.9864	58.1	48.76052	134.5650	6561.4606	135.9667	66.29817
C3H8O	87.7139	60.1	1.45946	180.2768	263.10790	181.8527	262.7538
H2O	817.5693	18	45.42051	75.09134	3410.687	75.08792	3410.505
Total	3738.2696		95.64050	389.9332	10235.256	392.9073	3739.557

Menghitung Gas Keluar

Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	2804.6565	58.1	48.27291738	80.86365947	3903.524753
C3H8O	0.8771	60.1	0.01459401	109.3427662	1.595749422
Total	2805.5336		48.28751139	190.2064257	3905.120503

komponen	Q masuk (Kj/Kmol)	beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	6.561460642		3.96982293
C3H8O	0.263107904		0.264349616
H2O	3.41068753		3.410505392
Total	10.23525608	-2.590578138	7.644677938
	7.644677938		7.644677938

12. Condesor 2

Kondisi Operasi

T masuk Cd : 339.15 K

T keluar Cd : 308.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Gas Masuk

Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	2804.6565	58.1	48.272917	80.86365947	3903.524753
C3H8O	0.8771	60.1	0.014594	109.3427662	1.595749422
Total	2805.5336		48.287511	190.2064257	3905.120503

Menghitung Liquid Keluar

Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	2804.6565	58.1	48.272917	129.3633978	6244.748613
C3H8O	0.8771	60.1	0.014594	174.4434557	2.545829534
Total	2805.5336		48.287511	303.8068535	6247.294442

komponen	Q Masuk (KJ/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/kmol)
C3H6O	3.90352		6.2447486
C3H8O	0.00159531		0.0025458
	3.90511531	2.342179132	6.2472944
Total	6.247294442		6.2472944

13. Neraca Panas Reboiler 1

Kondisi Operasi

T masuk Rb : 339.15 K

T keluar Rb : 341.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Liquid Masuk dan Keluar							
					Masuk		Keluar
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	28.3299	58.1	0.48760	135.9667	66.29817	136.4487	66.5331
C3H8O	86.8368	60.1	1.44487	181.8527	262.7538	182.3950	263.5374
H2O	817.5628	18	45.4201	75.08792	3410.505	75.09208	3410.694
Total	932.7295		47.3526	392.9073	3739.557	393.9358	3740.764

komponen	Q masuk (Kj/Kmol)	beban panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.06629818		0.0665332
C3H8O	0.26275387		0.26353748
H2O	3.41050539		3.41069415
	3.73955744	0.0012074	
Total	3.74076484		3.74076484

14. Neraca Panas Heater 3

Kondisi Operasi

T masuk He : 341.15 K

T keluar He : 353.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Liquid Masuk dan Keluar							
				Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	28.3299	58.1	0.48760	136.4487	66.53319	139.5055	68.0237
C3H8O	86.8368	60.1	1.44487	182.3950	263.5374	185.8404	268.5156
H2O	817.5628	18	45.42015	75.09208	3410.694	75.17439	3414.432
Total	932.7295		47.35263	393.9358	3740.764	400.5203	3750.972

Komponen	Q masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.066533199		0.068023706
C3H8O	0.263537483		0.268515631
H2O	3.410694155		3.414432926
	3.740764837	-0.01021	
Total	3.730557411		3.750972263

15. Neraca Panas Distilasi 2

Kondisi Operasi

T masuk MD 2 : 353.15 K

T keluar MD 2: 365.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Liquid Masuk dan Keluar							
				Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q	Cp	Q
C3H6O	28.3299	58.1	0.48760	139.5055	68.0237		
C3H8O	86.8368	60.1	1.44487	185.8404	268.5156	189.6411	2.74175
H2O	817.5628	18	45.42015	75.17439	3414.432	75.35908	3388.620
Total	932.7295		47.35263	400.5203	3750.972	265.0002	3391.361

Menghitung Gas Keluar					
Komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	28.3299	58.1	0.487605852	84.64033122	41.27112082
C3H8O	85.9684	60.1	1.430422629	117.2602341	167.7316924
H2O	8.17569	18	0.454205	33.97860287	15.43325131
Total	122.47399		2.372233481	235.8791682	224.4360645

komponen	Q masuk (Kj/Kmol)	beban panas	Q keluar (Kj/Kmol)
C3H6O	0.068023706		0.041271121
C3H8O	0.268515631		0.170473443
H2O	3.414432926		3.404053256
	3.750972263	-0.135174	
Total	3.61579782		3.750972263

16. Menghitung Condensor 3

Kondisi Operasi

T masuk Cd : 365.15 K

T keluar Cd : 308.15 K

P : 1 Atm

Menghitung Gas Masuk					
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	28.3299	58.1	0.487605852	84.64033122	41.27112082
C3H8O	85.9684	60.1	1.430422629	117.2602341	167.7316924
H2O	8.17569	18	0.454205	33.97860287	15.43325131
Total	122.47399		2.372233481	235.8791682	224.4360645

Menghitung Liquid Keluar					
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/Jam	Cp	Q
C3H6O	28.3299	58.1	0.487605852	129.3633978	63.07834978
C3H8O	85.9684	60.1	1.430422629	174.4434557	249.5278665
H2O	8.17569	18	0.454205	75.34829791	34.22357365
Total	122.47399		2.372233481	379.1551514	346.82979

Menghitung Panas Laten					
Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/jam	Hvav (kj/kmol)	Q (kJoule)
C3H6O	28.3299	58.1	0.487605852	31448.38127	15334.41474
C3H8O	85.9684	60.1	1.430422629	43528.18423	62263.69972
H2O	8.17569	18	0.454205	42296.3957	19211.23441
Total	122.47399		2.372233481	117272.9612	96809.34887

17. Neraca Panas Reboiler 2

Kondisi Operasi

T masuk Rb : 308.15 K

T keluar Rb : 365.15 K

P: 1 Atm

Komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/jam	Masuk		Keluar	
				Cp	Q	Cp	Q
C3H8O	0.8689	60.1	0.01445	174.4434	2.522028	189.6411	2.741750
H2O	809.3936	18	44.96631	75.34829	3388.135	75.35908	3388.620
Total	810.2625		44.98076	249.7917	3390.657	265.0002	3391.361

Komponen	Q Masuk (Kj/Kmol)	Beban Panas	Q Keluar (Kj/Kmol)
C3H8O	0.00252048		0.00274007
H2O	3.39177		3.39226
Total	3.39429048	0.00070959	
	3.39500007		3.39500007

Neraca Panas Total

Alat	Input	Output
Heater 1	9.097265498	9.097265498
Vaporizer	5.914740567	5.914740567
Furnace	10.50589757	10.50589757
Reaktor	7.416735071	7.416735071
Cooler 1	6.733430873	6.733430873
Cooler 2	5.97130258	5.97130258
Condensor 1	5.111133653	5.111133653
Flash Drum	7.308660272	7.308660272
Absorber	4.916878455	4.916878455
Heater 2	37.79025119	37.79025119
Distilasi 1	7.644677938	7.644677938
Condensor 2	6.247294442	6.247294442
Reboiler 1	3.740764837	3.740764837
Heater 3	3.750972263	3.750972263
Distilasi 2	3.61579782	3.61579782

Condensor 3	0.34682979	0.34682979
Reboiler 2	3.39500007	3.39500007
Total	129.5076329	129.5076329



4. Spesifikasi Alat

4.1 Spesifikasi Tangki

Fungsi : Menyimpan bahan baku isopropanol

Type : Silinder tegak dan atap silinder

Kondisi operasi : P : 1 atm : 14,70 Psia

T : 30 °C : 304 K

1,. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih Carbon Steel SA-283C, dengan pertimbangan

a. Mempunyai tekanan maksimum yang diijinkan cukup rendah

b. Harganya lebih murah

Maximum Allowable Stress (f) :12650 psi

Jenis sambungan : Double Welded Butt Joint

Efisiensi sambungan (E) : 0,8

Faktor koreksi (C) : 0,125 in

2. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki

Komponen	M (Kg/Jam)	Densitas (Kg/m ³)	V = (M/p)
C ₃ H ₈ O	2902.42	325.2796	8.922846683
H ₂ O	29.3174	421.3095	0.069586373
Total	2931.7374	746.5891	8.992433056

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

$$V = 8.992433056 \frac{m^3}{jam} \times 24 \frac{jam}{hari} \times 14 \text{ hari}$$

$$V = 3021.457551 \text{ m}^3$$

Volume Tangki

dirancang angka keamanan tangki 20%

$$= 3021.45751 \text{ m}^3 \times 120\%$$

$$= \frac{3625.74901 \text{ m}^3 \times 1 \text{ Barel}}{0.159 \text{ m}^3}$$

$$= 22803.4529 \text{ Barel}$$

tangki di buat jadi 2 tangki

$$V = \frac{22803.4529 \text{ Barel}}{2}$$

$$V = 11401.7265 \text{ Barel}$$

Ukuran tangki dipilih berdasarkan Appendix E Brownell and Young, item 1

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses
Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Tank Diameter (ft)	Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	Tank Height (ft)								
		Number of Courses in Completed Tank								
		12	18	24	30	36	42	48	54	60
		2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	14.0	170	250	335	420	505	590	675	760	845
15	31.5	380	565	755	945	1,130	1,315	1,500	1,685	1,870
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	3,030	3,370
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1,133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1,399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2,014	24,170	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2,742	34,350	51,520	68,690	85,860	103,030	120,200	137,370	154,540	171,710
160	3,581	45,320	67,980	90,640	113,300	135,960	158,620	181,280	203,940	226,600
180	4,532	57,280	85,920	114,560	143,200	171,840	190,480	219,120	247,760	276,400
200	5,595	69,240	103,880	138,520	173,160	207,800	232,440	267,080	291,720	316,360
220	6,770	81,200	121,840	161,480	201,120	240,760	280,400	320,040	359,680	399,320

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9–11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Kapasitas Standar = 12.590

Diameter Tangki DT

$$\begin{aligned} &= \frac{36 \text{ Ft} \times 0.3048 \text{ m}}{1 \text{ Ft}} \\ &= 10.9728 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Tangki HT

$$\begin{aligned} &= \frac{42 \text{ Ft} \times 0.3048 \text{ m}}{1 \text{ Ft}} \\ &= 12.8016 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Tekanan Perancangan

Tekanan Perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 1.2 \times 15.819 \\ &= 18.9828 \end{aligned}$$

4. Menghitung tebal shell

Dipilih bahan Carbon Steel SA 283 Grade C dengan spesifikasi Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan nilai E = (Brownell and Young, page 254) Faktor korosi (C) = in (Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542)

$$ts = \frac{\rho_L(H-1)12 ID}{2.f.E.144} + C$$

Dimana :

t = Tebal shell (in)
ID = Diameter Dalam Tangki (ft)
f = Allowable Stress (psia)
C = Faktor Korosi (in)
E = Efisiensi Sambungan

$\rho = \text{Densitas campuran (lb/ft}^3 \text{)}$

(Brownell and Young,

page 254)

Maka :

$$1 \text{ Kg/m}^3 = 0,62428 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\rho = 746,5891 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho = 746,5891 \text{ Kg/m}^3 \times 0,062428 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho = 46,6080 \text{ Lb/ft}^3$$

$$ts = \frac{46.6080 \left(\frac{\text{Lb}}{\text{Ft}^3} \right) \times (H-1) \times 12 \times 36 \text{ (ft)}}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0,0125 \text{ in}$$

Typical Tank Sizes and Capacities 347

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses

Recommended by API Standard 12 C
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6		12		18		24		30		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	4 Shell Plate Thickness (In)										
10	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
15	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
20	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
25	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
30	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
35	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
40	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
45	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
50	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
60	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
70	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
80	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
90	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
100	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
120	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
140	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
160	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
180	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
200	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...
220	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	3/16	...

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

lembar ke	H,ft	Tebal Shell in	Tebal standar in
1	0 sampai 6	0.1595	0.1875
2	6 sampai 12	0.2009	0.1875
3	12 sampai 18	0.2424	0.1875
4	18 sampai 24	0.2838	0.1875

5	24 sampai 30	0.3253	0.19
6	30 sampai 36	0.3667	0.21
7	36 sampai 42	0.4082	0.24

warna kuning adalah tebal dinding yang dipilih

5. Menentukan tebal dan tinggi head

Tebal Head

Tangki yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk Torispherical Head
Sehingga perhitungan sebagai berikut :

$$t_{\text{head}} = \frac{P ID}{2f E - 0,2P} + C$$

(Brownell and Young, hal 256 pers 13.10)

Dimana :

t = Tebal Head(in)

P = Tekanan perancangan (psia)

d = Jari Jari (in)

f = Allowable Stress (psi)

E = Efisiensi Sambungan

C = Faktor Korosi (in)

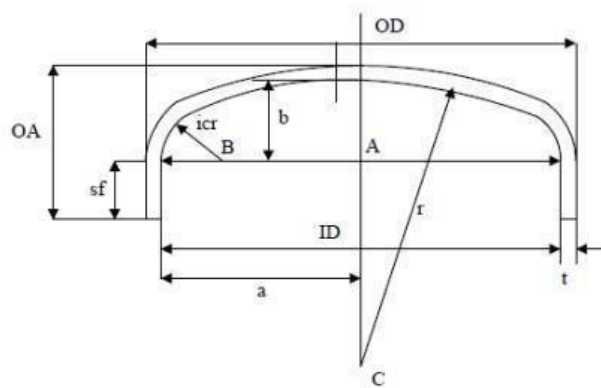
$$T_{\text{head}} = \frac{18,983(\text{psia}) \times 36(\text{ft}) \times 12(\text{ft})}{(2 \times 12650 \times 0,8) - (0,2 \times 18,983)} + 0,125$$

$$T_{\text{head}} = 0,1588 \text{ in}$$

Maka diambil Tebal Head standar 0.1875 in.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).

Tinggi head



Keterangan :

Icr = Jari-jari sudut internal (in)

r = Jari-jari kelengkungan (in)

Sf = Flange lurus (in)

Th = Tebal penutup (in)

Oa = Tinggi penutup (in)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = Sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = ID/2 - icr$$

$$OD = D + 2ts = 36 + 2(0,0156) = 36.0312$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young, 1959. "Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son. Pada OD = 48 in dan t = 5/16 in didapat :

$$t = 0.1875 \text{ in}$$

$$t = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada $t = 0,25$ in, $sf = 1,5 - 2,5$ in dipilih $sf = 1,5$ in

$$\begin{aligned} BC &= 48 \text{ in} - 3 \text{ in} &= 45 \text{ in} \\ AB &= 11 \text{ in}/2 - 3 \text{ in} &= 2.4864 \\ B &= 48 \text{ in} - [(45 \text{ in})^2 - (2.4864 \text{ in})^2]^{0.5} &= 3.0687435 \text{ in} \\ OA &= 1.5 \text{ in} + 3.0687 \text{ in} + 0.1875 \text{ in} &= 4.7562 \text{ in} \\ & &= 0.1208 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, tinggi head = 0.1208 m

4.2 Spesifikasi Reaktor

Perhitungan Reaktor Fixed Bed (RE-01) :

Fungsi = Tempat berlangsung reaksi dehidrogenasi isopropanol menjadi aseton
 Operasi = Suhu 350°C dan tekanan 2 atm
 Katalis = Zinc Oxide (ZnO)
 Reaksi yang terjadi =



kondisi operasi di reaktor

T ops	355 C	628.15 K
T ref	355 C	628.15 K
R		8.314 Kj/Kmol.K

Menentukan panas reaksi pembentukan standar (ΔH_f°)

$$\Delta H_f = A + BT + CT^2 \text{ (Yaws, Table 12-1, page 292)}$$

Komp	A	B	C	ΔH_f (KJ/mol)
C ₃ H ₈ O	-250.362	-0.0087902	0.000043171	-238.849478
H ₂ O	-238.41	0.012256	2.7656E-06	-229.620164

$$\Delta H_f = (\Sigma \Delta H_f \text{ Produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ Reaktan})$$

$$\begin{aligned}
 &= -229.698747 - (-239.075626) \\
 &= 9.376879 \text{ Kj/mol} \\
 &= 4031.33595 \text{ Btu/mol}
 \end{aligned}$$

Menghitung energi Gibbs pembentukan standar (ΔG_f°)

$$\Delta G_f^\circ = A + BT + CT^2$$

Komp	A	B	C	ΔH_f (KJ/mol)
C3H8O	-274.608	0.32915	0.000029243	-56.3139461
H2O	-241.74	0.04174	7.4281E-06	-212.590096

$$\begin{aligned}
 \Delta G_f^\circ &= (\sum n H_f \text{ Produk} - \sum n H_f \text{ Reaktan}) \\
 &= -212.845269 - (-58.142655) \\
 &= -154.702614 \\
 &= -66510.2119
 \end{aligned}$$

Mencari nilai konstanta kesetimbangan K

$$\Delta G^\circ = -RT \quad \ln \frac{K}{K_o} = -\frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_o} \right) \text{ (Smith Van Ness, 1987)}$$

atau

dimana :

$$\begin{aligned}
 \Delta G_f^\circ &= \text{Energi Bebas Gibbs} \\
 R &= \text{Konstanta Gas} \\
 T &= \text{Suhu} \\
 K &= \text{Konstanta Kesetimbangan Reaksi} \\
 \ln K &= \frac{\Delta G_f}{R \times T} \\
 \ln k &= \frac{(-1 \times (-154.702614) \times 1000)}{8.314 \times 628.15} \\
 \ln K &= 29.62267459 \text{ Kj/Mol} \\
 K &= 7.32764 \text{ Btu/ Mol}
 \end{aligned}$$

Menentukan kinetika reaksi

Konstanta reaksi (K_a), berdasarkan persamaan Arrhenius :

$$\begin{aligned}
 K_a &= A.e^{(E_a/RT)} \\
 K_a &= \text{Konstanta laju reaksi (m}^3/\text{Kmol.s)} \\
 A &= \text{Konstanta faktor eksponensial} \\
 E_a &= \text{Energi aktivasi (J/Kmol)} \\
 R &= 0.00008206 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol.K} \\
 T &= \text{Suhu (K)}
 \end{aligned}$$

A. Menghitung faktor pre-eksponensial (A), berdasarkan pers. Collision/tumbukan untuk reaksi yang melibatkan 2 gas yang berbeda, maka hubungannya adalah sebagai berikut :

$$A_{ex} = \pi D(A,B)^2 \times \frac{N_A 8Kb^{(1/2)}}{\pi \mu}$$

dimana:

N_A	=	Bilangan avogadro yg merepresentasikan jumlah gas dalam satuan volume
	=	$6.02E+23$ /Kmol
D_{AB}	=	Jarak antar molekul A dan B (m)
K	=	Konstanta Boltzman ($1.30E-23$ j/k)
$\pi \mu$	=	Reduksi massa A dan B (kg)

1. Mencari DAB

$$D_{AB} = \frac{1}{2} (r_a + r_b)$$

r_a = jarak antar molekul senyawa isopropanol (m)

r_b = jarak antar molekul senyawa Aseton (m)

diketahui berdasarkan tabel 11.1 dalam buku Chem Eng Kinetic JM Smith

$$r_{C_3H_6O} = 29.10667 \quad 29.10667 \times 10^{-6} \quad 2,910667E-05 \text{ m}$$

$$r_{C_3H_8O} = 32.01733 \quad 32.01733 \times 10^{-6} \quad 3,20173E-05 \text{ m}$$

sehingga

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \frac{1}{2} (r_a + r_b) \\ &= \frac{2.91067E-05 + 3.20173E-05}{2} \\ &= 0.000030562 \text{ m} \end{aligned}$$

2. menghitung nilai μ

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{B_m A \times B_m B}{B_m A + B_m B} \\ &= \frac{58 \times 60}{58 + 60} \\ &= 29.49152542 \text{ Kg} \end{aligned}$$

maka

$$\begin{aligned} A_{ex} &= \pi D(A,B)^2 \times N_A \left(\frac{8Kb}{\pi \mu} \right)^{1/2} \\ &= 8,12378E-07 \times 6,02E+23 \times \left(\frac{1.0400E-22}{92,60339} \right)^{1/2} \\ &= 5.18272E+05 \text{ m}^3/\text{kmol.s} \end{aligned}$$

3. menghitung E_a

$$\begin{aligned}
 E_a &= \Delta H - RT \\
 &= 9376.879 - 5222.4391 \\
 &= 4154.4399 \text{ KJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung konstanta laju reaksi (1)

$$\begin{aligned}
 k_1 &= A \cdot e^{(E_a/RT)} \\
 &= 5.18E+05 \left(\frac{4154.4399}{5222.4391} \right) \\
 &= 1.15E+06 \text{ m}^3/\text{kmol.s}
 \end{aligned}$$



408 CHAPTER 11 REACTION AND DIFFUSION WITHIN POROUS CATALYSTS

Table 11-2 Volume increments for estimating molecular volume at normal boiling point

Kind of atom in molecule	Volume increment, cm ³ /g mole
Carbon	14.8
Chlorine, terminal as R—Cl	21.6
Chlorine, medial as —CHCl—	24.6
Fluorine	8.7
Helium	1.0
Hydrogen	3.7
Mercury	15.7
Nitrogen in primary amines	10.5
Nitrogen in secondary amines	12.0
Oxygen in ketones and aldehydes	7.4
Oxygen in methyl esters and ethers	9.1
Oxygen in ethyl esters and ethers	9.9
Oxygen in higher esters and ethers	11.0
Oxygen in acids	12.0
Oxygen bonded to S, P, or N	8.3
Phosphorus	27.0
Sulfur	25.6
For organic cyclic compounds	
3-membered ring	−6.0
4-membered ring	−8.5
5-membered ring	−11.5
6-membered ring	−15.0
Naphthalene	−30.0
Anthracene	−47.5

➤ **Menghitung Densitas Campuran**

$$\begin{aligned}\rho &= (\%Isopropanol \times \rho Isopropanol) + (\%air \times \rho air) \\ &= (99\% \times 786 \text{ kg/m}^3) + (1\% \times 1000 \text{ kg/m}^3) \\ &= 778.14 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

➤ **Menghitung Volume Reaktor**

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

$$r = 1.18 \times V_b^{1/3} \text{ (Pers 11-14, JM Smith)}$$

dengan V_b = Volume molekular pada titik didih normal ($\text{cm}^3/\text{g.mol}$)

$$\begin{aligned}V_b a &= \text{Volume increment senyawa aseton (C}_3\text{H}_6\text{O)} \\ &= 3 \text{ atom C} + 6 \text{ atom H} + 1 \text{ atom O} \\ &= (3 \times 14.8) + (6 \times 3.7) + (1 \times 7.4) \\ &= 74 \text{ cm}^3/\text{g.mol} \\ &= 1.18 \times (74)^{1/3} \\ r &= 29.10667\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_b b &= \text{Volume increment senyawa isopropanol (C}_3\text{H}_8\text{O)} \\ &= 3 \text{ atom C} + 8 \text{ atom H} + 1 \text{ atom O} \\ &= (3 \times 14.8) + (8 \times 3.7) + (1 \times 7.4) \\ &= 81.4 \text{ cm}^3/\text{g.mol} \\ &= 1.18 \times (81.4)^{1/3} \\ r &= 32.01733\end{aligned}$$

$$778.14 = \frac{2931.7374}{V}$$

$$v = 3,719818 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$t : D = 2 : 1$$

$$r = 1/2 D$$

$$V = \pi r^2 t$$

$$V = \pi \frac{D^2}{4} t$$

$$V = \pi \frac{D^3}{2}$$

$$3.719818 = 3.14 \times \frac{D^3}{2}$$

$$3.719818 \times 2 = 3.14 \times D^3$$

$$7.439636 = 3.14 \times D^3$$

$$\frac{7.439636}{3.14} = D^3$$

$$1.33313 = D^3$$

$$r = \frac{1.33313}{2} = 0.66656$$

Tinggi reaktor

$$T = 2 D$$

$$T = 2 \times 1.33313$$

$$T = 2.66626$$

$$\begin{aligned} \text{Over 20 \%} &= 2.66626 \times 20\% \\ &= 0.533 \end{aligned}$$

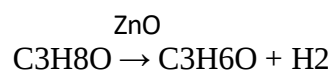
Maka, tinggi reaktor

$$= T + \text{Over 20\%}$$

$$= 2.66626 + 0.533$$

$$= 3.200 \text{ m}$$

➤ Menghitung Massa Katalis



Rasio stoikiometri reaktan dan katalis = 1 : 1

$$\text{Mr C}_3\text{H}_8\text{O} = 60 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mr ZnO} = 81.38 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mol reaktan} = 43463.9 \text{ g/mol}$$

$$\text{Mol katalis} = 43463.9 \text{ g/mol}$$

Massa katalis :

$$\text{Massa (g)} = \text{mol} \times \text{Mr}$$

$$\text{Massa} = 43463.9 \times 81.38$$

$$\text{Massa} = 3537092.18 \text{ gram}$$

$$\text{Massa} = 3537.09 \text{ kg}$$

Menghitung Waktu Tinggal

$$T = \frac{H.AT}{WT/p \text{ camp}} \times 3600$$

$$3,200 \times 0,66656 \times 3600$$

$$T = 2931.7374 \times 778,14$$

$$T = 2063.98745 \text{ detik}$$

$$T = 0.57332985 \text{ Jam}$$

No	Komponen	BM	Fw	Fm	yi	yi.Bmi
		kg/kmol	kg/jam	kmol/jam		
1	C2H5OH	48.2932	2902.4200	60.1000	0.7695	37.1629
2	H2O	1.6287	29.3174	18.0000	0.2305	0.3754
Total			2931.7374	78.1000	1.0000	37.5382

Sifat Fisis Pemanas

Berat Molekul

$$\text{BMp} = 18 \text{ kg/kmol} =$$

Densitas

$$\text{rp} = 0.9970 \text{ g/cm}^3 = 997 \text{ kg/m}^3$$

Kapasitas Panas

$$\text{Cpp} = 0.0000 \text{ kal/g.K} = 94.1118 \text{ J/kg.K}$$

Viskositas

$$\text{mp} = 3.2040 \text{ kg/m.jam} =$$

Konduktifitas Panas

$$\text{kp} = 0.1310 \text{ W/m.K} = 471.7260 \text{ J/jam.m.K}$$

Menentukan Kecepatan Reaksi

$$F_{AW} - F_{AW+\Delta W} - (-r_A) \cdot \Delta w \cdot \rho = 0$$

$$\lim_{\Delta w \rightarrow 0} F_{AW+\Delta W} - F_{AW} \Delta w = -(-r_A) \rho$$

$$dF_A dw = -(-r_A) \rho$$

$$F_A = F_{A0}(1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A$$

$$\text{Sehingga, } -F_{A0} dX_A dw = -(-r_A) \rho$$

$$dX_A dw = (-r_A) F_{A0} \cdot P$$

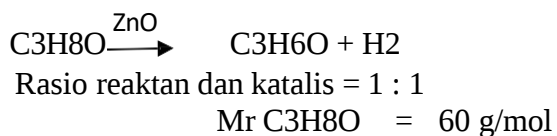
yang
dari table neraca massa di atas, dapat diketahui persamaan umum untuk konsentrasi umpan, yaitu:

1. Laju volumetric umpan reaktor

$$\begin{aligned} V_0 &= \frac{F_{intot}}{\rho_{mix}} \\ &= \frac{2931.7374 \text{ Kg/jam}}{778.14 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 3.767622022 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0627937 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Dengan
menggunakan
persamaan aliran
masuk dan keluar

3. menghitung massa katalis



$$\begin{aligned}\text{Mr ZnO} &= 81.37 \text{ g/mol} \\ \text{Mol Reaktan} &= 4.82932 \text{ g/mol} \\ \text{Mol Katalis} &= 4.82932 \text{ g/mol}\end{aligned}$$

Massa Katalis

$$\begin{aligned}\text{Massa (Kg)} &= \text{mol} \times \text{Mr} \\ &= 4.82932 \times 81.37 \\ &= 16.84916303 \text{ kg}\end{aligned}$$

4. Menghitung Volume Total Tumpukan Katalis

$$\begin{aligned}V &= \frac{w}{\rho \text{ katalis}} \\ &= \frac{16.84916303 \text{ Kg}}{5610 \text{ Kg/m}^3} \\ V &= 332.9542239 \text{ m}^3\end{aligned}$$

5. Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis Yang Dibutuhkan

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11)

$$\begin{aligned}\text{NPS} &= 1.5 \text{ in} \\ \text{Sch. No.} &= 40 \\ \text{Diameter luar (OD)} &: 1.90 \text{ in} = 0.0483 \text{ m} = 0.1583 \text{ ft} \\ \text{Diameter dalam (ID)} &: 1.61 \text{ in} = 0.0409 \text{ m} = 0.1342 \text{ f} \\ \text{Perhitungan tinggi katalis dengan volume 1 buah tube} \\ \text{adalah :}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V &= W / \rho \text{ katalis} \\ Z &= \frac{4W}{\pi \cdot \text{ID}^2 \cdot \rho \text{ katalis}}\end{aligned}$$

Dengan :

Z = tinggi tumpukan katalis (m)

V = volume katalis dalam tube (m³)

w = berat katalis (kg)

ρ_{katalis} = densitas katalis (kg/m³)

ID = diameter dalam tube (m)

Maka tinggi katalis :

$$Z = \frac{4 \times 1684916303}{3.14 \times 0.0409^2 \times 5610}$$

$$Z = \frac{67.39665212}{720.46986}$$

$$Z = 0.093545415 \text{ m}$$

Dipilih tinggi tube standar 24 ft = 7,3152 m

Sehingga didapat tinggi tumpukan katalis :

$$Z = 80\% \text{ dari tinggi tube yang dipilih}$$

$$Z = 80\% \times 7.3152$$

$$Z = 5.85216 \text{ m}$$

6. Menghitung Jumlah Tube (Nt)

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$Nt = \frac{\text{tinggi katalis per tube}}{\text{tinggi katalis keseluruhan}}$$

$$Nt = \frac{5.85216}{0.093545415}$$

$$Nt = 62.55955991 \text{ Tube}$$

$$= 63$$

Tube

Ukuran tube (Kern,1983):

Susunan tube = Triangular pitch

Bahan = Stainless steel

Diameter nominal (NPS) = 1,50 in

Diameter luar (OD) = 1,90 in = 0,0483m = 0,1583 ft

Diameter dalam (ID) = 1,61 in = 0,0409 m = 0,1342 ft

Schedule number = 40

Luas penampang = 2,04 in² = 0,0013 m²

Tebal pipa = (OD-ID)/2

$$= (1,90 - 1,61)/2$$

$$= 0,145 \text{ in} = 0,0037 \text{ m}$$

Jarak antar pusat pipa (PT)

$$PT = 1,25 \times OD$$

$$= 1,25 \times 1,90$$

$$= 2,375 \text{ inchi} = 0,0603 \text{ m}$$

7. shell

Bahan yang digunakan adalah Carbon Steel SA 167 grade 11 type 316
ukuran shell

$$IDs = \left(\frac{4 \cdot 0,866 \cdot Nt \cdot P_r^2}{\pi} \right)^{0,5} \quad (\text{Brownell \& Young, 1979})$$

Diameter dalam shell (IDs)

$$\begin{aligned} IDs &= \frac{(4 \times 0.866 \times 63 \times 2.375)^{0.5}}{3,14} \\ &= \frac{518.301}{3,14} \\ &= 292.4941758 \text{ in} \\ &= 7.4 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Shell

Spesifikasi bahan = Stainless steel SA 167
Grade 11 type 316

Tekanan yang diizinkan (f) = 18.750 psi

Efisiensi sambungan (E) = 0.8 (double welded joint)

Corrosion allowance = 0,25 in

Tebal shell dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot p} + C \quad (\text{Brownell \& Young})$$

Dengan

ts = tebal shell, in

p = tekanan dalam reaktor, psi

E = efisiensi sambungan

ri = jari-jari dalam shell, in

f = tekanan maksimum yang diizinkan, psi

C = Corrosion allowance = 0,25

Tekanan dalam shell

Tekanan desain diambil 20% diatasnya, maka :

$$\begin{aligned} Pd &= 1,2 \times P \\ &= 1.2 \times 5 \\ &= 6 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_d &= \frac{80.8279}{292.49} \text{ psi} \\
 \text{maka } \left(\frac{\quad}{2} \right) &= \frac{\frac{80.8279}{2}}{18.750 \times 0.8 - 0.6 \times 80.8279} + \\
 t_s &= \frac{25}{18.750 \times 0.8 - 0.6 \times 80.8279} \\
 t_s &= 39.24 \text{ in} \\
 &= 0.9 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diameter luar shell (ODs)

$$\begin{aligned}
 OD_s &= ID_s + 2t_s \\
 &= 3.41 \text{ m}
 \end{aligned}$$

8. head dan bottom

Bentuk head dan bottom yang digunakan adalah Torispherical Flanged and Dished Head yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu 15 – 200 psi. Bahan yang digunakan untuk membuat head dan bottom sama dengan bahan shell Carbon Steel SA 283 grade C. Tebal head dapat dihitung dari persamaan Menentukan inside radius corner (icr) dan corner radius (rc)

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2t \\
 &= 119.9719 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dibulatkan menjadi 120 in untuk menentukan icr & rc Diketahui tebal $t = 1 \frac{1}{4}$ in

Maka berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 icr &= 7.125 \text{ in} \\
 rc &= 114 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \frac{rc}{icr} \right)$$

$$W = 1.75$$

Tebal head minimum dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 f \epsilon - 0.2 P} + c \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell \& Young})$$

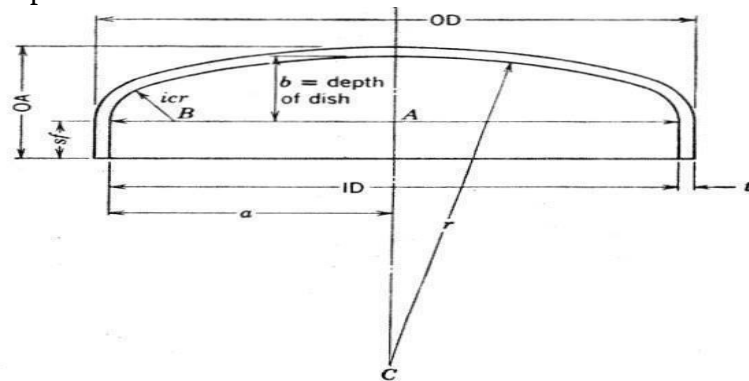
$$T_h = 0.7878 \text{ in}$$

dari tabel 5.6 Brownell & Young untuk

$$t_h = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} sf &= 2 \text{ in} \\ &= 0,1667 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi head :



th = tebal head (in)

icr = inside corner radius (in)

r = radius of dish (in)

sf = straight flange (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = Depth of dish (in)

OA = Tinggi head (in)

$$ID = OD - 2th = 120 - 2(2) = 116 \text{ in}$$

Depth of dish (b)

$$\begin{aligned} b &= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2} \\ &= 12,1782 \end{aligned} \quad \text{Brownell \& Young, 1959 hal 87)}$$

Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf$$

$$\begin{aligned} &= (1 + 12,1782 + 2) \text{ in} \\ &= 15,1782 \text{ in} \\ &= 0,3855 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= ID/2 - icr \\ &= (116/2) \text{ in} - 7,125 \text{ in} \\ &= 50,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r_c - i_{cr} \\
 &= 114 \text{ in} - 7,125 \text{ in} \\
 &= 106,8750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 93,5873 \text{ in} \\
 \text{Jadi tinggi head} &= 20,0106 \text{ in} = \\
 &0,5082 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4.3 Spesifikasi Distilasi 1

Fungsi = memurnikan Aseton

Jenis Bahan Stainless Steel SA 167 type 304

Komponen	A	B	C
C3H8O	15.6491	3109.34	-73.5459
C3H6O	14.7171	2975.95	-34.5228
H2O	16.5362	3985.44	-38.9974

Persamaan Antoine

Tekanan Parsial

$$\ln P = A + \frac{B}{T+C}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

Kondisi Operasi Feed : Suhu 333,15 K dan Tekanan 1 atm

Komponen	Zi	Pi	Ln Pi	Ki	Yi=ki.zi
C3H8O	0.023	3.671	1.3	1.3	0.03
C3H6O	0.757	4.751	1.558	1.558	1.181
H2O	0.218	2.987	1.094	1.094	0.239
Total	1				1.450

Kondisi Operasi Distilat : Suhu 339,15 K dan Tekanan 1,21 atm

Komponen	Yi	Pi	Ln Pi	Ki	Xi=Ki.Yi
C3H8O	0.0003	3.942	1.371	0.857	0.0002
C3H6O	0.9996	4.947	1.598	1	0.9997
H2O	0	3.258	1.181	0.738	0
Total	1				1.000001

Kondisi Operasi Bottom : Suhu 339,15 K dan Tekanan 1,21 atm

Komponen	Xi	Pi	Ln Pi	Ki	Yi=Xi.Ki
C3H8O	0.093	3.942	1.371	1.132	0.105
C3H6O	0.03	4.947	1.59	1.319	0.04
H2O	0.876	3.258	1.181	0.974	0.854
Total	1				0.9999992

Light Key Component (LK) = Aseton
Heavy Key Component (HK) = Isopropanol

Menentukan relative volasitas

$$\alpha_{Destilat} = \frac{K_{iLK}}{K_{iHK}} = 1.165$$

$$\alpha_{Bottom} = \frac{K_{iLK}}{K_{iHK}} = 0.857$$

$$\alpha_{average} = \sqrt{\alpha_{Destilat} \times \alpha_{Bottom}} = 0.999$$

Menentukan jumlah plate minimum

$$NM = \frac{\log\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)D\left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}}\right)^B}{\log(\alpha_{average})} = 10,429$$

$$\Theta = 0,01$$

Komponen	xf	alpha (ki/khk)	xf.alpha	q=(xf.a)/(a-teta)
C3H6O	0.509	1.198	0.61	0.514
C3H8O	0.015	1	0.012	0.015
H2O	0.474	0.841	0.399	0.48
Total	1			1.01

Komponen	xd	alpha (ki/khk)	xf.alpha	q=(xd.a)/(a-teta)
C3H6O	0.9996	1.165	1.165	1.008
C3H8O	0.0003	1	0.0003	0.0003
H2O	0	0.738	0	0
Total	1			1.0083

Menentukan refluks minimum

$$R_{min} + 1 = q$$

$$R_{min} = 0,5$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = 0,33$$

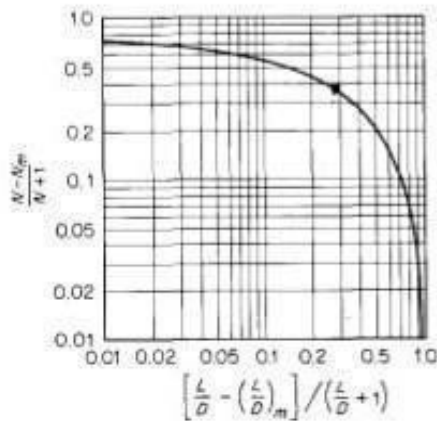


FIGURE 5.18 Gilliland correlation of reflux ratio, theoretical stages, minimum reflux ratio, and minimum stages. [From Gilliland, *Ind. Eng. Chem.*, 32:1101 (1940).]

(Sumber : Walas, page 243)

$$Y = 389$$

$$N = \frac{Nm+Y}{Y+1} = 7,788$$

$$\text{Jumlah tray} = 8$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right]$$

$$N_s (\text{Rectifying Section}) = 4 \text{ tray}$$

$$N_r (\text{Striping Section}) = 4 \text{ tray}$$

Feed masuk terletak di antara stage 6 dan 8

Rectifying Section

Menghitung diameter coloum

Tray Spacing yang digunakan 0,5 meter

$$\hat{u}_v = (-0.171l_t^2 + 0.27l_t - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

$$\text{Allowable Vapor (uv)} = 0,049 \text{ m/s}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}}$$

Diameter Coloum = 2,369 m

$$\text{Luas Area} = \frac{\pi D_c^2 \times 3,14}{4} = 4,4 \text{ m}^2$$

Tebal Silinder

Tekanan

P = 1.5989 atm

Jari-jari

R = 1.184797 m

Allowable Stress

S = 1332.346 atm

Joint Efficiency

E = 0.85

Corrosion Allowance

C = 0.000711 m

Wall Thickness Sillinder

Ts = 0.002385 m

Ouside Diameter

OD = 2.374365 m

Weir Height

hw = 50 mm liquid

Hole Diameter

dh = 5 mm

Plate Thickness

pt = 5 mm

Flooding 85%

Co = 0.85

Kecepatan Liquid Maksimum

Lw = 1.038408 kg/s

Minimum Liquid Rate

Lmin = 0.726886 kg/s

Weir Liquid Crest

how = 5.960381 mm liquid

Hole Area

Ah = 0.044078 m²

Jumlah Vapor Maksimum melewati Holes

Uh = 1.123789 m/s

Dry Plate Drop

hd = 70.1881 mm liquid

Residu Head

hr = 275.7268 mm liquid

Total Pressure = hw + how + hd + hr = 40,98 Pa

Jumlah Holes = 446 holes

Striping Section

Menghitung diameter coloum

Tray Spacing yang digunakan 0,5 meter

$$\hat{u}_v = (-0.171l_t^2 + 0.27l_t - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Allowable Vapor (uv) = 0,051 m/s

$$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}}$$

Diameter Coloum = 2,568 m

$$\text{Luas Area} = \frac{\pi D_c^2 \times 3,14}{4} = 5,18 \text{ m}^2$$

Tekanan	P = 1.2116	atm
Jari-jari	R = 1.284466	m
Allowable Stress	S = 1332.346	atm
Joint Efficiency	E = 0.85	
Corrosion Allowance	C = 0.000711	m
Wall Thickness Sillinder	Ts = 0.002086	m
Ouside Diameter	OD = 2.573105	m
Weir Height	hw = 50	mm liquid
Hole Diameter	dh = 5	mm
Plate Thickness	pt = 5	mm
Flooding 85%	Co = 0.85	
Kecepatan Liquid Maksimum	Lw = 1.038408	kg/s
Minimum Liquid Rate	Lmin = 0.726886	kg/s
Weir Liquid Crest	how = 8.199887	mm liquid
Hole Area	Ah = 0.051805	m ²
Jumlah Vapor Maksimum melewati Holes	Uh = 1.001354	m/s
Dry Plate Drop	hd = 15.05201	mm liquid
Residu Head	hr = 275.7268	mm liquid

$$\text{Total Pressure} = hw + how + hd + hr = 35,586 \text{ Pa}$$

Jumlah Holes = 379 holes

Menghitung tinggi distilasi

Tinggi Coloum	Hc = 4	m
Tinggi tutup ellipsoidal atas	He atas = 0.592399	m
Tinggi tutup ellipsoidal bawah	He bawah = 0.642233	m
Ruang kosong di atas plate pertama (10%)	He 1st = 0.4	m
Ruang kosong di bawah plate terakhir (15%)	He last = 0.6	m
Tinggi total	H = 6.234632	m

4.4 Spesifikasi Distilasi 2

Fungsi = memurnikan Aseton

Jenis Bahan Stainless Steel SA 167 type 304

Komponen	A	B	C
C3H8O	15.6491	3109.34	-73.5459
C3H6O	14.7171	2975.95	-34.5228
H2O	16.5362	3985.44	-38.9974

Persamaan Antoine

Tekanan Parsial

$$\ln P = A + \frac{B}{T+C}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

Kondisi Operasi Feed : Suhu 353,15 K dan Tekanan 1 atm

Komponen	Zi	Pi	Ln Pi	Ki	Yi=ki.zi
C3H8O	0.093098995	4.528591	1.510411	1.0998324	0.1023933
C3H6O	0.030372865	5.377188	1.682166	1.2248987	0.0372037
H2O	0.876528141	3.849881	1.348042	0.9816009	0.8604008
Total	1				0.9999978

Kondisi Operasi Distilat : Suhu 365,15 K dan Tekanan 1 atm

Komponen	Yi	Pi	Ln Pi	Ki	Xi=Ki.Yi
C3H8O	0.70193212	4.986218	1.606678	0.9865089	0.6924623
C3H6O	0.231313342	5.716177	1.7433	1.0703959	0.2475968
H2O	0.066754538	4.316644	1.462478	0.8979696	0.0599435
Total	1				1.0000027

Kondisi Operasi Bottom : Suhu 365,15 K dan Tekanan 1 atm

Komponen	Xi	Pi	Ln Pi	Ki	Yi=Xi.Ki
C3H8O	0.001071712	4.986218	1.606678	1.0984855	0.0011773
C3H6O	0	5.716177	1.7433	1.1918942	0
H2O	0.998928288	4.316644	1.462478	0.9998962	0.9988246
Total	1				1.0000019

Light Key Component (LK) = Isopropanol

Heavy Key Component (HK) = Air

Menentukan relative volasitas

$$\alpha_{Destilat} = \frac{K_{iLK}}{K_{iHK}} = 0,838$$

$$\alpha_{Bottom} = \frac{K_{iLK}}{K_{iHK}} = 1,19$$

$$\alpha_{average} = \sqrt{\alpha_{Destilat} \times \alpha_{Bottom}} = 0.999$$

Menentukan jumlah plate minimum

$$NM = \frac{\log\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)D\left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)^B}{\log(\alpha_{average})} = 11$$

$$\Theta = 0,01$$

Komponen	xf	alpha (ki/khk)	xf.alpha	q=(xf.a)/(a-teta)
C3H6O	0.010297241	1.247858	0.012849	0.0103804
C3H8O	0.030512781	1.120448	0.034188	0.0307876
H2O	0.959189978	1	0.95919	0.9688788
Total	1			1.0100468

Komponen	xd	alpha (ki/khk)	xf.alpha	q=(xd.a)/(a-teta)
C3H6O	0.205546912	1.192018	0.245016	0.2072859
C3H8O	0.602985752	1.098599	0.66244	0.6085248
H2O	0.191467336	1	0.191467	0.1934013
Total	1			1.0092121

Menentukan refluks minimum

$$R_{min} + 1 = q$$

$$R_{min} = 0,5$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} = 0,32$$

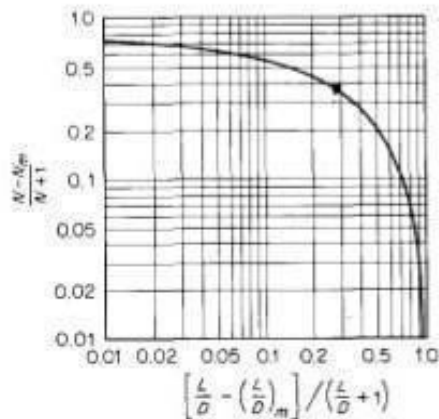


FIGURE 5.18 Gilliland correlation of reflux ratio, theoretical stages, minimum reflux ratio, and minimum stages. [From Gilliland, *Ind. Eng. Chem.*, 32:1101 (1940).]

(Sumber : Walas, page 243)

$$Y = 333$$

$$N = \frac{Nm + Y}{Y + 1} = 8,5$$

$$\text{Jumlah tray} = 9$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right]$$

$$N_s (\text{Rectifying Section}) = 5 \text{ tray}$$

$$N_r (\text{Stripping Section}) = 4 \text{ tray}$$

Feed masuk terletak diantara stage 5 dan stage 7

Rectifying Section

Menghitung diameter coloum

Tray Spacing yang digunakan 0,5 meter

$$\hat{u}_v = (-0.171l_i^2 + 0.27l_i - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

$$\text{Allowable Vapor (uv)} = 0,218 \text{ m/s}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}}$$

Diameter Coloum = 3,132 m

$$\text{Luas Area} = \frac{\pi D_c^2 \times 3,14}{4} = 7,7 \text{ m}^2$$

Tekanan	P = 1.62865	atm
Jari-jari	R = 1.566435	m
Allowable Stress	S = 1332.346	atm
Joint Efficiency	E = 0.85	
Corrosion Allowance	C = 0.000711	m
Wall Thickness Sillinder	Ts = 0.002966	m
Outside Diameter	OD = 3.138801	m
Weir Height	hw = 50	mm liquid
Hole Diameter	dh = 5	mm
Plate Thickness	pt = 5	mm
Flooding 85%	Co = 0.85	
Kecepatan Liquid Maksimum	Lw = 0.259093	kg/s
Minimum Liquid Rate	Lmin = 0.181365	kg/s
Weir Liquid Crest	how = 131.7951	mm liquid
Hole Area	Ah = 0.077047	m ²
Jumlah Vapor Maksimum Melewati Holes	Uh = 2.84168	m/s
Dry Plate Drop	hd = 90.81063	mm liquid
Residu Head	hr = 1296.557	mm liquid

Total Pressure = hw + how + hd + hr = 160 Pa

Jumlah Holes = 255 holes

Striping Section

Menghitung diameter coloum

Tray Spacing yang digunakan 0,5 meter

$$\hat{u}_v = (-0.171l_t^2 + 0.27l_t - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

Allowable Vapor (uv) = 0,121 m/s

$$D_c = \sqrt{\frac{4\hat{V}_w}{\pi\rho_v\hat{u}_v}}$$

Diameter Coloum = 1,828 m

$$\text{Luas Area} = \frac{D_c^2 \times 3,14}{4} = 2,623 \text{ m}^2$$

Tekanan	P = 1.46263	atm
Jari-jari	R = 0.914059	m
Allowable Stress	S = 1332.346	atm
Joint Efficiency	E = 0.85	
Corrosion Allowance	C = 0.000711	m
Wall Thickness Sillinder	Ts = 0.001893	m
Ouside Diameter	OD = 1.831903	m
Weir Height	hw = 50	mm liquid
Hole Diameter	dh = 5	mm
Plate Thickness	pt = 5	mm
Flooding 85%	Co = 0.85	
Kecepatan Liquid Maksimum	Lw = 0.259093	kg/s
Minimum Liquid Rate	Lmin = 0.181365	kg/s
Weir Liquid Crest	how = 726.6831	mm liquid
Hole Area	Ah = 0.026235	m ²
Jumlah Vapor Maksimum Melewati Holes	Uh = 4.644597	m/s
Dry Plate Drop	hd = 1280.154	mm liquid
Residu Head	hr = 1296.557	mm liquid

$$\text{Total Pressure} = hw + how + hd + hr = 341,96 \text{ Pa}$$

Jumlah Holes = 749 holes

Menghitung tinggi distilasi

Tinggi Coloum	Hc = 4.5	m
Tinggi tutup ellipsoidal atas	He atas = 0.783217	m
Tinggi tutup ellipsoidal bawah	He bawah = 0.457029	m
Ruang kosong di atas plate pertama (10%)	He 1st = 0.45	m
Ruang kosong di bawah plate terakhir (15%)	He last = 0.675	m
Tinggi total	H = 6.865247	m

4.5 Spesifikasi Absorber

Nama : Menara Absorber
 Alat
 Kode Alat : AB-01

1. densitas/massa jenis input

komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/jam	A	B	n	Tc	density (g/ml)	density (Kg/m3)	fraksi(%)	P x X
C3H8O	2.84631636	60.1	0.047359673	0.27728	0.2576	0.299	508.2	0.325279695	325.2796949	0.438871179	142.7559
C3H6O	641.215038	58.1	11.03640341	0.26785	0.26475	0.243	508.31	0.304171834	304.171834	98.8684186	30072.99
H2O	0.00036062	18	2.00347E-05	0.3471	0.274	0.286	647.13	0.421309545	421.3095454	5.56043E-05	0.023427
H2	4.4922389	2	2.246119452	0.03125	0.3473	0.276	33.18	0.002791509	2.791508536	0.692654616	1.933551
Total	648.553954		13.32990257					1.053552583	1053.552583	100	30217.7

2. densitas solvent

komponen	kg/jam	BM	Kmol/jam	A	B	n	Tc	density (g/ml)	density (Kg/m3)	C1	C2	C3	C4	p (kmol/ m3)	P (kg/m3)
H2O	817.462489	18	45.41458271	0.3471	0.274	0.286	647.13	0.421309545	421.3095454	5.459	0.3054	647.13	0.081	6.319685037	113.7543

3. Densitas Output

komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	A	B	n	Tc	density(g/ml)	density (kg/m3)	fraksi (%)	P x X
C3H8O	2.81785319	60.1	0.046886076	0.27728	0.2576	0.299	508.2	0.325279695	325.2796949	0.19365576	62.99229
C3H6O	634.802888	58.1	10.92603938	0.26785	0.26475	0.243	508.31	0.304171834	304.171834	43.62655811	13269.97
H2O	817.462849	18	45.41460272	0.3471	0.274	0.286	647.13	0.421309545	421.3095454	56.17978613	23669.08
total	1455.08359		56.38752818					1.050761074	1050.761074	100	37002.04

1. Viskositas Input

Komponen	kg/jam	BM	Kmol/ Jam	A	B	C	D	n gas (μp)	n gas (cp)	fraksi	n x X
C3H6O	2.84631636	58.1	0.048989955	-7.2126	903.0	0.018	-2E-05	278299.741	27.8299741	0.00441932	0.12299
C3H8O	641.215038	60.1	10.66913541	-0.7009	841.3	-0.01	8E-06	259314.5582	25.93145582	0.99558011	25.8168
H2O	0.00036062	18	2.00347E-05	-10.2158	1792.3	0.018	-1E-05	552378.509	55.2378509	5.59921E-07	3.09E-05
	644.061715										25.9398

2. Viskositas Solvent

komponen	kg/jam	BM	Kmol/jam	A	B	C	D	log μ (cp)	n (cp)	cp x kg
H2O	817.462489	18	45.41458271	-10.2158	1792.5	-0.018	-1E-05	-0.134722819	0.873958123	714.4279822

3. Viskositas Output

komponen	Kg/jam	BM	Kmol/Jam	A	B	C	D	n gas (μp)	n gas (cp)	fraksi	n x X
C3H8O	2.81785319	60.1	0.046886076	-0.7009	841.3	-0.01	8E-06	259314.5582	259.3145582	0.00193655	0.502178
C3H6O	634.802888	58.1	10.92603938	-7.2126	903.0	0.018	-2E-05	278299.741	278.299741	0.43626558	121.4126
H2O	817.462849	18	45.41460272	-10.2158	1792.3	0.018	-1E-05	552378.509	552.378509	0.56179786	310.325
	1455.08359								1089.992808		432.2398
									1.0899928		0.43224

1. Difusi Input

komponen	Kg/Jam	BM	Kmol/jam	sity (Kg/m	v
C3H8O	2.84631636	60.1	0.047359673	325.27969	114.28094
C3H6O	641.215038	58.1	11.03640341	304.17183	0.4743679
H2O	0.00036062	18	2.00347E-05	421.30955	1168279.3
H2	4.4922389	2	2.246119452	2.7915085	0.621407
Total	648.553954		13.32990257	1053.5526	

1. menghitung diameter menara

liquid leaving = jumlah liquid yang keluar dari absorber

= 1445,05 Kg/Jam

= 144,05 Kg/ Jam / 3600 (s)

= 0,4014111

= Gas in 648.53 kg/jam

= 648,53 kg/Jam / 3600 (s)

= 0,180147 Kg/s

$$= \frac{[L']}{[G']} \times \frac{[PG]^{0.5}}{[PL - PG]} = \frac{0.401411}{0,180147} \times \frac{[1.05355]^{0.5}}{[1.05076 + 0.42310 - 1.05355]}$$

$$= 2.2288241381 \times 1.6250633$$

$$= 3.621033355$$

dari figure 6.34 treyball hal 195 memploting dengan garix apporximate flooding di peroleh 0.007 sehingga :

$$\frac{G'^2 \times C_f \times \mu L^{0.1} J}{p_G (p_L - p_G) g_c}$$

Keterangan :

dari tabel 6.3,tabel 6.4 dan 6.5 Treyball hal 196,199,205, dan 206 di peroleh,

Jenis Packing	=	Cramic rasching ring
Nominal Size	=	50 mm
Wall Thickness	=	6 mm
j	=	1
gc	=	1
CD	=	135.6
CF	=	65
€	=	0.74
ap	=	92 m ² /m ³
m	=	31.52
n	=	0
p	=	0.481
ds	=	0.0725 m

$$\begin{aligned}
 G' &= \frac{0.007 \times PG (PL - PG) G_c}{(f \times m L^{0.1})} && \text{diasumsikan flooding sebesar 50\% maka } G' \text{ menjadi} \\
 &= \frac{0.007 \times 1.05355 (1.47386 - 1.05355) 1}{65 \times 0.432^{0.1} \times 1} && G' = 0.6 \times 25.98 \\
 &= \frac{155277.4103}{59.76703775} && G' = 12.99 \text{ Kg/m}^2\text{s} \\
 &= 2598.044276 \text{ Kg/m}^2\text{s}
 \end{aligned}$$

Cross Sectional area tower Diameter kolom absorber

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{G}{G'} = \frac{(4 \times A)^{0.5}}{\mu} \\
 &= \frac{0.180147 \text{ Kg/s}}{15.588 \text{ kg/m}^2\text{s}} = \frac{(4 \times 0.0138)^{0.5}}{3.14} \\
 &= 0.013868129 \text{ m}^2 = 0.074823822 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. menentukan volume kolom reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{rate gas} &= 1445.08 \text{ Kg/jam} && 3185.8561 \text{ Lb/Jam} \\
 \text{rate liquid} &= 648.53 \text{ Kg/Jam} && 1429.7639 \text{ Lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{rate volumetrik liquid} &= \frac{\text{Bahan Masuk}}{\text{Rho Liquid}} \\
 &= \frac{1429,7639}{65,5968} \\
 &= 21,79624463 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 10,89812232 \text{ ft}^3$$

asumsi : volume ruang kosong 30% volume total

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Total} &= \text{Volume Liquid} + \text{Volume Ruang Kosong} \\
 &= 10.89812232 + 30\% \text{ vol total}
 \end{aligned}$$

$$70\% \text{ vol total} = 10.89812232 \text{ ft}^3$$

$$\text{Vol Total} = \frac{10.89812232}{0,7}$$

$$\text{Vol Total} = 15,56874617 \text{ ft}^3$$

3. menentukan tinggi tangki

$$\text{volume total} = \text{vol tutup bawah} + \text{Vol silinder} + \text{Vol tutup atas}$$

$$15.56874617 = 1.415340561 + \phi/4 \times d^2 \times l_s + 1,415$$

$$15.56874617 = 0.128667324 + 0.0043949 + 0,129$$

$$\begin{aligned}
 15.56874617 &= 0.257334647 + 0.004394904 L_s \\
 15.31141152 &= 0.004394904 L_s \\
 L_s &= \frac{15.31141152}{0.004394904} \\
 L_s &= 3483,901246 \text{ ft} \\
 &= 41806,8144 \text{ in} \\
 &= 1061,89309 \text{ m} \\
 \frac{L_s}{d_i} &= \frac{1061.89309}{2} \\
 &= 530,946545
 \end{aligned}$$

4. menentukan tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned}
 P_i &= p_{\text{atm}} + p_{\text{hidrostatik}} \\
 p_{\text{hidrostatik}} &= \rho(L_s - 1)/144 \\
 &= \frac{3.14(1061.89309 - 1)}{144} \\
 &= 23,1333632 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= p_{\text{atm}} + p_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14,6959 + 23,13336 \\
 &= 37,82926 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

5. menentukan diameter packing

karena diameter kolom > 0.3 maka diameter packing < 25mm (1in) (Coulson & Richardson's ed. 4th Vol.6 hal 592) dengan diameter (dl) = 1 in = 0,083333333

$$\begin{aligned}
 &= \text{tinggi (LI)} \times 2 \times d_l \\
 &= 2 \text{ in} \\
 &= 0.166666667 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

6. Perancangan Nozzle

nozzle di bagi menjadi 4 :

- Nozzle liquid masuk
- Nozzle Gas masuk
- Nozzle Gas keluar top kolom

- Nozzle Liquid Bottom kolom
- Nozzle liquid masuk

Perhitungan:

rate masuk :	=	821.908995 Kg/jam
	=	1811.9992 Lb/jam
Rho Liquid:	=	62.428 lb/ft ³
Rate Volumetric (Q) :	=	m/ p Liquid
	=	$\frac{1811,9992 \text{ Lb/Jam}}{62,428 \text{ Lb/ft}^3}$
	=	29.0254245 ft ³ /jam
	=	0.00806262 ft ³ /s

Asumsi: aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhaue 4 th, hal. 496 didapat ID optimum:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 3.9 \times Q^{0.45} \times \text{Rho}^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.00806262 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (62.428 \text{ lb/ft}^3)^{0.13} \\ &= 0.7627429 \text{ in} \\ &= 0.0635583 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal. 844 maka dipilih pipa 3/4 in sch 40

OD = 1.05 in	0.0875 ft	
ID = 0.824 in	0.0686 ft	209.0928 m
a' = 53424 in ²	0.00371 ft ²	0.00034467 m ²

$$Q_f = \frac{\text{rate masuk}}{\text{densitas solvent}}$$

$$Q_f = \frac{821,909 \text{ Kg/Jam}}{421,3095454 \text{ Kg/m}^3}$$

$$Q_f = 1,9058435 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

$$= 0,0005419 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{Q_f}{a'}$$

$$= \frac{0,0005419 \text{ m}^3/\text{s}}{0.00034467 \text{ m}^2}$$

$$= 1,5722285 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{421,3095454 \frac{kg}{m^3} \times 209,0928 m \times 1,5722285 m/s}{1.34722819 \times 10^{-1}}$$

$$N_{Re} = 10280,515$$

- Nozzle Gas Keluar

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{rate masuk :} &= 10,9948 \text{ Kg/jam} \\ &= 24,2393 \text{ Lb/jam} \\ \text{Rho Liquid:} &= 46,6961 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Volumetric (Q) :} &= \text{m}^3/\text{p Liquid} \\ &= \frac{24,2393 \text{ Lb/jam}}{46,6961 \text{ Lb/ft}^3} \\ &= 0,05190862 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0001442 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi: aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhause 4 th, hal. 496 didapat ID optimum:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 3,9 \times Q^{0.45} \times \text{Rho}^{0.13} \\ &= 3,9 \times (0,0001442 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (46,6961 \text{ lb/ft}^3)^{0.13} \\ &= 0,1201137 \text{ in} \\ &= 0,0091213 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal. 844 maka dipilih pipa 1/8 in sch 80

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0,405 \text{ in} & 0,03375 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0,215 \text{ in} & 0,01791667 \text{ ft} & 0,005461 \text{ m} \\ a' &= 0,036 \text{ in}^2 & 0,00025 \text{ ft}^2 & 0,00002323 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$Q_f = \frac{\text{rate masuk}}{\text{densitas solvent}}$$

$$Q_f = \frac{10,9948 \text{ Kg/jam}}{421,3095454 \text{ Kg/m}^3}$$

$$Q_f = 0,026096727 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

$$= 7,249091 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{Q_f}{a'}$$

$$= \frac{7,24909 \text{ m}^3/\text{s}}{0.00002323 \text{ m}^2}$$

$$= 1123,406223 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{421,3095454 \text{ kg} \times 0,005461 \text{ m} \times 1123,406223 \text{ m/s}}{1.34722819 \times 10^{-1}}$$

$$N_{Re} = 191,85322404$$

- Nozzle Gas Input

Perhitungan:

$$\text{rate masuk :} = 648,5539543 \text{ Kg/jam}$$

$$= 1429,8167 \text{ Lb/jam}$$

$$\text{Rho Liquid:} = 46,6961 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetric (Q) :} = \text{m/ p Liquid}$$

$$= 1429,8167 \text{ Lb/Jam}$$

$$= \frac{1429,8167 \text{ Lb/ft}^3}{46,6961 \text{ Lb/ft}^3}$$

$$= 30,61961706 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,008505449 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi: aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhause 4 th, hal. 496 didapat ID optimum:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13}$$

$$\text{ID Optimum} = 3,9 \times Q^{0.45} \times \text{Rho}^{0.13}$$

$$= 3,9 \times (0,008505449 \text{ ft}^3/\text{s})^{0.45} \times (46,6961 \text{ lb/ft}^3)^{0.13}$$

$$= 0,752375856 \text{ in}$$

$$= 0,05713417 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal. 844 maka dipilih pipa 3/4 in sch 40

$$\text{OD} = 1,050 \text{ in} \quad 0.0875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in} \quad 0.06866667 \text{ ft} \quad 2,09296 \text{ m}$$

$$a' = 0,53424 \text{ in}^2 \quad 0.00371 \text{ ft}^2 \quad 0,00034467 \text{ m}^2$$

$$Q_f = \frac{\text{rate masuk}}{\text{densitas solvent}}$$

$$Q_f = \frac{648,5539543 \text{ Kg/jam}}{421,3095454 \text{ Kg/m}^3}$$

$$Q_f = 1,53937636 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

$$= 0,000427605 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{Q_f}{a'}$$

$$= \frac{0,000427605 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00034467 \text{ m}^2}$$

$$= 1123,406223 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{421,3095454 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,09296 \text{ m} \times 1123,406223 \text{ m/s}}{1,34722819 \times 10^{-1}}$$

$$N_{Re} = 8,1200722$$

· Nozzle Liquid Keluar

Perhitungan:

$$\text{rate masuk :} = 1445,08 \text{ Kg/jam}$$

$$= 318,586 \text{ Lb/jam}$$

$$\text{Rho Liquid:} = 62,428 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetric (Q) :} = \text{m}^3/\text{p Liquid}$$

$$= 318,586 \text{ Lb/Jam}$$

$$= \frac{318,586 \text{ Lb/Jam}}{62,428 \text{ Lb/ft}^3}$$

$$= 5103,248635 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,417569065 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi: aliran turbulen

Dari Peters & Timmerhaue 4 th, hal. 496 didapat ID optimum:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$\text{ID Optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \text{Rho}^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (1,417569065 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,428 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 7,810140275 \text{ in}$$

$$= 0,06355833 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) hal. 844 maka dipilih pipa 8 in sch 80

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} \quad 0,71875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} \quad 0,06650833 \text{ ft} \quad 0,20271738 \text{ m}$$

$$a' = \text{in}^2 \quad 0.3474 \text{ ft}^2 \quad 0,0322745 \text{ m}^2$$

$$Q_f = \frac{\text{rate masuk}}{\text{densitas solvent}}$$

$$Q_f = \frac{1445,08 \text{ Kg/jam}}{421,3095454 \text{ Kg/m}^3}$$

$$Q_f = 3,429972133 \text{ m}^3/\text{Jam}$$

$$= 0,00095277 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{Q_f}{a'}$$

$$= \frac{0,00095277 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0322745 \text{ m}^2}$$

$$= 33,874386 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{421,3095454 \text{ kg} \times 0,20271738 \text{ m} \times 33,874386 \text{ m/s}}{1,34722819 \times 10^{-1} \text{ m}^3}$$

$$N_{Re} = 214,744749$$

4.6 Spesifikasi Flash Drum

Fungsi : memisahkan hidrogen dari feed

Bahan Stainless Steel SA-167 Grade 304

$$V_w = 648.554 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = 0.8194 \text{ kg/m}^3$$

$$L_w = 2283.186 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_l = 2.9 \text{ kg/m}^3$$

Maximum Vapor Velocity (U_t)

$$0,07 \times \left(\frac{p_l}{p_v} \right)^{0,5} = 0.145 \text{ m/s}$$

Laju Alir Volumetrik Vapor (Vv)

$$\frac{V_w}{3600 \times p_v} = 0.2198 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

(Coulson and Richardson, 1983 ; 462)

Laju Alir Volumetrik Liquid (Vl)

$$\frac{L_w}{3600 \times p_l} = 0.218 \text{ m}^3/\text{dtk}$$

Diameter

$$\sqrt{\frac{4 \times V_v}{3,14 \times U t}} = 2,051 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi (Height)

a) Low Liquid Level (LLL)

Standar LLL = 0,2 m

b) Jarak LLL ke HLL

Hold-up time = 10 menit = 600 dtk

Hold-up liquid

(Hold-up time/60) × Vl = 1,477 m

c) Jarak HLL ke nozzle

minimal jarak 0,3

0,3 × D = 0.615 m

a) Diameter Inlet Nozzle

Sizing basis inlet nozzle 1 m

$\rho_{mix} \quad (\rho_l + p_v) / (V_l + V_v) \quad 8.49903 \quad \text{kg/m}^3$

A minimal nozzle

$V_m^2 \quad \text{basis} / \rho_{mix} \quad 0.11766 \quad \text{m}^2$

$V_m \quad = \quad 0.343017 \quad \text{m/s}$

Total Volume 2931.7400 kg/jam

0.814372 m/s

A min Nozzle

$$\text{total volume/Vm} = 2.374147 \text{ m}^2$$

D min

$$\sqrt{(4 \times (\text{A minimal nozzle}/\pi))} = 1.739078 \text{ m}$$

b) Diameter Outlet Vapor Nozzle

$$\text{Sizing basis } \rho \times V_o^2 = 3750$$

$$\rho_v = 0.819 \text{ kg/m}^3$$

$$V_2 = 4576.425 \text{ kg/m}^3$$

$$V = 67.649 \text{ m/s}$$

$$\text{Total Volume Vapor} = 0.2199 \text{ m/s}$$

A min Nozzle

$$\text{total volume/Vm} = 0.003 \text{ m}^2$$

D min

$$\sqrt{(4 \times (\text{A minimal nozzle}/\pi))} = 0.064 \text{ m}$$

c) Diameter Outlet Liquid Nozzle

$$\text{Total Volume Liquid} = 0.218 \text{ m/s}$$

A min Nozzle

$$\text{total volume/Vm} = 0.003 \text{ m/s}$$

D min

$$\sqrt{(4 \times (\text{A minimal nozzle}/\pi))} = 0.064 \text{ m}$$

d) Jarak inlet nozzle ke demister

$$0,45 \times D = 0.82 \text{ m}$$

a) Tinggi Demister

$$\text{standar tinggi demister} = 0.1 \text{ m}$$

b) Jarak Demister ke Top Liquid Level

$$0,15 \times D = 0.307 \text{ m}$$

$$\text{Total Tinggi} = 5.388 \text{ m}$$

4.7 Spesifikasi Vaporizer

Fungsi : mengubah fasa feed dari liquid menjadi gas

Bahan Konstruksi Carbon Steel SA-7

Suhu masuk 80°C

Suhu keluar 105°C

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

LMTD = 22,4 K

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

R = 0,8 & S = 0,55

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Factor (Ft)

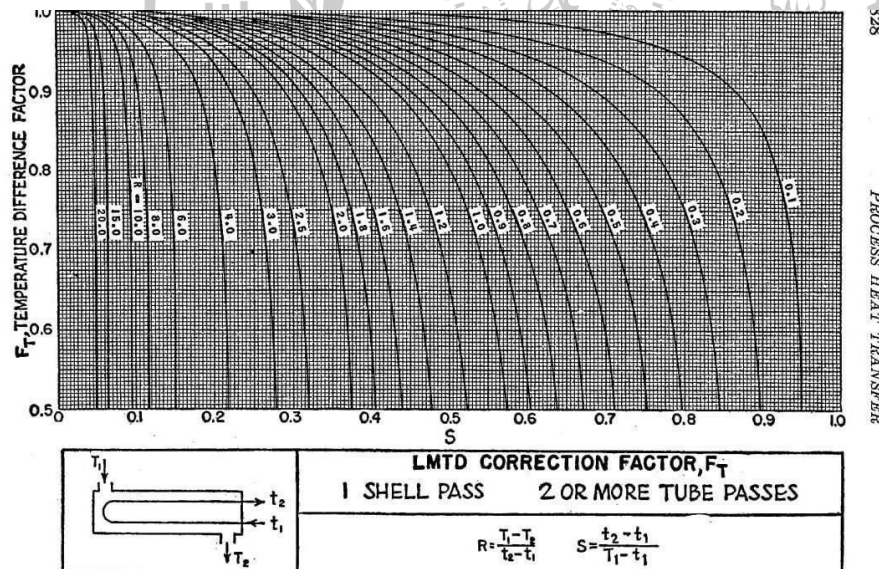


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

Ft = 0,8

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_m = 17,926$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 10 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD = 1	inch
Birmingham Wire Gage	BWG = 16	
Thickness	t = 0.065	inch
Inside Diameter	ID = 1.12	inch
Length	L = 12	ft
Tube Sheet Thickness	tts = 25	mm
Diameter Shell		16 inch

$$\text{Panjang tube efektif (Lt,eff)} = L_t - 2 \text{ tts} = 3.6076$$

$$\text{Luas permukaan 1 buah tube (As1)} = \phi \cdot L_t \cdot OD = 0.291716$$

$$\text{Jumlah tube yang diperlukan (Nt)} = A / As1 = 35$$

Overall Coeficient

$$U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m}$$

$$U_d = 494,414 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_p t \left(8 J_1 \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_b u_s^2}{2}$$

$$\Delta P = 4 \text{ psi}$$

4.8 Spesifikasi Furnace

Fungsi : menaikkan suhu feed menjadi 355°C

Bahan Konstruksi Carbon Steel SA-7

Suhu masuk 105°C

Suhu keluar 35°C

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

LMTD = 125,574 K

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

R = 1 & S = 0,8

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Factor (Ft)

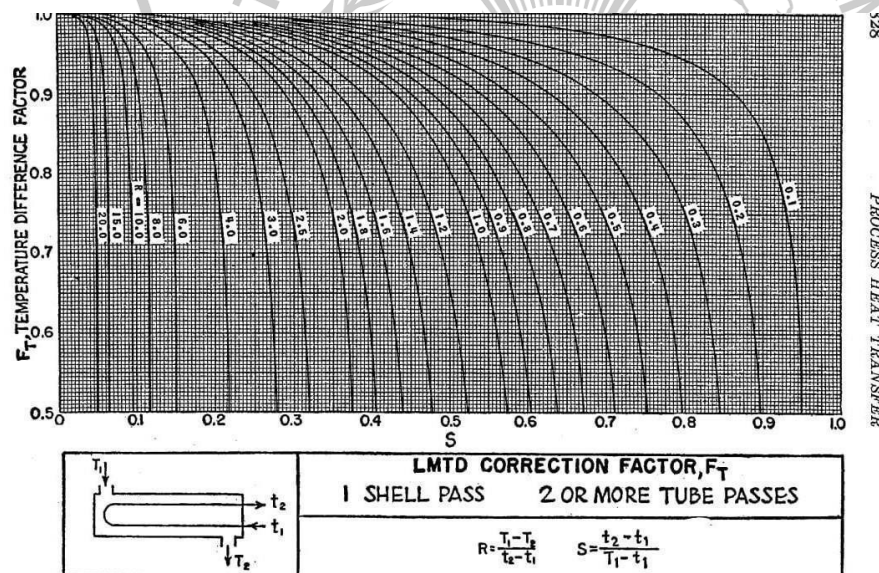


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

Ft = 0,99

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$\Delta T_m = 124,32$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 14,5 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter OD = 1 inch

Birmingham Wire Gage BWG = 16

Thickness t = 0.065 inch

Inside Diameter ID = 1.12 inch

Length L = 12 ft

Tube Sheet Thickness tts = 25 mm

Diameter Shell 16 inch

Panjang tube efektif ($L_{t,eff}$) = $L_t - 2 \text{ tts}$ = 3.6

Luas permukaan 1 buah tube (A_{s1}) = $\phi_i \cdot L_t \cdot OD$ = 0.29

Jumlah tube yang diperlukan (N_t) = A / A_{s1} = 50

Overall Coefficient

$$U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$$

$$U_d = 499 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_p t \left(8 f_l \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_k u_k^2}{2}$$

$$\Delta P = 5,3 \text{ psi}$$

4.8 Spesifikasi Heater

Fungsi : menaikkan suhu feed

Bahan Konstruksi Stainless Steel SA

Suhu masuk 35°C

Suhu keluar 80°C

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

$$LMTD = 56,582 \text{ K}$$

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

$$R = 0,44 \text{ \& } S = 0,5$$

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Factor (Ft)

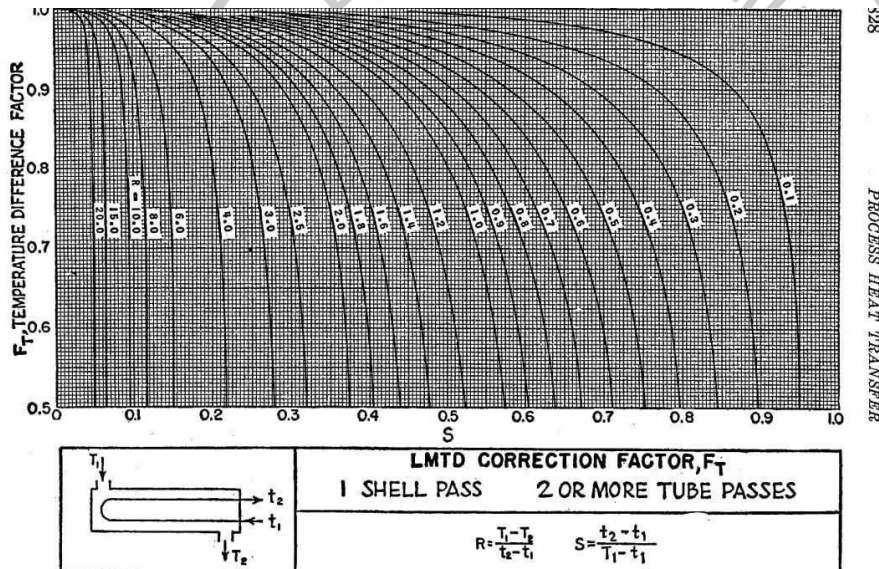


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,95$$

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_m = 53,753$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q / 3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 6 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD = 1	inch
Birmingham Wire Gage	BWG = 16	
Thickness	t = 0.065	inch
Inside Diameter	ID = 1.12	inch
Length	L = 12	ft
Tube Sheet Thickness	tts = 25	mm
Diameter Shell		16 inch

$$\text{Panjang tube efektif (Lt,eff)} = L_t - 2 \text{ tts} = 3.6$$

$$\text{Luas permukaan 1 buah tube (As1)} = \pi \cdot L_t \cdot OD = 0.29$$

$$\text{Jumlah tube yang diperlukan (Nt)} = \frac{A}{As1} = 21$$

Overall Coefficient

$$U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m}$$

$$U_d = 494,632 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_p t \left(8 f_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_k u_k^2}{2}$$

$$\Delta P = 1,8 \text{ psi}$$

4.8 Spesifikasi Reboiler

Fungsi : memanaskan ulang feed untuk kembali ke distilasi

Bahan Konstruksi Carbon Steel SA-7

Suhu masuk 92°C

Suhu keluar 95°C

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

$$LMTD = 16,249 \text{ K}$$

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

$$R = 3,33 \text{ \& } S = 0,1$$

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Factor (Ft)

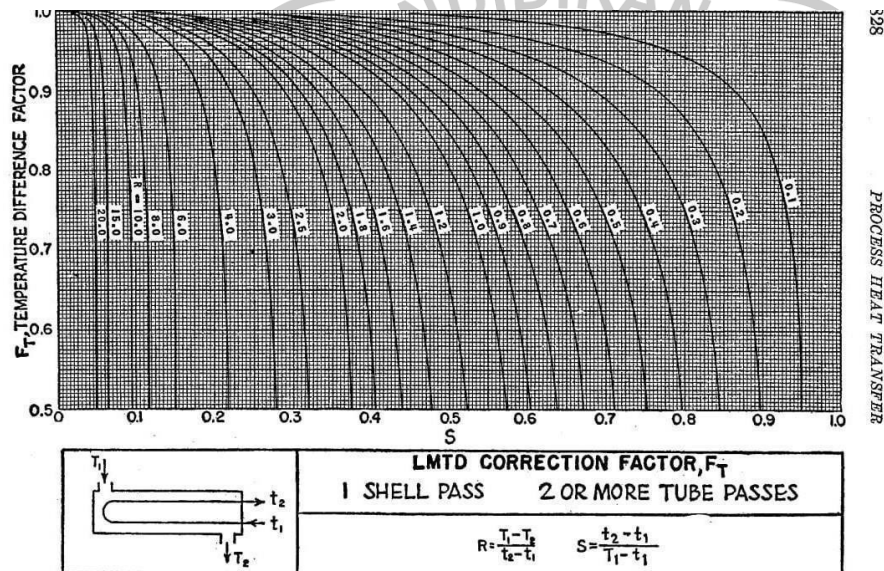


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,98$$

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_m = 15,924$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 1,17 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD = 1	inch
Birmingham Wire Gage	BWG = 16	
Thickness	t = 0.065	inch
Inside Diameter	ID = 1.12	inch
Length	L = 12	ft
Tube Sheet Thickness	tts = 25	mm
Diameter Shell		16 inch

$$\text{Panjang tube efektif (Lt,eff)} = L_t - 2 \text{ tts} = 3.6$$

$$\text{Luas permukaan 1 buah tube (As1)} = \pi \cdot L_t \cdot OD = 0.29$$

$$\text{Jumlah tube yang diperlukan (Nt)} = \frac{A_s}{A_{s1}} = 4$$

Overall Coefficient

$$U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m}$$

$$U_d = 503,893 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_{pt} \left(8 f_l \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_b u_i^2}{2}$$

$$\Delta P = 5,4 \text{ psi}$$

4.9 Spesifikasi Kondensor

Fungsi : menurunkan suhu dan merubah fasa feed

Bahan Konstruksi Stainless Steel SA

Suhu masuk 143°C

Suhu keluar 35°C

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1)/(T_2 - t_2)]}$$

$$LMTD = 34,394 \text{ K}$$

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

$$R = 0,32 \text{ \& } S = 0,91$$

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Factor (Ft)

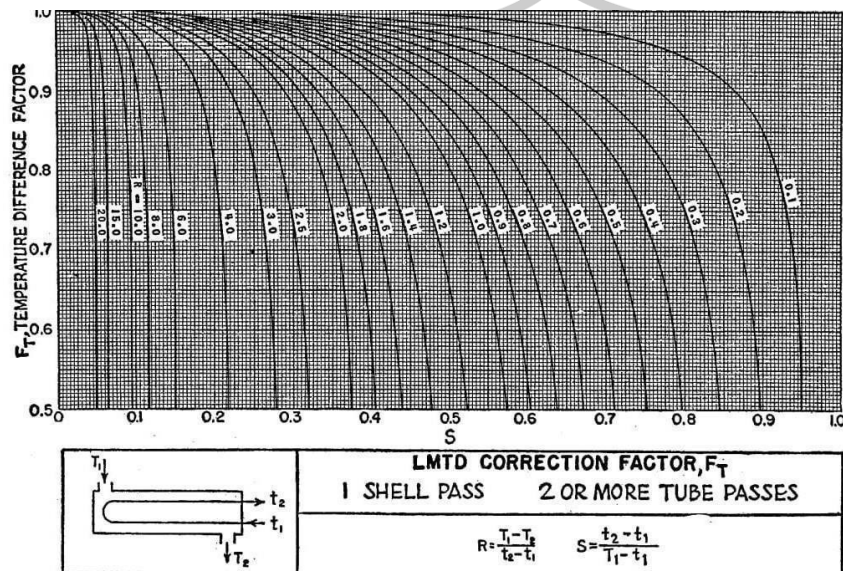


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,8$$

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_m = 27,598$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 49,318 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD = 1	inch
Birmingham Wire Gage	BWG = 16	
Thickness	t = 0.065	inch
Inside Diameter	ID = 1.12	inch
Length	L = 12	ft
Tube Sheet Thickness	tts = 25	mm
Diameter Shell		16 inch

$$\text{Panjang tube efektif (Lt,eff)} = L_t - 2 \text{ tts} = 3.6$$

$$\text{Luas permukaan 1 buah tube (As1)} = \pi \cdot L_t \cdot OD = 0.29$$

$$\text{Jumlah tube yang diperlukan (Nt)} = \frac{A_s}{A_{s1}} = 170$$

Overall Coefficient

$$U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m}$$

$$U_d = 696,143 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_{pt} \left(8 f_l \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_k u_k^2}{2}$$

$$\Delta P = 2 \text{ psi}$$

4.10 Spesifikasi Cooler

Fungsi : menurunkan suhu feed

Bahan Konstruksi Stainless Steel SA

Suhu masuk 350°C

Suhu keluar 245°C

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1)/(T_2 - t_2)]}$$

$$LMTD = 253,39 \text{ K}$$

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

$$R = 0,33 \text{ \& } S = 0,32$$

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Factor (Ft)

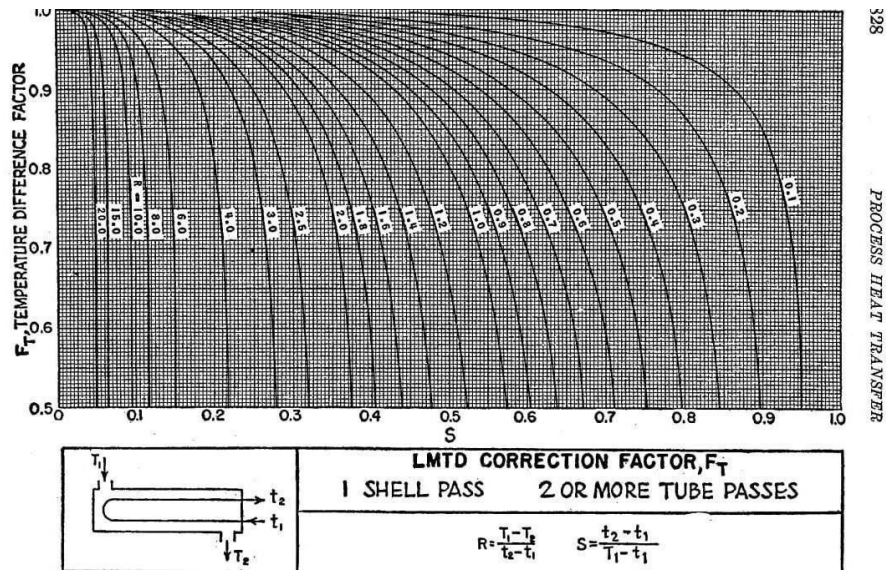


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,98$$

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_m = 248,32$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 6,198 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter OD = 1 inch

Birmingham Wire Gage BWG = 16

Thickness	t = 0.065	inch
Inside Diameter	ID = 1.12	inch
Length	L = 12	ft
Tube Sheet Thickness	tts = 25	mm
Diameter Shell		16 inch

$$\begin{aligned}\text{Panjang tube efektif (Lt,eff)} &= L_t - 2 \text{ tts} &= 3.6 \\ \text{Luas permukaan 1 buah tube (As1)} &= \phi_i \cdot L_t \cdot OD &= 0.29 \\ \text{Jumlah tube yang diperlukan (Nt)} &= A / As1 &= 22\end{aligned}$$

Overall Coeficient

$$U_{d, kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$$

$$U_d = 676,06 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_{pt} \left(8 f_f \left(\frac{L_f}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_s u_f^2}{2}$$

$$\Delta P = 6,6 \text{ psi}$$

4.11 Spesifikasi Pompa Proses

laju alir	: 2931.74 Kg/Jam
densitas	: 1000 Kg/M ³
Viskositas	: 2.86 Cp
suhu	: 30 °C

A. laju alir (Q)

$$\begin{aligned}Q &= m / \rho \\ &= 2.93174 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.000814372 \text{ m}^3/\text{sec} \\ &= 12.90692281 \text{ gpm}\end{aligned}$$

pemilihan pipa

$$\begin{aligned}D_{opt} &= 3,9 \cdot (Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13} \\ &= 1.351793271 \text{ in}\end{aligned}$$

tabel 23, hal 123 buku Brown

$$\begin{aligned} D \text{ nominal} &= 4 \text{ in} \\ Sch &= 40 \\ ID &= 4.026 \text{ in} = 0.3355 \text{ ft} \\ At &= 12.72381066 \text{ in}^2 = 0.08836 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menghitung kecepatan linear fluida

$$\begin{aligned} v &= Q/at \\ &= 0.325473144 \text{ ft/sec} \end{aligned}$$

B. penentuan head pompa

sistem pempipaan

Jenis pipa	jumlah	Le(ft)	
pipa lurus	6	72	
gate value	3	0	
elbow standart, 90	5	0	
Jumlah		72	

$$\begin{aligned} \text{persamaan bernouly : ws} &= (Z g/gc) + (V^2)/2gc + P/\rho + f \\ \text{static head} &= z g/gc = (32.8084 - 0) = 32.8084 \text{ ft} \\ \text{presure head} &= P/\rho = 0 \\ \text{velocity head} &= V^2 / 2gc = 0.001645 \text{ ft} \\ \text{friksi head} &= (f V^2 (Le+L)) / (2 gc ID) = 0.011473 \text{ ft} \\ \text{total head (H)} &= 32.82151768 \text{ ft} \\ &= 10.00399859 \text{ m} \end{aligned}$$

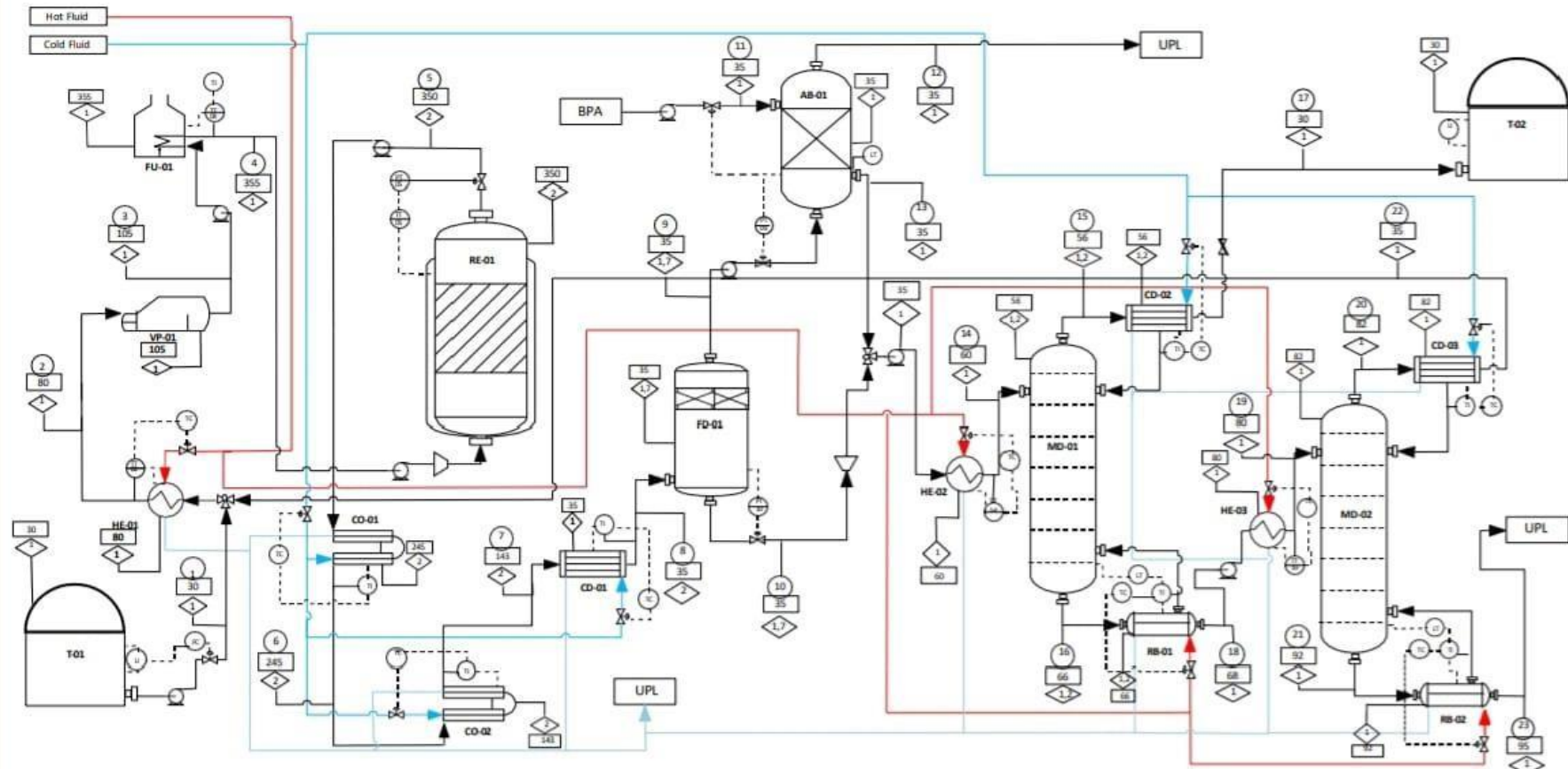
C. penentuan power pompa (BHP)

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 50\% \\ \text{BHP} &= \rho H Q / \text{eff} \\ &= 117.8520782 \text{ lb/ft sec} \\ &= 0.214276506 \text{ hp} \end{aligned}$$

D. penentuan power motor

$$\begin{aligned} \text{eff} &= 80\% \\ \text{power motor} &= \text{BHP/eff} \\ &= 0.267845632 \text{ Hp} \end{aligned}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASETON DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	ALIRAN (Kg/jam)												Keterangan Alat	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Kode	Deskripsi
C ₂ H ₆ O	-	-	-	-	2932.4226	2932.4226	2932.4226	2932.4226	641.216	2195.1855	-	6.4122	RE	Reaktor
C ₃ H ₈ O	2902.4226	2902.4226	2902.4226	2902.4226	290.2423	290.2423	290.2423	290.2423	2.8463	84.8961	-	0.0285	MD	Menara Distilasi
H ₂ O	29.5174	29.5174	29.5174	29.5174	29.5174	29.5174	29.5174	29.5174	0.0004	0.1065	817.4825	-	AB	Absorber
H ₂	-	-	-	-	86.9278	86.9278	86.9278	86.9278	4.4922	-	-	4.4922	FD	Flash Drum
Total	2931.7400	2931.7400	2931.7400	2931.7400	2931.7400	2931.7400	2931.7400	2931.7400	648.5539	2283.1861	817.4825	10.9329	VP	Vaporizer
KOMPONEN	ALIRAN (Kg/jam)												Keterangan Instrumen	
	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	Kode	Deskripsi	
C ₂ H ₆ O	6.4122	654.8029	285.9864	2804.6565	28.5299	2804.6565	28.5299	28.5299	-	28.5299	-	FC	Flow Controller	
C ₃ H ₈ O	0.0285	2.8179	87.7139	0.8771	86.8368	0.8771	86.8368	86.8368	85.9684	0.8684	85.9684	LI	Level Indicator	
H ₂ O	-	817.4628	817.5693	-	817.5693	-	817.5693	809.3936	8.1757	809.3936	-	LT	Level Transmitter	
H ₂	4.4922	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	TT	Temperature Transmitter	
Total	10.9329	1455.0856	1189.2696	2805.5336	932.7360	2805.5336	932.7360	932.7360	122.4740	810.2620	122.4740	TI	Temperature Indicator	
												TC	Temperature Controller	
												PT	Pressure Transmitter	

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS PENDIDIKAN

Dibuat oleh :
1. Elton Mendi Simon
2. Samuel A. Nerrere

Dosen Pembimbing :
1. Yusruta La Goa, M.T.
2. Alnur Alim Rahman, S.Si., M.T.