PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL ($C_3H_8O_2$) DARI PROPILEN OKSIDA (C_3H_6O) DAN AIR (H_2O) DENGAN KATALIS ASAM SULFAT (H_2SO_4) KAPASITAS 31.000 TON/TAHUN

Laporan Skripsi Ini Disusun Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Mendapatkan Gelar Sarjana

Disusun Oleh:

Isti Irnawati **NIM. 142420121014**

Shafira Aulia Shalsabilla **NIM. 142420121012**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH SORONG

TAHUN 2026

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL ($C_3H_8O_2$) DARI PROPILEN OKSIDA (C_3H_6O) DAN AIR (H_2O) DENGAN KATALIS ASAM SULFAT (H_2SO_4) KAPASITAS 31.000 TON/TAHUN

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

Isti Irnawati	**142420121014**
Shafira Aulia Shalsabilla	**142420121012**

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	**Dosen Pembimbing II**
Ghaida Gusrinisa, M.T	**Ainul Alim Rahman, M.T**
NUPTK. 5859773674230302	**NIDN. 1404109201**

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL ($C_3H_8O_2$) DARI PROPILEN OKSIDA (C_3H_6O) DAN AIR (H_2O) DENGAN KATALIS ASAM SULFAT (H_2SO_4) KAPASITAS 31.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:

Isti Irnawati **142420121014**

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji pada tanggal 19 Oktober 2026 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji

Pembimbing 1	Ghaida Gusrinisa, M.T. NUPTK. 5859773674230302	
Pembimbing 2	Ainul Alim Rahman, M.T NIDN. 1404109201	
Penguji 1	Yusnita La Goa,M.T. NIDN. 1429048101	
Penguji 2	Ainul Alim Rahman,M.T. NIDN. 1404109201	

Sorong, Oktober 2026
Ketua Program Studi Teknik Kimia

Ghaida Gusrinisa,M.T.
NUPTK. 5859773674230302

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL ($C_3H_8O_2$) DARI PROPILEN OKSIDA (C_3H_6O) DAN AIR (H_2O) DENGAN KATALIS ASAM SULFAT (H_2SO_4) KAPASITAS 31.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:

Shafira Aulia Shalsabilla **142420121012**

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji pada tanggal 19 Oktober 2026 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji

Pembimbing 1	Ghaida Gusrinisa,M.T. NUPTK. 5859773674230302	
Pembimbing 2	Ainul Alim Rahman,M.T. NIDN. 1404109201	
Penguji 1	Yusnita La Goa,M.T. NIDN. 1429048101	
Penguji 2	Ainul Alim Rahman,M.T. NIDN. 1404109201	

Sorong, Oktober 2026
Ketua Program Studi Teknik Kimia

Ghaida Gusrinisa,M.T.
NUPTK. 5859773674230302

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama :

1. Isti Irnawati 142420121014
2. Shafira Aulia Shalsabilla 142420121012

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang Kami tulis ini dengan judul PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL ($C_3H_8O_2$) DARI PROPILEN OKSIDA (C_3H_6O) DAN AIR (H_2O) DENGAN KATALIS ASAM SULFAT (H_2SO_4) KAPASITAS 31.000 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 kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Sorong, 9 Oktober 2026

Yang membuat pernyataan,

Isti Irnawati

Shafira Aulia Shalsabilla

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 Propilen Glikol*** **($C_3H_8O_2$)** ***dari Propilen Oksida*** **(C_3H_6O)** ***dan Air*** **(H_2O)** ***dengan Katalis Asam Sulfat*** **(H_2SO_4)** ***Kapasitas 31.000 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, Fakultas Teknik, dan Program Studi Teknik Kimia.
2. Orang Tua dan Keluarga penulis yang telah membantu dan memberikan semangat, dukungan, dan doa yang tiada hentinya.
3. Ibu Ghaida Gusrinisa, M.T. dan Bapak Ainul Alim Rahman, M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan arahan dan bimbingan.
4. Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia yang telah memberikan semangat dan dukungan.
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. Semoga Skripsi ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak yang membaca,serta penyusun.

Sorong, Oktober 2026

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN....2
HALAMAN PENGESAHAN....3
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI....4
KATA PENGANTAR....5
DAFTAR ISI....6
DAFTAR GAMBAR....12
ABSTRAK....13
BAB I PENDAHULUAN....1
I.1 Latar Belakang....1
I.2 Kegunaan Produk....2
I.3 Penentuan Kapasitas Pabrik....2
I.4 Pemilihan Lokasi Pabrik....5
I.5 Tinjauan Pustaka....6
I.6 Tinjauan Termodinamika....10
I.7 Tinjauan Kinetika Reaksi....11
BAB II URAIAN PROSES....13
II.1 Tahap Persiapan Bahan Baku....13
II.2 Tahap Reaksi....14
II.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian....14
BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK....16
III.1 Spesifikasi Bahan Baku....16
III.2 Spesifikasi Produk....18
III.3 Spesifikasi Produk Samping....18
III.4 Diagram Alir Kualitatif....19
III.5 Diagram Alir Kuantitatif....20
BAB IV NERACA MASSA....21
IV.1 Neraca Massa Alat....21
IV.2 Neraca Massa Total....24
BAB V NERACA PANAS....25
V.1 Neraca Panas Alat....25
V. 2 Neraca Panas Total....28
BAB VI SPESIFIKASI ALAT....29
1. Tangki Penyimpanan (TP-01)....29
2. Tangki Penyimpanan (TP-02)....29
3. Tangki Penyimpanan (TP-03)....30
4. Reaktor (R-01)....30
5. Netralizer (N-01)....31

6. Dekanter (Dk-01)..... 31
7. Menara Distilasi (MD-01).....32
9. Cooler (CL-01).....33
10. Heater (HE-01).....33
11. Heater (HE-02).....34
12. Kondensor (CD-01).....35
13. Kondensor (CD-02).....35
14. Reboiler (RB-01).....36
15. Accumulator (ACC-01).....37
BAB VII UTILITAS.....39
VII.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....39
VII.2 Spesifikasi Alat Utilitas.....42
VII.3 Unit Pembangkit Steam.....44
VII.4 Unit Pembangkit Listrik..... 44
VII.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar.....45
VII.6 Unit Pengolahan Limbah.....46
BAB VIII TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES..... 47
VIII.1 Tata Letak Pabrik.....47
VIII.2 Tata Letak Pabrik.....48
BAB IX KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA (K3).....53
IX.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum.....53
IX.2 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja.....53
IX.3 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Propilen Glikol.....55
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN..... 59
X.1 Organisasi Perusahaan.....59
X.2 Struktur Organisasi.....60
X.3 Tugas dan Wewenang.....62
X.4 Pembagian Jam Kerja.....67
X.5 Sistem Kepegawaian..... 69
X.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan..... 72
BAB XI EVALUASI EKONOMI.....77
XI.1 Dasar Perhitungan.....77
XI.2 Biaya Produksi Per Tahun (Manufacturing Cost).....86
XI.3 Arus Kas (Cash Flow).....97
BAB XII KESIMPULAN..... 101
DAFTAR PUSTAKA.....102
LAMPIRAN A NERACA MASSA.....103
LAMPIRAN B NERACA PANAS..... 106

LAMPIRAN C PERHITUNGAN ALAT.....122
LAMPIRAN D UTILITAS..... 202
LAMPIRAN E..... 215
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM.....221

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perkembangan Impor Propilen Glikol Di Indonesia..... 3
Tabel 1.2 Perbandingan Proses Produksi Propilen Glikol.....8
Tabel 1.3. ΔHºf dan ΔGºf pada suhu 25ºC (kJ/mol).....10
Tabel 3.1 Data Spesifikasi Bahan Baku C3H6O.....16
Tabel 3.2 Data Spesifikasi Bahan Baku H2O..... 16
Tabel 3.3 Data Spesifikasi Bahan Baku NaOH.....17
Tabel 3.4 Data Spesifikasi Katalis H2SO4.....17
Tabel 3.5 Data Spesifikasi Produk C3H8O2.....18
Tabel 3.6 Data Spesifikasi Bahan Baku Na2SO4..... 18
Tabel 4.1 Neraca Massa R-01..... 21
Tabel 4.2 Neraca Massa N-01..... 22
Tabel 4.3 Neraca Massa Dk-01..... 22
Tabel 4.4 Neraca Massa MD-01.....23
Tabel 4.5 Neraca Massa EV-01..... 23
Tabel 4.6 Neraca Massa Total..... 24
Tabel 5.1 Neraca Panas HE-01.....25
Tabel 5.2 Neraca Panas MD-01.....25
Tabel 5.3 Neraca Panas CD-01..... 25
Tabel 5.4 Neraca Panas RB-01.....26
Tabel 5.5 Neraca Panas HE-02.....26
Tabel 5.6 Neraca Panas EV-01.....26
Tabel 5.7 Neraca Panas CL-01.....27
Tabel 5.8 Neraca Panas CD-02..... 27
Tabel 5.9 Neraca Panas Total..... 28
Tabel 6.1 Spesifikasi TP-01..... 29
Tabel 6.2 Spesifikasi TP-02..... 29
Tabel 6.3 Spesifikasi TP-03..... 30
Tabel 6.4 Spesifikasi R-01..... 30
Tabel 6.5 Spesifikasi N-01..... 31
Tabel 6.6 Spesifikasi Dk-01..... 31
Tabel 6.7 Spesifikasi Alat MD-01.....32
Tabel 6.8 Spesifikasi Alat Evaporator.....32
Tabel 6.9 Spesifikasi Alat CL-01..... 33
Tabel 6.10 Spesifikasi Alat HE-01.....33
Tabel 6.11 Spesifikasi Alat HE-02..... 34
Tabel 6.12 Spesifikasi Alat CD-01.....35
Tabel 6.13 Spesifikasi Alat CD-02.....35

Tabel 6.14 Spesifikasi Alat Reboiler....36
Tabel 6.15 Spesifikasi Alat ACC-01....37
Tabel 6.16 Spesifikasi Pompa....38
Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin....41
Tabel 7.2 Kebutuhan Air Steam....41
Tabel 7.3 Kebutuhan Air Sanitasi....41
Tabel 7.4 Pompa 1 Mengalirkan Air Tanah Menuju Tangki....42
Tabel 7.5 Raw Water Tank....42
Tabel 7.6 Bak Aerasi....42
Tabel 7.7 Pompa 2 Aliran Menuju Aerator....42
Tabel 7.8 Sand Filter....43
Tabel 7.9 Carbon Filter....43
Tabel 7.10 Water Softener....43
Tabel 7.11 Clean Water Tank....43
Tabel 7.12 Pompa 3....44
Tabel 7.13 Keperluan Listrik Penerangan dan AC....45
Tabel 8.1 Tabel Pembagian Luas Pabrik....50
Tabel 9.1 Penggunaan Peralatan Keselamatan Kerja Pada Area Pabrik....56
Tabel 10.1 Jadwal Kerja Karyawan Masing-Masing Regu....68
Tabel 10.2 Penggolongan Jabatan....69
Tabel 10.3 Penggajian Karyawan....70
Tabel 11.1 Data indeks harga tahun 2004-2023....78
Tabel 11.2 Harga Alat Proses....79
Tabel 11.3 Total Purchased Equipment Cost (PEC)....80
Tabel 11.4 Alat Utilitas....83
Tabel 11.5 Tanah dan Bangunan....83
Tabel 11.6 Physical Plant Cost (PPC)....84
Tabel 11.7 Fixed Capital Investment....86
Tabel 11.8 Biaya Bahan Baku Per Tahun....86
Tabel 11.9 Keperluan Pekerja Untuk Alat Proses dan Utilitas....87
Tabel 11.10 Gaji Karyawan....87
Tabel 11.11 Biaya Utilitas....89
Tabel 11.12 Biaya Produksi Langsung....90
Tabel 11.13 Biaya Produksi Tak Langsung....91
Tabel 11.14 Biaya Produksi Tetap....91
Tabel 11.15 Biaya Produksi Per Tahun....92
Tabel 11.16 Pengeluaran Umum....94
Tabel 11.17 Total Cost....94

Tabel 11.18 Biaya Produksi Selama 3 Tahun.....98
Tabel 11.19 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi.....98
Tabel 11.20 Modal Pinjaman yang Dicairkan.....99
Tabel 11.21 Nilai Arus Kas Masing-masing Tahun.....99
Tabel 11.22 Discounted Cash Flow Rate (DCFR).....100

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Propilen Glikol.....3
Gambar 1.2 Lokasi Pabrik Propilen Glikol yang akan didirikan.....5
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif.....19
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif.....20
Gambar 8.1 Plant Layout Pabrik.....51
Gambar 8.2 Tata Letak Alat Area Proses.....52
Gambar 10.1 Struktur Organisasi.....76
Gambar 11.2 Grafik Indeks Harga Terhadap Perubahan Tahun.....78

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

ABSTRAK

Industri kimia di Indonesia terus berkembang seiring meningkatnya kebutuhan propilen glikol. Oleh karena itu, direncanakan pembangunan pabrik propilen glikol berkapasitas 31.000 ton/tahun di Gresik, Jawa Timur, yang beroperasi pada tahun 2029. Bahan baku berupa propilen oksida diperoleh dari *Dow Chemical Company* Thailand dan asam sulfat dari PT Petrokimia Gresik. Pabrik ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT), beroperasi selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari, dengan luas lahan 8.950 m² serta tenaga kerja sebanyak 116 orang.

Proses produksi dilakukan melalui reaksi hidrasi propilen oksida dengan air menggunakan katalis asam sulfat dalam reaktor Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) pada suhu 25°C dan tekanan 1 atm. Campuran hasil reaksi dinetralkan menggunakan NaOH, kemudian dipisahkan dalam decanter untuk memperoleh produk samping natrium sulfat (Na_2SO_4). Selanjutnya, campuran diproses melalui distilasi dan evaporasi untuk memisahkan serta mengurangi kadar air, sementara propilen oksida yang belum bereaksi didaur ulang ke reaktor. Produk akhir berupa propilen glikol dengan kemurnian ≥99% disimpan dalam tangki sebelum dipasarkan.

Berdasarkan analisis ekonomi, pabrik ini memperoleh nilai POS sebelum pajak 20% dan sesudah pajak 14,60%, sedangkan ROI sebesar 13,75% dan 10,04%. Nilai POT sebelum dan sesudah pajak masing-masing 4,21 tahun dan 4,99 tahun, dengan BEP sebesar 46,48%, SDP sebesar 27,31%, dan DCF sebesar 36%. Berdasarkan hasil analisis tersebut, pabrik propilen glikol ini dinilai layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Propilen Glikol, Propilen Oksida, CSTR, Asam Sulfat.

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang harus mampu bersaing dalam era globalisasi. Saat ini dengan berkembangnya ilmu pengetahuan dan teknologi menuntut bangsa Indonesia menuju arah industrialisasi. Sampai pada saat ini pembangunan sektor industri di Indonesia mengalami peningkatan, salah satunya adalah industri kimia yang menghasilkan produk jadi maupun produk antara (*intermediate*) untuk diolah lebih lanjut. Untuk mencapai kemajuan di bidang industri khususnya industri kimia, perlu dilakukan peningkatan dan pengembangan kebutuhan bahan baku kimia dasar dalam negeri. Pembangunan dan pengembangan industri kimia di Indonesia merupakan salah satu upaya pembangunan nasional jangka panjang dengan harapan dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia dari negara lain, memperluas lapangan kerja, menghemat devisa negara dan mempercepat pertumbuhan ekonomi. Berdasarkan PP Republik Indonesia (Perpres) Nomor 74 Tahun 2022 mengatur tentang Kebijakan Industri Nasional (KIN) 2020-2024 dalam pelaksana Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional tahap II Tahun 2015-2035, Propilen glikol merupakan jenis industri yang diprioritaskan untuk dibangun.

Propilen glikol adalah senyawa yang memiliki rumus kimia $C_3H_8O_2$ yang memiliki sifat fisik cair dan tidak berwarna. Propilen glikol digunakan sebagai dasar dalam produksi *antifreeze*, senyawa poliester untuk industri atau komersial, pelarut dalam cairan deterjen dan cat manufaktur, serta digunakan sebagai bahan obat-obatan, makanan hewan peliharaan, industri tembakau, dan sebagai bahan aditif dalam makanan (Sumber: Hernandez, A. , 2001).

Saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi propilen glikol secara langsung. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan propilen glikol dalam negeri, maka Indonesia harus mengimpor dari negara lain. Maka dengan adanya pendirian pabrik propilen glikol ini diharapkan dapat mengurangi jumlah impor propilen glikol di Indonesia, hal ini akan semakin membuka peluang pasar, terutama dalam pendirian industri propilen glikol.

I.2 Kegunaan Produk

Propilen glikol yang disebut juga 1.2-propanediol merupakan salah satu bahan kimia yang memiliki banyak fungsi dan digunakan di berbagai industri kimia, antara lain :

1. Dalam industri makanan digunakan sebagai pengawet makanan.
2. Dalam industri kosmetik berfungsi sebagai pelembut dan pelembab.
3. Sebagai salah satu formula dalam industri farmasi.
4. Sebagai *addictive* dalam industri produksi cat.

(Sumber: Kirk Othmer, 1949)

I.3 Penentuan Kapasitas Pabrik

Salah satu aspek penting yang harus diperhatikan dalam merancang sebuah pabrik adalah menentukan kapasitas produksinya. Kapasitas produksi mencerminkan tingkat kemampuan maksimum suatu unit, fasilitas, atau sistem untuk menerima, memproses, atau menghasilkan *output* dalam periode waktu tertentu. Dalam menentukan kapasitas pabrik Propilen Glikol, terdapat berbagai pertimbangan dari berbagai aspek, diantaranya:

I.3.1. Kebutuhan Dalam Negeri

1. Impor

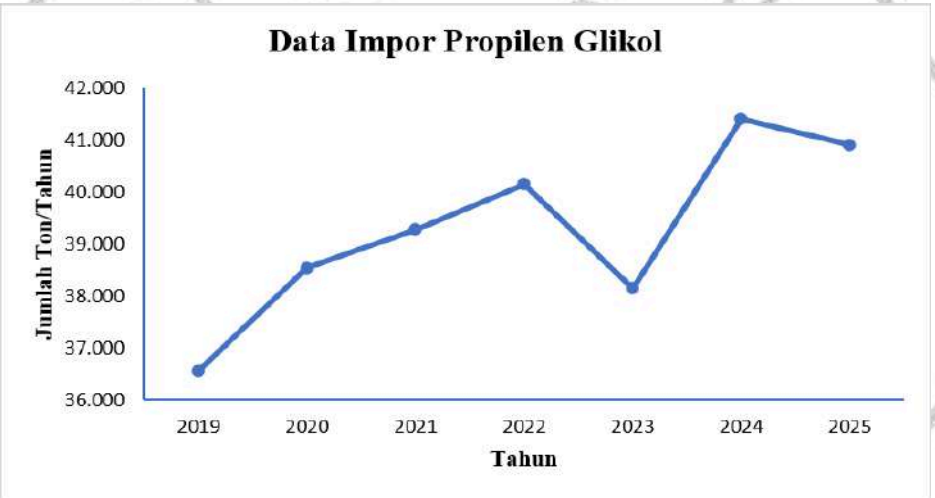
Salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik adalah kapasitas pabrik. Dalam menentukan besar kecilnya kapasitas pabrik propilen glikol yang akan dirancang, sebelumnya perlu diketahui dengan jelas kebutuhan impor dalam negeri. Hal ini dilakukan untuk melihat banyaknya kapasitas yang perlu dicukupi dalam negeri.

Penentuan kapasitas pabrik propilen glikol dilakukan dengan perhitungan *supply demand* dari data kebutuhan propilen glikol di dalam negeri. Untuk menentukan peluang kapasitas produksi dilakukan perhitungan rata-rata pertumbuhan impor. Data tersebut diambil dari Badan Pusat Statistik Indonesia propilen glikol dari tahun 2019-2024.

Tabel 1.1 Perkembangan Impor Propilen Glikol Di Indonesia

Tahun	Jumlah Impor/Ton	Rata-rata
2019	36.547,54	-
2020	38.536,02	0,054408091
2021	39.273,93	0,01914855
2022	40.151,93.	0,022355948
2023	38.150,86	-0,049837618
2024	41.397,36	0,085096478

(sumber: Badan Pusat Statistik, 2025)



Gambar 1.1 Grafik Impor Propilen Glikol

Berdasarkan grafik di atas, kebutuhan propilen glikol menunjukkan tren peningkatan dari tahun 2019 hingga 2022. Namun, pada tahun 2023 terjadi penurunan yang disebabkan oleh beberapa faktor, antara lain menurunnya permintaan dari industri hilir, fluktuasi pasar dan kondisi ekonomi (Badan Pusat Statistik, 2023). Faktor tersebut memberikan dampak signifikan terhadap penurunan kebutuhan propilen glikol pada tahun 2023. Seiring berjalannya Pembangunan Industri Nasional tahap II Tahun 2015-2035, dan juga propilen glikol merupakan jenis industri yang diprioritaskan maka salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik propilen glikol adalah kapasitas produksi pabrik yang akan dibangun.

Pabrik propilen glikol direncanakan akan dibangun tahun 2029. Untuk menentukan peluang kapasitas produksi tahun 2029 dilakukan dengan mencari rata-rata pertumbuhan impor propilen glikol dengan rumus:

$F = Fo\ (1+i)^n$

Dimana:

F = Perkiraan Kapasitas Propilen Glikol pada Tahun 2029 (ton)

Fo = Kebutuhan Propilen Glikol pada Tahun 2024 (ton)

i = Pertumbuhan Rata-rata

n = Selisih Waktu (tahun)

(Sumber: Peters & Max S, 2003)

Dalam perhitungan diasumsikan bahwa konsumsi sama dengan data impor karena di Indonesia sampai saat ini belum ada pabrik propilen glikol, maka jumlah konsumsi pada tahun 2029 diprediksi sebanyak:

$F = Fo\ (1+i)^n$

$F = 41397{,}366\ (1 + 0{,}085)^5$

F= 62.247,43 ton/tahun

Pada perhitungan didapatkan jumlah perkiraan konsumsi sebanyak 62.247,43 ton/tahun, diperkirakan pada tahun 2029 belum ada pabrik propilen glikol yang berdiri di Indonesia maka kapasitas pabrik yang ditentukan adalah 62.000 ton/tahun dengan pabrik beroperasi 24 jam/hari 330 hari/tahun. Menurut (Undang-undang Republik Indonesia No.5 Tahun 1999, Larangan Praktek Monopoli dan Persaingan Usaha Tidak Sehat) tentang larangan praktek monopoli dan persaingan usaha tidak sehat, suatu pelaku usaha atau kelompok pelaku usaha dianggap memiliki posisi dominan apabila menguasai paling sedikit 50% pangsa pasar untuk satu jenis barang atau jasa tertentu. Oleh karena itu, kapasitas pabrik propilen glikol yang direncanakan akan dibangun pada tahun 2029 ditetapkan sebesar 31.000 ton per tahun.

I.4 Pemilihan Lokasi Pabrik



Gambar 1.2 Lokasi Pabrik Propilen Glikol yang akan didirikan

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik yang harus dipertimbangkan dengan cermat. Keputusan mengenai lokasi pabrik akan mempengaruhi biaya produksi, efisiensi operasional, dan kelangsungan usaha. Lokasi yang dipilih untuk pembangunan pabrik propilen glikol adalah Gresik, Jawa Timur. Beberapa hal yang mendorong dipilihnya lokasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku

   Pabrik propilen glikol harus didirikan dekat dengan sumber daya bahan bakunya. Bahan baku yang digunakan adalah propilen oksida yang diimpor dari *Dow Chemical Company* Thailand, asam sulfat dari PT. Petrokimia Gresik, sodium hidroksida didapatkan dari PT. Pabrik Kertas Indonesia (Pakerin) di Mojokerto.

2. Ketersediaan Utilitas

   Utilitas merupakan sistem penunjang pabrik yang sangat vital. Tanpa utilitas, bahan baku tidak bisa diproses, mesin tidak dapat beroperasi, dan produk tidak akan dihasilkan. Contohnya meliputi pasokan air, listrik, uap, udara tekan, bahan bakar, sistem pendingin, serta pengolahan limbah. Kawasan Industri Gresik telah menyediakan utilitas

tersebut secara memadai, antara lain listrik yang andal, sumber air dari sumur bor untuk bahan baku, pendinginan, dan *steam*, serta fasilitas pengolahan limbah yang sesuai standar lingkungan. Dengan dukungan utilitas lengkap ini, operasional pabrik dapat berlangsung lancar, efisien, dan sesuai regulasi.

3. Pemasaran produk

   Daerah pemasaran sebagian besar berada di dalam Pulau Jawa sehingga menggunakan jalur darat. Lokasi pabrik di Gresik menjadi sangat strategis bila dilihat dari sisi pemasaran, dimana target penjualan Propilen glikol adalah industri kosmetik seperti PT. *Paragon Technology and Innovation* yang terletak di Malang, serta industri cat seperti PT. *Nipsea Paint and Chemical* di Gresik dan PT. Tunggal Djaja Indah di Sidoarjo yang merupakan pasar potensial untuk pemasaran propilen glikol.

4. Aksesibilitas dan Transportasi

   Gresik memiliki akses transportasi yang baik dengan adanya pelabuhan laut dan jaringan jalan yang memadai. Akses mudah ke pelabuhan ini mengurangi biaya logistik dan mempercepat proses distribusi. Akses darat jalan raya yang baik menghubungkan Gresik dengan kota-kota besar lainnya di Pulau Jawa. Infrastruktur jalan yang memadai memudahkan transportasi bahan baku dan produk jadi. Lokasi yang strategis ini memudahkan distribusi produk akhir ke pasar domestik.

I.5 Tinjauan Pustaka

I.5.1. Dasar Reaksi Propilen Glikol

Reaksi dasar untuk menghasilkan propilen glikol dari propilen oksida dan air adalah dengan reaksi hidrasi.

$$C_3H_6O_{(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \longrightarrow C_3H_8O_{2\,(\ell)}$$

Reaksi ini dapat berlangsung dengan proses asam ataupun basa, tetapi bisa juga terjadi tanpa menggunakan katalis. Propilen oksida (C_3H_6O) bereaksi dengan air (H_2O) menghasilkan *propylene glycol* ($C_3H_8O_2$). Reaksi ini sering dilakukan pada suhu tinggi.

I.5.2 Pemilihan Proses Produksi

Pembuatan propilen glikol secara industri dapat diproduksi dengan proses-proses berikut:

1. Hidrasi Propilen Oksida Tanpa Katalis

   Propilen glikol diproduksi dari propilen oksida dengan menambahkan metanol sebagai pelarut propilen oksida karena propilen oksida tidak sepenuhnya larut dalam air. Reaksi ini berlangsung pada fase cair. Proses ini menghasilkan propilen glikol, propilen glikol dan air sisa reaksi. Air sisa reaksi dipisahkan dengan separator lalu dimurnikan dengan proses distilasi.

   $$C_3H_6O_{(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \longrightarrow C_3H_8O_{2(\ell)}$$

   Reaksi berlangsung pada tingkat yang wajar dan suhu sekitar 120ºC-190ºC dan batas tekanan hingga 2.170 kPa. Karena propilen oksida memiliki titik didih agak rendah maka perlu dijaga suhu campuran reaksinya. Katalis asam atau basa digunakan untuk meningkatkan laju reaksi atau selektivitas produk walaupun pada proses komersial umumnya hanya menggunakan panas dan tekanan tanpa katalis. Konversi dari proses ini didapatkan sebesar 92%. (Chan & Warren D. Seider, 2004).

2. Hidrasi propilen oksida dengan katalis asam

   Penggunaan katalis asam adalah yang memberikan perbedaan dengan proses hidrasi propilen oksida tanpa katalis. Katalis yang digunakan yaitu asam sulfat atau metil format. Rasio mol H_2O dan C_3H_6O sebesar 18:1. Reaksi yang berlangsung dengan fase cair-cair pada suhu operasi 77-93 ºF dan tekanan 1 atm. Karena propilen oksida memiliki titik didih agak rendah yaitu 34,23ºC maka perlu dijaga suhu campuran reaksinya (Molnar A & Markos J, 2003). Berdasarkan

penelitian yang telah dilakukan oleh Chan dan Seider yaitu dengan mereaksikan 43,04 lbmol propilen oksida dengan 802,8 lbmol air dan 71,87 lbmol dan 20 lbmol asam sulfat sebagai katalis. Konversi dari proses ini didapatkan sebesar 92% (Chan & Warren D. Seider, 2004).

$$C_3H_6O_{(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \xrightarrow{\text{Katalis asam}} C_3H_8O_{2\,(\ell)}$$

3. Hidrasi Propilen Oksida Dengan Katalis Basa

Proses ini menggunakan katalis basa dan mencampur dengan air sampai konsentrasi tertentu kemudian direaksikan dengan propilen oksida dalam reaktor hidrasi (Kirk Othmer, 1949).

$$C_3H_6O_{(\ell)} + H_2O_{(\ell)} \xrightarrow{\text{Katalis basa}} C_3H_8O_{2\,(\ell)} + C_6H_{14}O_3$$

Proses ini berlangsung pada suhu 70ºC dengan tekanan 1 atm dan konversi yang dihasilkan sebesar 70% sebagaimana dijelaskan oleh (Chan & Warren D. Seider, 2004). Penggunaan katalis asam dan basa dapat meningkatkan kecepatan reaksi dan selektivitas produk namun menurut (John J. McKetta, 2002), katalis tersebut harus dibersihkan terlebih dahulu sebelum proses distilasi untuk mencegah korosi pada dinding menara distilasi.

Tabel 1.2 Perbandingan Proses Produksi Propilen Glikol

Pertimbangan	**Hidrasi Propilen Oksida Tanpa Katalis**	**Hidrasi Propilen Oksida Dengan Katalis Asam**	**Hidrasi Propilen Oksida Dengan Katalis Basa**
Tekanan (atm)	21,42	1	1
Suhu (ºC)	120-190	25-34	70
Katalis	Tanpa Katalis	Asam (H_2SO_4)	Basa ($NaHCO_3$)

Pertimbangan	Hidrasi Propilen Oksida Tanpa Katalis	Hidrasi Propilen Oksida Dengan Katalis Asam	Hidrasi Propilen Oksida Dengan Katalis Basa
Fase Reaksi	Cair-Cair	Cair-Cair	Cair-Cair
Konversi (%)	90	92	70
Waktu Reaksi	>2 jam	0,5 jam	1-2 jam
Kekurangan	- Kebutuhan air untuk proses sangat banyak - Tekanan dan tinggi - Waktu reaksi berjalan lambat	- Katalis asam sebaiknya dihilangkan dahulu sebelum masuk pada menara distilasi untuk mencegah korosi - Suhu harus dijaga agar fase reaksi tetap cair-cair	- Katalis basa dapat menghasilkan isomer diglikol yang tidak diinginkan - Basa membutuhkan pengolahan yang signifikan - Konversi produk rendah
Kelebihan	- Limbah yang dihasilkan dalam proses ini sedikit - Biaya produksi rendah	- Kecepatan reaksi meningkat sehingga waktu reaksi berjalan cepat - Tekanan dan suhu operasi rendah - Konversi tinggi	- Kecepatan reaksi meningkat - Waktu reaksi berjalan cepat - Tekanan dan suhu operasi rendah

Berdasarkan beberapa proses produksi propilen glikol di atas, maka dipilih pembuatan propilen glikol menggunakan proses hidrasi dengan katalis asam dikarenakan memiliki :

1. Reaksi berlangsung dengan cepat.
2. Kondisi operasi menggunakan suhu dan tekanan yang lebih rendah yaitu 25-34ºC.
3. Memiliki konversi yang lebih tinggi yaitu 92%.

I.6 Tinjauan Termodinamika

Sifat reaksi dari produksi propilen glikol dapat diperoleh dengan cara menghitung panas reaksi. Besarnya panas reaksi untuk reaksi utama pada suhu 25ºC dan tekanan 1 atm dapat dihitung menggunakan persamaan termodinamika.

Tabel 1.3. ΔH^o_f dan ΔG^o_f pada suhu 25ºC (kJ/mol)

	C_3H_6O	H_2O	$C_3H_8O_2$
ΔH^o_f	-92,76	-241,8	-421,5
ΔG^o_f	-25,77	-228,6	-304,48

1. Panas reaksi standar (ΔH^o_{298})

   $\Delta H^o_{298} = \Delta H^o_f$ produk $- \Delta H^o_f$ reaktan

   $= (\Delta H^o_f C_3H_8O_2) - (\Delta H^o_f C_3H_6O + \Delta H^o_f H_2O)$

   = -421,5 - (-92,76 + (-241,8))

   = -86,94 kJ/mol

   = -86.940 J/mol

2. Energi gibbs standar (ΔG^o_f)

   $\Delta G^o_{f\,298} = \sum \Delta G^o_{f\,(produk)} - \sum \Delta G^o_{f\,(reaktan)}$

   $= (\Delta G^o_f C_3H_8O_2) - (\Delta G^o_f C_3H_6O + \Delta G^o_f H_2O)$

   = -304,48 - (-25,77 + (-228,60))

   = -50,11 kJ/mol

   = -50.110 J/mol

Dari perhitungan didapat ΔH^o_f negatif sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi yang terjadi bersifat eksotermis atau menghasilkan panas. Hal ini mengakibatkan suhu reaktor akan terus meningkat.

$\Delta G^o_f = - RT \ln K$

Keterangan:

ΔG^o_f = Energi bebas gibbs pada keadaan standar (25ºC, 1 atm)

R = Konstanta (8,314 J/mol K)

T = Suhu standar (K)

K = Konstanta kesetimbangan

$\Delta G^{o}_{f\,298}$ = -50.110 J/mol

$\Delta G^{o}_{f} = - RT \ln K$

= -50.110 J/mol = - (8,314 J/mol K) (298 K) In K

$\ln K = \frac{50.110\ J/mol}{(8{,}314\ J/mol\ K)(298)} = 20{,}225$

$K = 6{,}0785 \times 10^{8}$

Dengan nilai konstanta keseimbangan yang lebih dari 1 (K>1), hal ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara *irreversible* atau reaksi searah (JM Smith dkk., 2001).

I.7 Tinjauan Kinetika Reaksi

Tinjauan Kinetika Reaksi bertujuan untuk mengetahui laju atau kecepatan dari suatu reaksi kimia. Dalam melakukan tinjauan kinetika didasarkan pada persamaan *Arrhenius* berikut:

$k = A \exp(- Ea/RT)$

$k = 4.711\times10^{9}\ sec^{-1} \exp\left(- \frac{70.000\ J/mol}{8{,}3144\ mol/K\ .\ 298{,}15K}\right)$

$k = 4.711\times10^{9}\ sec^{-1} \exp(28{,}23)$

$k = 4.711\times10^{9} \times 5{,}45\times10^{-13}$

$k = 2{,}56 \times 10^{-3}\ sec^{-1}$

Keterangan:

k : Konstanta kecepatan reaksi

A : Faktor frekuensi tumbukan (4.71×10^{9} sec-1)

Ea: energi aktivasi (70.000J/mol)

R : Konstanta gas ideal (8,3144 J/mol/K)

T : Suhu reaksi 25°C (298,15 K)

(Chan & Warren D. Seider, 2004)

Dari hasil perhitungan menggunakan persamaan Arrhenius diperoleh nilai konstanta laju reaksi (k) sebesar $2{,}56\times10^{-3}$ s^{-1} pada suhu 298,15 K (25°C). Nilai ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung cukup cepat pada suhu tersebut. Semakin tinggi suhu, energi gerak partikel akan meningkat sehingga lebih banyak molekul yang memiliki energi cukup untuk bereaksi. Hal ini sesuai dengan teori Arrhenius yang menyatakan bahwa kenaikan suhu akan meningkatkan nilai konstanta laju reaksi karena reaksi lebih mudah terjadi pada energi yang lebih tinggi.

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

BAB II URAIAN PROSES

Untuk mendapatkan kualitas produk yang sesuai dengan standar dan kebutuhan pasar, adapun prosedur dalam perancangan pabrik Propilen Glikol dari Propilen Oksida dan Air meliputi beberapa variabel yaitu, tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi, tahap pemisahan dan pemurnian, diagram alir kualitatif.

II.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

1. Propilen Oksida (C_3H_6O)

Propilen oksida disimpan dalam tangki penyimpanan bertekanan rendah pada suhu sekitar 25°C dan tekanan 1 atm dalam fase cair. Dari tangki penyimpanan, propilen oksida dialirkan menggunakan pompa melalui jalur perpipaan menuju reaktor. Pengaturan suhu dan tekanan dilakukan untuk mencegah penguapan dan menjaga kestabilan bahan (Asiah, N.,dkk (2020).

2. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Asam sulfat berfungsi sebagai katalis homogen dalam reaksi hidrasi propilen oksida. Asam sulfat disimpan dalam tangki berbahan *stainless steel* tahan korosi dan dialirkan menuju reaktor menggunakan pompa. Penambahan asam sulfat dilakukan dengan dosis tertentu agar reaksi berlangsung optimal tanpa kelebihan katalis yang dapat menyebabkan korosi atau reaksi samping (Amirullah, R. (2025).

3. Natrium Hidroksida (NaOH)

Larutan natrium hidroksida digunakan pada tahap penetralan untuk menetralkan sisa katalis asam sulfat dalam produk hasil reaksi. NaOH disimpan dalam tangki penyimpanan dan dialirkan menuju unit Netralizer setelah proses reaksi selesai. Reaksi netralisasi menghasilkan natrium sulfat (Na_2SO_4) sebagai produk samping.

4. Air (H_2O)

Air digunakan sebagai bahan baku utama yang bereaksi dengan propilen oksida. Air diambil dari unit utilitas dalam bentuk air demineralisasi untuk memastikan tidak adanya pengotor atau ion logam yang dapat mengganggu

reaksi. Air kemudian dialirkan ke reaktor menggunakan pompa sesuai kebutuhan proses (Widyati, R. A. (2018).

II.2 Tahap Reaksi

Tahap reaksi merupakan inti dari proses produksi propilen glikol. Campuran propilen oksida, air, dan katalis asam sulfat dialirkan ke dalam *Continuous Stirred-Tank Reactor* (CSTR). Reaksi yang terjadi adalah reaksi hidrasi propilen oksida, dengan persamaan kimia:

$$C_3H_6O_{(l)} + H_2O_{(l)} \xrightarrow{H_2SO_4} C_3H_8O_{2\,(l)}$$

Reaksi ini bersifat eksotermis, sehingga reaktor dilengkapi jaket pendingin untuk menjaga suhu operasi tetap konstan pada sekitar 25°C dan tekanan 1 atm. Pengadukan dilakukan untuk menjaga homogenitas campuran dan memastikan konversi reaksi maksimal. Hasil keluaran dari reaktor berupa campuran propilen glikol, air sisa, sisa katalis asam, dan sedikit produk samping. Campuran ini dialirkan dengan pompa menuju unit Netralizer untuk proses penetralan asam.

II.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Produk hasil reaksi dari reaktor dialirkan ke Netralizer, tempat dilakukan proses penetralan katalis asam sulfat (H_2SO_4) dengan larutan natrium hidroksida (NaOH). Reaksi penetralan menghasilkan natrium sulfat (Na_2SO_4) sebagai garam hasil reaksi. Campuran yang keluar dari Netralizer kemudian dialirkan ke unit Dekanter.

Di dalam Dekanter, campuran dipisahkan berdasarkan perbedaan densitas antara fasa cair propilen glikol ($C_3H_8O_2$) dan endapan natrium sulfat (Na_2SO_4). Natrium sulfat (Na_2SO_4) dipisahkan sebagai produk samping padatan, sedangkan fasa cair yang mengandung propilen glikol ($C_3H_8O_2$) dan air (H_2O) diteruskan ke unit Menara Distilasi.

Pada Menara Distilasi, pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan titik didih komponen. propilen oksida (C_3H_6O) sebagai komponen dengan titik didih lebih rendah akan menguap dan keluar melalui bagian atas menara sebagai produk atas (distilat) dan di *recycle* ke reaktor, sedangkan propilen glikol ($C_3H_8O_2$) dan air

(H_2O) dengan titik didih lebih tinggi akan keluar melalui bagian bawah menara sebagai produk utama (produk bawah).

Produk propilen glikol ($C_3H_8O_2$) selanjutnya dikirim ke unit Evaporator untuk mengurangi kadar air (H_2O) dengan diuapkan dan di *recycle* ke reaktor hingga mencapai kemurnian tinggi. Hasil akhir berupa Propilen Glikol ($C_3H_8O_2$) murni (≥99%) kemudian disimpan di dalam tangki produk sebelum dikemas dan dipasarkan.

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

III.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Propilen Oksida (C_3H_6O)

Tabel 3.1 Data Spesifikasi Bahan Baku C_3H_6O

Parameter	Propilen Oksida
Rumus Molekul	C_3H_6O
Bentuk	Cair
Warna	Tidak berwarna
Berat Molekul	58,08 g/mol
Titik Didih	34,1 °C
Titik Leleh	-112 °C
Titik Nyala	-40 °C
Suhu Pengapian	430°C
Tekanan Uap	740 hPa (25°C)
Batas Ledakan	1.9 - 36 %(V)
Viskositas Kinematika	0.37 mm2/s (20 °C)
Kelarutan	425-450 g/l
Densitas	0,83 g/cm^3 (20°C)
Impurities	Air 1%
Kemurnian	99%

(Sumber: *Material Safety Data Sheet Propylene Oxide*, 2025)

2. Air (H_2O)

Tabel 3.2 Data Spesifikasi Bahan Baku H_2O

Parameter	Air
Rumus Molekul	H_2O
Bentuk	Cair
Warna	Tidak berwarna
Berat Molekul	18,02 g/mol
Titik Beku	0°C (1 atm)
Titik Didih	100 °C
Titik Leleh	0 °C
Titik Nyala	-
Densitas	1 g/cm^3
Kemurnian	100%

(Sumber: *Material Safety Data Sheet Water*, 2025)

3. Natrium Hidroksida (NaOH)

Tabel 3.3 Data Spesifikasi Bahan Baku NaOH

Parameter	Natrium Hidroksida
Rumus Molekul	NaOH
Bentuk	Padat
Warna	Putih
Berat Molekul	40 g/mol
Titik Didih	1390 °C
Titik Lebur	318 °C
Titik Nyala	-
Tekanan Uap	<24 hPa (20 °C)
Nilai pH	>14 (100 g/l, H_2O, 20 °C)
Densitas	2,13 g/cm^3
Kelarutan	1090 g/l
Impurities	Air 2%
Kemurnian	98%

(Sumber: *Material Safety Data Sheet Sodium Hydroxide*, 2025)

4. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Tabel 3.4 Data Spesifikasi Katalis H_2SO_4

Parameter	Asam Sulfat
Rumus Molekul	H_2SO_4
Bentuk	Cair
Warna	Tidak berwarna
Berat Molekul	98,08 g/mol
Titik Didih	290 °C
Titik Lebur	10,31 °C
Titik Nyala	-
Densitas	1,80 – 1,84 g/cm^3
Impurities	Air 2%
Kemurnian	98%

(Sumber: *Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid*, 2025)

III.2 Spesifikasi Produk

1. Propilen Glikol ($C_3H_8O_{2)}$

Tabel 3.5 Data Spesifikasi Produk $C_3H_8O_2$

Parameter	Propilen Glikol
Rumus Molekul	$C_3H_8O_2$
Bentuk	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Berat Molekul	76,10 g/mol
Titik Didih	189°C
Titik Beku	-60°C
Titik Nyala	87°C
Densitas	1,036 g/cm^3 (25°C)
Viskositas	58 cP (25°C)
Impurities	Air 0,05%
Kemurnian	99,50%

(Sumber: *Material Safety Data Sheet,Propylene Glycol*, 2025)

III.3 Spesifikasi Produk Samping

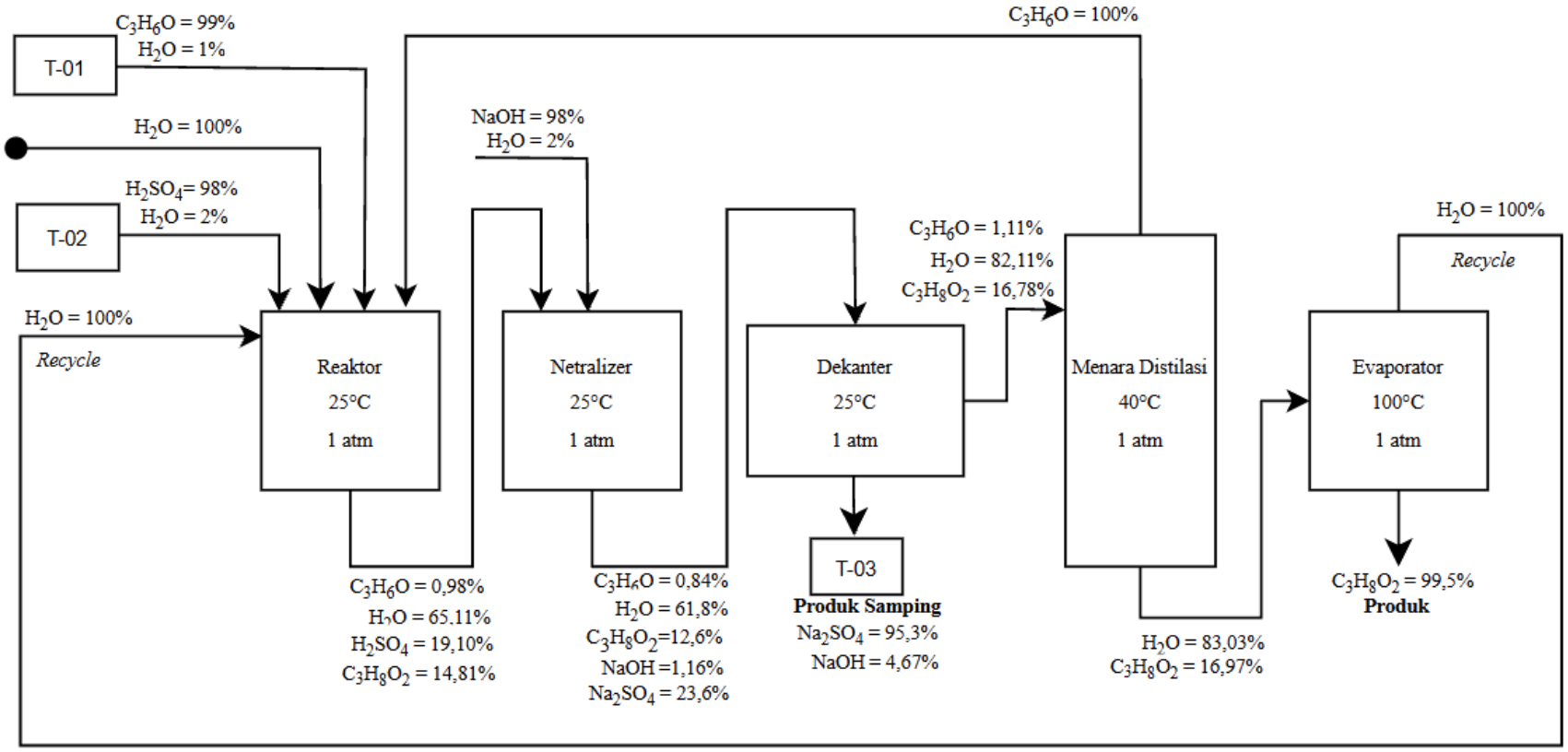
1. Natrium Sulfat (Na_2SO_4)

Tabel 3.6 Data Spesifikasi Bahan Baku Na_2SO_4

Parameter	Natrium Sulfat
Rumus Molekul	Na_2SO_4
Bentuk	Kristal
Warna	Putih
Berat Molekul	142,04 g/mol
Nilai pH	5,2 - 8,0 pada 50 g/l pada 20 °C
Titik Didih	108,9 °C
Titik Lebur	888°C
Titik Nyala	-
Suhu Penguraian	>890 °C
Densitas	2,70 g/cm^3 (20°C)
Kelarutan	445,5 g/l (20°C)

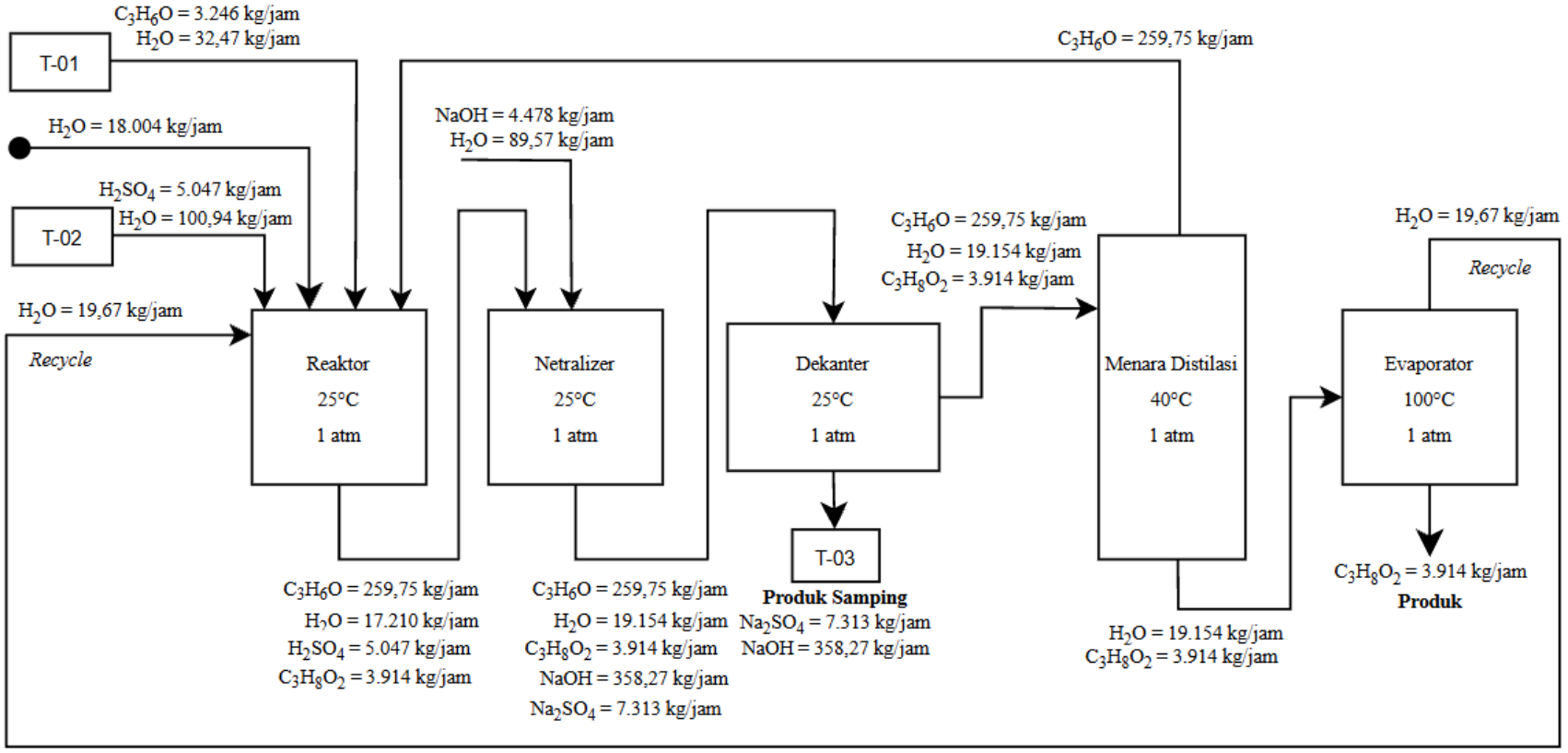
(Sumber: *Material Safety Data Sheet Sodium Sulfate*, 2025)

III.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

III.5 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

BAB IV NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 31.000 ton/tahun : 3.914,141 kg/jam

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Satu Hari Operasi : 24 jam

Konversi : 92%

IV.1 Neraca Massa Alat

1. Reaktor (R-01)

Tabel 4.1 Neraca Massa R-01

Komponen	**Aliran Masuk (kg/jam)**					**Aliran Keluar (kg/jam)**
	1	2	3	10	14	4
C_3H_6O	2.987,11			259,75		259,75
H_2O	29,87		100,94		18.006,80	17.210,58
H_2SO_4			5.047,18			5.047,18
$C_3H_8O_2$						3.914,14
Total	3.016,98		5.148,13	259,75	18.006,80	26.431,65
	26.431,65					

2. *Netralizer* (N-01)

Tabel 4.2 Neraca Massa N-01

Komponen	**Aliran Masuk (kg/jam)**		**Aliran Keluar (kg/jam)**
	4	5	6
C_3H_6O	259,75		259,75
H_2O	17.210,58	89,57	19.154,21
H_2SO_4	5.047,18		
NaOH		4.478,42	358,27
Na_2SO_4			7.313,26
$C_3H_8O_2$	3.914,14		3.914,14
Total	26.431,65	4.567,99	30.999,64
	30.999,64		

3. Dekanter (Dk-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Dk-01

Komponen	**Aliran Masuk (kg/jam)**	**Aliran Keluar (kg/jam)**	
	6	7	8
C_3H_6O	259,75		259,75
H_2O	19.154,21		19.154,21
$C_3H_8O_2$	3.914,14		3.914,14
NaOH	358,27	358,27	
Na_2SO_4	7.313,26	7.313,26	
Total	30.999,64	7.671,54	23.328,10
		30.999,64	

4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa MD-01

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	8	9	10
C_3H_6O	259,75	259,75	
H_2O	19.154,21		19.154,21
$C_3H_8O_2$	3.914,14		3.914,14
Total	23.328,10	259,75	23.068,36
		23.328,10	

5. *Evaporator* (EV-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa EV-01

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	11	12	13
H_2O	19.154,21	19.134,54	19,67
$C_3H_8O_2$	3.914,14		3.914,14
Total	23.068,36	19.134,54	3.933,81
		23.068,36	

IV.2 Neraca Massa Total

Tabel 4.6 Neraca Massa Total

Komponen	Reaktor			Netralizer		Dekanter			Menara Distilasi			Evaporator		
	Input	Recycle	Output	Input	Output	Input	Output Top	Output Bottom	Input	Uap	Output Bottom	Input	Output Top	Output Bottom
	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)	(kg /jam)
C_3H_6O	2.987,11	259,75	259,75	259,75	259,75	259,75	259,75	-	259,75	259,75	-	-	-	-
H_2O	130,81	18.006,80	17.210,58	17.300,15	19.154,21	19.154,21	19.154,21	-	19.154,21	-	19.154,21	19.154,21	19.134,54	19,67
H_2SO_4	5.047,18	-	5.047,18	5.047,18	-	-	3.914,14	-	-	-	3.914,14	-	-	-
$C_3H_8O_2$	-	-	3.914,14	3.914,14	3.914,14	3.914,14	-	-	3.914,14	-	-	3.914,14	-	3.914,14
NaOH	-	-	-	4.478,42	358,274	358,27	-	358,27	-	-	-	-	-	-
Na_2SO_4	-	-	-	-	7.313,27	7.313,26	-	7.313,26	-	-	-	-	-	-
Sub Total	26.431,65		26.431,65	30.999,64	30.999,64	30.999,64	30.999,64		23.328,10	23.328,10		23.068,36	23.068,36	
Total	**26.431,65**		**26.431,65**	**30.999,64**	**30.999,64**	**30.999,64**	**30.999,64**		**23.328,10**	**23.328,10**		**23.068,36**	**23.068,36**	

BAB V NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 31.000 ton/tahun : 3.914,14 kg/jam

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Tref : 25 °C : 298,15 K

V.1 Neraca Panas Alat

V.1.1 Heater (HE-01)

Tabel 5.1 Neraca Panas HE-01

Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

V.1.2 Menara Distilasi (MD-101)

Tabel 5.2 Neraca Panas MD-01

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
C_3H_6O	8.089,59		1.839.102,59
H_2O	1.205.965,74		1.201.399,79
$C_3H_8O_2$	164.035,06		165.732,88
Sub Total	**1.378.090,39**	**1.828.144,87**	**3.206.235,27**
	3.206.235,27		

V.1.3 *Condensor* (CD-01)

Tabel 5.3 Neraca Panas CD-01

Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

V.1.4 *Reboiler* (RB-01)

Tabel 5.4 Neraca Panas RB-01

Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

V.1.5 *Heater 2* (HE-02)

Tabel 5.5 Neraca Panas HE-02

Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

V.1.6 *Evaporator* (EV-01)

Tabel 5.6 Neraca Panas EV-01

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
H_2O	6.126.870,79		2.519.544.849,74
$C_3H_8O_2$	662.931,54		698.649,54
Sub Total	**6.789.802,32**	**2.513.453.696,96**	**2.520.243.499,28**
	2.502.243.499,28		

V.1.7 *Cooler* (CL-01)

Tabel 5.7 Neraca Panas CL-01

Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	662.931,54	
Qkeluar		698.649,54
Qs	35.718,00	
Total	**698.649,54**	

V.1.8 *Condensor 2* (CD-02)

Tabel 5.8 Neraca Panas CD-02

Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	6.126.870,79	
Qkeluar		2.519.544.849,74
Qs		2.513.417.978,96
Total	**2.519.544.849,74**	

V. 2 Neraca Panas Total

Tabel 5.9 Neraca Panas Total

Nama Alat	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Heater 1	3.206.235,27	3.206.235,27
Menara Distilasi	3.206.235,27	3.206.235,27
Condensor 1	3.206.235,27	3.206.235,27
Reboiler	3.206.235,27	3.206.235,27
Heater 2	3.206.235,27	3.206.235,27
Evaporator	2.502.243.499,28	2.502.243.499,2
Cooler	698.649,54	698.649,54
Condensor 2	2.519.544.849,74	2.519.544.849,74
Total	**5.056.518.174,89**	**5.056.518.174,89**

BAB VI SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi alat pada pabrik ini dirancang berdasarkan pertimbangan kebutuhan proses, efisiensi operasi, serta keamanan dalam pengolahan bahan. Berikut merupakan spesifikasi dari masing-masing alat yang digunakan dalam proses produksi.

1. Tangki Penyimpanan (TP-01)

Tabel 6.1 Spesifikasi TP-01

Kode Alat	:	TP-01
Nama Alat	:	Tangki Penyimpanan Propilen Oksida
Jenis Tangki	:	*Vertical Fixed Roof Tank*
Bentuk	:	*Silinder Vertikal Tertutup*
Kapasitas Total	:	475,06 m^3
Diameter	:	5,3 m
Tinggi	:	21,31 m
Tebal	:	6 mm
Tekanan Operasi	:	1 atm
Suhu Operasi	:	25 °C
Material Konstruksi	:	*Stainless Steel 304*
Freeboard	:	10%

2. Tangki Penyimpanan (TP-02)

Tabel 6.2 Spesifikasi TP-02

Kode Alat	:	TP-02
Nama Alat	:	Tangki Penyimpanan Asam Sulfat
Jenis Tangki	:	*Vertical Fixed Roof Tank*
Bentuk	:	*Silinder Vertikal* Tertutup
Kapasitas Total	:	1.448,32 m^3
Diameter	:	7,73 m
Tinggi	:	30,90 m
Tebal	:	8 mm
Tekanan Operasi	:	1 atm
Suhu Operasi	:	25 °C
Material Konstruksi	:	*Carbon steel rubber lining*
Freeboard	:	10%

3. Tangki Penyimpanan (TP-03)

Tabel 6.3 Spesifikasi TP-03

Kode Alat	:	TP-03
Nama Alat	:	Tangki Penyimpanan Produk Propilen Glikol
Jenis Tangki	:	*Vertical Fixed Roof Storage Tank*
Bentuk	:	*Silinder Vertikal* Tertutup
Kapasitas Total	:	498,71 m^3
Diameter	:	5,41 m
Tinggi	:	21,66 m
Tebal	:	6 mm
Tekanan Operasi	:	1 atm
Suhu Operasi	:	25 °C
Material Konstruksi	:	*Stainless Steel 304*
Freeboard	:	10%

4. Reaktor (R-01)

Tabel 6.4 Spesifikasi R-01

Kode Alat	:	R-01
Fungsi	:	Mereaksikan bahan baku dan air dibantu katalis asam sulfat melalui proses hidrasi
Bentuk	:	*Torispherical Dished Head*
Kondisi Operasi	:	Suhu : 25 °C
	:	Tekanan : 1 atm
	:	Fase : Cair - Cair
Waktu Tinggal	:	0,5 Jam
P Desain	:	16,166 psi
Jari-jari *Shell*	:	26,375 in
Tinggi *Shell*	:	105,5 in
Tinggi *Head*	:	11,963 in
Tebal *Head*	:	0,1875 in
Outside Diameter	:	53,125 in
Inside Diameter	:	52,750 in
Tinggi Total Reaktor	:	129,425 in
Tinggi Fluida Total (*Shell & Head)*	:	2,035 in

5. *Netralizer* (N-01)

Tabel 6.5 Spesifikasi N-01

Kode Alat	:	N-01
Fungsi	:	Menetralkan H_2SO_4 menggunakan NaOH
Bahan	:	*Stainless Steel Type 316*
Suhu	:	25 °C
Tekanan Operasi	:	1 atm
Diameter dalam	:	1,355 m
Diameter luar	:	1,3645 m
Panjang	:	4,065 m
Tebal	:	4,76 mm

6. Dekanter (Dk-01)

Tabel 6.6 Spesifikasi Dk-01

Kode Alat	:	Dk-01
Fungsi	:	Memisahkan Produk Samping Na_2SO_4
Tipe	:	*Torispherical Dished Head*
Bahan	:	*Stainless Steel Type 316*
Kondisi Operasi	:	Suhu = 25 °C (298,15 K)
	:	Tekanan = 1 atm
Volume Decanter	:	101,18 ft^3 = 2,8665 m^3
Diameter dalam (ID)	:	0,7017 m
Diameter luar (OD)	:	0,7112 m
Tinggi (H)	:	1,3176 m
Tebal *Shell* (ts)	:	0,1875 in
Tinggi *Head* (th)	:	0,1806 m

7. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 6.7 Spesifikasi Alat MD-01

Kode Alat	:	MD-01
Fungsi	:	Memisahkan Propilen Oksida (C_3H_6O) Berdasarkan Perbedaan Titik Didih
Tipe	:	*Sieve Tray Tower*
Bahan	:	*Stainless Steel Type 316*
Jumlah *Tray*	:	28 *tray*
Tekanan Operasi	:	1 atm
Temperature Feed	:	40 °C
Temperature Top	:	40 °C
Temperature Bottom		40 °C
Jumlah Lubang	:	120 lubang
Tinggi Menara	:	16,50 m
Diameter Menara	:	1,5 m
Diameter Lubang *Tray*	:	5 mm
Tebal *Plate*	:	5 mm
Tebal *Shell*	:	0,794 cm
Tebal *Head*	:	0,794 cm

8. Evaporator (EV-01)

Tabel 6.8 Spesifikasi Alat Evaporator

Kode Alat	:	EV-01
Fungsi	:	Memisahkan Air (H_2O) dari Produk $C_3H_8O_2$
Bahan	:	*Stainless Steel Type 304*
Tekanan Operasi	:	1 atm = 14.7 psi
Tekanan Desain	:	20 psi
Panjang Tube	:	13,16 ft
Jumlah Tube	:	5,59 *tube*
Diameter Evaporator	:	80,52 in
Tinggi Evaporator	:	322,08 in
Tinggi Silinder	:	59,70 in
Allowance Stress	:	13.750 psi
Corrosion Allowance	:	0,0625 in

9. *Cooler* (CL-01)

Tabel 6.9 Spesifikasi Alat CL-01

Nama	:	*Cooler*
Kode	:	CL-01
Fungsi	:	Mendinginkan hasil keluaran Evaporator sebelum dialirkan menuju Tangki produk (TP-03)
Tipe	:	*Shell and Tube*
Beban Panas	:	164.054,18 kj/jam
Luas Transfer	:	26,95 ft^2
Panjang	:	12 ft
Pitch	:	*Triangular Pitch*
Shell Side - Fluida Panas - ID - *Baffle Space*	 : : :	 Hasil *Bottom* Evaporator 0,62 in 16 in 2 in
Tube Side - Fluida Dingin - Jumlah *Tube* - BWG, OD	 : : :	 Air dari utilitas 12 *Tube* 16, ¾ in
Overall Coefficient (Ud)	:	350 $W/m^2.K$
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11*

10. *Heater* (HE-01)

Tabel 6.10 Spesifikasi Alat HE-01

Nama	:	*Heater*
Kode	:	HE-01
Fungsi	:	Memanaskan hasil keluaran Dekanter sebelum dialirkan ke Menara Distilasi (MD-01)
Tipe	:	*Shell and Tube HE*
Beban Panas	:	6.860.000 kJ/jam
Luas Transfer	:	160579,6 ft^2
Panjang	:	12 ft
Pitch	:	*Triangular Pitch*

Shell Side		
- Fluida Panas	:	*Steam* Penuh
- ID	:	16 in
- *Baffle Space*	:	1 in
Tube Side		
- Fluida Dingin	:	Umpan Utilitas
- Jumlah Tube	:	68 *Tube*
- BWG, OD	:	16, 3/4 in
Overall Coefficient (Ud)	:	2500 W/m^2.K
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11*

11. *Heater* (HE-02)

Tabel 6.11 Spesifikasi Alat HE-02

Nama	:	*Heater*
Kode	:	HE-02
Fungsi	:	Memanaskan hasil keluaran Menara Distilasi sebelum dialirkan ke Evaporator (EV-01)
Tipe	:	*Shell and Tube*
Beban Panas	:	19.400.000 kJ/jam
Luas Transfer	:	1261,22 ft^2
Panjang	:	12 ft
Pitch	:	*Triangular Pitch*
Shell Side		
- Fluida Panas	:	*Steam* Penuh
- ID	:	16 in
- *Baffle Space*	:	1 in
Tube Side		
- Fluida Dingin	:	Umpan Utilitas
- Jumlah *Tube*	:	134 *Tube*
- BWG, OD	:	16, ¾ in
Overall Coefficient (Ud)	:	2500 W/m^2.K
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11*

12. Kondensor (CD-01)

Tabel 6.12 Spesifikasi Alat CD-01

Nama	:	Kondensor
Kode	:	CD-01
Fungsi	:	Mencairkan hasil keluaran Destilat MD pada suhu 40˚C
Tipe	:	*Shell and Tubes*
Beban Panas	:	-8.282.751 kJ/jam
Luas Transfer	:	5,16 ft^2
Panjang	:	12 ft
Pitch	:	*Triangular Pitch*
Shell Side - Fluida Panas - ID - *Baffle Space*	 : : :	 Hasil keluaran Destilat MD 16 in 1 in
Tube Side - Fluida Dingin - Jumlah *Tube* - BWG, OD	 : : :	 Air dari Utilitas 8 *Tube* 16, ¾ in
Overall Coefficient (Ud)	:	1200 $W/m^2.K$
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11*

13. Kondensor (CD-02)

Tabel 6.13 Spesifikasi Alat CD-02

Nama	:	Kondensor
Kode	:	CD-02
Fungsi	:	Mencairkan hasil keluaran Evaporator pada suhu 100˚C
Tipe	:	*Shell and Tube*
Beban Panas	:	-1.400.000 kJ/jam
Luas Transfer	:	69,1059 ft^2
Panjang	:	12 ft
Pitch	:	*Triangular Pitch*
Shell Side - Fluida Panas - ID - *Baffle Space*	 : : :	 Hasil keluaran evaporator 16 in 1 in

Tube Side		
- Fluida Dingin	:	Air dari Utilitas
- Jumlah *Tube*	:	30 *Tube*
- BWG, OD	:	16, ¾ in
Overall Coefficient (Ud)	:	1200 W/m^2.K
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11*

14. *Reboiler* (RB-01)

Tabel 6.14 Spesifikasi Alat Reboiler

Nama	:	Reboiler
Kode	:	RB-01
Fungsi	:	Memanaskan kembali *Bottom Liquid* pada Menara Distilasi
Tipe	:	*Shell and Tube*
Beban Panas	:	1,44E+06 J/jam
Luas Transfer	:	471 ft^2
Panjang	:	
Shell Side		
- ID	:	16 in
- *Baffle Space*	:	2 in
Tube Side		
- Jumlah Tube	:	9 *Tube*
- BWG, OD	:	16, 1 in
Overall Coefficient (Ud)	:	5052,92 W/m^2.K
Pressure Drop	:	144,122 Psi
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11*

15. *Accumulator* (ACC-01)

Tabel 6.15 Spesifikasi Alat ACC-01

Nama	:	*Accumulator*
Kode	:	ACC-01
Fungsi	:	Menampung sementara hasil kondensasi C_3H_6O, serta cairan refluks yang akan dikembalikan ke MD
Kondisi Operasi - T - P	 : :	 40˚C 1 atm
Spesifikasi		
Diameter Tangki	:	65,186 m
Tebal *Shell*	:	0,0045 in
Tebal *Head*	:	0,217 in
Tinggi *Head*	:	23,41 m
Panjang tangki	:	3,397 m
Bahan	:	*Carbon Steel* SA-283 *Grade* C
Jumlah	:	1

16. Pompa (P)

Tabel 6.16 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15	P-16
Fungsi	Mengalirkan Fluida															
Jenis	*Sentrifugal Single Stage Pump*															
Jumlah	2 Buah															
Bahan	*Carbon Steel*															
Di opt (in)	0,9896	2,3244	1,4462	2,7671	2,9642	2,6053	2,5983	2,6022	0,3278	2,5858	2,5765	2,3564	2,3889	1,106	1,1138	1,1178
Head (m)	2,1136	1,6516	3,3999	1,6211	1,8389	2,0773	2,0592	2,0692	2,9922	2,0371	2,014	1,6755	1,736	2,8067	2,8878	2,9297
Tenaga Kompresor (hp)	0,0716	0,0335	0,2393	0,13897	0,20834	0,14734	0,14353	0,1449	0,0375	0,09664	0,09351	0,0332	0,0374	0,05491	0,05903	0,06122

BAB VII UTILITAS

Utilitas dalam industri kimia adalah seluruh fasilitas penunjang yang diperlukan untuk mendukung berjalannya proses produksi agar berlangsung secara aman, stabil, dan efisien. Utilitas tidak terlibat langsung dalam reaksi kimia, tetapi berperan penting dalam menyediakan kebutuhan energi, pendinginan, pemanasan, dan layanan pendukung lainnya. Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit Pembangkit listrik
4. Unit Pengolahan Limbah

VII.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit penyediaan dan pengolahan air adalah bagian dari sistem utilitas pabrik yang berfungsi untuk menyediakan air dalam jumlah dan kualitas yang sesuai dengan kebutuhan proses, serta mengolah air baku sebelum digunakan dan air limbah sebelum dibuang ke lingkungan. Unit ini memastikan air yang digunakan dalam proses produksi, pendinginan, maupun keperluan lainnya memenuhi standar operasional sehingga tidak menyebabkan korosi, kerak, atau gangguan pada peralatan. Air yang digunakan berasal dari sumur bor di area pabrik. Pabrik ini menggunakan air dari *deep water* dengan kapasitas awal 623.550,52 kg/jam, air dari *deep water* ini tidak memerlukan banyak *treatment* untuk menjadi air baku.

a. Air pendingin

Air pendingin (*cooling water*) adalah utilitas pabrik yang digunakan untuk menyerap dan membuang panas dari peralatan proses seperti reaktor, kondensor, dan *heat exchanger*, sehingga suhu operasi tetap terkendali. Air pendingin berfungsi menjaga kestabilan suhu proses, mencegah *overheating*, serta meningkatkan keamanan dan efisiensi operasi pabrik.

1. Fungsi air pendingin dalam proses industri
   a. Mengendalikan suhu operasi peralatan proses agar tetap berada pada kondisi yang diinginkan.
   b. Menyerap panas yang dihasilkan dari reaksi eksotermis.
   c. Mencegah terjadinya kenaikan suhu berlebih (*overheating*) pada sistem.
   d. Melindungi peralatan dari kerusakan akibat paparan suhu tinggi.

Di area pabrik, air tawar digunakan sebagai media pemadam kebakaran dan untuk mendukung pengoperasian peralatan penanggulangan kebakaran lainnya. Salah satunya air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*), Air umpan boiler merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* pada *boiler*. Sebelum digunakan, air diolah terlebih dahulu untuk mengurangi kandungan padatan, kesadahan, dan gas terlarut yang dapat menyebabkan korosi serta kerak. Steam yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai media pemanas pada peralatan proses, seperti *reboiler* dan *evaporator.*

b. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan kebersihan dan sanitasi di lingkungan pabrik, seperti toilet, kamar mandi, wastafel, serta pembersihan fasilitas dan area kerja. Air sanitasi harus memenuhi standar kualitas yang aman untuk digunakan oleh pekerja.

Air sanitasi harus memenuhi persyaratan kualitas berupa jernih, tidak berwarna, tidak berbau, bebas mikroorganisme patogen, memiliki pH yang sesuai, serta tidak mengandung zat berbahaya.

Untuk memperoleh kualitas tersebut, air baku dari sumur bor diolah melalui beberapa tahapan pengolahan. Tahapan tersebut meliputi penyaringan awal untuk menghilangkan kotoran berukuran besar, pengendapan untuk memisahkan padatan tersuspensi, filtrasi untuk

mengurangi kekeruhan, dan desinfeksi untuk membunuh mikroorganisme. Air yang telah memenuhi persyaratan kualitas kemudian disimpan dalam tangki air bersih sebelum didistribusikan.

Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	**Kebutuhan (kg/jam)**
Kondensor 1	101.941,07
Kondensor 2	42.004.058
Cooler	11.561,33
Jumlah Air Pendingin	**215.104,44**

Diperkirakan air yang hilang 20% sehingga kebutuhan make up air untuk pendingin yaitu:

= 43.020,89 kg/jam

= 43,02 m^3/jam

Tabel 7.2 Kebutuhan Air *Steam*

Nama Alat	**Kebutuhan (kg/jam)**
Heater 1	89.512,08
Heater 2	213.749,02
Reboiler	101.941,07
Jumlah Air Steam	**405.202,18**

Diperkirakan air yang hilang 20% sehingga kebutuhan make up air untuk steam yaitu:

= 81.040,43 kg/jam

= 81,05 m^3/jam

Tabel 7.3 Kebutuhan Air Sanitasi

Kebutuhan	**Jumlah (kg/jam)**
Air untuk karyawan	812,5
Air untuk laboratorium	81,3
Air untuk taman dll	81,3
Air untuk bengkel	81,3
Air untuk perumahan	2187,5
Total	**3.243,9**

VII.2 Spesifikasi Alat Utilitas

VII.2.1 Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air

Tabel 7.4 Pompa 1 Mengalirkan Air Tanah Menuju Tangki

Fungsi	Mengalirkan air tanah dari setiap sumur menuju *Raw Water Tank.*
Debit Aliran	140,0356 m^3/jam
Suhu Operasi	30 ºC
Daya Pompa	163,50 kW
Daya Motor	186,5 Kw

Tabel 7.5 *Raw Water Tank*

Fungsi	Penampungan air dari sumur bor sebelum dialirkan ke unit pengolahan air.
Volume	140,0356 m^3
Diameter	14,5 m
Tinggi	58 m

Tabel 7.6 Bak Aerasi

Fungsi	Mengurangi gas seperti CO_2 dan H_2S yang terkandung dalam air sumur
Debit Air	140,0356 m^3 /jam
Waktu Aerasi	20 menit
Tinggi	40 m
Diameter	10 m
Volume	722,2 m^3

Tabel 7.7 Pompa 2 Aliran Menuju Aerator

Fungsi	Mengalirkan air dari *Raw Water Tank* menuju Aerator
Debit Air	140,0356 m^3/jam
Suhu Operasi	30 ºC
Daya Pompa	10,18 kW
Daya Motor	11,31 kW

Tabel 7.8 *Sand Filter*

Fungsi	Menyaring padatan berupa endapan besi (Fe) dan mangan (Mn)
Debit Air	140,0356 m^3/jam
Luas Filter	14,00 m^2
Luas Tiap Filter	3,5 m^2
Dimensi	13,52 m
Tinggi	54,08 m

Tabel 7.9 *Carbon Filter*

Fungsi	Menghilangkan bau, warna yang masih terkandung dalam air. Selain itu, *carbon filter* berfungsi untuk memperbaiki kualitas air.
Luas Total *Carbon Filter*	140,0356 m^2
Luas Penampang	14,00 m^2
Diameter	54,08 m^3
Volume	259,58 m^3

Tabel 7.10 *Water Softener*

Fungsi	Untuk menghilangkan zat kapur pada air sumur.
Kapasitas Resin	40 kg $CaCO^3/m^3$ resin
Volume Resin	1,05 m^3
Volume Desain	18 m^3
Dimensi *Water Softener*	72,00 m
Volume	4,71 m^3

Tabel 7.11 *Clean Water Tank*

Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan air bersih.
Volume	140,0356 m^3
Diameter	15 m
Tinggi	60 m
Volume Total	10.597,50 m^3

Tabel 7.12 Pompa 3

Fungsi	Mengalirkan air bersih dari *Clean Water Tank* dan siap digunakan.
Debit Pompa	140,0356 m^3/s
Daya Pompa	12,72 kW
Daya Motor	14,13 kW

VII.3 Unit Pembangkit *Steam*

Pada perancangan ini, *steam* digunakan sebagai media pemanas pada *evaporator, heater* dan *reboiler*. *Steam* yang dibutuhkan dihasilkan oleh *boiler* dengan menggunakan *boiler feed water* sebagai umpan. Unit pembangkit *steam* dirancang untuk menyediakan *steam* secara kontinu sehingga kebutuhan panas proses dapat terpenuhi selama operasi berlangsung.

VII.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik merupakan salah satu unit utilitas yang berperan dalam menyediakan energi listrik untuk menunjang seluruh kegiatan operasional pabrik. Ketersediaan listrik yang memadai sangat penting untuk menjamin kelancaran proses produksi dan kegiatan penunjang lainnya.

Energi listrik digunakan untuk mengoperasikan berbagai peralatan proses dan utilitas, seperti pompa, agitator, instrumen kontrol, sistem penerangan, peralatan laboratorium, fasilitas perkantoran, pendingin ruangan (AC), serta peralatan penunjang lainnya. Besarnya kebutuhan listrik bergantung pada jumlah dan kapasitas peralatan yang digunakan di pabrik. Pasokan listrik utama diperoleh dari jaringan PLN karena dinilai lebih ekonomis dan mudah dalam pengoperasiannya. Listrik dari PLN didistribusikan ke seluruh area pabrik melalui sistem distribusi yang dirancang sesuai dengan kebutuhan masing-masing unit.

Untuk menjaga kontinuitas operasi pabrik, disediakan generator diesel sebagai sumber listrik cadangan. Generator akan beroperasi secara otomatis ketika terjadi gangguan atau pemadaman pada pasokan listrik utama sehingga proses produksi dan kegiatan operasional pabrik tetap dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.13 Keperluan Listrik Penerangan dan AC

Kebutuhan Listrik	Daya (Kw)
Listrik penerangan & AC	134,58 kW
Listrik alat utilitas	158,11 kW
Listrik unit proses	13,83 kW
Total	**306,53 kW**

VII.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan dan menyalurkan bahan bakar untuk memenuhi kebutuhan energi di pabrik. Ketersediaan bahan bakar yang memadai sangat penting untuk menunjang kelancaran operasi peralatan utilitas sehingga proses produksi dapat berlangsung secara berkesinambungan.

Bahan bakar disimpan dalam fasilitas penyimpanan yang dirancang sesuai dengan kapasitas kebutuhan pabrik. Pengadaan dan penyimpanannya dilakukan dengan memperhatikan aspek keamanan, kemudahan distribusi, serta efisiensi penggunaan agar pasokan bahan bakar selalu tersedia selama pabrik beroperasi. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar.

Spesifikasi Generator

Tipe : AC Generator
Kapasitas : 1000 kW
Phase : 3
Jumlah : 1 buah
Bahan Bakar : Solar

Tangki Bahan Bakar

Tugas : Menyimpan bahan bakar untuk keperluan operasi 1 minggu dan menyimpan bahan bakar untuk diesel cadangan.
Volume Tangki : 1.808,38 m^3

Diameter	:	18,31 m
Tinggi	:	73,26 m

VII.6 Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari kegiatan produksi maupun fasilitas penunjang pabrik sebelum dibuang ke lingkungan. Pengolahan limbah dilakukan untuk mengurangi kandungan zat pencemar sehingga memenuhi baku mutu lingkungan yang berlaku dan tidak menimbulkan dampak negatif terhadap kesehatan maupun ekosistem di sekitar pabrik. Jenis limbah yang dihasilkan pabrik meliputi:

1. Limbah cair, yaitu limbah yang berasal dari proses produksi, pencucian peralatan, laboratorium, serta kegiatan utilitas. Limbah cair dapat mengandung sisa bahan baku, produk, maupun zat kimia lainnya sehingga perlu diolah terlebih dahulu melalui unit pengolahan limbah sebelum dibuang ke badan air atau lingkungan.
2. Limbah padat, berupa sisa bahan baku yang tidak terpakai, endapan hasil proses, kemasan bahan baku, material bekas perawatan peralatan, serta sampah yang dihasilkan selama kegiatan operasional pabrik. Limbah padat yang masih memiliki nilai guna dapat dimanfaatkan kembali, sedangkan sisanya dikelola sesuai dengan prosedur pengelolaan limbah yang berlaku.
3. Limbah domestik, yaitu limbah yang berasal dari aktivitas karyawan di area perkantoran, laboratorium, kantin, tempat ibadah, poliklinik, dan mess. Limbah ini umumnya berupa air buangan sanitasi dan sampah rumah tangga yang memerlukan pengolahan sebelum dibuang ke lingkungan.

Seluruh limbah yang dihasilkan pabrik akan dikelola dan diolah dengan metode yang sesuai agar memenuhi persyaratan lingkungan serta mendukung terciptanya operasi pabrik yang aman dan berwawasan lingkungan.

BAB VIII TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1 Tata Letak Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik yang harus dipertimbangkan dengan cermat. Keputusan mengenai lokasi pabrik akan mempengaruhi biaya produksi, efisiensi operasional, dan kelangsungan usaha. Lokasi yang dipilih untuk pembangunan pabrik propilen glikol adalah Gresik, Jawa Timur. Beberapa hal yang mendorong dipilihnya lokasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku

   Pabrik propilen glikol harus didirikan dekat dengan sumber daya bahan bakunya. Bahan baku yang digunakan adalah propilen oksida yang diimpor dari *Dow Chemical Company Thailand*, asam sulfat dari PT. Petrokimia Gresik, sodium hidroksida didapatkan dari PT. Pabrik Kertas Indonesia (Pakerin) di Mojokerto.

2. Ketersediaan Utilitas

   Utilitas merupakan sistem penunjang pabrik yang sangat vital. Tanpa utilitas, bahan baku tidak bisa diproses, mesin tidak dapat beroperasi, dan produk tidak akan dihasilkan. Contohnya meliputi pasokan air, listrik, uap, udara tekan, bahan bakar, sistem pendingin, serta pengolahan limbah. Kawasan Industri Gresik telah menyediakan utilitas tersebut secara memadai, antara lain listrik yang andal, sumber air Sungai Kali Manyar untuk bahan baku, pendinginan, dan *steam,* serta fasilitas pengolahan limbah yang sesuai standar lingkungan. Dengan dukungan utilitas lengkap ini, operasional pabrik dapat berlangsung lancar, efisien, dan sesuai regulasi.

3. Pemasaran produk

   Daerah pemasaran sebagian besar berada di dalam Pulau Jawa sehingga menggunakan jalur darat. Lokasi pabrik di Gresik menjadi sangat strategis bila dilihat dari sisi pemasaran, dimana target penjualan Propilen glikol adalah industri kosmetik seperti PT. *Paragon Technology and Innovation* yang terletak di Malang, serta industri cat seperti PT. *Nipsea*

Paint and Chemical di Gresik dan PT. Tunggal Djaja Indah di Sidoarjo yang merupakan pasar potensial untuk pemasaran propilen glikol.

4. Aksesibilitas dan Transportasi

   Gresik memiliki akses transportasi yang baik dengan adanya pelabuhan laut dan jaringan jalan yang memadai. Akses mudah ke pelabuhan ini mengurangi biaya logistik dan mempercepat proses distribusi. Akses darat jalan raya yang baik menghubungkan Gresik dengan kota-kota besar lainnya di Pulau Jawa. Infrastruktur jalan yang memadai memudahkan transportasi bahan baku dan produk jadi. Lokasi yang strategis ini memudahkan distribusi produk akhir ke pasar domestik.

VIII.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*plant layout*) merupakan salah satu aspek penting karena berkaitan langsung dengan kelancaran proses produksi, keselamatan kerja, serta efisiensi biaya operasi dan investasi. Tata letak pabrik didefinisikan sebagai pengaturan fisik peralatan proses, bangunan, fasilitas utilitas, dan fasilitas penunjang lainnya dalam suatu area tertentu sehingga proses produksi dapat berlangsung secara efektif dan aman. Faktor pertimbangan tata letak pabrik yang baik meliputi aspek fisik, aliran bahan, dan keamanan pekerja. Perencanaan harus mampu mengelola sistem pemindahan material secara efektif, meningkatkan efisiensi produksi, dan memastikan keselamatan serta kenyamanan pekerja. Selain itu, tata letak yang baik juga mempertimbangkan batasan ruang dan kebutuhan operasional perusahaan agar dapat mencapai efisiensi dan efektivitas maksimal (*Immanuel et al, 2023*). Secara umum, tata letak pabrik propilen glikol dikelompokkan ke dalam beberapa daerah, yaitu:

1. Daerah proses produksi

   Merupakan area utama pabrik yang menampung peralatan dan berlangsungnya proses, antara lain reaktor, unit netralisasi, unit pemisahan, menara distilasi, dan evaporator.

2. Daerah penyimpanan bahan baku

   Area yang berfungsi sebagai tempat penyimpanan bahan baku utama dan bahan penunjang sebelum dialirkan ke unit proses, dengan lokasi yang berdekatan dengan daerah proses.

3. Daerah penyimpanan produk

   Area penyimpanan produk akhir propilen glikol sebelum distribusi, dirancang terpisah dari daerah bahan baku.

4. Daerah utilitas

   Area yang berisi fasilitas penyedia utilitas, seperti *steam*, air, tenaga listrik, serta utilitas pendukung lainnya untuk menunjang kelangsungan operasi pabrik.

5. Daerah administrasi

   Area yang digunakan untuk kegiatan administrasi, pengelolaan, dan perencanaan pabrik, yang penempatannya dipisahkan dari area proses utama.

6. Daerah pemeliharaan pabrik dan bangunan

   Area yang dimanfaatkan untuk kegiatan perawatan dan perbaikan peralatan proses serta bangunan pabrik seperti bengkel.

7. Daerah *plant service*

   Daerah yang menunjang fasilitas karyawan meliputi tempat ibadah, kantin umum, dan fasilitas kesehatan/poliklinik.

8. Daerah perluasan pabrik

   Area cadangan yang disediakan untuk keperluan pengembangan pabrik di masa mendatang, baik berupa peningkatan kapasitas maupun penambahan unit proses.

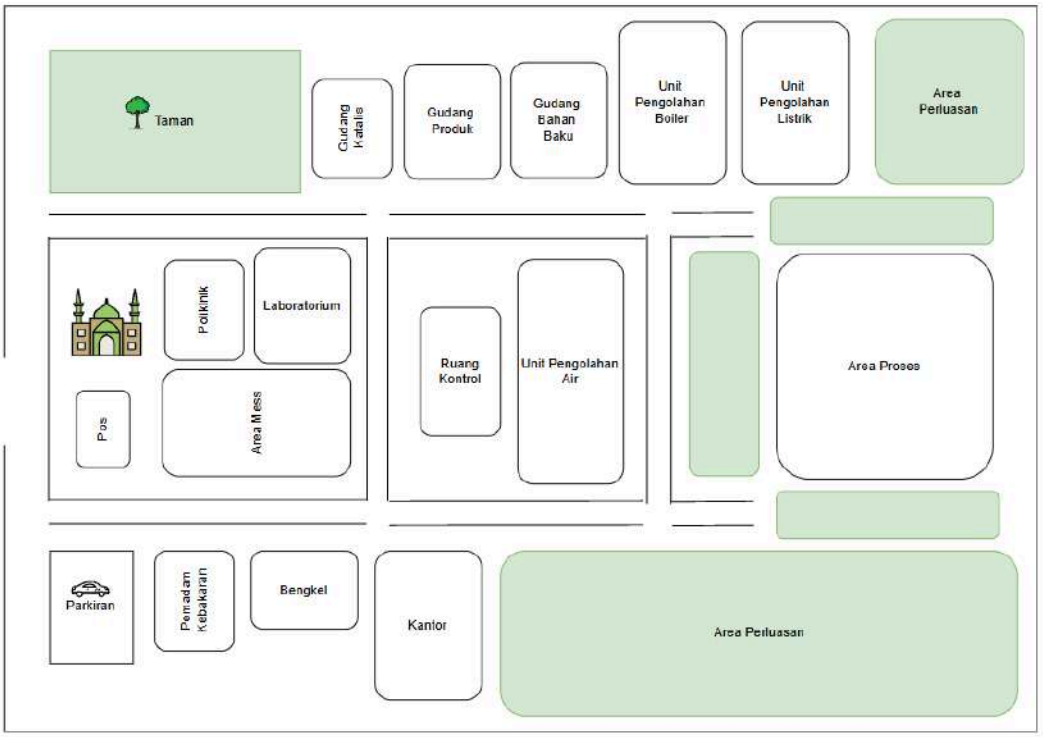
9. Daerah jalan raya dan akses transportasi

   Area yang mencakup jaringan jalan di dalam pabrik serta akses keluar dan masuk kendaraan guna mendukung kegiatan distribusi bahan baku dan produk.

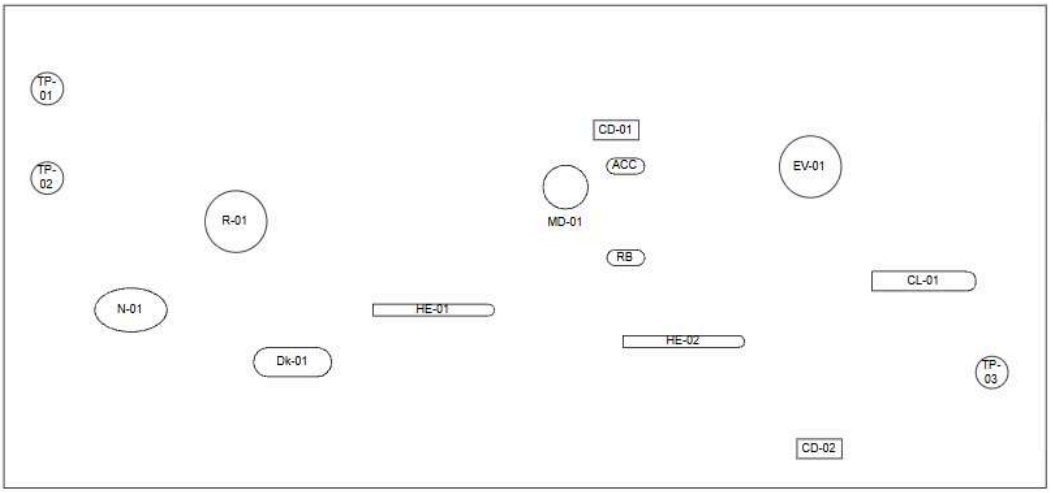
Tabel 8.1 Tabel Pembagian Luas Pabrik

No	Bangunan	Luas (m^2)	Jumlah
1	Pos Keamanan	30	1
2	Taman	500	2
3	Parkir	80	1
4	Pemadam Kebakaran	60	1
5	Bengkel	70	1
6	Kantor	400	1
7	Laboratorium	150	1
8	Poliklinik	60	1
9	Tempat Ibadah	50	1
10	Area Mess	500	1
11	Ruang Kontrol	200	1
12	Ruang Proses	2000	1
13	Unit Pengolahan Air	1000	1
14	Unit Pengolahan Listrik	500	1
15	Unit Pengolahan Boiler	500	1
16	Gudang Bahan Baku	150	1
17	Gudang Produk	150	1

No	Bangunan	Luas (m^2)	Jumlah
18	Gudang Katalis	50	1
19	Area Perluasan	2500	1
Total		8.950	21



Gambar 8.1 *Plant Layout* Pabrik



Gambar 8.2 Tata Letak Alat Area Proses

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

BAB IX KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA (K3)

IX.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) di industri sangat penting untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman dan sehat. Implementasi sistem manajemen K3 yang efektif melibatkan pengawasan ketat, pelatihan berkelanjutan, serta penggunaan alat pelindung diri (APD) yang sesuai dan nyaman. Penerapan prosedur keselamatan yang disiplin dan budaya kerja yang berfokus pada keselamatan dapat menurunkan risiko kecelakaan dan meningkatkan produktivitas pekerja. Selain itu, sistem kompensasi yang adil dan edukasi yang terus-menerus juga berkontribusi pada peningkatan kesadaran dan kepatuhan terhadap standar K3 di industri konstruksi (Sartina *et al*, 2024). Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja (SMK3) merupakan bagian integral dari sistem manajemen perusahaan secara keseluruhan yang mengatur risiko yang berkaitan dengan aktivitas kerja untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, efisien, dan produktif. (Peraturan Pemerintah Nomor 50 Tahun 2012) Keselamatan kerja adalah bebas dari kecelakaan (*Accident*) pada waktu bekerja di tempat kerja (*Occupational Safety means free from accident at the place of work*). Menurut J.H. Ritonga, tujuan keselamatan kerja adalah:

1. Melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi dan produktivitas nasional.
2. Menjamin keselamatan setiap orang lain yang berada di tempat kerja.
3. Sumber produksi dipelihara dan dipergunakan secara aman dan efisien.

IX.2 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Penyebab Kecelakaan di tempat kerja di sektor industri kimia terutama dalam pabrik propilen glikol, kecelakaan sering terjadi karena kombinasi faktor manusia, alat, kondisi lingkungan, dan sistem manajemen keselamatan.

1. Faktor Manusia

   Kecelakaan di tempat kerja sering kali berakar dari ketidakhatian pekerja dalam mengikuti prosedur operasional, kurangnya fokus,

kelelahan, serta keterbatasan pengetahuan dan keterampilan. Penggunaan alat pelindung diri yang tidak memenuhi standar juga dapat meningkatkan peluang terjadinya kecelakaan, terutama di area yang berhubungan dengan bahan kimia yang berbahaya.

2. Faktor Alat dan Mesin

   Pecahnya peralatan, seperti ruangan bocor, kerusakan pada katup, atau masalah dalam sistem kontrol, bisa menyebabkan kecelakaan. Penyebab utama dari kerusakan ini meliputi kurangnya pemeliharaan rutin, penggunaan material yang tidak sesuai dengan batasan yang ditentukan, serta umur peralatan yang telah melewati batas aman pemakaian.

3. Faktor Bahan Kimia

   Penggunaan bahan kimia yang dapat terbakar, berbahaya, atau korosif berpotensi menciptakan kecelakaan jika terjadi kebocoran, tumpahan, atau reaksi yang tidak terkontrol. Di pabrik propilen glikol, bahaya kimia bisa muncul dari propilen oksida serta katalis asam yang dapat mengakibatkan iritasi, luka bakar, bahkan ledakan.

4. Faktor Kondisi Kerja

   Lingkungan kerja yang berisiko, seperti ventilasi yang kurang baik, pencahayaan yang tidak cukup, dan penataan alat yang tidak ergonomis, bisa meningkatkan kemungkinan kecelakaan. Selain itu, suhu dan tingkat kebisingan yang tinggi juga dapat mempengaruhi penurunan konsentrasi pekerja.

5. Faktor Sistem Manajemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja

   Kecelakaan di tempat kerja juga dapat disebabkan oleh kelemahan dalam sistem manajemen keselamatan, seperti tidak adanya prosedur operasional yang jelas, kekurangan pelatihan dalam bidang kesehatan dan keselamatan kerja, serta pengawasan yang minim terhadap penerapan peraturan keselamatan. Sistem manajemen yang tidak efisien akan meningkatkan kemungkinan terjadinya kecelakaan di lingkungan kerja.

IX.3 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Propilen Glikol

Pabrik propilen glikol memproduksi bahan kimia yang digunakan dalam industri seperti kosmetik, farmasi, dan antifreeze melalui proses hidrolisis propilen oksida (PO) dengan air, dikatalisis oleh asam sulfat (H_2SO_4). Proses ini melibatkan bahan berbahaya seperti PO (mudah terbakar, karsinogen), asam sulfat (korosif), Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) sangat penting untuk mencegah kecelakaan, penyakit akibat kerja, dan kerugian ekonomi. Berikut usaha untuk meningkatkan kesehatan dan keselamatan kerja di pabrik propilen glikol diantaranya :

1. Penerapan Sistem Manajemen K3

   Pabrik menerapkan sistem manajemen K3 yang terintegrasi dengan kegiatan operasional, meliputi penyusunan standar operasional prosedur (SOP), pelaksanaan inspeksi keselamatan secara berkala, serta evaluasi risiko pada setiap unit proses. Sistem ini bertujuan untuk mengidentifikasi potensi bahaya sejak dini dan mencegah terjadinya kecelakaan kerja.

2. Penyediaan dan Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD)

   Setiap tenaga kerja diwajibkan menggunakan alat pelindung diri sesuai dengan jenis pekerjaan dan lokasi kerja. Penggunaan APD yang tepat, seperti helm keselamatan, kacamata pelindung, sarung tangan tahan kimia, dan sepatu keselamatan, dapat mengurangi risiko cedera akibat paparan bahan kimia, panas, maupun bahaya mekanik.

3. Pelatihan dan Penyuluhan K3

   Peningkatan kesadaran pekerja terhadap pentingnya K3 dilakukan melalui pelatihan dan penyuluhan secara rutin. Pelatihan ini mencakup pengenalan bahaya proses, cara penggunaan APD yang benar, serta prosedur penanganan keadaan darurat, seperti kebakaran dan tumpahan bahan kimia.

4. Perancangan Tata Letak dan Fasilitas Keselamatan

   Tata letak pabrik dirancang dengan mempertimbangkan aspek keselamatan, seperti pemisahan antara area proses dan non-proses, penyediaan jalur evakuasi, serta pemasangan rambu keselamatan. Selain

itu, fasilitas keselamatan seperti sistem ventilasi, alat pemadam kebakaran, dan alarm peringatan ditempatkan pada lokasi strategis.

5. Pemeriksaan dan Perawatan Peralatan

   Pemeriksaan dan perawatan peralatan proses dilakukan secara berkala untuk memastikan seluruh peralatan berfungsi dengan baik dan aman. Kegiatan ini bertujuan untuk mencegah kegagalan peralatan yang dapat menyebabkan kecelakaan kerja atau gangguan proses produksi.

6. Pengawasan dan Evaluasi Kinerja K3

   Pengawasan terhadap pelaksanaan K3 dilakukan secara terus-menerus oleh manajemen pabrik. Evaluasi kinerja K3 digunakan sebagai dasar untuk melakukan perbaikan dan peningkatan sistem keselamatan, sehingga tercipta lingkungan kerja yang aman dan sehat.

Tabel 9.1 Penggunaan Peralatan Keselamatan Kerja Pada Area Pabrik

No.	Tahapan Proses	Potensi Bahaya	Risiko	APD yang Digunakan	Pengendalian K3
1.	Penerimaan Propilen Oksida (PO)	Uap mudah terbakar, toksik, iritasi mata dan kulit	Kebakaran, ledakan, keracunan	*Helm, Safety Shoes, Sarung tangan nitril, Goggles, Face Shield, Respirator organik*	Grounding tangki, area bebas api, *gas detector, emergency shower*
2.	Penerimaan Air Proses	Lantai licin	Terpeleset	Helm, *Safety Shoes*	*Housekeeping*
3.	Penerimaan Asam Sulfat (H_2SO_4)	Korosif	Luka bakar kimia	*Chemical Suit, Acid Resistant Gloves, Goggles, Face Shield, Boots*	*Emergency shower, eyewash, bundwall*
4.	Penerimaan NaOH	Korosif	Luka bakar kulit	Helm, Sarung tangan neoprene, Goggles	SOP handling bahan kimia
5.	Reaktor CSTR	Reaksi eksotermis, Tekanan tinggi, Suhu	*Overpressure*, Ledakan Kebakaran, Luka bakar,	Helm, *Coverall FR, Safety Shoes,* Sarung tangan	*Pressure Safety Valve, Temperature Controller,*

No.	Tahapan Proses	Potensi Bahaya	Risiko	APD yang Digunakan	Pengendalian K3
		tinggi, Kebocoran bahan kimia	Paparan uap PO	nitril, *Face Shield Respirator*	*Emergency Shutdown, Gas Detector, Interlock System*
6.	Netralisasi	Reaksi eksoterm Percikan larutan	Luka bakar kimia	*Chemical Suit, Face Shield, Gloves, Boots*	*Automatic dosing, Closed mixing*
7.	Dekanter	Tekanan Tumpahan	Terpeleset Kebocoran	Helm, *Goggles, Gloves*	
8.	Menara Distilasi	Temperatur ±100°C Steam Tekanan	Luka bakar Kebakaran	Helm, *Heat Resistant Gloves, Face Shield*	PSV, *Steam Trap*, Insulasi, alarm suhu
9.	Evaporator	Vakum Steam Temperatur tinggi	Implosion Luka bakar	Helm, *Heat Gloves, Goggles*	
10.	Penyimpanan Produk Propilen Glikol	Tumpahan Kontaminasi	Licin Penurunan kualitas produk	Helm, *Gloves, Safety Shoes*	
11.	Penyimpanan Na_2SO_4	Debu	Iritasi saluran napas	*Dust Mask, Goggles*	

IX.3.1 Risiko Kesehatan Utama

Dalam proses produksi propilen glikol, pekerja berpotensi terpapar berbagai bahan kimia yang dapat menimbulkan dampak kesehatan, baik dalam jangka pendek maupun jangka panjang. Risiko kesehatan tersebut terutama berasal dari penggunaan bahan baku propilen oksida, katalis asam sulfat, serta produk sampingan yang dihasilkan selama proses produksi. Tingkat keparahan dampak kesehatan bergantung pada jenis bahan, konsentrasi paparan, durasi kontak, serta efektivitas penerapan sistem keselamatan dan kesehatan kerja. Oleh

karena itu, identifikasi dan pengendalian risiko kesehatan menjadi aspek penting untuk melindungi pekerja dari gangguan kesehatan akibat paparan bahan kimia di lingkungan kerja.

1. Paparan Propilen Oksida (PO): Dapat menyebabkan iritasi mata, kulit, dan saluran pernapasan; risiko kanker (terutama leukemia) jika terpapar kronis; gejala seperti mual, sakit kepala, dan kerusakan hati.
2. Paparan Asam Sulfat: Menyebabkan luka bakar kimia pada kulit dan mata; inhalasi dapat merusak paru-paru dan menyebabkan edema pulmonal.
3. Produk Sampingan dan Kontaminan: Propilen glikol monometil eter dapat menyebabkan gangguan reproduksi; debu atau uap dari proses dapat memicu alergi atau asma.
4. Risiko Jangka Panjang: Paparan kumulatif meningkatkan risiko kanker, gangguan neurologis, dan masalah reproduksi bagi pekerja.

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

X.1 Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan merupakan susunan hubungan kerja antara pimpinan dan karyawan dalam suatu perusahaan. Struktur organisasi yang baik akan mendukung kelancaran operasional pabrik, memperjelas tugas dan tanggung jawab setiap bagian, serta meningkatkan efisiensi dan efektivitas kerja. Pada prarancangan pabrik propilen glikol ini, struktur organisasi dirancang secara sederhana namun mampu mengakomodasi seluruh kegiatan operasional pabrik.

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri *Propilen Glikol*
- Lokasi Perusahaan : Gresik
- Status Perusahaan : Swasta
- Kapasitas : 31.000 ton/tahun

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

1. Tanggung jawab pemilik yang terbatas, bentuk perusahaan ini memberikan batasan tanggung jawab kepada pemilik atau pemegang saham hanya sebesar modal yang ditanamkan, sehingga risiko kerugian tidak berdampak langsung pada harta pribadi.
2. Kemudahan dalam pengumpulan modal, bentuk perusahaan ini memungkinkan pengumpulan modal dalam jumlah besar melalui penyertaan saham, sehingga mendukung pendirian dan pengembangan pabrik propilen glikol yang memerlukan investasi relatif besar
3. Kontinuitas usaha yang terjamin, keberlangsungan perusahaan tidak bergantung pada satu individu tertentu, sehingga kegiatan operasional pabrik dapat berjalan secara berkesinambungan meskipun terjadi perubahan kepemilikan atau manajemen.
4. Pengelolaan perusahaan yang profesional, struktur organisasi yang jelas memungkinkan pengelolaan perusahaan dilakukan secara profesional oleh

tenaga ahli di bidangnya, sehingga operasional pabrik dapat berlangsung secara efektif dan efisien.

5. Kemudahan pengembangan usaha di masa depan, bentuk perusahaan ini memberikan fleksibilitas dalam melakukan ekspansi kapasitas produksi maupun penambahan unit proses tanpa memerlukan perubahan bentuk badan usaha.
6. Kredibilitas dan kepercayaan pihak luar, bentuk perusahaan ini memiliki tingkat kepercayaan yang lebih tinggi dari pihak perbankan, investor, dan mitra usaha, sehingga memudahkan kerja sama dan pendanaan.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) meliputi: badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, memiliki kekayaan yang terpisah dari kekayaan para pendiri, tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah saham yang dimiliki, serta adanya pemisahan fungsi antara pemegang saham dan pengurus atau direksi, serta adanya Dewan Komisaris sebagai pengawas.

X.2 Struktur Organisasi

Berdirinya sebuah perusahaan tentu saja memiliki struktur atau organisasi perusahaan yang baik dan sesuai dengan mekanisme manajemen yang berlaku agar memiliki sebuah pembagian tugas maupun wewenang yang baik di dalam menjalankan sebuah perusahaan. Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan yaitu struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain :

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperlukan struktur organisasi yang baik yaitu sistem *Line and Staff*. Keunggulan dari sistem ini yakni garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Selain itu kebaikan dalam pembagian

tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional adalah seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang- orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Ada 2 orang kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf, yaitu :

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melakukan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

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

Sementara Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di

bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

X.3 Tugas dan Wewenang

X.3.1 Pemegang Saham

Pemegang Saham merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

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

X.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
b) Mengawasi tugas-tugas direksi
c) Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

X.3.3 Direktur

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum. Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

a) Melaksanakan policy dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan.
b) Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
c) Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
d) Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Sementara tugas-tugas Direktur Produksi meliputi :

a) Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
b) Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerja kepada kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

X.3.4 Staf Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. *Staf* Ahli bertanggung jawab kepada Direktur

Utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing. Tugas dan wewenang *Staf* Ahli :

a) Memberi nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
b) Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
c) Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

X.3.5 Penelitian dan Pengembangan (R&D)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

Litbang membawahi dua departemen diantaranya :

a) Departemen Penelitian
b) Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenang Litbang :

a) Mempertinggi mutu suatu produk
b) Memperbaiki proses dari pabrik / perencanaan alat untuk pengembangan produksi
c) Mempertinggi efisiensi kerja

X.3.6 Kepala Bagian

1) Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi:

a. Seksi Proses Tugas Seksi Proses meliputi :

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

b. Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa produk
- Menjaga kualitas buangan pabrik

2) Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala bagian Teknik meliputi:

- Tugas kepala bagian teknik adalah bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

a. Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

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

b. Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, steam, dan tenaga listrik.

3) Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas kepala bagian pembelian dan pemasaran antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

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

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

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

4) Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum

Tugas kepala bagian administrasi, keuangan dan umum antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

a. Seksi Administrasi dan Keuangan Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan adalah Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Personalia Tugas 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 dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

c. Seksi Humas Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

d. Seksi Keamanan Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.

X.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Propilen Glikol direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu 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 :

X.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, Staf ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi bagian administrasi. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam kerja :

a. Hari Senin – Jumat : Pukul 08.00 – 17.00

Jam Istirahat :

a. Hari Senin – Kamis : Pukul 12.00 – 13.00
b. Hari Jum'at : Pukul 11.30 – 13.00

X.4.2 Karyawan Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan bagian-bagian keamanan. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

1. Karyawan Operasi
   a. *Shift* pagi : Pukul 08.00 – 16.00
   b. *Shift* siang : Pukul 16.00 – 00.00
   c. *Shift* malam : Pukul 00.00 – 08.00
2. Karyawan Keamanan (*Security*)
   a. *Shift* pagi : Pukul 07.00 – 15.00
   b. *Shift* siang : Pukul 15.00 – 23.00

c. *Shift* malam : Pukul 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 Karyawan Masing-Masing Regu

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

Keterangan :

P = *Shift* pagi

S = *Shift* siang

M = *Shift* malam

L = Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir para karyawan dalam perusahaan. Terdapat 3 jenis karyawan diantaranya:

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.

X.5 Sistem Kepegawaian

X.5.1 Penggolongan Jabatan

Tenaga kerja pada pabrik propilen glikol dikelompokkan berdasarkan fungsi dan tanggung jawab masing-masing jabatan. Penggolongan jabatan ini bertujuan untuk mendukung kelancaran operasional pabrik serta menciptakan struktur organisasi yang efektif dan terkoordinasi dengan baik.

Tabel 10.2 Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Keterangan
1.	Dewan Komisaris	S-1 Teknik (Umum)
2.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
3.	Direktur Utama	S-2 Teknik Kimia
4.	Direktur Produksi dan Teknik	S-2 Teknik Kimia
5.	Direktur Keuangan dan Umum	S-2 Ekonomi
6.	*Plant Manager*	S-1 Teknik Kimia
7.	*Office Manager*	S-1 Ilmu Administrasi
8.	Kepala Bagian Produksi	S-1 Teknik Kimia/Industri
9.	Kepala Bagian Teknik	S-1 Teknik Mesin/Elektro
10.	Kepala Bagian Pemasaran	S-1 Ekonomi
11.	Kepala Bagian Keuangan	S-1 Ekonomi
12.	Kepala Bagian Proses	S-1 Teknik Kimia
13.	Kepala Seksi Laboratorium	S-1 MIPA Kimia
14.	Kepala Seksi K3	S-1 Teknik (Umum)
15.	Kepala Seksi Utilitas	S-1 Teknik Kimia
16.	Kepala Pemeliharaan Pabrik	S-1 Teknik Mesin
17.	Kepala Seksi Penjualan	S-1 Ekonomi
18.	Kepala Seksi Pembelian	S-1 Ekonomi
19.	Kepala Seksi Pembukuan	S-1 Ekonomi
20.	Kepala Seksi Keuangan	S-1 Ekonomi
21.	Kepala Seksi Personalia	S-1 Umum

No.	Jabatan	Keterangan
22.	Kepala Seksi Humas	S-1 Hukum
23.	Kepala Keamanan	SLTA Sederajat
24.	Karyawan Proses dan Utilitas	SLTA Sederajat
25.	Karyawan K3	SLTA Sederajat
26.	Karyawan Laboratorium	SMK Analis
27.	Karyawan Pemeliharaan	SLTA Sederajat
28.	Karyawan Personalia	SLTA Sederajat
29.	Karyawan Keuangan	SLTA Sederajat
30.	Karyawan Pembukuan	SLTA Sederajat
31.	Karyawan Humas	SLTA Sederajat
32.	Karyawan Bagian Penjualan	SLTA Sederajat
33.	Keamanan	SLTA Sederajat
34.	Dokter	Profesi Kedokteran
35	Perawat	D-3 Keperawatan
36.	Sopir	SLTA Sederajat
37.	Petugas Kebersihan	SLTA Sederajat

X.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Perincian jumlah karyawan, golongan serta gaji dapat dilihat pada Tabel X.3. berikut :

Tabel 10.3 Penggajian Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji perbulan (Rp/orang)	Jumlah Gaji
1.	Dewan Komisaris	2	Rp 50.000.000,-	Rp 100.000.000,-
2.	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000,-	Rp 35.000.000,-
3.	Sekretaris	2	Rp 8.000.000,-	Rp 16.000.000,-
4.	Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp 30.000.000,-	Rp 30.000.000,-

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji perbulan (Rp/orang)	Jumlah Gaji
5.	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000,-	Rp 30.000.000,-
6.	*Plant Manager*	1	Rp 18.000.000,-	Rp 18.000.000,-
7.	*Office Manager*	1	Rp 18.000.000,-	Rp 18.000.000,-
8.	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 15.000.000,-	Rp 15.000.000,-
9.	Kepala Bagian Teknik	1	Rp 15.000.000,-	Rp 15.000.000,-
10.	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 15.000.000,-	Rp 15.000.000,-
11.	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 15.000.000,-	Rp 15.000.000,-
12.	Kepala Bagian Proses	1	Rp 15.000.000,-	Rp 15.000.000,-
13.	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
14.	Kepala Seksi K3	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
15.	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
16.	Kepala Pemeliharaan Pabrik	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
17.	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
18.	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
19.	Kepala Seksi Pembukuan	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
20.	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
21.	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
22.	Kepala Seksi Humas	1	Rp 13.000.000,-	Rp 13.000.000,-
23.	Kepala Keamanan	1	Rp 4.000.000,-	Rp 4.000.000,-
24.	Karyawan Proses dan Utilitas	25	Rp 5.500.000,-	Rp 137.500.000,-
25.	Karyawan K3	5	Rp 5.500.000,-	Rp 27.500.000,-
26.	Karyawan Laboratorium	10	Rp 5.500.000,-	Rp 55.000.000,-
27.	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-
28.	Karyawan Personalia	5	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-
29.	Karyawan Keuangan	5	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-
30.	Karyawan Pembukuan	5	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-
31.	Karyawan Humas	2	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-
32.	Karyawan Bagian Penjualan	2	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji perbulan (Rp/orang)	Jumlah Gaji
33.	Keamanan	8	Rp 3.500.000,-	Rp 28.000.000,-
34.	Dokter	2	Rp 13.000.000,-	Rp 26.000.000,-
35.	Perawat	5	Rp 5.000.000,-	Rp 25.000.000,-
36.	Sopir	4	Rp 4.000.000,-	Rp 16.000.000,-
37.	Petugas Kebersihan	8	Rp 3.500.000,-	Rp 28.000.000,-
Total		116		Rp919.000.000,-

X.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan
   a. Tunjangan tetap

      Pembayaran yang dilakukan secara reguler terkait dengan tugas yang dialokasikan secara tetap kepada pegawai dan keluarganya, serta dibayarkan dalam jangka waktu yang sama, meliputi gaji pokok, termasuk Tunjangan Istri, Tunjangan Anak, Tunjangan Perumahan, Tunjangan Kenaikan Harga, Tunjangan Wilayah dan lain-lain. Tunjangan Makan dan Tunjangan Transportasi dapat dianggap sebagai komponen dari tunjangan tetap jika pemberian tunjangan tersebut tidak ditentukan oleh kehadiran, dan diterima secara terus-menerus oleh pegawai berdasarkan periode waktu, baik harian maupun bulanan.

   b. Tunjangan tidak tetap

      Sebuah pembayaran yang dilakukan secara langsung atau tidak terhubung dengan karyawan, yang diberikan secara tidak tetap kepada pekerja dan keluarganya serta dibayarkan berdasarkan waktu yang berbeda dari waktu pembayaran gaji pokok, seperti Tunjangan Transport yang bergantung pada kehadiran, Tunjangan Makan dapat dianggap sebagai tunjangan tidak tetap jika tunjangan

tersebut diberikan berdasarkan kehadiran (pemberian tunjangan biasa dalam bentuk uang atau fasilitas makanan).

2. BPJS

Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS) berfungsi sebagai perlindungan fundamental untuk memenuhi kebutuhan dasar bagi tenaga kerja beserta keluarganya, dengan memberikan jaminan terhadap kestabilan pendapatan keluarga sebagai pengganti sebagian atau seluruh pendapatan yang hilang akibat risiko sosial maupun risiko kerja.

Berdasarkan Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2004 mengenai Sistem Jaminan Sosial Nasional serta Undang-Undang Nomor 24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, termasuk peraturan pelaksanaannya, perusahaan wajib mendaftarkan setiap karyawannya dalam program Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS) yang mencakup: Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JK), Jaminan Hari Tua (JHT), dan Jaminan Pensiun (JP).

3. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

4. Cuti

   a. Undang-undang Ketenagakerjaan Nomor 13 Tahun 2003 mengatur ketentuan yang berkaitan dengan cuti, yang mencakup pedoman mengenai jatah cuti tahunan untuk karyawan swasta, cuti karena sakit, cuti besar, cuti bersama, cuti untuk ibu hamil, dan cuti untuk kebutuhan mendesak.

   b. Pada Pasal 79 Ayat 2 (c) dinyatakan bahwa cuti tahunan akan diberikan kepada karyawan yang telah menjalani pekerjaan selama 12 bulan tanpa henti. Durasi minimum untuk cuti tahunan adalah 12 hari kerja.

c. Mengenai cuti sakit, karyawan yang tidak mampu menjalankan tugasnya diperbolehkan untuk mengambil istirahat sesuai dengan jumlah hari yang dianjurkan oleh dokter. Sebaiknya, perempuan yang mengalami gangguan kesehatan saat menstruasi juga diizinkan untuk cuti pada hari pertama dan kedua. Hal ini diatur dalam Pasal 93 Ayat 2 dan Pasal 81.
d. Cuti besar akan diberikan kepada karyawan yang telah bekerja selama beberapa tahun, menurut ketentuan di Pasal 79 Ayat 2 (d).
e. Cuti bersama akan dialokasikan kepada semua karyawan sesuai dengan Surat Edaran Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Nomor SE.302/MEN/SJ-HK/XII/2010 tahun 2010 mengenai Pelaksanaan Cuti Bersama. Secara umum, cuti bersama dijadwalkan menjelang hari raya keagamaan atau perayaan nasional yang besar.
f. Dalam Pasal 82, dinyatakan bahwa karyawan perempuan berhak mendapatkan istirahat selama 1,5 bulan sebelum dan 1,5 bulan setelah melahirkan berdasarkan penilaian dokter kandungan atau bidan.
g. Sedangkan dalam Pasal 93 Ayat 2 dan 4, tertera mengenai hak cuti untuk alasan penting.

5. Pengobatan

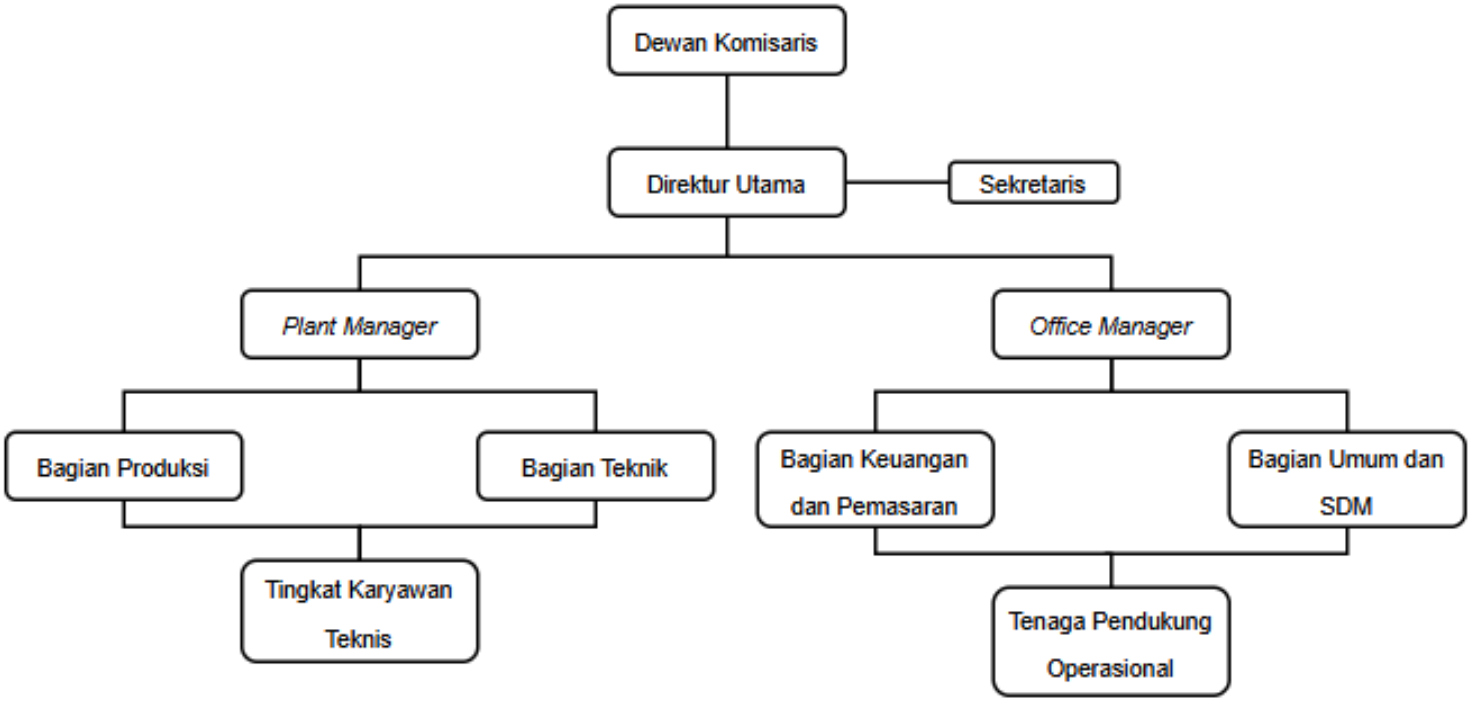
Pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
b. Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

6. Insentif atau bonus

Merupakan bagian dari upah, melainkan pembayaran yang diterima pekerja dari hasil keuntungan perusahaan atau karena pekerja menghasilkan hasil kerja lebih besar dari target produksi yang normal atau karena peningkatan produktivitas, besarnya pembagian bonus diatur berdasarkan kesepakatan.

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG



Gambar 10.1 Struktur Organisasi

BAB XI EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang akan menguntungkan atau tidak. Dari segi ekonomi, suatu pabrik dikatakan sehat jika dapat memenuhi kewajiban finansial kedalam dan keluar serta dapat mendatangkan keuntungan yang layak bagi perusahaan dan pemiliknya. Kewajiban finansial kedalam ini terdiri dari berbagai macam beban pembiayaan operasi seperti bahan baku, bahan penunjang peralatan, gaji/upah karyawan, penyediaan piutang dagang. Sedangkan kewajiban finansial keluar terutama terdiri dari pembayaran pinjaman bank serta bunganya.

Analisa ekonomi bertujuan untuk menganalisa dan melihat apakah pabrik Propilen Glikol ini layak berdiri atau tidak. Dalam analisa ekonomi ini dihitung harga peralatan yang digunakan, harga bahan, harga jual produk utama ataupun produk samping, jumlah tenaga kerja beserta jumlah gaji. Untuk itu pada perancangan Pabrik Propilen Glikol ini dibuat evaluasi atau penilaian yang ditinjau dengan metode :

a. *Percent Return on Investment* (ROI)
b. *Pay Out Time* (POT)
c. *Break Even Point* (BEP)
d. *Shut Down Point* (SDP)
e. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR)

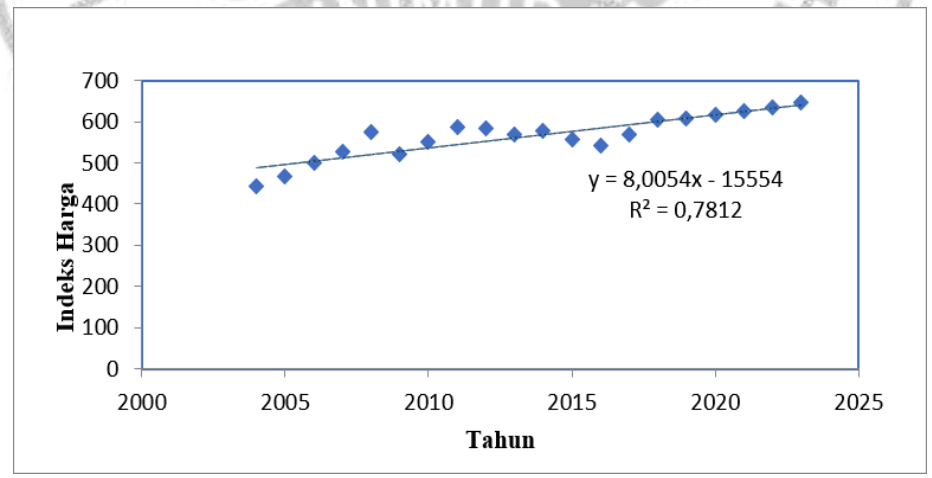
XI.1 Dasar Perhitungan

Direncanakan pabrik Propilen Glikol berdiri pada tahun 2029 dengan asumsi masa konstruksi selama 2 tahun. Harga alat-alat dapat berubah setiap tahunnya tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada saat sekarang berdasarkan literatur menggunakan "*Chemical Engineering Plant Cost Index*" . Di bawah ini adalah data *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) untuk tahun 2004-2023.

Tabel 11.1 Data indeks harga tahun 2004-2023

No	Tahun	Indeks Harga	No	Tahun	Indeks Harga
1	2004	444,2	11	2014	576,1
2	2005	468,2	12	2015	556,8
3	2006	499,6	13	2016	541,7
4	2007	525,4	14	2017	567,5
5	2008	575,4	15	2018	603,1
6	2009	521,4	16	2019	607,2
7	2010	550,9	17	2020	616,6
8	2011	585,7	18	2021	626,1
9	2012	584,6	19	2022	635,5
10	2013	567,3	20	2023	644,9

(Sumber : www.matche.com)



Gambar 11.2 Grafik Indeks Harga Terhadap Perubahan Tahun

Berdasarkan grafik yang ditunjukkan pada Gambar XI.1 di atas, didapatkan hubungan regresi linier antara tahun dan indeks harga dari data tahun 2004 sampai tahun 2023. Dari persamaan regresi linier didapat:

y = 8,0054 x - 15554

dimana : y = indeks harga

x = tahun

Tahun Indeks

2029 = 688,96

2014 = 568,88

Sementara untuk perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus sebagai berikut :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries & Newton,1955)

Keterangan :

Ex : harga alat pada tahun pembelian

Ey : harga alat pada tahun referensi

Nx : indeks harga untuk tahun pembelian

Ny : indeks alat pada tahun referensi

A. Alat Proses

Tabel 11.2 Harga Alat Proses

No	Kode	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga 2014 ($)	Harga 2027 ($)	Total Harga ($)
1	TP-01	Tempat Penyimpanan	1	30.000,00	36.332,54	36.332,54
2	TP-02	Tempat Penyimpanan	1	30.000,00	36.332,54	36.332,54
3	TP-03	Tempat Penyimpanan	1	30.000,00	36.332,54	36.332,54
4	R-01	Reaktor	1	100.000,00	121.108,48	121.108,48

No	Kode	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga 2014 ($)	Harga 2027 ($)	Total Harga ($)
5	N-01	Netralizer	1	50.000,00	60.554,24	60.554,24
6	DK-01	Dekanter	1	25.000,00	30.277,12	30.277,12
7	MD-01	Menara Distilasi	1	200.000,00	242.216,96	242.216,96
8	EV-01	Evaporator	1	75.000,00	90.831,36	90.831,36
9	CL-01	Cooler	1	18.000,00	21.799,53	21.799,53
10	HE-01	Heater	1	24.000,00	29.066,04	29.066,04
11	HE-02	Heater	1	14.000,00	16.955,19	16.955,19
12	CD-01	Kondensor	1	21.000,00	25.432,78	25.432,78
13	CD-02	Kondensor	1	19.000,00	23.010,61	23.010,61
14	P	Pompa Proses	16	6.000,00	7.266,51	116.264,14
15	RE-01	Reboiler	1	30.000,00	36.332,54	36.332,54
16	ACC-01	Accumulator	1	14.000,00	16.955,19	16.955,19
Total			**31**	**686.000,00**	**830.804,18**	**939.801,82**

(Sumber : www.matche.com)

Harga = $\frac{\text{Indeks tahun 2027}}{\text{Indeks tahun 2025}}$ x harga tahun 2025

= 672,9458

Sehingga total harga peralatan proses = $ 939.801,82

Tabel 11.3 Total *Purchased Equipment Cost* (PEC)

Purchased Equipment Cost	**Biaya $**
Harga alat/*Equipment Cost* (EC)	939.801,815
Biaya pengangkutan sampai pelabuhan (15%EC)	140.970,272
Asuransi pengangkutan(0,5-0,75%EC)(diambil 0,50%)	4.699,009

Provisi Bank (0,2 - 0,5% EC, diambil 0,2% EC)	1.879,604
EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)(1%EC)	9.398,018
Pajak Bea Masuk Barang (20%EC)	187.960,363
Total	**1.284.709,082**

A. Instalasi

(Aris & Newton,hal 77)

Biaya Instalasi besarnya 43% dari PES, terdiri dari:

Material	=	11% PEC	= $ 141.318,00
Labor	=	32%	= $ 411.106,91
Labor	=	tenaga Asing	= -
		tenaga Indonesia	= 100%
Indonesia	=	0,00	
1 *man hour* asing	=	$ -	
1 *man hour* Indonesia	=	$ 1,2	
Jumlah *man hour*	=	$ 411.106,91	
Tenaga asing	=	-	
Tenaga Indonesia	=	Rp. 493.328	
Total Biaya Instalasi		**= $ 141.317,999**	
		= Rp 2.352.520.728,97	

B. Pemipaan

(Aris & Newton,hal 78)

Biaya pemipaan untuk fluid-fluid adalah 57% dari PEC, terdiri dari:

Material	=	36% PEC	= $ 462.495,27
Labor	=	21% PEC	= $ 269.788,91
Labor	=	Tenaga Asing	= -
Labor	=	Tenaga Indonesia	= 100%
Asing : Indonesia	=	0 : 3	
1 *man hour* asing	=	-	
1 *man hour* Indonesia	=	$ 1,20	

Jumlah *man hour*	=	$ 192.706,36	
Tenaga asing	=	-	
Tenaga Indonesia	=	$ 231.247,63	
Total Biaya Pemipaan	**=**	**$ 462.495,63**	
	=	**Rp. 7.699.158.749,37**	

C. Instrumentasi

(Aris & Newton, hal 97)

Biaya instrumentasi besarnya 30% dari PEC, terdiri dari:

Material	=	24% PEC	= $ 308.330,18
Labor	=	6% PEC	= $ 77.082,54
Labor	=	Tenaga Asing	= -
	=	Tenaga Indonesia	= 100%
Asing : Indonesia	=	0 : 3	
1 *man hour* asing	=	$ -	
1 *man hour* Indonesia	=	$ 1,2	
Jumlah *man hour*	=	$ 77.082,54	
Tenaga Asing	=	$ -	
Tenaga Indonesia	=	Rp. 92.499	
Total Biaya Instrumentasi	**=**	**$ 308.330,18**	
	=	**Rp. 5.132.772.499,58**	

D. Insulasi

(Aris & Newton, hal 98)

Biaya insulasi besarnya 8% dari PEC, terdiri dari:

Material	=	3%PEC	=	$ 35.541,27
Labor	=	5%PEC	=	$ 64.235,45

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia

Total Biaya Insulasi	**=**	**$ 102.776,73**

E. Listrik

(Aris & Newton, hal 102)

Biaya listrik 10-15% (diambil 10%) dari PEC, terdiri dari:

Instalasi	=	10%PEC	=	$ 128.470,91

Tabel 11.4 Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga 2014 ($)	Harga 2025 ($)	Total Harga ($)
1	Pipa casing baja	1	75,00	90,83	90,83
2	Pompa sumur	1	1.700,00	2.058,84	2.058,84
3	pipa distribusi	1	35,00	42,39	42,39
4	*check valve*	1	170,00	205,88	205,88
5	*Raw Water Storage Tank*	1	5.000,00	6.055,42	6.055,42
6	Bak Aerasi	1	3.500,00	4.238,80	4.238,80
7	Blower	1	2.000,00	2.422,17	2.422,17
8	*Diffuser*	1	30,00	36,33	36,33
9	*Centrifugal Pump*	1	1.500,00	1.816,63	1.816,63
10	*Sand Filter*	1	2.500,00	3.027,71	3.027,71
11	*Carbon Filter*	1	3.000,00	3.633,25	3.633,25
12	*Water Softener*	1	3.500,00	4.238,80	4.238,80
13	*Clean Water Tank*	1	5.000,00	6.055,42	6.055,42
14	Pompa Distribusi	1	1.500,00	1.816,63	1.816,63
Total		14	29.510,00	35.739,11	35.739,11

Biaya instalasi yaitu 11 + 32 : 33 dari PEC 423.954,00

Total harga utilitas = $ 459.693,11

Tabel 11.5 Tanah dan Bangunan

No	Nama Bangunan	Luas (m^2)
1	Pos keamanan	30
2	Taman	500
3	Parkir	80
4	Pemadam kebakaran	60
5	Bengkel	70
6	Kantor	400
7	Laboratorium	150
8	Poliklinik	60

No	Nama Bangunan	Luas (m^2)
9	Tempat Ibadah	50
10	Area mess	500
11	Ruang kontrol	200
12	Ruang proses	2.000
13	Unit pengolahan air	1.000
14	Unit pengolahan listrik	500
15	Unit pengolahan boiler	500
16	Gedung bahan baku	150
17	Gudang produk	150
18	Gudang katalis	50
19	Area perluasan	2.500
Total		**8.950**

Luas tanah = 8950 m^2
Luas Bangunan bertingkat = 600 m^2
Luas Bangunan Biasa = 8350 m^2
Harga Tanah = Rp 4.000.000 per m^2
Harga Bangunan Biasa = Rp 3.500.000 per m^2
Harga Bangunan Bertingkat = Rp 3.500.000 per m^2
Total Harga Tanah = Rp 35.800.000.000
Total Harga Bangunan Biasa = Rp 2.100.000.000
Total Harga Bangunan Bertingkat = Rp 29.225.000.000
Harga Tanah dan Bangunan = Rp 67.125.000.000
Dalam US $ = $ 4.032.258,06

F. *Physical Plant Cost* (PPC)

Tabel 11.6 *Physical Plant Cost* (PPC)

Physical Plant Cost **(PPC)**	**US $**	**Rp**
PEC	1.284.709,08	21.386.552.081,59

***Physical Plant Cost* (PPC)**	**US $**	**Rp**
Instalasi	141.318,00	2.352.520.728,97
Pemipaan	462.495,27	7.699.158.749,37
Instrumentasi	308.330,18	5.132.772.499,58
Insulasi	102.776,73	1.710.924.166,53
Listrik	128.470,91	2.138.655.208,160
Tanah dan Bangunan	4.032.258,06	67.125.000.000,00
Utilitas	459.693,11	7.652.511.198,54
Total	**6.920.051,34**	**115.198.094.632,74**

Engineering and Construction (Aris &Newton,hal 4)

20% dari PPC = $ 1.384.010,27

Direct Plant Cost (DPC)

DPC = PPC + *Engineering and Construction*

= $ 6.920.051,34 + $ 1.384.010,27

= $ 8.304.061,61

Contractors Fee (Aris & Newton,hal 4)

Besarnya 4-10% dari DPC, diambil 10%

10% dari DPC = $ 830.406,16

Contingency (Aris&Newton,hal 4)

25% dari DPC = $ 2.076.015,40

Environmental Cost (10 - 30% dari EC/harga beli alat)

15% dari EC = $ 140.970,27

Plant Start up Cost Investment (FCI)

Besarnya 5-10% dari PEC

7% dari PEC = $ 89.929,64

Tabel 11.7 *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment	**US $**	**Rp**
DPC	8.304.061,61	138.237.713.559,28
Contractors Fee	830.406,16	13.823.771.355,93
Contingency	2.076.015,40	34.599.428.389,82
Environmental Cost	140.6970,27	2.346.732.123,07
Plan Start Up	89.929,64	1.497.058.645,71
Total	**11.441.383,08**	**190.464.704.073,82**

XI.2 Biaya Produksi Per Tahun *(Manufacturing Cost)*

Pabrik ini beroperasi selama 24 jam dan 330 hari dalam setahun.

A. Biaya Produksi Langsung *(Direct Manufacturing Cost)*

Bahan Baku

Tabel 11.8 Biaya Bahan Baku Per Tahun

No	**Komponen**	**Kebutuhan (kg/tahun)**	**Kebutuhan**	**Harga ($/kg)**	**Harga/tahun ($)**
1	C_3H_6O	23.894.473,68	23.894,47	1,18	28.195,48
2	H_2SO_4	40.593.684,21	40.593,68	0,42	17.049,35
3	NaOH	36.178.480,80	36,178,48	0,56	20.259,95
Total					65.504,78

Gaji Karyawan

Untuk kebutuhan operator tiap alat ditentukan berdasarkan tabel 6-2 Ulrich dan tabel 35 Aries & Newton.

Tabel 11.9 Keperluan Pekerja Untuk Alat Proses dan Utilitas

Alat Proses	**Jumlah**	**Operator Unit/shift**	**Shift**
Reaktor	1	0,5	0,5
Netralizer	1	0,5	0,5
Dekanter	1	0,5	0,5
Menara Distilasi	1	0,5	0,5
Evaporator	1	0,5	0,5
Alat Utilitas	**Jumlah**	**Operator Unit/shift**	**Shift**
Boiler	1	1	1
Cooling water	1	1	1
Generator	1	0,5	0,5
Water treatment plant	1	2	2
Clarifier	1	0,2	0,2
Waste water treatment plant	1	2	2
Total			**9,2**

Jumlah operator/shift = 10 orang/shift
Jumlah shift = 4 shift
Jumlah operator = 25 orang

Tabel 11.10 Gaji Karyawan

Jabatan	**Jumlah Orang**	**Gaji (Rp/orang)**	**Jumlah Gaji (Rp)**
Dewan Komisaris	2	50.000.000	100.000.000
Dewan Direksi	2	30.000.000	60.000.000
Direksi Utama	1	35.000.000	35.000.000
Kepala Divisi	5	15.000.000	75.000.000

Jabatan	Jumlah Orang	Gaji (Rp/orang)	Jumlah Gaji (Rp)
Manajer	2	18.000.000	36.000.000
Kepala Seksi	10	13.000.000	130.000.000
Sekretaris	2	8.000.000	16.000.000
Dokter	2	13.000.000	26.000.000
Perawat	5	5.000.000	25.000.000
Karyawan Proses, dll	40	5.500.000	220.000.000
Karyawan	24	5.000.000	120.000.000
Sopir	4	4.000.000	16.000.000
Cleaning Service	8	3.500.000	28.000.000
Kepala Keamanan	1	4.000.000	4.000.000
Keamanan	8	3.500.000	28.000.000
Total	**116**	**205.000.000**	**919.000.000**

Total labor *cost* = Rp 944.000.000,00

= $ 662.461,70 (1 tahun)

Total labor *cost* per tahun = Rp 11.328.000.000,00

= $ 680.482,97

Supervisor (Aris & Newton, hal 163)

10% dari labor *cost* = $ 68.048,30

Maintenance (Aris & Newton,hal 164)

Besarnya 2-10% (diambil 8%) dari FCI

10% FCI = $ 1.144.138,31

Rp 19.046.470.407,38

Plant Supplies (Aris& Newton hal 164)

15% *Maintenance* = $ 171.620,75

Rp 2.856.970.561,11

Royalties and patents (Aris & Newton, hal 168)

Besarnya 1-5% (diambil 5%) dari total biaya produk / total pembelian bahan.

Total pembelian bahan = $ 65.504,78

Royalties and patents 5% *sale prices* = $ 3.275,24

Perkiraan penjualan produksi pada tahun pertama langsung 100%.

Kapasitas = 31.000 ton/tahun = 31.000.000 kg/tahun

Harga jual (PG) = 2,55 $/kg (Sumber: Trading Economic)

Penjualan = 79.050.000 $/tahun

Harga jual (Na2SO4)= 0,18 $/kg (Sumber: Trading Economic)

Penjualan = 455.689,36 $/tahun

Jadi Total dari Penjualan Produk Propilen Glikol dan Produk Samping (Na2SO4) **= 79.050.000 + 455.689,36 = 79.505.689,36 $/tahun**

Tabel 11.11 Biaya Utilitas

No	Komponen	Kebutuhan (kg/tahun)	Kebutuhan	Harga ($/kg)	Harga/tahun ($)
1	Pasir silika	11.200	11,2	0,06	672
2	Karbon aktif	8.335	8,335	2,1	17.503,5
3	Resin kation	1000	1	97,5	97.500
4	NaOH	326,779	0,3267792	3,60	1.176,405
Total					**116.851,9**

Total kebutuhan Utilitas = $ 162.415,90

Rp 2.703.737.548,56

Tabel 11.12 Biaya Produksi Langsung

Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)	**US $**	**Rp**
Bahan Baku	65.504,78	1.090.457.998,72
Labor	662.461,70	11.028.000.000,00
Supervisor	147.774,37	2.460.000.000,00
Maintenance	1.144.138,31	19.046.470.407,38
Plant Supplies	171.620,75	2.856.970.561,11
Royalties and Patents	3.275,24	54.522.899,94
Utilitas	162.415,90	2.703.737.548,56
Total	**2.357.191,05**	**39.240.159.415,71**

B. Biaya Produksi Tak Langsung *(Indirect Manufacturing Cost)*

Payroll overhead (Aries & Newton, hal 173)

Besarnya 15-20% dari gaji karyawan diambil

25% gaji karyawan = $ 24.779,24

Rp 412.500.000,00

Laboratorium (Aries & Newton, hal 174)

Besarnya 10-20% dari gaji karyawan, diambil

25% gaji karyawan = $ 165.615,43

Rp 2.757.000.000,00

Plant Overhead (Aris & Newton,hal 174)

Besarnya 50-100% dari gaji karyawan,diambil

100% gaji karyawan = $ 662.461,70

Rp 11.028.000.000,00

Packaging and Shipping (Aris & Newton, hal 177)

Besarnya 10% dari *sales price* (Penjualan)

1% *Sales price* = $ 795.056,89

Rp 13.235.312.107.29

Tabel 11.13 Biaya Produksi Tak Langsung

Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)	**US $**	**Rp**
Payroll overhead	24.779,24	412.500.000
Laboratorium	165.615,43	2.757.000.000
Plant Overhead	662.461,70	11.028.000.000
Packaging and Shipping	795.056,89	13.235.312.107.29
Total	**1.647.913,26**	**27.432.812.107,29**

C. Biaya Produksi Tetap *(Fixed Manufacturing Cost)*

Depresiasi (Aries & Newton, hal 180)

Besarnya 8-10% dari FCI diambil

5% FCI = $ 572.069,15

Property Tax (Aries & Newton, hal 181)

Besarnya 1-2% dari FCI diambil

1% FCI = $ 114.413,83

Asuransi (Aries & Newton, hal 182)

Besarnya 1% dari FCI diambil

1% FCI = $ 114.413,83

Tabel 11.14 Biaya Produksi Tetap

Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)	**US $**	**Rp**
Depresiasi	572.069,15	9.523.235.203,69
Property Tax	114.413,83	1.904.647.040,74
Asuransi	114.413,83	1.904.647.040,774
Total	**800.896,82**	**13.332.529.285,17**

Manufacturing Cost (MC)

Tabel 11.15 Biaya Produksi Per Tahun

Modal Kerja (*Working Capital*)	**US $**	**Rp**
DMC	2.357.191,05	39.240.159.415,71
IMC	1.647.913,26	27.432.812.107,29
FMC	800.896,82	13.332.529.285,17
Total	**4..806.001,13**	**80.005.500.508.17**

Working Capital

1. Kebutuhan bahan baku (Aris & Newton, hal 12)

   Biaya kebutuhan bahan baku selama 1 bulan (30 hari) adalah:

   Biaya = 30/330 x Biaya bahan baku selama setahun

   = $ 5.924,98

   = Rp 99.132.545,34

2. *In-process Inventory* (A & N, hal 12)

   50 % MC = $ 2.403.000,56

   = Rp 40.002.750.404,08

3. *Product Inventory* (Aris & Newton, hal 12)

   lama penyimpanan produk 1 bulan (30 hari) adalah:

   Biaya = 30/330 x MC

   = $ 436.909,19

   = Rp 7.273.227.346,20

4. *Extended Credit* (Aris & Newton, hal 12)

   Cadangan kredit untuk pembeli selama 1 bulan (30 hari) adalah:

   Biaya = 30/330 x *Sales Price*

   = $ 715.092,42

   = Rp 11.904.143.461,18

5. *Available Cash* (Aris & Newton, hal 13)

   lama penyimpanan produk 1 bulan (30 hari) adalah:

Biaya = 30 x MC

330

= $ 436.909,19

= Rp 7.273.227.346,20

Sehingga, *Working Capital* :

Tabel 11.16 Modal Kerja

Working Capital	**Biaya**	
	US $	**Rp**
Kebutuhan Bahan Baku	5.954,98	99.132.545,34
In-Process Inventory	2.403.000,56	40.002.750.404,08
Product Inventory	436.909,19	7.273.227.346,20
Extended Credit	715.092,42	11.904.143.461,18
Available Cash	436.909,19	7.273.227.346,20
Total	**3.997.866,35**	**66.552.481.102,99**

***Total Capital Invesment* (TCI)**

TCI = FCI + WC

TCI = $ 11.441.383,08 + $ 3.997.866,35

TCI = $ 15.439.249,42

= Rp 257.017.185.176,81

Pengeluaran Umum (*General Expense)*

1. Administrasi (Aris & Newton, hal 185)

   = $ 849.474,38

2. Sales Expense (Aris & Newton, hal 186)

   besarnya 3-12% dari sales price atau 5-22% dari MC, diambil 5% MC

   = $ 240.300,06

   Rp 4.000.275.040,41

3. *Research* (Aris & Newton, hal 187)

   besarnya 2-4% dari sales price atau 3,5-8% dari MC, diambil 4% MC

= $ 168.210,04

Rp 2.800.192.528,29

4. *Finance* (Aris & Newton, hal 187)

besarnya 2-4% dari FCI, diambil 2% FCI

= $ 228.827,66

Rp 3.809.294.081,48

Sehingga, *General Expense (GE)*

Tabel 11.16 Pengeluaran Umum

General Expense	**US $**	**Rp**
Administrasi	849.474,380	14.141.200.000,00
Sales expense	240.300,06	4.000.275.040,41
Research	168.210,04	2.800.192.582,29
Finance	228.827,66	3.809.294.081,48
Total	**1.486.812,14**	**24.750.961.650,17**

Maka total *cost*

Tabel 11.17 Total *Cost*

Total *Cost*	**US $**	**Rp**
Manufacturing Cost	4.806.001,13	80.005.500.808,17
General Expense	1.486.812,14	24.750.961.650,17
Total	**5.405.268,34**	**104.756.462.458,34**

D. Analisa Kelayakan

Keuntungan

Harga Jual	=	$ 7.866.016,58
Total *Cost*	=	$ 6.292.813,27
Keuntungan sebelum pajak	=	$ 1.573.203,32
Pajak 30% keuntungan	=	$ 424. 764,90
Keuntungan sesudah pajak	=	$ 1.148.438,42

***Percent Profit on Sales* (POS)**

(Aries & Newton,192)

Sebelum pajak

POS = Pb / s

Dimana:

Pb = Keuntungan sebelum pajak

s = Harga jual

Sehingga:

POS = $ 1.573.203,32 / $ 7.866.016,58

= 20,00%

Sesudah pajak

POS = Pa / s

Dimana:

Pa = Keuntungan sesudah pajak

s = Harga jual

Sehingga:

POS = $ 1.148.438,42 / $ 7.866.016,58

= 14,60%

***Percent Return on Investment* (ROI)**

(Aries & Newton, hal 193)

Sebelum pajak

ROI = P b / FCI x 100

Dimana:

Pb = Keuntungan sebelum pajak

FCI = *Fixed Capital Investment*

Sehingga:

ROI = $ 1.573.203,32 / $ 11.441.383,08

= 13,75%

Sesudah pajak

ROI = P a / FCI x 100

Dimana:

Pa	=	Keuntungan sesudah pajak
FCI	=	*Fixed Capital Investment*

Sehingga:

$$ROI = \frac{\$\ 1.148.438,42}{\$\ 11.441.383,08} = 10,04\%$$

Pay Out Time **(POT)**

Industri *Chemical* Maksimal 5 Tahun

Sebelum pajak

$$POT = \frac{FCI}{Pb + (0,1 \times FCI)} = \frac{11.441.383,076}{1.573.203,32 + 1.144.138,308}$$

= 4,21 tahun

Sesudah pajak

$$POT = \frac{FCI}{Pa + (0,1 \times FCI)} = \frac{114.411.383,076}{1.148.438,42 + 1.144.138,308}$$

= 4,99 tahun

E. *Break Even Point* **(BEP)**

Fixed cost **(Fa)**

Depresiasi	= $ 572.069,15	= Rp	9.523.235.203,69
Property Tax	= $ 114.413,83	= Rp	1.904.647.040,73
Asuransi	= $ 114.413,83	= Rp	1.904.647.040,73
Total	= $ 800.896,81	= Rp	13.332.529.285,16

Variable Cost **(Va)**

Bahan Baku	= $ 65.504,77	= Rp	1.090.457.998,72
Packaging & shipping	= $ 795.056,89	= Rp	13.235.312.107,29
Royalties & Patents	= $ 3.275,23	= Rp	54.522.899,94
Utilitas	= $ 162.415,90	= Rp	2.703.737.548,56
Total	= $ 1.026.252,81	= Rp	17.084.030.554,51

***Regulated Cost* (Ra)**

Gaji Karyawan	= $ 662.461,70	= Rp	11.028.000.000,00
Payroll Overhead	= $ 24.779,24	= Rp	412.500.000,00
Supervisor	= $ 147.774,37	= Rp	2.460.000.000,00
Laboratorium	= $ 165.615,42	= Rp	2.757.000.000,00
General Expense	= $ 1.486.812,14	= Rp	24.750.961.650,17
Maintenance	= $ 1.144.138,30	= Rp	19.046.470.407,38
Plant Supplies	= $ 171.620,74	= Rp	2.856.970.561,11
Total	= $ 3.803.201,94	= Rp	63.311.902.618,66

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3 \times Ra}{s - Va - 0{,}7 \times Ra}$$

= 46,48 % (BEP antara 40-60%)

(Aries & Newton hal 206)

Shutdown Point

$$= \frac{0{,}3 \times Ra}{S - Va - 0{,}7 \times Ra}$$

= 27,31 % (SDP antara 20-30%)

(Aris & Newton, hal 207)

XI.3 Arus Kas *(Cash Flow)*

Dasar Perhitungan:

Modal

a. 60% merupakan modal sendiri
b. 40% merupakan kredit dari bank

Bunga bank = 11,0%

Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun sebesar 10% tiap tahun.

Kapasitas Produksi

Tahun ke-1 = 75%

Tahun ke-2 = 90%

Tahun ke-3, dst = 100%

Pajak Pendapatan = 25%

(UU No.36 Tahun 2008 Pasal 17 Ayat 2a)

Umur pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi 9%

Masa konstruksi 2 tahun

Pencairan uang pinjaman dari bank, dilakukan pada masa konstruksi, dengan acuan :

a. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi tahun 1, dilakukan biaya produksi untuk 3 tahun pertama, pembayaran sebesar 25% dari modal pinjaman.
b. Pada akhir masa konstruksi tahun 0,dibayarkan sisa modal pinjaman.

Tabel 11.18 Biaya Produksi Selama 3 Tahun

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	75%	60.601.690.330,85
2	90%	82.469.824.199,20
3	100%	84.205.227.254,65

Investasi

Kebutuhan investasi dipenuhi dengan cara modal sendiri dan modal pinjaman dari bank.

Modal sendiri Rp 154.210.311.106,09 (60% x TCI)

Modal pinjaman Rp 102.806.874.070,72

Modal sendiri dipergunakan untuk penyediaan modal tetap pada tahun pertama masa konstruksi(-2) dan sisanya untuk memenuhi kebutuhan modal kerja. Sedangkan, untuk modal pinjaman di bank diperlukan untuk menambah kekurangan modal kerja.

Adapun total investasi pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut:

Tabel 11.19 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Tahun Konstruksi	%	Modal Pinjaman		Jumlah (Rp)
		Jumlah(Rp)	Bunga (11%)	
-2	50%	77.105.155.553,04	-	77.105.155.553,04
-1	50%	77.105.155.553,04	-	77.105.155.553,04

0	0%	-	-	-
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi				154.210.311.106,09

Tahun pertama, sedangkan untuk modal pinjaman dari bank akan terpengaruh, karena pembayaran pinjaman dilakukan setelah mulai berproduksi pada tahun pertama, dan bunga bank tetap dihitung pada saat modal dicairkan.

Tabel 11.20 Modal Pinjaman yang Dicairkan

Tahun Konstruksi	%	Modal Pinjaman		Jumlah (Rp)
		Jumlah(Rp)	Inflasi (1,82%)	
-2	100%	154.210.311.106,09	2.806.627.662,13	157.016.938.768,22
-1	0%	-	-	-
0	0%	-	-	-
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi				157.016.938.768,22

Tabel 11.21 Nilai Arus Kas Masing-masing Tahun

Tahun ke-n	Arus Kas	Suku Bunga (DF) 11%	Nilai Sekarang (PV) (Rp)
1	8.831.243.802,529	0,90	7.956.075.497,77
2	9.401.949.444,463	0,81	7.630.833.085,35
3	10.483.456.641,464	0,73	7.665.413.142,48
4	10.791.973.895,379	0,66	7.109.007.477,05
5	11.100.491.149,294	0,59	6.587.601.214,65
6	11.409.009.403,209	0,53	6.099.721.791,64
7	11.717.525.657,124	0,48	5.643.844.787,58
8	12.026.042.911,039	0,43	5.218.418.664,72
9	12.334.560.164,954	0,39	4.821.885.113,29
10	12.643.077.418,869	0,35	4.452.695.630,87

Tahun ke-n	Arus Kas	Suku Bunga (DF) 11%	Nilai Sekarang (PV) (Rp)
Total PV			**63.185.496.405,41**

Nilai arus kas = 63.185.496.405,41
Investasi awal = 257.017.185.176,81
NPV = - 193.831.688.771,40
Ratio = Total PV / Investasi Awal
= 63.185.496.405,41 / 257.017.185.176,81
= 0,25

Tabel 11.22 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Tahun ke-n	Arus Kas	Suku Bunga (DF) 40%	Nilai Sekarang (PV) (Rp)
1	8.831.243.802,53	0,71	6.308.031.287,52
2	18.233.193.246,99	0,51	9.302.649.615,81
3	28.716.649.888,46	0,36	10.465.251.417,08
4	39.508.623.783,83	0,26	10.284.418.935,82
5	50.609.114.933,13	0,19	9.409.9777.043,26
6	62.018.123.336,34	0,13	8.236.646.100,95
7	73.735.648.993,46	0,09	6.994.895.928,46
8	85.761.691.904,50	0,07	5.811.243.250,23
9	98.096.252.069,45	0,05	4.747.883.933,23
10	110.739.329.488,32	0,03	3.828.437.246,67
Total			**66.813.113.579,13**

BAB XII KESIMPULAN

1. Dengan semakin meningkatnya kebutuhan propilen glikol dalam negeri, direncanakan pabrik propilen glikol berkapasitas 31.000 ton/tahun yang akan beroperasi pada tahun 2029 di Gresik, Jawa Timur. Pabrik ini menggunakan bahan baku propilen oksida dari *Dow Chemical Company* Thailand, dan asam sulfat dari PT. Petrokimia Gresik, serta kebutuhan air berasal dari unit utilitas internal, dibangun di atas lahan seluas 8.950 m^2, dioperasikan selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari, serta berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 116 orang.
2. Ditinjau dari segi ekonominya pabrik propilen glikol dinyatakan layak untuk didirikan, dengan berdasarkan analisa ekonomi berikut :

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aris & Newton,1945)
POS sebelum pajak	20,00 %	-
POS setelah pajak	14,60 %	-
ROI sebelum pajak	13,75 %	*Industrial Chemical* ROI setelah pajak 18,23% 11%-44%
ROI setelah pajak	10,04 %	*Industrial Chemical* ROI setelah pajak 18,23% 11%-44%
POT sebelum pajak	4,21 tahun	*Industrial Chemical min 2 th /high risk*
POT sesudah pajak	4,99 tahun	5 *th/low risk*
Break Even Point (BEP)	46,48 %	40 % - 60 %
Shut Down Point (SDP)	27,31 %	20 % - 30 %
Discounted Cash Flow Rate (DCFR)	36 %	

DAFTAR PUSTAKA

Amirullah, R. (2025). Pra rancangan pabrik propilen glikol dari propilen oksida dan air dengan proses hidrasi propilen oksida dengan katalis asam sulfat

Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical engineering cost estimation*. Mc Graw-Hill Book Company.

Asiah, N., David, W., & Widiastuti, T. (2020). *The knowledge transfer of female micro enterprises through community-services university training programs.* Jurnal Pengabdian Pada Masyarakat, *5*(1), 99–108.

Badan Pusat Statistik. (2023). Statistik Indonesia 2023. Badan Pusat Statistik.

Badan Pusat Statistik. (2024). Statistik Indonesia 2024. Badan Pusat Statistik.

Hernandez, A. (2001). *Propylene glycol: Industrial applications and properties*. *Chemical Industry Press*.

Kirk-Othmer. (1949). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. *Interscience Publishers*.

McKetta, J. J. (Ed.). (2002). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* (Vol. 69, Supplement 1). Marcel Dekker.

Molnar, A., Markos, J., & Jelemensky, L. (2003). *Safety Analysis of* CSTR Towards Changes in Operating Conditions. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries,* 16 (5), 373–380.

Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.

Seider, W. D., Seader, J. D., & Lewin, D. R. (2004). *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation* (2nd ed.). Wiley.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2001). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (6th ed.). McGraw-Hill.

Ritonga, J. H. (1990). Pengetahuan Dasar Keselamatan Kerja dan Pencegahan Kecelakaan. CV Garut Narisi Corp. Matche. *Chemical Engineering Design Data*.

Widyati, R. A. (2018). Prarancangan Pabrik Propilen Glikol dari Propilen Oksida dan Air.

Yaws, C. L. (1999). *Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons*. *Gulf Publishing Company.*

LAMPIRAN A NERACA MASSA

1. Perhitungan Neraca Massa

Pembuatan pabrik propilen glikol dengan bahan baku propilen oksida dan air direncanakan dengan kapasitas 31.000 ton/tahun. Skema perhitungan yang dapat ditunjukkan sebagai berikut:

Kapasitas Produksi Propilen Glikol = 31.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 330 hari

$$= \frac{31.000 \text{ ton} \times 1.000 \text{ kg}}{1 \text{ tahun} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$$

= 3.914,14 kg/jam

Kemurnian Propilen Glikol = 99%

Konversi = 92%

Proses Reaksi = Hidrasi Propilen Oksida Dengan Katalis Asam

2. Neraca Massa Alat

2.1 Reaktor

Komponen	Input		*Recycle*		Output	
	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam
C_3H_6O	51,50	2.987,11	4,48	259,75	4,48	259,75
H_2O	7,27	130,81	1.000,38	18.006,80	956,14	17.210,58
H_2SO_4	51,50	5.047,18	-	-	51,50	5.047,18
$C_3H_8O_2$	-	-	-	-	51,50	3.914,14
Total	3.016,98		18.266,55		26.431,65	
	26.431,65				**26.431,65**	

2.2 Netralizer

Komponen	Input		Output	
	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam
C_3H_6O	4,48	259,75	4,48	259,75
H_2O	961,12	17.300,15	1.064,12	19.154,21
H_2SO_4	51,50	5.047,18	-	-
$C_3H_8O_2$	51,50	3.914,14	51,50	3.914,14
NaOH	111,96	4.478,42	8,96	358,27
Na_2SO_4	-	-	51,50	7.313,26
Total	**30.999,64**		**30.999,64**	

2.3 Decanter

Komponen	*Input*		*Output Top*		*Output Bottom*	
	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam
C_3H_6O	4,48	259,75	4,48	259,75	-	-
H_2O	1.064,12	19.154,21	1.064,12	19.154,21	-	-
$C_3H_8O_2$	51,50	3.914,14	51,50	3.914,14	-	-
NaOH	8,96	358,27	-	-	8,96	358,27
Na_2SO_4	51,50	7.313,26	-	-	51,50	7.313,26
Total	30.999,64		23.328,10		7.671,54	
	30.999,64		**30.999,64**			

2.4 Menara Distilasi

Komponen	*Input*		*Recycle* ke Reaktor		*Output Bottom*	
	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam
C_3H_6O	4,48	259,75	4,48	259,75	-	-
H_2O	1.064,12	19.154,21	-	-	1.064,12	19.154,21
$C_3H_8O_2$	51,50	3.914,14	-	-	51,50	3.914,14
Total	23.328,10		259,75		23.068,36	
	23.328,10		**23.328,10**			

2.5 Evaporator

Komponen	*Input*		Uap		*Output Bottom*	
	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam
H_2O	1.064,12	19.154,21	239,60	19.134,54	1,093	19,67
$C_3H_8O_2$	51,50	3.914,14	-	-	51,50	3.914,14
Total	23.068,36		19.134,54		3.933,81	
	23.068,36		**23.068,36**			

LAMPIRAN B NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 31.000 ton/tahun : 3.914,14 kg/jam

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Tref : 25 °C : 298,15 K

Heat Capacity of Liquid

Rumus menghitung Cp (*Heat Capacity*) Sumber Yaws Chemical Properties. Perhitungan Cp (*Heat Capacity*) suhu masuk (input) dan suhu keluar (output)
= A + (B.T) + ($C.T^2$) + ($D.T^3$)

Rumus menghitung Q
= Massa x Cp x (ΔT (Tout - Tin))

Komponen	A	B	C	D
C_3H_6O	53,347	0,51543	-0,0018029	2,7795E-06
$C_3H_8O_2$	118,614	0,673	-0,001838	0,00000213
H_2O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
H_2SO_4	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342E-09
NaOH	87,639	-0,00048368	-4,5423E-06	1,1863E-09
Na_2SO_4	233,515	-0,0095276	-0,000034665	1,5771E-08

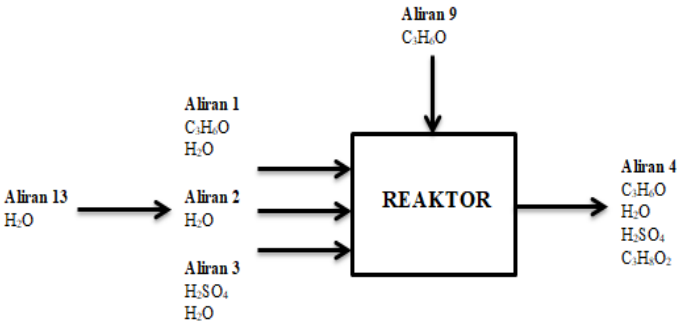
Enthalpy of Vaporization (kjoule/mo_T-k)

Untuk menghitung Hvav (kj/kmol)
= (A x (1 - Suhu keluar / Tc) ^n) x (1000)

Komponen	A	Tc	n
C_3H_6O	40,176	482,25	0,366
$C_3H_8O_2$	80,700	626,00	0,295
H_2O	52,053	647,13	0,321
H_2SO_4	50,115	925,00	0,380
NaOH	281,536	2.280,00	0,380

1. Neraca Panas Alat

1. Reaktor (R-01)



Aliran Input

T Operasi : T masuk 25 °C (298,15 K) , T keluar 25 °C (298,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	**Aliran**	**Mr (kg/mol)**	**Massa (kg/jam)**	**n (kmol/jam)**	**Fraksi**	**Cp (kj/mol)**	**Q (kj/jam)**
C_3H_6O	1	58	3.246,86	55,98	4,64	120,42	0
H_2O	2	18	18.137,61	1.007,65	9,73	75,55	0
H_2SO_4	3	98	5.047,18	51,50	4,62	112,57	0
Total			**26.431,65**	**1.115,13**	**1,00**	**308,55**	**0**

Aliran *Recycle*

Komponen	Aliran	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	9	58	259,75	4,48	0,01	120,42	0
H_2O	13	18	18.006,80	1.000,38	0,99	75,55	0
Total			**18.266,55**	**85,09**	**1,00**	**195,97**	**0**

Aliran Output (Aliran 4)

T Operasi : 25 °C (298,15 K)

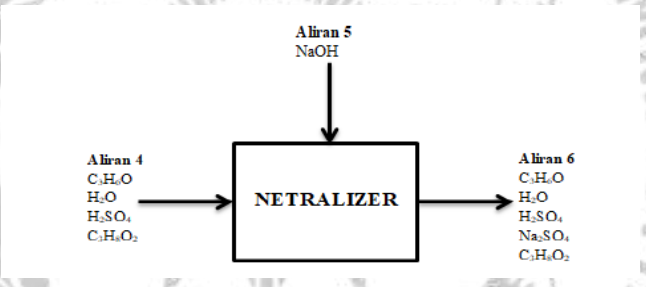
T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	0,02	120,42	0
H_2O	18	17.210,58	956,14	0,56	75,55	0
H_2SO_4	98	5.047,18	51,50	0,21	112,57	0
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,21	212,34	0
Total		**26.431,65**	**1.063,63**	**1,00**	**520,88**	**0**

Neraca Panas Total Alat Reaktor

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
C_3H_6O	0		0
H_2O	0		0
H_2SO_4	0		0
$C_3H_8O_2$			0
SubTotal	**0**	**0**	**0**
	0		

2. Netralizer N-01



Aliran Input 4
T Operasi : T masuk 25 °C (298,15 K) , T keluar 25 °C (298,15 K)
T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	0,004	120,42	0
H_2O	18	17.300,15	961,12	0,814	75,55	0
H_2SO_4	98	5.047,18	51,50	0,044	112,57	0

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,044	212,34	0
Total		**26.521,22**	**1.068,60**	**1,00**	**520,88**	**0**

Aliran Input 5

T Operasi : 25 °C (298,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
NaOH	40	4.478,42	111,96	1,00	87,12	0
Total		**4.478,42**	**111,96**	**1,00**	**87,12**	**0**

Aliran Output 6

T Operasi : 25 °C (298,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

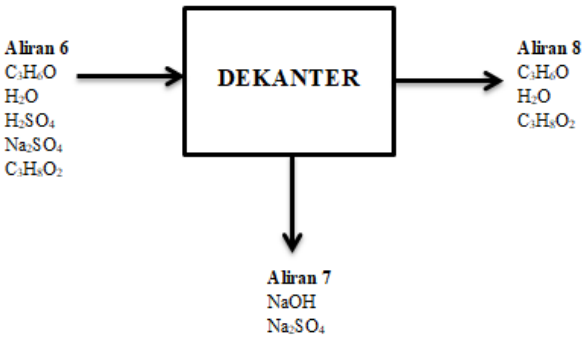
Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	0,004	120,42	0
H_2O	18	19.154,21	239,60	0,910	75,55	0
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,034	212,34	0
NaOH	40	358,3	8,96	0,008	87,12	0

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
Na_2SO_4	142	7.313,26	51,50	0,044	228,01	0
Total		**30.999,64**	**356,04**	**1,00**	**723,44**	**0**

Neraca Panas Total Alat Netralizer

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
C_3H_6O	0		0
H_2O	0		0
H_2SO_4	0		
$C_3H_8O_2$	0		0
NaOH	0		0
Na_2SO_4			0
Sub Total	**0**	**0**	**0**
	0		

3. Dekanter (D-01)



Aliran Input 6

T Operasi : T masuk 25 °C (298,15 K) , T keluar 25 °C (298,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	0,004	120,42	0
H_2O	18	19.154,21	1.064,12	0,901	75,55	0
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,008	212,34	0
NaOH	40	358,27	8,96	0,044	87,12	0
Na_2SO_4	142	7.313,26	51,50	0,044	228,01	0
Total		**30.999,64**	**1.180,56**	**1,00**	**723,44**	**0**

Aliran Output 7

T Operasi : 25 °C (298,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
NaOH	40	358,27	8,96	0,025	87,12	0
Na_2SO_4	142	7.313,26	51,50	0,145	228,01	0
Total		**7.671,54**	**60,46**	**1,00**	**315,13**	**0**

Aliran Output 8

T Operasi : 25 °C (298,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

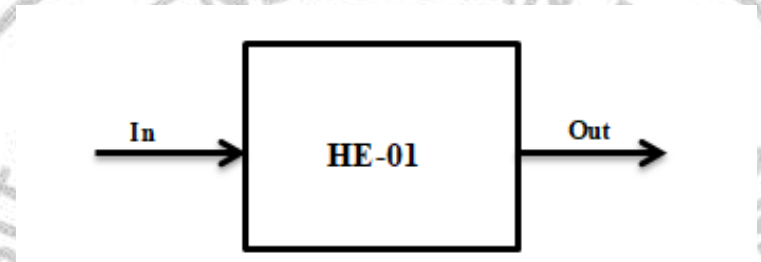
Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	0,004	120,42	0
H_2O	18	19.154,21	1.064,12	0,950	75,55	0
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,046	212,34	0
Total		**23.328,10**	**1.120,10**	**1,00**	**408,31**	**0**

Neraca Panas Total Alat Decanter

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
C_3H_6O	0		0
H_2O	0		0

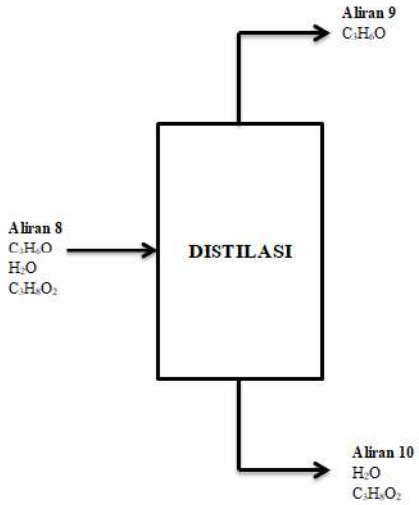
Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
$C_3H_8O_2$	0		0
NaOH	0		0
Na_2SO_4	0		0
Sub Total	**0**	**-**	**0**

4. Heater (HE-01)



Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

5. Menara Distilasi (MD-01)



Aliran Input 8

T Operasi : T masuk 25 °C (298,15 K) , T keluar 40 °C (313,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	0,004	120,42	8.089,59
H_2O	18	19.154,21	1.064,12	0,950	75,55	1.205.965,74
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,046	212,34	164.035,06
Total		**23.328,10**	**1.120,10**	**1,00**	**408,31**	**1.378.090,39**

Aliran Output 9

T Operasi : 40 °C (313,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Hvav (kj/mol)	Q (kjoule)
C_3H_6O	58	259,75	4,48	1,00	27.377,24	1.839.103,59
Total		**259,75**	**4,48**	**1,00**	**27.377,24**	1.839.102,59

Aliran Output 10

T Operasi : 40 °C (313,15 K)

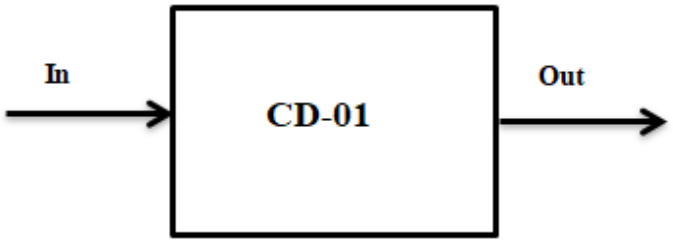
T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
H_2O	18	19.154,21	1.064,12	0,95	75,27	1.201.399,79
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,05	214,53	165.732,88
Total		**23.068,36**	**1.115,62**	**1,00**	**289,80**	**1.367.132,68**

Neraca Panas Total Alat Menara Distilasi

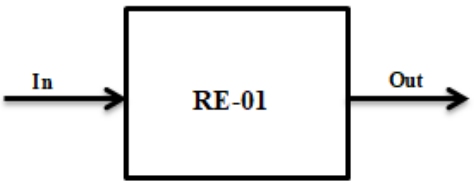
Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
C_3H_6O	8.089,59		1.839.102,59
H_2O	1.205.965,74		1.201.399,79
$C_3H_8O_2$	164.035,06		165.732,88
Sub Total	**1.378.090,39**	**1.828.144,87**	**3.206.235,27**
	3.206.235,27		

6. Kondensor (CD-01)



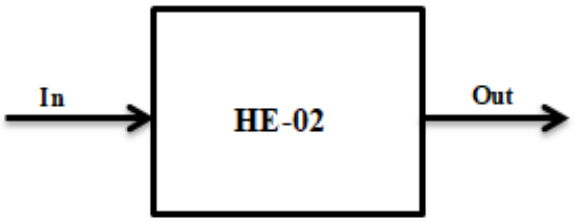
Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

7. Reboiler (RE-01)



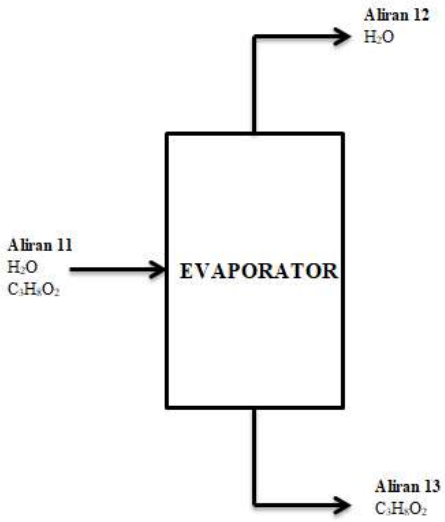
Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		3.206.235,27
Qs	1.828.144,87	
Total	**3.206.235,27**	

8. Heater (HE-02)



Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	1.378.090,39	
Qkeluar		698.649,54
Qs	35.718,00	
Total	**698.649,54**	

9. Evaporator (EV-01)



Aliran Input 11

T Operasi : T masuk 60 °C (333,15) , T keluar 100 °C (373,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
H_2O	18	19.154,21	1.064,12	0,95	95,96	6.126.870,79
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,05	214,53	662.931,54
Total		**23.068,36**	**1.115,62**	**1,00**	**310,49**	**6.789.802,32**

Aliran Output 12

T Operasi : 100 °C (373,15 K)

T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Hvav (kj/mol)	Q (kj/jam)
H_2O	18	19.134,54	1.063,03	1,00	39.502,56	2.519.544.849,74
Total		**19.134,54**	**1.063,03**	**1,00**	**39.502,56**	**2.519.544.849,74**

Aliran Output 13

T Operasi : 100 °C (373,15 K)

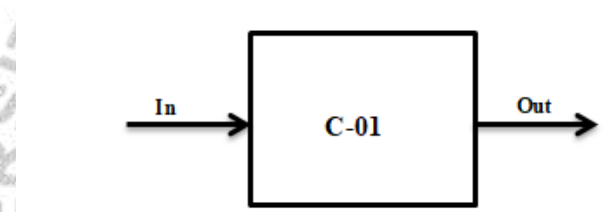
T Referensi : 25 °C (298,15 K)

Komponen	Mr (kg/mol)	Massa (kg/jam)	n (kmol/ jam)	Fraksi	Cp (kj/mol)	Q (kj/jam)
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	51,50	0,98	224,49	693.696,51
H_2O	18	19,67	1,09	0,02	75,54	4.953,03
Total		**3.933,81**	**52,59**	**1,00**	**300,03**	**698.649,54**

Neraca Panas Total Alat Evaporator

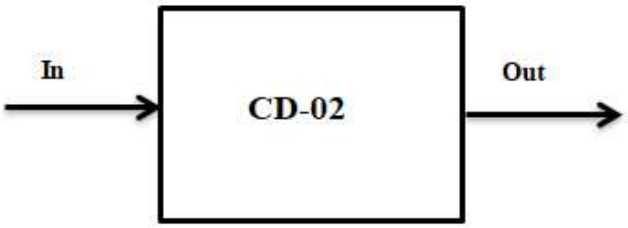
Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
H_2O	6.126.870,79		2.519.544.849,74
$C_3H_8O_2$	662.931,54		698.649,54
Sub Total	**6.789.802,32**	**2.513.453.696,96**	**2.502.243.499,28**
	2.520.243.499,28		

10. Cooler (C-01)



Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	662.931,54	
Qkeluar		698.649,54
Qs	35.718,00	
Total	**698.649,54**	

11. Kondensor (CD-02)



Aliran	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Qmasuk	6.126.870,79	
Qkeluar		2.519.544.849,74
Qs		2.513.417.978,96
Total	**2.519.544.849,74**	

LAMPIRAN C PERHITUNGAN ALAT

Spesifikasi alat pada pabrik ini dirancang berdasarkan pertimbangan kebutuhan proses, efisiensi operasi, serta keamanan dalam pengolahan bahan. Berikut merupakan spesifikasi dari masing-masing alat yang digunakan dalam proses produksi.

1. Tangki Penyimpanan Propilen Oksida (C_3H_6O)

Kode Alat : TP-01
Nama Alat : Tangki Penyimpanan Propilen Oksida (C_3H_6O)
Fungsi : Menyimpan Bahan Baku Propilen Oksida
Jenis Tangki : *Vertical Fixed Roof Tank*
Bentuk : *Silinder Vertikal* Tertutup
Kapasitas : 475,06 m^3
Diameter : 5,33 m
Tinggi : 21,31 m
Tebal : 6 mm
Tekanan Operasi : 1 atm
Suhu Operasi : 25 °C
Material Konstruksi : *Stainless Steel* 304
Freeboard : 10 %

a. <u>Menghitung Waktu Simpan</u>

Asumsi 5 hari
Rumus :

$$m = m' \times t$$

Keterangan:
m = Massa bahan (kg)
m'= *Flowrate* (kg/jam)
t = Waktu penyimpanan (jam)

t = 5 x 24 jam
t = 120 jam

b. <u>Menghitung Massa Total</u>

Rumus :

$$m = m' \times t$$

Keterangan:
m = Massa bahan (kg)
m' = *Flowrate* (kg/jam)
t = Waktu penyimpanan (jam)

m = 2.987,11 kg/jam x 24 jam
= 358.453,20 kg

c. <u>Menghitung Volume Cairan</u>

Volume = Massa Total (kg) / Densitas (kg/m^3)

Volume = 358,453,20 (kg) / 830 (kg/m^3)

= 431,87 m^3

d. <u>Menambahkan *Freeboard* 10%</u>

Freeboard bertujuan supaya tangki tidak terisi penuh 100%

$$Vt = 1.1\ V$$

Keterangan :

Vt = Volume tangki

V = Volume cairan

1,1 = *Freeboard*

Vt = 1,1 x 431,87 m^3

= 475,06 m^3

e. <u>Menentukan Dimensi Tangki</u>

Diasumsikan

H = 4 D

$$V = \pi/4\ D^2 H$$

Keterangan :

V = Volume tangki (m^3)

D = Diameter tangki (m)

H = Tinggi tangki (m)

475,06 $m^3 = \pi/4\ D^2\ (4D)$

Diameter = 5,33 m

Tinggi = 21,31 m

2. Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (H_2SO_4)

Kode Alat	: TP-02
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (H_2SO_4)
Fungsi	: Menyimpan Asam Sulfat
Jenis Tangki	: *Vertical Fixed Roof Tank*
Bentuk	: *Silinder Vertikal* Tertutup
Kapasitas	: 1.448,32 m^3
Diameter	: 7,73 m
Tinggi	: 30,90 m
Tebal	: 8 mm
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 25 °C
Material Konstruksi	: *Carbon Steel + Rubber Lining*
Freeboard	: 10 %

a. <u>Menghitung Waktu Simpan</u>

Asumsi 20 hari

Rumus :

$$m = m' \times t$$

Keterangan:

m = Massa bahan (kg)

m'= *Flowrate* (kg/jam)

t = Waktu penyimpanan (jam)

t = 20 x 24 jam

t = 480 jam

b. <u>Menghitung Massa Total</u>

Rumus :

$$m = m' \times t$$

Keterangan:

m = Massa bahan (kg)

m' = *Flowrate* (kg/jam)

t = Waktu penyimpanan (jam)

m = 5.047,18 kg/jam x 480 jam

= 2.422.646,60 kg

c. <u>Menghitung Volume Cairan</u>

Volume = Massa Total (kg) / Densitas (kg/m^3)

Volume = 2.422.646,60 (kg) / 1.840 (kg/m^3)

= 1.316,66 m^3

d. <u>Menambahkan *Freeboard* 10%</u>

Freeboard bertujuan supaya tangki tidak terisi penuh 100%

$$Vt = 1.1\ V$$

Keterangan :

Vt = Volume tangki

V = Volume cairan

1,1 = *Freeboard*

Vt = 1,1 x 1.316,66 m^3

= 1.448,32 m^3

e. <u>Menentukan Dimensi Tangki</u>

Diasumsikan

H = 4 D

$$V = \pi/4\ D^2 H$$

Keterangan :

V = Volume tangki (m^3)

D = Diameter tangki (m)

H = Tinggi tangki (m)

1.448,32 m^3 = π/4 D^2 (4D)
Diameter = 17,73 m
Tinggi = 30,90 m

3. Tangki Penyimpanan Propilen Glikol ($C_3H_8O_2$)

Kode Alat : TP-03
Nama Alat : Tangki Penyimpanan Propilen Glikol ($C_2H_8O_2$)
Fungsi : Menyimpan Produk Propilen Glikol
Jenis Tangki : *Vertical Fixed Roof Storage Tank*
Bentuk : *Silinder Vertikal* Tertutup
Kapasitas : 498,71 m^3
Diameter : 5,41 m
Tinggi : 21,66 m
Tebal : 6 mm
Tekanan Operasi : 1 atm
Suhu Operasi : 25 °C
Material Konstruksi : *Stainless Steel* 304
Freeboard : 10 %

a. <u>Menghitung Waktu Simpan</u>

Asumsi 5 hari
Rumus :

$$m = m' \times t$$

Keterangan:
m = Massa bahan (kg)
m'= *Flowrate* (kg/jam)
t = Waktu penyimpanan (jam)
t = 5 x 24 jam
t = 120 jam

b. <u>Menghitung Massa Total</u>

Rumus :

$$m = m' \times t$$

Keterangan:
m = Massa bahan (kg)
m' = *Flowrate* (kg/jam)
t = Waktu penyimpanan (jam)

m = 3.914,14 kg/jam x 120 jam
= 469.696,80 kg

c. <u>Menghitung Volume Cairan</u>

Volume = Massa Total (kg) / Densitas (kg/m^3)
Volume = 469.696,80 (kg) / 1.036 (kg/m^3)

$= 453{,}38\ m^3$

d. <u>Menambahkan *Freeboard* 10%</u>

Freeboard bertujuan supaya tangki tidak terisi penuh 100%

$$Vt = 1.1\ V$$

Keterangan :

Vt = Volume tangki

V = Volume cairan

1,1 = *Freeboard*

Vt $= 1{,}1 \times 453{,}38\ m^3$

$= 498{,}71\ m^3$

e. <u>Menentukan Dimensi Tangki</u>

Diasumsikan

$H = 4\ D$

$$V = \pi/4\ D^2\ H$$

Keterangan :

V = Volume tangki (m^3)

D = Diameter tangki (m)

H = Tinggi tangki (m)

$498{,}71\ m^3 = \pi/4\ D^2\ (4D)$

Diameter = 5,41 m

Tinggi = 21,66 m

4. Reaktor

Fungsi : Mencampur propilen oksida, air dan katalis asam
Jenis : *Continuous Stirred-Tank Reactor* (CSTR)
Kondisi operasi :
Suhu : 25 °C
Tekanan : 1 atm
Fasa reaksi : Cair - cair
Konversi : 92%

A. Neraca Massa Total Masuk Reaktor

Komponen	Input		*Recycle*		Output	
	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam	Kmol	Kg/jam
C_3H_6O	55,98	2.987,11	4,48	259,75	4,48	3.246,86
H_2O	55,98	130,82	1.000,38	18.006,80	956,15	17.210,58
H_2SO_4	51,50	5.047,18	-	-	51,50	5.047,18
$C_3H_8O_2$	-	-	-	-	51,50	3.914,14
Total	8.165,11		18.266,55		26.431,66	
	26.431,66				**26.431,66**	

Komponen	**BM**	**ρi**	**F (kmol/jam)**	**m (kg/jam)**
C3H6O	58	0,83	51,502	2.987,11
H2O	18	997	55,980	18.137,61
H2SO4	98	1,84	51,502	5.047,18
C3H8O2	76	1,04	-	-
Total			**158,984**	**26.171,902**

B. <u>Menentukan Laju Reaksi</u>

Reaksi yang terjadi:

$$C3H6O + H2O \xrightarrow{H2SO4} C3H8O2$$

(-rb) = k. Cb. Ca

dimana :

k : Konstanta laju reaksi

-rb : Laju reaksi (L/mol.secc)
Ca : Konsentrasi propilen oksida (kmol/L)
Cb : Konsentrasi air (kmol/L)

C. Menentukan Volume Reaktor

1. Menentukan debit masuk reaktor (Q0)/laju alir volumetrik

Komponen	BM	ρi	m (kg/jam)	xi	ρi.xi (kg/L)
C_3H_6O	58	0,83	2.987,108	0,366	0,304
H_2O	18	997	130,82	0,016	15,973
H_2SO_4	98	1,84	5.047,182	0,618	1,137
$C_3H_8O_2$	76	1,04	-	-	-
Total		**1.000,71**	**8.165,11**	**1**	**17,414**

Menghitung debit masuk reaktor/laju alir volumetrik (Q0)

$$Q_0 = \frac{\sum \text{massa kg/jam}}{\sum \rho . Xi \text{ kg/L}}$$

= 8.165,11 kg/jam / 17,414 kg/L
= 468,88 L/jam

2. Menghitung konstanta kecepatan reaksi

$$V_{cairan} = \frac{F_{Ao}.X_A}{-r_A} = \frac{F_{Ao}.X_A}{k.C_A.C_B} \quad \text{(Fogler, 2nd ed, 1992)}$$

$$= \frac{F_{Ao}.X_A}{k.C_{Ao}(1-X_A)C_{Ao}(M-X_A)}$$

$$V_{cairan} = \frac{Q_o.X_A}{k.C_{Ao}(1-X_A)(M-X_A)}$$

$$\text{Vcairan} = \frac{F_{B0}.X_B}{-rB} = \frac{F_{B0}.X_B}{k.C_B.C_A}$$

$$= \frac{F_{B0}.X_B}{k.\ C_{B0}.(1-X_B).(C_{AO}-C_{BO}.X_B)}$$

$$= \frac{Q_0.X_B}{k.C_{B0}.(1-X_B).(M-X_B)} \quad (\textit{Fogler}, 2^{nd} \text{ ed.1992})$$

Dimana:
FBo : Laju alir propilen oksida masuk reaktor (kmol/jam)
CAo : Konsentrasi propilen oksida masuk reaktor (kmol/L)
CBo : Konsentrasi air masuk reaktor (kmol/L)
M : Rasio mol umpan masuk (rasio mol dari dua senyawa yang terlibat dalam reaksi)

CAo = FAo / Qo = 51,502 kmol/jam
468,88 L/jam
= 0,110 kmol/L

CBo = FBo / Qo = 55,980 kmol/jam
468,88 L/jam
= 0,119kmol/L

M = CAo / CBo = 0,110 kmol/L
0,119 kmol/L
= 0,92

Menghitung konstanta kecepatan laju reaksi persamaan dapat ditulis sebagai berikut:

$$k = \frac{1 \times 10^{7} \exp(-14800\ \text{cal/mol})}{RT}\ \text{L/mol.sec}$$

Dengan :

T = 298,15 K
P = 1 atm
R = 2 cal/(mol.k)

$$k = \frac{1 \times 10^{7} \exp(-14800)}{RT}\ \text{L/mol.det}$$

$$k = \frac{1 \times 10^{7} \exp(-14800)}{(1.987 \times 303{,}15)}\ \text{L/mol.det}$$

$k = 1 \times 10^{7} \exp(-24{,}59)$
$k = 1 \times 10^{7} \times 2{,}11 \times 10^{11}$
$k = 2{,}11 \times 10^{-4}$ L/mol.det x 1000 mol/kmol x 3600 det/jam
$k = 2{,}11 \times 10^{-4}$ L/mol.det
k = 759,6 L/kmol.det
Konversi 92%

3. Menghitung volume cairan

XB = 0,92
k = 759,6 L/kmol.jam

$$Vc = \frac{FBo}{-rb} = \frac{FBo.XB}{k.CB.CA}$$

$$\text{Rin} - \text{Rout} \pm \text{Rreg} = \text{Racc}$$
$$\text{Rin} - \text{Rout} + \text{Rform} - \text{Rdis} = \text{Racc}$$
$$F_{Bo} - F_{Bo}(1-X_{B1}) - (-r_B)V_1 = 0$$
$$F_{Bo}X_{B1} - (-r_B)V_1 = 0$$
$$F_{Bo}X_{B1} = (-r_B)V_1$$
$$V_1 = \frac{F_{Bo}X_{B1}}{(-r_B)}$$
$$V_1 = \frac{F_{Bo} \cdot X_B}{k \cdot C_B \cdot C_A}$$
$$V_1 = \frac{F_{Bo}.X_{B1}}{k.C_{Bo}.(1-X_{B1})(C_{Ao}-C_{Bo}X_{B1})}$$
$$V_1 = \frac{C_{Bo} \cdot Qo \cdot X_B}{k \cdot -C_{Bo} \cdot (1 - X_B)\, C_{Bo}\left(\frac{C_{Ao}}{C_{Bo}} - X_B\right)}$$
$$V_1 = \frac{\cancel{\epsilon_{Bo}}.Qo.X_{B1}}{k.\cancel{\epsilon_{Bo}}.(1-X_{B1})C_{Bo}(M-X_{B1})} \qquad \text{dimana : } M = \frac{C_{Ao}}{C_{Bo}}$$
$$V_1 = \frac{Qo.X_{B1}}{k.(1-X_{B1})C_{Bo}.(M-X_{B1})}$$

$$= \frac{468{,}88 \text{ L/jam} \times 0{,}92}{759{,}6 \text{ L/kmol.jam} \times (1-0{,}92) \times 0{,}119 \text{ k mol /L } (1-0{,}92)}$$

$$= \frac{431{,}37 \text{ L/jam}}{0{,}580 \text{ jam}}$$

$$= 743{,}21 \text{ L}$$

$$= 0{,}743 \text{ m}^3$$

$$= 196{,}34 \text{ gall}$$

Maka diperoleh volume cairan di dalam reaktor sebesar:

t = Vc / Q0 = 743,21 / 468,88L/jam

= 1,59 jam

$$\text{Rin} - \text{Rout} \pm \text{Rreg} = \text{Racc}$$
$$\text{Rin} - \text{Rout} + \text{Rform} - \text{Rdis} = \text{Racc}$$
$$F_{Bo} - F_{Bo}(1-X_{B1}) - (-r_B)V_1 = 0$$
$$F_{Bo}X_{B1} - (-r_B)V_1 = 0$$
$$F_{Bo}X_{B1} = (-r_B)V_1$$
$$V_1 = \frac{F_{Bo}X_{B1}}{(-r_B)}$$
$$V_1 = \frac{F_{Bo} \cdot X_B}{k \cdot C_B \cdot C_A}$$
$$V_1 = \frac{F_{Bo}.X_{B1}}{k.C_{Bo}.(1-X_{B1})(C_{Ao}-C_{Bo}X_{B1})}$$
$$V_1 = \frac{C_{Bo} \cdot Qo \cdot X_B}{k \cdot -C_{Bo} \cdot (1 - X_B)\, C_{Bo}\left(\frac{C_{Ao}}{C_{Bo}} - X_B\right)}$$
$$V_1 = \frac{\cancel{\epsilon_{Bo}}.Qo.X_{B1}}{k.\cancel{\epsilon_{Bo}}.(1-X_{B1})C_{Bo}(M-X_{B1})} \qquad \text{dimana : } M = \frac{C_{Ao}}{C_{Bo}}$$
$$V_1 = \frac{Qo.X_{B1}}{k.(1-X_{B1})C_{Bo}.(M-X_{B1})}$$

Diperoleh :

XBo = 0

XB = 0,92 L/kmol.jam

k = 759,6 L/kmol.jam

Qo = 468,88 L/jam

CBo = 0,119 kmol/L

Keterangan :

Rin = Reaksi masuk (kmol/jam)
Rout = Reaksi keluar (kmol/jam)
Rform = Reaksi pembentukan (kmol/jam)
Rdis = Reaksi penguraian (kmol/jam)
Qo = Debit volume (L/jam)
XBo = Konversi (%)
XB^1 = konversi (%)

$$V1 = \frac{Qo.XB1}{k.(1-XB1)CBo.(M-XB1)}$$

$$V1 = \frac{468,88 \times (0,92)}{759,6 \times 1,479 \times (1-0,92) \times (1-0,92)}$$

$$= \frac{431,37}{0,59}$$

= 743,21 L
= 0,743 m^3
= 196,34 gall

Menghitung waktu tinggal reaktor

$$t = Vc / Qo = \frac{743,21 \text{ L}}{468,88 \text{ L/jam}}$$

= 1,59 jam

D. <u>Menentukan Volume Reaktor Optimum</u>

Diketahui :

Volume fluida (Vf) = 0,743 m^3
Laju alir volumetrik masuk reaktor (Qo) =0,469 m^3/jam
Waktu tinggal dalam reaktor (t) $= \frac{Vf}{Qo}$
= 1,585 jam
= 16,32 menit

Berdasarkan perhitungan, diperoleh volume fluida sebesar 0.022 m^3 dengan laju alir volumetrik 0.080 m^3/jam sehingga waktu tinggal dalam reaktor adalah 0.272 jam (16.32 menit). Mengacu pada *Peters and Timmerhaus* (1991), nilai overdesign yang direkomendasikan untuk reaktor kontinyu adalah 20%. Penggunaan overdesign sebesar 20% masih berada dalam batas aman untuk sistem reaksi cair-cair dengan katalis asam, serta bertujuan untuk mengantisipasi ketidakpastian operasi dan menjaga kestabilan proses.

Volume reaktor = Volume fluida x (1+overdesign)
= 0,743 m^3 x (1+0,2)
= 0,892 m^3
= 0,236 gall

Distandarkan dengan volume reaktor standar (Tabel 7.3 Silla, 2003)

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity[a] gal	Actual Capacity[a] gal	Jacket Area[b] ft²	Outside Diameter[c] in	Straight Shell[c] in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m^3, multiply by 3.785×10^{-3}.
b) To convert ft^2 to m^2, multiply by 9.29×10^{-2}.
c) To convert in to m, multiply by 2.54×10^{-2}.

E. Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

a. *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell & Young, 1959 : hal 86)

b. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig-200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959 : hal 88).

c. *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig hingga diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959 : hal 92)

Maka dipilih

Bentuk : *Torispherical and Dished Head*

Alasan : Karena memiliki kekuatan terhadap tekanan yang lebih tinggi dari kondisi operasi (1 atm), sehingga mampu menjamin keamanan.

Rumus volume (Karena H=2)

$V = \frac{1}{4} \pi D^2$

$= \frac{1}{2} \pi D^2$

$V = 1{,}571\ D$

Cari D (ID) = $D^3 = 0{,}545 / 1{,}571$

$= 0{,}347$

$D = \sqrt[3]{2.409}$

$= 1{,}34$ m

Hasil akhir

ID (Diameter) reaktor = 1,34 m

= 4,40 ft

= 52,8 in

Menghitung tinggi *shell* (Hs)

Hs = 2 x ID
= 2 x 1,34
= 2,68 m
= 8,79 ft
= 105,5 in

F. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Reaktor terdiri dari atas dinding (*Shell*), tutup atas dan tutup bawah (*Brownell and Young*).

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

$$ts = \frac{P.ri}{f.E - 0{,}6P} + C$$

keterangan :

C = faktor korosi
Pdesain = tekanan terukur
ri = jari jari dalam *shell*
f = *Stress* yang di ijinkan
E = Efisiensi sambungan

a. Bahan konstruksi

Bahan yang dipilih : Baja *Stainless steel* SA 167 *Type* 316. Stress maksimum yang diijinkan (f) pada suhu 176°F, diperoleh dari *Brownell and Young* hal 342 yaitu

344 Allowable Stresses

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures, °F: −20 to 100	200	300	400	500	600	650
Forgings												
SA-182	F6	410	13 Cr	65,000	...	21,250	20,400	19,750	19,000	18,500	18,100	17,900
SA-182	F304	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-182	F304	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-182	F321	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-182	F347	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-182	F316	316	18 Cr—8 Ni—3 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-182	F310	310	25 Cr—20 Ni	95,000	...	23,750	23,750	23,750	23,200	22,400	21,500	20,850
SA-336	F6	410	13 Cr	75,000	...	18,750	18,100	17,500	16,900	16,400	16,000	15,700
SA-336	F8	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-336	F8	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-336	F8t	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-336	F8c	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-336	F8m	316	18 Cr—8 Ni—3 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-336	F25	310	25 Cr—20 Ni	95,000	...	23,750	23,750	23,750	23,200	22,400	21,500	20,850
Castings												
SA-351	CA15	...	13 Cr—½ Mo	90,000	(6)	22,500	22,500	22,500	22,500	22,500	22,000	21,600
SA-351	CF8	...	18 Cr—8 Ni	70,000	(1)(6)	17,500	16,500	15,600	15,000	14,600	14,350	14,200
SA-351	CF8	...	18 Cr—8 Ni	70,000	(6)	17,500	15,700	14,250	13,100	12,200	11,700	11,500
SA-351	CF8M	...	18 Cr—9 Ni—2½ Mo	70,000	(1)(6)	17,500	16,900	16,500	16,400	16,350	16,300	16,250
SA-351	CF8M	...	18 Cr—9 Ni—2½ Mo	70,000	(6)	17,500	16,900	16,500	16,300	15,900	15,350	15,000
SA-351	CF8C	...	18 Cr—9 Ni-Cb	70,000	(1)(6)	17,500	17,100	16,600	16,100	15,500	14,700	14,200
SA-351	CF8C	...	18 Cr—9 Ni-Cb	70,000	(6)	17,500	17,000	15,500	14,200	13,000	12,200	11,900
SA-351	CH20	...	25 Cr—13 Ni	70,000	(6)	17,500	16,100	15,150	14,600	14,550	14,450	14,400
SA-351	CK20	...	25 Cr—20 Ni	65,000	(6)	16,250	15,300	14,900	14,600	14,550	14,450	14,400
Boltings												
SA-193	B6	416	13 Cr	...	(5)	20,000	19,300	18,700	18,300	17,850	17,000	16,500
SA-193	B8t	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	(5)(7)	15,000	15,000	13,600	12,650	12,200	11,900	11,850
SA-193	B8c	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	(5)(7)	15,000	15,000	13,600	12,650	12,200	11,900	11,850
SA-193	B8	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(5)(7)	15,000	13,300	12,000	10,900	10,000	9300	8950
SA-193	B8F	303	18 Cr—8 Ni	75,000	(5)(7)	15,000	...	...	...	...	...	...
SA-320	(8 grades)	...	...	...	(5)(7)(8)	...	...	...	...	...	...	...

Notes: The stress values in this table may be interpolated to determine values for intermediate temperatures.
All stress values in shear are 0.80 times the values in the above table.
All stress values in bearing are 1.60 times the values in the above table.
(1) At temperatures of from 200 F through 1050 F these stress values meet all criteria specified for establishing stress values, except that they exceed 62½% but do not exceed 90% of the yield strength at temperature. They may be used where slightly greater deformation is not objectionable.
(2) These stress values at temperatures of 1050 F and above should be used only when assurance is provided that the steel has a predominant grain size not finer than ASTM No. 6.
(3) These stress values shall be considered basic values to be used when no effort is made to control or check the grain size of the steel.

b. Jari- jari *shell*

Jari-jari dalam shell = (½) x ID Reaktor
= 0,5 x 105,5 in
= 52,750 in
= 26,375 in

c. Faktor korosi yang diijinkan

Untuk *stainless steel* yang diijinkan adalah 0,125 in

d. Tekanan perancangan

P operasi = 1 atm
= 14,696 psi

P desain = 1,1 x P operasi
= 1,1 x 14,696 psi
= 16,166 psi

Faktor korosi untuk *Stainless steel* adalah: 0,125 in (Timmerhaus, 1958)

e. Tebal dinding reaktor

$$tshell = \frac{P.ri}{f.E-0,6\ P}$$

$$= \frac{16,166 \times 26,375}{18,750 \times (0,8-0,6) \times 16,166}$$

$$= \frac{426,493}{14,990}$$

tshell = 0,1535 in

Diameter tebal shell standar = 3/16 = 0,1875 in (*Brownell and Young*)

Outside Diameter (OD) = ID + 2 x td standar
= 52,760 + 2 x 0,1875 in
= 53,125 in

Outside Diameter (OD) = 60 in
= 1,524 m
= 5 ft

Koreksi ID = OD Standar - 2 x 0,1875 in
= 60 - 2 x 0,1875 in
= 59,625 in
= 1,5145 m
= 4,9688 ft

G. <u>Menentukan Ketebalan *Torispherical Head*</u>

th = P.Rc.W / 2.f.E-0,2 P + C

Keterangan :

th = tebal *head* (th)
W = faktor intensifikasi stress
f = *Allowable stress* untuk *plate steel* SA-167 tipe 316
E= efisiensi sambungan
C = *corrosion allowance*
P = tekanan desain (psi)

(Brownell and Young, 1959)

Menghitung faktor intensifikasi stress (W)

Dengan nilai OD standar 60 (Brownell and Young)

rc = 60 in

icr = 3,125 in

Sehingga

W = ¼ x 3 + rc/irc

= ¼ x (3+60/3,125)

= 1,845

Maka ketebalan *Torispherical head*

thead = $\frac{rc.W.P}{2.f.E-0,2\ P} + C$

= $\frac{16,1656 \times 60 \times 1,8454}{2 \times 18,750 \times 0,8 - 0,2\ 16,1656} + 0,125$

= 0,185 in

dipakai tebal *head* (th) standar 3/6 in = 0,1875 in

H. Menentukan Tinggi *Torispherical Head*

Berdasarkan tebal *head* standar ¼ in, maka dipilih *straight flange* (sf) antara 1,5 sampai 2,5 in (Brownell and Young) dipilih sf = 2 in

a = ID koreksi / 2

= 59,63 / 2

= 29,815

AB = a-icr

= 29,8 - 3,13

= 26,67

BC = rc-icr

= 60 - 3,13

= 56,87

AC = BC2 - AB2

= $56,9^2$

= 50,225

b = rc - AC

= 60 - 50,225

= 9,775 in

maka tinggi *head* (OA) = th standard + b + sf

= 0,1875 + 9,775 + 2

= 11,963 in

= 0,330 m

= 1,084 ft

I. Menentukan Tinggi Total Reaktor

Tinggi total reaktor = tinggi *shell* + 2 x tinggi head
= 105,5 + 2 x 11,963 in
= 129,425 in
= 3,290 m
= 10,790 ft

J. Menentukan Tinggi Fluida Dalam Reaktor

A = (π/4) x ID koreksi 2
= (π/4) x 1,5145 m^2
= 1,801 m^2

Diameter dalam reaktor
= 59,625 in
= 0,000049 ID^3
= 0,000049 x 59,625 in^3
= 10,387 in^3
= 0,00017 m^3

Volume fluida = 3,07032 m^3

Tinggi fluida di bagian dalam *shell*

$$= \frac{Vf\ m^3}{A\ m^2}$$

= 1,705 m

Tinggi fluida dalam *shell* dan *head* bawah (Hl)
=HLS + OA
= 1,705 + 0,330
= 2,035 m
= 6,677 ft

5. Netralizer

Fungsi : Menetralkan H_2SO_4 dengan menggunakan NaOH.
Jenis : Tangki silinder dilengkapi pengaduk.
Kondisi Operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 25 °C

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C_3H_6O	259,75	259,75
H_2O	17.300,15	19.154,21
H_2SO_4	5.047,18	0
$C_3H_8O_2$	3.914,14	3.914,14
NaOH	4.478,42	358,27
Na_2SO_4	0,00	7.313,26
Total	**30.999,64**	**30.999,64**

A. Volume Larutan

Volume Larutan = Kecepatan Volume × Waktu Tinggal
Waktu Tinggal =0,5 jam
Kecepatan Volume

$$Fv = \sum \frac{kecepatan\ massa}{densitas}$$

Komponen	m (kg/jam)	x	Densitas (kg/m³)	p.x
C_3H_6O	259,75	0,01	790	6,62
H_2O	17.300,15	0,56	1000	558,08
H_2SO_4	5.047,18	0,16	1830	297,95
$C_3H_8O_2$	3.914,14	0,13	1036	130,81
NaOH	4.478,42	0,14	1520	219,59
Total	30.999,64	1		1.213,04

B. Volume Tangki

V = Q × T
V = 3.914,14 × 0,5
V = 1.957,07 m³

C. Ukuran Tangki Netralizer

1. Dimensi Tangki

Dirancang:
D = (4V/π)^(1/3)
H = L = D
V = 1.957,07 m³

Din = 1,355 m = 53,35 in
Dout = 1,3645 m = 53,72 in
L = 4,065 m = 160,04 in

Tebal minimum Plat SA-36
= 3/16 in
= 0,1875 in
= 4,76 mm

A. <u>Menghitung Volume Head</u>

Vhead = $0{,}000049 \times 3{,}14 \times 51{,}931^2$
= 0,4149 ft^3
= 0,0117 m^3

B. <u>Volume Tinggi Larutan Dalam Shell</u>

Volume larutan dalam tangki (VL) = 2,00 m^3
Volume larutan dalam shell (VLS) = 1,7351 m^3
Luas penampang tangki (A) = 1,3638 m^2
Tinggi larutan dalam shell (HLS) = 1,2722 m

C. <u>Menghitung Tinggi Shell</u>

Volume tangki (VT) = 2,4 m^3
Volume shell (VS) = 1,8716 m^3
Luas penampang tangki (A) = 1,3638 m^2
Tinggi shell (LS) = 1,3723 m

D. <u>Pengaduk Netralizer</u>

Untuk cairan yang viskositasnya rendah digunakan pengaduk dengan tipe *Marine Propeller.*

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang sebagai berikut :

- Jumlah blade = 3 buah
- Jumlah baffle = 4 buah

Diameter impeller (Di) = 0,3333 m
Tinggi impeller (Hi) = 0,3333 m
Lebar blade impeller (q) = 0,0667 m
Panjang blade impeller (r) = 0,0833 m
Panjang blade dari pusat bantalan (s) = 0,0417 m
Lebar baffle (Wb) = 0,1000 m

Perhitungan Daya Motor Pengaduk

Sifat Fisis Cairan
Densitas = 1408,73 kg/m^3
Viskositas = 0,0239 kg/m.s

Putaran pengaduk = 140 rpm
= 2,333 rps

Bilangan Reynolds

$Re = \rho \times n \times Di^2 \div \mu$

$Re = \frac{1408,73\ kg \times 2,333 \times 0,3333}{0,0239} = \frac{1.095,52}{0,0239} = 45.837,72$

Power Number (Np) = 0,2

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$

$P = 0,2 \times 1408,73 \times 2,333 \times 0,3333$

= 3.286,56 Joule/s

= 4,41 Hp

Efisiensi motor = 90 %

Power = 4,41 / 0,9

= 4,90 Hp

Digunakan motor dengan power 1 Hp (Standar NEMA, Ludwig Vol. 3)

Neraca Panas

Reaksi yang terjadi :

T = 25 °C

Tref = 25 °C

Komponen	**Massa (kmol/jam)**	**Cp (J/kmol.K)**	**H_2 (kkal/jam)**
C_3H_6O	259,75	120,42	0
H_2O	2.458,65	75,55	0
H_2SO_4	5.047,18	139,95	0
$C_3H_8O_2$	3.914,14	212,32	0
Total	11.679,73		0

Entalpi NaOH

Komponen	**Massa (kmol/jam)**	**Cp**	**H_2**
NaOH	4.478,42	87,12	0
H_2O	17.300,15	75,55	0
Total	21.778,57		0

Entalpi Keluar Netralizer

Komponen	**Massa (kmol/jam)**	**Cp**	**H_3**

C_3H_6O	259,75	120,42	0
H_2O	17.300,15	75,55	0
$C_3H_8O_2$	3.914,14	212,32	0
NaOH	358,28	87,12	0
Na_2SO_4	7.313,26	228,01	0
Total	29.145,57		0

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

6. Dekanter

Fungsi : Memisahkan produk samping Na_2SO_4

Kondisi Operasi

P = 1 atm

T = 25 °C

= 298,15 K

1. Neraca Massa Alat *Decanter*

Umpan Masuk : Aliran 6

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol	p(kg/m3)	x.p	μ (Cp)	μ . X
C_3H_6O	259,75	0,01	58	4,48	0,004	830	3,15	0,28	0,001
H_2O	19.154,21	0,62	18	1.064,12	0,90	1.000	901,37	0,89	0,80
$C_3H_8O_2$	3.914,14	0,13	76	51,50	0,04	1.036	45,20	42	1,83
NaOH	358,27	0,01	40	8,96	0,008	2.130	16,16	23,9	0,18
Na_2SO_4	7.313,26	0,24	142	51,50	0,04	2.660	116,04	1,8	0,08
Total	**30.999,64**	**1,00**		**1.180,56**	**1,00**	**7.656,00**	**1.081,92**	**68,87**	**2,895**

ρ campuran = 1.081,92 kg/m^3

μ campuran = 2,895 cp = 7,00 lb/ft.s

Fv = 28,65 m^3/jam = 0,0080 m^3/s

Produk Atas : Aliran 8

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol	p(kg/m3)	x.p	μ (Cp)	μ . X
C_3H_6O	259,75	0,01	58	4,48	0,00	830	3,32	0,28	0,001
H_2O	19.154,21	0,82	18	1.064,12	0,95	1.000	950,02	0,89	0,85
$C_3H_8O_2$	3.914,14	0,17	76	51,50	0,05	1.036	47,63	42	1,93
Total	**23.328,10**	**1,00**		**1.120,10**	**1,00**	**2.866,00**	**1.000,98**	**43,17**	**2,78**

ρ campuran = 1.000,98 kg/m^3

μ campuran = 2,78 cp = 6,72 lb/ft.s

Fv = 23,31 m^3/jam = 0,0065 m^3/s

Produk Bawah : Aliran 7

Komponen	Kg/jam	Fraksi Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol	p(kg/m3)	x.p	μ (Cp)	μ . X
NaOH	358,27	0,047	40	8,96	0,15	2130	315,56	23,9	3,54
Na_2SO_4	7.313,26	0,95	142	51,50	0,85	2660	2.265,93	1,8	1,53
Total	**7.671,54**	**1,00**		**60,46**	**1,00**	**4.790,00**	**2.581,48**	**25,7**	**5,07**

ρ campuran = 2.581,48 kg/m^3

μ campuran = 5,074 cp = 12,27 lb/ft.s

Fv = 2,972 m^3/jam = 0,0008 m^3/s

2. Menentukan Fase Terdispersi

Fase Ringan

m1 = 23.328,10 kg/jam
= 6,48 kg/s

ρ1 = 1.000,98 kg/m^3
= 62,49 lb/ft^3

Q1 = m / p
= $\frac{23.328,10 \text{ kg/jam}}{1.000,98 \text{ kg/m}^3}$
= 23,305 m^3/jam
= 0,0065 m^3/s
= 0,02286 ft^3/s

μ1 = 2,78 cp
= 0,1867 lb/ft.s
= 0,0028 kg/m.s

Fase Berat

m2 = 7.671,54 kg/jam
= 2,13 kg/s

ρ2 = 2.581,48 kg/m^3
=161,16 lb/ft^3

Q2 = m / p
= $\frac{7.671,54 \text{ kg/jam}}{2.581,48 \text{ kg/m}^3}$
= 2,9718 m^3/jam
= 0,0008 m^3/s
= 0,0292 ft^3/s

μ2 = 5,07 cp
= 0,3410 lb/ft.s
= 0,0051 kg/m.s

3. Menentukan Dimensi decanter

a. Menghitung waktu tinggal dalam dekanter

Dari (*Coulson,J.M*) waku tinggal cairan yang baik dalam dekanter berkisar 2-5 menit.

Dirancang

t = 5 menit

= 0,0833 jam

b. Menghitung volume decanter

$$V_D = \frac{m_{Feed}.t}{\rho_{Feed}}$$

Vd = 30.999,64 / 1.081,92 x 0,0833

= 2,3877 m^3

= 84,3213 ft^3

Overdesign = 20 %

Vd = 1,2 x 84,3213 ft^3

= 101,1856 ft^3

Tutup berbentuk *torispherical dished head*

Dengan :

VT = 0,000049 Di^3 (Brownell)

Keterangan :

VT = Volume *torispherical head* ft^3

Di^3 = Diameter volume tangki

Sehingga:

Volume *decanter* = vol silinder + vol tutup

= Vol silinder +2 vol *head*

101,1856 = ¼ π Di^2L + [2{0,000049.(Di^3)}]

101,1856 = ¼ π Di^2.2 Di +{(0,000098 Di^3}

101,1856 = (Di)^3{ 2/4 π+0,000098}

101,1856 = (Di)^3 {2/4 x 3,14+0,000098}

101,1856 = Di^3 x 1,570098

101,1856 = 1,570098 D^3

D^3 = 10,0981

D = 2,1615 ft

= 25,9375 in

= 0,6588 m

H = 2D

= 4,3229 ft
= 51,8749 in
= 1,3176 m

c. Menghitung volume fase ringan

Volume cairan (V1) = (m1 x t) / ρ1

V1 = 23.328 x 0,0833
1.0030,98

V1 = 1,9421 m^3

V1 = (πD^2)/4 x.(cairan 1)

1,9421 = (3,14 x (0,6588m)^2 / 4 x H_(cairan 1)

= 0,3407 H_(cairan 1)

= 0,7046 m^3
0,3407 m^2

= 2,0681 m

d. Menghitung fase berat

Volume cairan (V2) = (m2 x t)/ρ2

V2 = 7.671,54 x 0,0833
2.581,48

= 2,9718 m^3

V2 = (πD^2)/4 H_(cairan 2)+ 0,000049 x Di^3

2,9718 = (3,14 x (0,6588 $m)^2$)/4 x
H_(cairan 2)+0,000049 x (0,6588 $m)^3$)

2,9718 = 0,3407 H_(cairan 2) + 0,00001401

= 2,9718 m^3
0,3047 m^2

= 8,7225 m

4. Menghitung Tebal *Shell* (ts)

$$t_s = \frac{P.ri}{f.E - 0.6P} + C$$

(Brownell, 1959. p. 254.,eq 13.1)

Mencari tekanan hidrostatis:

Vol cairan = h cairan x (πD^2/4)

1,0589 = h cairan x 0,3407

h cairan = 2,3877 / 0,3407

= 7,0083 m

P hidrostatis = ρ x g x h cairan

= 1.000,98 x 9,8 x 7,0083

= 30.570,93 N/m^2

= 4,43 psia

Dimana :

ts = Tebal dinding *shell, in*

P = Tekanan desain = P operasi + P hidrostatis
= 14,7 + 4,43
= 19,13 psi

ri = Jari-jari decanter = 12,9688 in

E = Efisiensi sambungan las = 0,85

f = Tekanan maks yang diizinkan = 18.847,95 psi

C = Korosi yang diizinkan = 0,125 in

ts = = 0,1382 in

Jadi, tebal minimum yang dibutuhkan adalah = 0,1382 in

Maka digunakan ketebalan *shell* standar = 3/16 in
= 0,1875 in

5. Menentukan Tebal *Head* (th)

Direncanakan berbentuk *torispherical dished head*

OD = ID *shell* + 2 ts

OD = 25,9375 in + 2 x 0,1875
= 26,3125 in

OD Standar = 28 in

ID = OD - 2 ts
= 27,625 in
= 0,7017 m
=2,3021 ft

H = 2D
= 2 x 27,625 in
= 1,4034 m
= 4,6042 ft

Dari tabel *brownell* didapatkan data sebagai berikut:

OD = 28 in

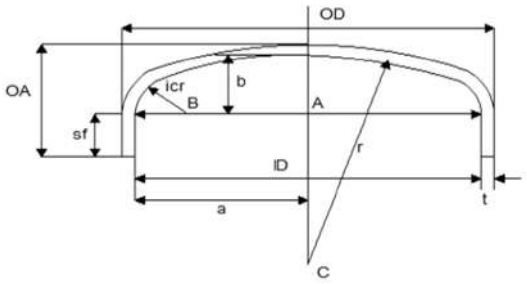
ts = 0,1875 in

icr = 1 ¾

r = 26 in

6. Menghitung Tinggi *Head*

Nilai sf dengan th 3/16" adalah 1 ½ -2" (Tabel Brownell)
dipilih nilai sf : 2



= 27,625 in / 2
= 13,8125 in

AB = a - icr
= 13,8125 in - 1,75
= 12,0625 in

BC = r - icr
= 26 in - 1,75
= 24,25 in

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

$$AC = \sqrt{24{,}25^2 - 12^2}$$

= 21,0371 in

b = r - AC
= 26 in - 21,0371 in
= 4,9629 in

h *head* = 0,1477 in
= 7,1106 in
= 0,1806 m

7. Merancang Pipa
   a. Merancang pipa pemasukan

Aliran turbulen

qf = 0,0023 m^3/s
= 0,0829 ft^3/s

p(densitas) = 62,66 lb/ft^3
= 3,9 x Qf0,45X p0,13
= 3,9 x (0,0829) 0,45 x (62,66)0,13
= 2,1783 in

Diambil dari standar tabel pipa *kern*

Nominal *pipe size* = 1 ½
OD = 1,900 in
ID = 1,61 in
= 0,0409 m
= 0,1342 ft

Schedule number = 40

Flow area (A) = 2,040 in^2
= 0,0013 m^2
= 0,0142 ft^2

Kecepatan Linier

(V) = qf / A

= 0,0829 ft^3/s / 0,0142 ft^2

= 5,8411 ft/s

Re = ID x ρ x μ

$$= \frac{0{,}1342 \times 62{,}66 \times 5{,}8411}{18{,}24}$$

= 49,1185 / 18,24

= 2,6932

b. Merancang pipa pengeluaran *bottom product*

Aliran turbulen

qf = 0,0008 m^3/s

= 0,0292 ft^3/s

p = 161,16 lb/ft^3

= 3,9 x Qf^0,45 x p^0,13

= 3,9 x 0,0292 x 161,16

= 1,5385 in

Diambil pipa standar, *Kern.*844

Nominal *pipe size* = 1

OD = 1,32 in

ID = 1,049 in

= 0,0266 m

= 0,0874 ft

Schedule number = 40

Flow Area (A) = 0,864 in^2

= 0,0006 m^2

= 0,0060 ft^2

Kecepatan linier

(V) = qf / A

= 0,0292 ft^3/s / 0,0060 ft^2

= 4,8586 ft/s

Re = ID x ρ x μ

$$= \frac{0{,}0874 \times 161{,}16 \times 4{,}8586}{12{,}2742}$$

= 68,4367 / 12,2742

= 5,5757

c. Merancang pipa pengeluaran *top product*

Aliran turbulen

qf = 0,0023 m^3/s

= 0,0829 ft^3/s

p = 3,9 x Qf^0,45 x p^0,13
= 3,9 x 0,0829 x 62,66
= 2,1783

Diambil pipa standar

Nominal *pipe size* = 1 ½

OD = 1,900 in

ID = 1,610 in
= 0,0409 m
= 0,1342 ft

Schedule number = 40

Flow area (A) = 2,040 in^2
= 0,0013 m^2
= 0,0142 ft^2

Kecepatan linier

(V) = qf / A
= 0,0829 ft^3/s / 0,0142 ft^2
= 5,8411 ft/s

Re = ID x ρ x μ
$$= \frac{0{,}1342 \times 62{,}66 \times 5{,}8411}{0{,}5405}$$
= 49,1185 / 0,5405
= 90,872

8. Menentukan Letak Pipa

Menghitung pipa pengeluaran hasil atas Z1

Z1 = 0,6 + H1 + H2
= 2,0681 + 8,7225
= 10,7906 m

Menghitung pipa pemasukan (Z3)

Z3 = H2 + 0,6
= 8,7225 + 0,6
= 9,3225 m

Menghitung tinggi pipa pengeluaran bawah (Z2)

Z2 = 1.003,70 kg/m^3
= 2,581,48 kg/m^3

$$Z2 = \frac{(Z1 - Z3)\,\rho 1}{\rho 2} + Z3$$

$$= \frac{(10{,}7906 - 9{,}3225)1.003{,}70}{2.581{,}48} + 9{,,}3225$$

= 1.473,53

7. Menara Distilasi

A. Menentukan Kondisi Operasi Umpan

Komponen	Kmol /Jam	Zi,f=Xi,f	Log (Pisat)	Pi Sat (mmHg)	Pi Sat (Bar)	Ki,f	Yi(Ki,f.Xi,f)
$C_3H_8O_2$	3.914,14	0,48	-0,90	0	0,00	0,00	0,00
H_2O	4.312,72	0,52	1,74	55,41	0,07	0,08	0,04
Total	**8.226,86**	**1,00**	**0,00**	**1.315,24**			**0,04**

B. Menentukan Kondisi Operasi Aliran Distilat
Menggunakan *Kondensor*

Temperature T=	40,00	C	313,15	K
Pressure P =	1,00	atm	1,01	bar

Komponen	Kmol /Jam	Zi,d=Xi,d	Log (Pisat)	Pi Sat (mmHg)	Pi Sat (Bar)	Ki,d	Xi(Ki,d.Xi,d)
$C_3H_8O_2$	3.875,00	0,99	-1,92	0,01	0,00	0,00	0,00
H_2O	43,13	0,01	1,34	23,78	0,03	0,04	0,00
Total	**3.918,13**	**1,00**					**0,00**

C. Menentukan Kondisi Operasi Aliran *Bottom* Destilasi
Sebelum *Reboiler*
Bubble Point (Kondisi *bottom* cair jenuh)

Temperature T=	40,00	C	313,15	K
Pressure P =	1,00	atm	1,01	bar

Komponen	Kmol /Jam	Zi,b	Log (Pisat)	Pi Sat (mmHg)	Pi Sat (Bar)	Ki,b	Xi(Xi,b.Ki,b)
$C_3H_8O_2$	39,14	0,01	-0,90	0,12	0,00	0,00	0,00
H_2O	4.269,59	0,99	1,74	55,41	0,07	0,07	0,07
Total	**4.308,74**	**1,00**					**0,07**

Menentukan Komposisi Di *Bottom*

Perhitungan nHD,nHW

Komponen	*Feed* (kmol/jam)	Perkiraan (Kmol/jam) D	B	M (nHD/nHW)
$C_3H_8O_2$	3.914,14	3.875,00	39,14	0
H_2O	4.312,72	43,13	4.269,59	108,86

Neraca Massa Distilasi

Input

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	3.914,14	297.474,75	1,00
H_2O	18	1,14	20,59	0,00
Sub Total		3.915,29	297.495,33	1,00
Total	297.495,33			1,00

Output Distilat

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	3.875,00	294.500,00	1,00
H_2O	18	0,01	0,21	0,00
Sub Total		3.875,01	294.500,21	1,00
Total	297.495,33			

Output Bottom

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	39,14	2.974,75	0,99
H_2O	18	1,13	20,38	0,01
Sub Total		40,27	2.995,13	1,00

Menghitung refluks minimum dengan metode *underwood* 1 dan 2
Mencari nilai θ (Umpan berada dalam kondisi cair jenuh) sehingga q=1

Komponen	α *Average*	Xi,f	(α*Xi,f)/(α-θ)	Xi,d	(α*Xi,d)/(α-θ)
$C_3H_8O_2$	0,00	1,00	0,00	0,99	0,00
H_2O	443,94	0,00	0,00	0,01	0,01
Total	**3,25**	**1,00**	**0,00**	**1,00**	**0,01**

Rm (Refluks Minimum) = -0,99
Rop (Refluks Operasi) = -1,19
R operasi berkisar antara 1,2 - 1,5 Rm
Menghitung Jumlah Tahap (*Tray*) Teoritis dan Aktual
Menentukan jumlah tahap teoritis dengan metode Gilliland
Korelasi Gilliland berawal dari grafik lalu diubah ke dalam formula matematik oleh Molokanov dkk,1972.

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp\left(\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X}\right)\left(\frac{X - 1}{\sqrt{X}}\right)\right)$$

$$X = \frac{R - R_m}{R + 1}$$

Rm = 0,99
R = -1,19
X = 1,05
(N-NM)/(NM+1) = -0,019875582
Nm = 1,51
N = 1,46
Mencari Tahap Aktual
Umumnya menggunakan perkiraan efisiensi berada dalam rentang 30-80% (Towler 2020,hal 700)
Jika diambil Eo = 0,8
N Aktual = 27,500 Tahap
= 7,45 / 27,500
= 0,2709 Jarak Antar *Tray*
Menentukan Lokasi Umpan Masuk
Menentukan lokasi tahap umpan masuk pada menara distilasi 1 (T-301) menggunakan Metode *Kirkbride*.

$$log\frac{Nr}{Ns} = 0{,}206\log[(\frac{B}{D})\left(\frac{XF,HK}{XF,LK}\right)\left(\frac{XB,LK}{XD,HK}\right)^2]$$

$Z_{HK,F}$ = 0,00
$Z_{LK,F}$ = 1,00
$X_{LK,B}$ = 0,99
$X_{HK,D}$ = 0,99
B = 79827,44
D = 295276,29
NR/NS= 0,14

$$N_R + N_S = N$$

N_R = 3,44 *Rectifying Section* (*Stages* Atas)
N_S = 24,06 *Stripping Section* (*Stages* Bawah)
Total = 28
Maka, *Feed Stage* berada di *stage*
Ns = 24,06 = 22

Perhitungan Komposisi Komponen di Distilat dan Reboiler (*Bottom*)

Laju Alir Uap

Komponen	BM (Kg/Kmol)	XD	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	0,99	3.873,81	294.409,60	1,00
H_2O	18	0,01	0,00	(0,04)	(0,00)
Sub Total		**1,00**	**-734,09**	**294.409,56**	**1,00**
Total				**294.409,56**	

Laju Alir Refluks

Komponen	BM (Kg/Kmol)	XD	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	0,99	-1,19	(90,40)	1,00
H_2O	18	0,01	-0,01	-0,24	0,00
Sub Total		**1,00**	**-1,20**	**(90,64)**	**1,00**
Total					**294.409,56**

Laju Alir Distilat

Komponen	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	3.875,00	294.500,00	1,00
H_2O	0,01	0,21	0,00
Sub Total	**3.875,01**	**294.500,21**	**1,00**

Neraca Massa Reboiler

Keterangan :

Lm = Laju alir molar *liquid* masuk reboiler

Vm = Laju alir molar uap *vapor* reboiler

B = Laju alir molar *bottom* distillate

F = Laju alir molar umpan

Diketahui :

Lm = Ln + (q x f) q diasumsikan 1

Lm = Ln + (q x f)

Lm = 65,21 + (1 * 28,59)

= -693,81 Kmol/jam

Vn = Vm + ((1 - q) x F)

Vm = Vn - ((1 - q) x F)

Vm = 59,79 - ((1-1) x 28,59)

= -734,09 Kmol/jam

B = Lm - Vm

B = 61 - 20 - 59,79

= 40,27 Kmol/jam

Aliran Laju Alir Liquid

Komponen	BM (Kg/Kmol)	XB	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	0,01	39,14	2.974,75	0,99
H_2O	18	0,99	1,13	20,38	0,01
Sub Total		**1,00**	**40,27**	**2.995,13**	**1,00**
Total	**2.995,13**				

Laju Alir Uap

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	39,14	2.974,75	1,00
H_2O	18	-	-	-
Sub Total		**39,14**	**2.974,75**	**1,00**
Total	**2.995,13**			

Aliran *Bottom*

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam	Kg/Jam	Fraksi Massa
$C_3H_8O_2$	76	0,00	0,00	0,00
H_2O	18	1,13	20,38	1,00
Sub Total		**40,27**	**20,38**	**1,00**

Menghitung Tinggi Distilasi

Berdasarkan *plate spacing towler,* pada umumnya jarak antar *plate* yang digunakan adalah 0,15 m - 1 m. (Towler 2020,Hal 693)

Plate Spacing

The overall height of the column will depend on the plate spacing. Plate spacings from 0.15 m (6 in) to 1 m (36 in) are normally used. The spacing chosen will depend on the column diameter and operating conditions. Close spacing is used with small-diameter columns, and where head room is restricted; as it will be when a column is installed in a building. For columns above 1 m diameter, plate spacings of 0.3 m to 0.6 m will normally be used, and 0.5 m (18 in) can be taken as an initial estimate. This would be revised, as necessary, when the detailed plate design is made.

A larger spacing will be needed between certain plates to accommodate feed and side-stream arrangements, and for manways.

Digunakan jarak antar *plate* = 0,6

Tinggi Menara Distilasi

H = Jumlah *Tray* Aktual x Jarak Antar *Plate*

= 27,500 x 0,6

= 16,50 m

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Xi.F	BMF Kg/Kmol	Xi.d	BMd Kg/Kmol	Xi.b	BMb Kg/Kmol
$C_3H_8O_2$	76	1,00	75,98	0,99	75,16	0,01	0,690
H_2O	18	0,00	0,01	0,01	0,20	0,99	17,84
Total		**1,00**	**75,98**	**1,00**	**75,36**	**1,00**	**18,527**

Menghitung Diameter Menara Distilasi

Menentukan *liquid vapor flow*

Dicari berdasarkan (Pers 11.82,Towler Hal 720)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w}\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Dimana :

Lw = Laju alir massa *liquid*

Lv = Laju alir massa *vapor*

Menentukan Flv Distilat :

Diketahui

Ln = (96,49) kg/s

Vn = (15,37) kg/s

ϱv = 3,08 kg/m^3

ϱL = 95,11 kg/m^3

Flv Distilat = 1,13

Menentukan Flv *Bottom*

Lm = -3,57

Vm = -3,78

ϱv =0,72

ϱL = 114,38

Flv *Bottom* =0,08

Menentukan *Flooding vapor velocity* (UF)

Ditentukan dengan persamaan 11.81 sebagai berikut:

$$u_f = K_1\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Sumber : Pers 11.81, Towler 2020 Hal 720)

Keterangan :

uf = Kecepatan *flooding* uap (m/s)

K1 = Konstanta Flv

Flooding Vapor Velocity untuk *Top & Bottom* Distilasi

Uf *Top* = 0,82 m/s

Uf *Bottom* = 1,44 m/s

Untuk estimasi design, digunakan 80-85% dari *flooding velocity* (uf)

Digunakan = 85%

Didapatkan *flooding* pada *maximum flow rate design* (un):

un *Top* = 0,70 m/s

un *Bottom* = 1,23 m/s

Menghitung maksimum *volumetric rate*
Dicari terhadap *top* dan *bottom,*sebagai berikut:
(Sumber: Towler 2020, hal 372)
Top Maximum Volumetric Rate

$$\frac{Vn\ x\ BM}{\rho V\ x\ 3600}$$

1,18 x 45,99
1,60 x 3600
= -4,985
Bottom Maximum Volumetric Rate

$$\frac{Vm\ x\ BM}{\rho V\ x\ 3600}$$

0,60 x 23,463
0,78 x 3600
= -5,236

Menentukan *Net Area* Yang Dibutuhkan Pada Bagian *Top* dan *Bottom*
(Sumber: Towler 2020, hal 732)
Net Area :

$$\frac{Maximum\ Volumetric\ Rate}{Maximum\ Flodring\ Rate}$$

Top Area Rate = -7,158 m/s
Bottom Area Rate = -4,269 m/s

Menghitung *Downcomer Area* (AD)
Untuk *trial* pertama, digunakan *downcomer area* sebesar 12% dari luas total ternyata berpengaruh terhadap waktu tinggal menjadi <3 s maka dibulatkan 16%. (Sumber:Towler 2020,Hal 734).
AD = *Net Area* / 1 - 0,16
Top AD = -8,522 m^2
Bottom AD = -5,082 m^2

Menghitung Diameter *Column* (DC)
Diameter kolom distilasi dapat ditentukan dengan rumus berikut:

$$D_c = \sqrt{\frac{A_d \times 4}{\pi}}$$

(Sumber:Towler 2020,Hal 734)

Menentukan *Liquid Flow Pattern*

Menentukan *liquid flow pattern* dengan mencari *Max. Volumetric Rate:*

(Sumber:Towler 2020)

Max Volumetric Liquid Rate :

$$\frac{lm\ x\ BM}{\rho V\ x\ 3600}$$

= 0,61 x 23,463 / 0,78 x 3600
= -4,949 m^3/s

Perancangan *Plate*

Berikut merupakan langkah-langkah untuk mencari *Plate* (Sumber:Towler 2020, Hal 720)

Diameter yang diperoleh 0,76 m, jika disesuaikan dengan *design properties of pipe* melalui data NPS dengan pendekatan sebuah nilai dari *inside diameter* (ID) 8,295 inch atau 0.210 m

Diameter Kolom(Dc)	= 0,21 m	
Luas Kolom (Ac)	= 0,035 m^2	
Luas *Downcomer* (Ad)	= 16%	0,0055
Luas *Net area* (An)	= AC - AD	0,029
Luas *Active area* (Aa)	= AC - 2AD	0,0235
Luas *Hole area* (Ah)	= 10% * Aa	0,0023
Panjang *weir* (lw)	= dari fig.17.39 (Towler,hal 872)	
9Ad/Ac) x 100%	= 16%	

Maka diperoleh panjang *weir* :

lw/Dc = 0,82 fig.17.39 (Towler, hal 872)
lw = 0,82 x 0,21
= 0,17

Menentukan Dimensi *Weir*

Tinggi *Weir*

Ketinggian *weir* untuk kolom distilasi yang beroperasi di atas tekanan atmosferik berkisar antara 40 - 90 mm. (Towler,Hal 725)

Weir Height

The height of the weir determines the volume of liquid on the plate and is an important factor in determining the plate efficiency (see Section 11.10.4). A high weir will increase the plate efficiency but at the expense of a higher plate pressure drop. For columns operating above atmospheric pressure, the weir heights will normally be between 40 mm and 90 mm (1.5 and 3.5 in.); 40 to 50 mm is recommended. For vacuum operation, lower weir heights are used to reduce the pressure drop; 6 to 12 mm (¼ to ½ in.) is recommended.

digunakan tinggi *weir* (h *weir*)

h *weir* (hw) = 50 mm

Diameter *Hole*

Diameter *hole* pada umumnya berkisar antara 2,5 - 12 mm

biasanya digunakan diameter *hole* sebesar 5 mm. (Towler,Hal 726)

Hole Size

The hole sizes used vary from 2.5 to 12 mm; 5 mm is the preferred size. Larger holes are occasionally used for fouling systems. The holes are drilled or punched. Punching

digunakan diameter *hole* (d *hole*)

d *hole* = 5 mm

Tebal *Plate*

Untuk material *plate stainless steel, tebal plate* yang digunakan ialah 5 mm

thickness. For carbon steel, hole sizes approximately equal to the plate thickness can be punched, but for stainless steel the minimum hole size that can be punched is about twice the plate thickness. Typical plate thicknesses used are 5 mm (3/16 in.) for carbon steel, and 3 mm (12 gauge) for stainless steel.

t *plate* = 5 mm

(Towler, Hal 727)

Melakukan *Check Weeping*

(Sumber: Towler 2020)

Lm = -693,81

BM = 18,527

Max. Liq rate(Lw) $= \frac{Lm \times BM}{3600}$

$= \frac{93,80 \times 23,46}{3600}$

= -3,571 kg/s

Min. Liquid Rate (Lw min)

70 % x *Max Liquid Rate* = -2,499 kg/s

17.13.7 Weir Liquid Crest

The height of the liquid crest over the weir can be estimated using the Francis weir formula (see Coulson, Richardson, Backhurst, & Harker, 1999)). For a segmental downcomer this can be written as

$$h_{ow} = 750\left[\frac{L_w}{\rho_L l_w}\right]^{2/3} \qquad (17.53)$$

Menentukan Nilai K2

Nilai K2 ditentukan dari Kurva *weep point correlation* pada gambar 11.32, Towler Hal 724.

Diperoleh : K2 = 30,5

Selanjutnya mencari *actual min vapor* (Towler,Hal 720)

(uh) Min = $\frac{K2 - 0{,}90\,(25{,}4 - dh)}{(\rho v)^{0,5}}$

= $\frac{30{,}5 - 0{,}90\,(25{,}4 - 5\,)}{(0{,}78)^{0,5}}$

= 8,89 m/s

aktual *min vapor velocity* = $\frac{\textit{Minimum vapor rate}}{Ah}$

= -1.557,01 m/s

New actual min vapor = $\frac{\textit{Minimum vapor rate}}{7\%\ Aa}$

= -2.224,30 m/s

Menghitung *plate pressure drop*

Menghitung *maximum vapor velocity,* yang melewati *holes*

Laju uap max (uh) max (Towler,Hal 721).

$\frac{Qv}{10\%Ah}$

= -2.224,30 m/s (Rule of Thumbs,Wallas,1990)

Mencari tebal *plat* / d(*hole*) = 1

Dengan Nilai Ah/Aa*100 = 10

didapatkan CO = 0,84

hd = 51 $\frac{(Uh\text{^}2 \times \rho v}{(Co) \times \rho L}$

= 51 $\frac{(17{,}33)\text{^}2 \times 0{,}78}{0{,}84 \times 120{,}27}$

= 404.040,44 mm *liquid*

Menentukan Residual (hr)

hr = $\frac{12{,}5 \times 10\text{^}3}{\rho v}$

(Pers.11.89, Towler Hal 729)

= 12,5 x 10^3
114,38

= 109,29 mm *liquid*

Menentukan Tebal *Shell* Kolom

Bahan *shell* dipilih : *Stainless Steel* SA 167 *type* 304.
Tensile Strength

Spesifikasi : *Allowable Stress* (f)
Corrosion Allowance (c)

342 Allowable Stresses

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension
(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures, −20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	5	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr—12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

(Sumber: Brownell & Young)

P operasi = 1 bar = 14,5 psi
Diameter menara = 0,21 = 8,2677 in
Jari-jari menara = 0,105 = 4,13385 in
Densitas = 114,38
P hidrostatis = ρ x g x h
= 114,38 x 9,8 x 16,50
= 18.494,90 pa
= 2,68 psi
P total = P operasi + P hidrostatis
= 14,5 + 2,68
= 17,18 psi

Faktor keamanan 10% atau lebih tinggi 25 psia dari tekanan operasi
P Desain = 25 psi + P total
= 25 + 17,18
= 14,69 psi
= 1,01 bar

$$\frac{P\ x\ ri}{f\ x\ E-0{,}6\ P} + C$$

Tebal *Shell* (ts) =

ts = 0,10 inch

dipilih ts standar = ⅛ in

= 0,3125 in

= 0,0079 m

Menentukan Tebal *Head* Kolom

Jenis *Torispherical dished head* (Sumber Brownell,Hal 89-93)

ID = 8,2677 in

OD=ID + 2 ts = 8,8927 in

OD standar = 38 in

icr = 2,5

r = 36

ID koreksi = OD - 2 ts

= 37,375 in

= 0,949 in

Tebal *head* kolom (th)

$$= \frac{P\ x\ rc\ x\ W}{2.\ xf\ x\ E\ -0{,}2\ P} + C$$

$$= \frac{14{,}69\ x\ 36\ x\ 0{,}8158}{27.200-0{,}2\ x\ 14{,}69} + 0{,}1$$

= 0,116 in

tebal *head* standar = 0,3125 in

= 0,0079 in

Tinggi Total Menara

Tinggi Menara (H) = 16,50 m

Tinggi *head* kolom atas = 0,228 m

Tinggi *head* kolom bawah = 0,228 m

Tinggi total kolom distilasi = H menara+ H *head* atas + H *head* kolom bawah

Tinggi total kolom distilasi = 16,96 m

8. Cooler

Kondisi operasi :

T in = 100 °C (373,15)

T Out *Cooler* = 25 °C (298,15 K)

P = 1 atm

a. Menghitung liquid masuk *cooler*

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
$C_3H_8O_2$	76	51,5	3.914,14	2,24E+02	1,16E+04
Total		**51,5**	**3.914,14**	**2,24E+02**	**1,16E+04**

b. Menghitung liquid keluar *cooler*

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
$C_3H_8O_2$	76	51,5	3.914,14	2,24E+02	1,16E+04
Total		**51,5**	**3.914,14**	**2,24E+02**	**1,16E+04**

c. Menghitung panas total *cooler*

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
$C_3H_8O_2$	1,16E+04	2,24E+02	1,09E+04
Total	**1,16E+04**	**-6,26E+02**	**1,09E+04**

Komponen	kg/jam	Fraksi	BM	Kmol/Jam	Cp, J/(mol K)	Cp, J/(kg K)	k, W/m.K	yi.k.BM^(1/3)	yi.BM^(1/3)	μ, centipoise	μ, Pa.s	yi.μ.BM.(1/2)	yi.BM.(1/2)	ρ, kg/m^3
C3H8O2	3914,14	1	76	51,5	2,24E+02	2,95E+03	70525782,72	298734773,8	4,235823584	657068,51	657,0685	24968,60352	38	0,3616649
Total	3914,14													

k= 0,24 W/m.k

μ= 657,1 Pa.s

Komponen *Water* :

Water = 4.312,72 kg/jam

Total = 4.312,72 kg/jam

Fraksi = 1

BM = 18

= 75,44 Cp.J/(mol.k)

= 4191,3 Cp,J(kg K)

= 2046 k,W/m.k
= 5362 yi.k.BM^(⅓)
= 2,62 yi.BM^(⅓)
= 115551,52 μ, *centipoise*
= 1,16 μ, Pa.s
= 10,40 yi.μ.BM^(½)
= 9 yi.BM.(½)
= 0,42 ρ, kg/m^3
k= 0,38 W/m.k
μ= 1,16 Pa.s

Beban Panas

Q = Qh = Qc
= 164054182,4 J/jam
= 155359,31 btu/jam

LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) = 65K

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)}$$

Parameter *rasio* suhu (R&S)

R = 7,50 dan S = 0,13

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \qquad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

Jenis HE diperoleh dari nilai *Temperature difference factor* (ft)
(Sumber : Kern,1950;Fig 18-23,Pg.828-833)

Ft = 0,8

Mean temperature difference

ΔTm = 52

$$\Delta T_m = F_t \, \Delta T_{lm}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pendingin menggunakan air,

diperoleh dari Table 12.1 Coulson & Richardson Page 637

Ud =	min =	250	W/m^2.C
	max =	500	W/m^2.C
	dipilih	350	W/m^2.C

Total luas perpindahan panas

A = 2,50 m^2 = 26,95 ft^2

$$A = \frac{(Q / 3600)}{U_d \Delta T_m}$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 *Perry*

Outside Diameter	OD =	3/4	inch	0,01905	m
Birmingham Wire Gage	BWG=	16			
Thickness	t =	0,065	inch	0,001651	m
Inside Diameter	ID =	0,62	inch	0,011811	m
Length	L =	12	ft	3,6576	m
Tube Sheet Thickness	tts =	25	mm	0,025	m
Diameter Shell		16	inch	0,4064	m

Panjang *tube* efektif

Lt,eff = Lt-2 tts

= 3,6076 m

Luas permukaan 1 buah tube

As1 = phi.Lt.OD

= 0,2187867 m^2

Jumlah *tube* yang diperlukan

Nt = A/As1

= 11,44

= 12 *tube*

A *and* Ud koreksi

Luas permukaan

A,kor = Nt.As1

= 2,63 m^2

Overall Coefficient = 333,79 W/m^2.k

$$U_{d,kor} = \frac{(Q / 3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$$

Diameter *Tube Bundle* (Db)

diperoleh table 12.4 *Coulson & Richardson*

Triangular Pitch (Pt) = 1,25 OD , 0,03175 m

Number passes = 2
k1 = 0,25
n1 = 2,21
Db = 0,11 m , 4,34 in

Baffle

Jenis = *Clearance Between Tube Hole in Baffle and Tube* (CBT)
Baffle spacing single segmental baffle = 25 % *Baffle cut*
Jumlah *baffle* = 0,6
= 1 = 0,4064
= 9

$$D_b = OD\left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\left(\frac{1}{n_1}\right)}$$

Perhitungan koefisien transfer panas

Tube side coefficient

Luas tampang 1 buah *tube*
Af1 = phi/4 ID^2
= 0,000027 m^2
Jumlah *tube* per pass
Ntp = Nt/(*tube pass*)
= 6
Luas tampang total tiap pass di *tube*
Aft = Ntp.Af1
= 0,000164 m^2
Fluks massa aliran di *tube*
Gt = Wc / Aft
= 998741398256,98 kg/jam.m^2
Kecepatan linier aliran di *tube*
ut = Gt / pc
= 976405853459,55 m/jam
Bilangan *reynold*
Re = pc.ut.ID / ηc
= 10208550226,16
Bilangan *prandtl*
Pr = cpc.ηc / kc
= 12692,61
Bilangan *Nusselt*
Nu = 0,023 x $Re^{0,8}$x $Pr^{0,33}$
= 52853146,41
Koefisien transfer panas *inside tube*

hi = Nut.kc/ID = 1707497233

Koefisien transfer panas *inside tube* dengan dasar diameter luar

hio = hi.ID / OD = 1058648284

Shell side coefficient

Diameter ekivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD}\left(p_t^2 - 0.917OD^2\right)$$ = 0,04 m

Luas tampang aliran

$$A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b$$ = 0,00 m

Fluks massa aliran di *shell*

Gs = Wh / Afs

= 2038618,7

Kecepatan linier aliran di *shell*

us = Gs/ ph

= 2032129,5

Bilangan *reynold*

Re = ph.us.de / ηh

= 3,18

Koefisien transfer panas *outside tube*

ho = 6645316215 W/m^2.k

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg})\frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}}$$

Pressure drop tube

Bilangan *reynold tube* = 10208550226,16

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12,24 *page* 668

jft = 0,0018

ΔPt = 6,1578E+22

$$\Delta P_t = Npt\left(8J_f\left(\frac{L_t}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_h u_t^2}{2}$$

Pressure drop shell

Bilangan *Reynold shell* = 3,18

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12.30 *Page* 674

jfs = 0,0032

ΔPs = 1,4538E+11

$$\Delta P_s = 8J_f\left(\frac{ID_s}{d_e}\right)\left(\frac{L_t}{L_b}\right)\frac{\rho_c u_s^2}{2}$$

9. Heater 1 (HE-01)

Kondisi operasi :

T in heater = 25 ˚C (298,15 K)

T out heater = 40 ˚C (313,15 K)

P = 1 atm

a. Menghitung liquid masuk ke heater

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	4,48	259,75	120,42	539,26
H_2O	18	239,60	4312,72	75,55	18102,20
$C_3H_8O_2$	76	51,50	3914,14	212,32	10934,87
Total		**295,58**	**8486,61**	**408,30**	**29576,33**

b. Menghitung liquid keluar heater

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	4,48	259,75	123,31	552,18
H_2O	18	239,60	4312,72	75,27	18033,67
$C_3H_8O_2$	76	51,50	3914,14	214,52	11048,14
Total		**295,58**	**8486,61**	**413,10**	**29633,99**

c. Menghitung panas total

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
C_3H_6O	539,26		552,18
H_2O	18102,20		18033,67
$C_3H_8O_2$	3914,14		11048,14
Total	**29576,33**	**57,65**	**29633,99**

Komponen	kg/jam	Fraksi	BM	Kmol/Jam	Cp, J/(mol K)	Cp, J/(kg K)	k, W/m.K	yi.k.BM^(1/3)	yi.BM^(1/3)	μ, centipoise	μ, Pa.s	yi.μ.BM.(1/2	yi.BM.(1/2)	ρ, kg/m^3
C3H6O	259,75	0,0306069	58	4,48	120,42	63,547974	45053026,67	5337684,401	0,1184756	165761,7	165,762	147,13018	0,8876006	0,35856
H2O	4312,72	0,5081794	18	239,60	75,55	2133,0275	-516063,9889	-687297,5423	1,3318068	93961,357	93,9614	429,74305	4,5736147	0,42191
C3H8O2	3914,14	0,4612137	76	51,50	212,32	1288,4816	58482164,61	114251911,1	1,9536197	544999,81	545	9551,7317	17,526119	0,36646
Total	8486,61	1		295,58	408,30	3485,06	103019127,29	118902297,97	3,40	804722,86	804,72	10128,60	22,99	1,15

k = 2,43 W/m.k

μ = 299,73 Pa.s

Steam = 7203,96 kg/jam

Fraksi = 1

BM = 18

= 75,13 Cp,J/(mol K)

= 4173,8 Cp.J(kg K)

= -516064 k. W/m.k

= -1352470 yi.k.BM^(⅓)

= 2,62 yi.BM^(⅓)

= 166174,73 μ, centipoise

= 1,66 μ, Pa.s

= 14,96 yi.μ.BM.(½)

= 9 yi.BM.(½)

= 0,42 ρ, kg/m^3

k = 0,38 W/m.k

μ = 1,66 Pa.s

Beban panas

Q=Qh=Qc

= 6,86E+09 j/jam

= 6496399,7 btu/jam

LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) 21,75 K

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)}$$

Parameter rasio suhu (R&S) 1 *Shell and 2 Tubes*

R = 0,33 dan S = 0,90

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \qquad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

Jenis HE diperoleh dari nilai *temperature difference factor* (ft)

(Sumber : Kern, 1950; Fig 19-23, Pg 828-833)

Ft = 0,9

Mean temperature different

ΔTm = 19,57 m^2

$$\Delta T_m = F_t . \Delta T_{lm}$$

Overall coefficient (Ud)

untuk pendingin menggunakan air, diperoleh dari tabel 12.1 *Coulson & Richardson* Page 637

Ud = min = 1500 W/m^2.C

max = 4000 W/m^2.C

dipilih = 2500 W/m^2.C

Total luas perpindahan panas

A = 14918,21 m^2

= 160579,6 ft^2

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

Spesifikasi tube

diperoleh tabel 11.12 *Perry*

Outside diameter

OD = ¾ inch

= 0,01905 m

Birmingham Wire Gage

BWG = 16

Thickness

t = 0,065 inch

= 0,001651 m

Inside diameter

ID = 0,62 inch

= 0,011811 m

Length

L = 12 ft

= 3,6576 m

Tube sheet thickness

tts = 25 mm

= 0,025 m

Diameter shell

Ds = 16 inch

= 0,4064 m

Panjang *tube* efektif

Lt.eff =Lt - 2 tts

= 3,61 m

Luas permukaan 1 buah *tube*

As1 = phi.L.t.OD

= 0,22 m^2

Jumlah *tube* yang diperlukan

Nt = A / As1

= 68186,08

= 68 *tube*

A and Ud koreksi

Luas permukaan

A kor = Nt.As1

= 14,88m^2

Overall coefficient = 6544,16 W/m^2.k

$$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor}\,\Delta T_m}$$

Diameter *Tube Bundle* (Db)

diperoleh table 12.4 *Coulson & Richardson*

Triangular Pitch (Pt) = 1,25 OD , 0,03175 m

Number passes = 2

k1 = 0,25

n1 = 2,21

Db = 5,54 m = 218,18 in

Baffle

Jenis = *Clearance Between Tube Hole in Baffle and Tube* (CBT)

Baffle spacing single segmental baffle = 25 % *Baffle cut*

Jumlah *baffle* = 0,6

= 1 = 0,4064

= 9

$$D_b = OD\left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\left(\frac{1}{n_1}\right)}$$

Perhitungan koefisien transfer panas

Tube side coefficient

Luas tampang 1 buah *tube*

Af1 = phi/4 ID^2

= 0,0001095 m^2

Jumlah *tube* per pass

Ntp = Nt/(*tube pass*)

= 34

Luas tampang total tiap pass di *tube*

Aft = Ntp.Af1

= 0,0037232 m^2

Fluks massa aliran di *tube*

Gt = Wc / Aft

= 6265524,8 kg/jam.m^2

Kecepatan linier aliran di *tube*

ut = Gt / pc

= 2189916,4 m/jam

Bilangan *reynold*

Re = pc.ut.ID / ηc

= 246,9

Bilangan *prandtl*

Pr = cpc.ηc / kc

= 18176,91

Bilangan *Nusselt*

Nu = 0,023 x $Re^{0,8}$x $Pr^{0,33}$

= 48,02 m/detik

Koefisien transfer panas *inside tube*

hi = Nut.kc/ID = 9878,6 W/m^2.k

Koefisien transfer panas *inside tube* dengan dasar diameter luar

hio = hi.ID / OD = 6124,7 W/m^2.k

Shell side coefficient

Diameter ekivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD}\left(p_t^2 - 0.917OD^2\right)$$

= 0,04 m

Luas tampang aliran

$$A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b$$

= 0,0019 m

Fluks massa aliran di *shell*

Gs = Wh / Afs

= 3752071,1

Kecepatan linier aliran di *shell*

us = Gs/ ph

= 3676423,8

Bilangan *reynold*

Re = ph.us.de / ηh

= 88041,67

Koefisien transfer panas *outside tube*

ho = 11297480003 W/m^2.k

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg})\frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}}$$

Pressure drop tube

Bilangan *reynold tube* = 246,9

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12,24 *page* 668

jft = 0,04

ΔPt = 1,37542E+15

$$\Delta P_t = Npn\left(8J_f\left(\frac{L_t}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_b u_t^2}{2}$$

Pressure drop shell

Bilangan *Reynold shell* = 88041,67

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12.30 *Page*674

jfs = 0,0029

ΔPs = 1,48044E+13

$$\Delta P_s = 8J_f\left(\frac{ID_s}{d_e}\right)\left(\frac{L_t}{L_b}\right)\frac{\rho_c u_s^2}{2}$$

UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH
UNIMUDA
SORONG

10. Heater 2

Kondisi operasi :

T in heater = 40 ˚C (298,15 K)

T out heater = 100 ˚C (313,15 K)

P = 1 atm

a. Menghitung liquid masuk ke heater 2

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
H_2O	18	1.064,12	19.154,21	75,26698	80093,09
$C_3H_8O_2$	76	51,50	3.914,14	2,15E+02	1,10 E+04
Total		**1.115,62**	**23.068,35**	**289,7856**	**91140,80**

b. Menghitung liquid keluar heater 2

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
H_2O	18	1,09	19,67	75,54182	82,34057
$C_3H_8O_2$	76	51,50	3.914,14	2,24E+02	1,16E+04
Total		**52,59**	**3933,81**	**300,0249**	**11643,21**

c. Menghitung panas total

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar
H_2O	80093,095		82,34057
$C_3H_8O_2$	1,10 E+04		1,16E+04
Total	**91140,802**	**-79497,584**	**11643,21**

Komponen	kg/jam	Fraksi	BM	Kmol/Jam	Cp, J/(mol K)	Cp, J/(kg K)	k, W/m.K	yi.k.BM^(1/3)	yi.BM^(1/3)	μ, centipoise	μ, Pa.s	yi.μ.BM.(1/2)	yi.BM.(1/2)	ρ, kg/m^3
H2O	4312,72	0,5242243	18	239,6	75,2669761	2192,0433	-650657,3	-893909,719	1,37385635	209379,0392	209,37904	987,8542394	4,71801878	0,4129648
C3H8O2	3914,14	0,4757757	76	51,5	2,15E+02	1,34E+03	73712750	148553444,1	2,01530189	686721,6936	686,72169	12415,56855	18,0794763	0,3604763
Total	8226,86	1		291,1	289,785571	3534,9739	73062092	147659534,3	3,38915824	896100,7328	896,10073	13403,42279	22,797495	0,7734411

k = 1,42 W/m.k

μ = 430,47 Pa.s

Steam = 24648 kg/jam

Fraksi = 1

BM = 18

= 77,3443194Cp,J/(mol K)

= 4296,9066 Cp.J(kg K)

= -5650657,3 k. W/m.k

= -1705205yi.k.BM^(⅓)

= 2,62 yi.BM^(⅓)

= 209379,04 μ, centipoise

= 2,09 μ, Pa.s

= 18,84 yi.μ.BM.(½)

= 4,24 yi.BM.(½)

= 0,41 ρ, kg/m^3

k = 0,38 W/m.k

μ = 4,44 Pa.s

Beban panas

Q=Qh=Qc

= 1,9397E+10 j/jam

= 18369370,7 btu/jam

LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) 21,64 K

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)}$$

Parameter rasio suhu (R&S) 2 *Shell and 4 Tubes*

R = 0,67 dan S = 0,9

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \qquad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

Jenis HE diperoleh dari nilai *temperature difference factor* (ft)

(Sumber : Kern, 1950; Fig 19-23, Pg 828-833)

Ft = 0,85

Mean temperature different

ΔTm = 18,4 m^2

$$\Delta T_m = F_t . \Delta T_{lm}$$

Overall coefficient (Ud)

untuk pendingin menggunakan air, diperoleh dari tabel 12.1 *Coulson & Richardson* Page 637

Ud = min = 1500 W/m^2.C

max = 4000 W/m^2.C

dipilih = 2500 W/m^2.C

Total luas perpindahan panas

A = 117,17 m^2 = 1261,22 ft^2

$$A = \frac{(Q / 3600)}{U_d \Delta T_m}$$

Spesifikasi tube

diperoleh tabel 11.12 *Perry*

Outside diameter

OD = ¾ inch
= 0,01905 m

Birmingham Wire Gage

BWG = 16

Thickness

t = 0,065 inch
= 0,001651 m

Inside diameter

ID = 0,62 inch
= 0,011811 m

Length

L = 12 ft
= 3,6576 m

Tube sheet thickness

tts = 25 mm
= 0,025 m

Diameter shell

Ds = 16 inch
= 0,4064 m

Panjang *tube* efektif

Lt.eff =Lt - 2 tts
= 3,61 m

Luas permukaan 1 buah *tube*

As1 = phi.L.t.OD
= 0,22 m^2

Jumlah *tube* yang diperlukan

Nt = A / As1
= 535,55
= 536 *tube* / 4
= 134 *tube*

A and Ud koreksi

Luas permukaan

A kor = Nt.As1
= 29,32 m^2

Overall coefficient = 9991,5 $W/m^2.k$

$$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor}\,\Delta T_m}$$

Diameter *Tube Bundle* (Db)

diperoleh table 12.4 *Coulson & Richardson*

Triangular Pitch (Pt) = 1,25 OD , 0,03175 m

Number passes = 4

k1 = 0,25

n1 = 2,21

Db = 0,33 m = 12,96 in

Baffle

Jenis = *Clearance Between Tube Hole in Baffle and Tube* (CBT)

Baffle spacing single segmental baffle = 25 % *Baffle cut*

Jumlah *baffle* = 0,6

= 1 = 0,4064

= 9

$$D_b = OD\left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\left(\frac{1}{n_1}\right)}$$

Perhitungan koefisien transfer panas

Tube side coefficient

Luas tampang 1 buah *tube*

Af1 = phi/4 ID^2

= 0,0001095 m^2

Jumlah *tube* per pass

Ntp = Nt/(*tube pass*)

= 33,5

Luas tampang total tiap pass di *tube*

Aft = Ntp.Af1

= 0,0037 m^2

Fluks massa aliran di *tube*

Gt = Wc / Aft

= 6288234,5 kg/jam.m^2

Kecepatan linier aliran di *tube*

ut = Gt / pc

= 8130204 m/jam

Bilangan *reynold*

Re = pc.ut.ID / ηc

= 172,5322

Bilangan *prandtl*

Pr = cpc.ηc / kc

= 1200295,41

Bilangan *Nusselt*

Nu = 0,023 x $Re^{0,8}$x $Pr^{0,33}$

= 143,68

Koefisien transfer panas *inside tube*

hi = Nut.kc/ID = 17236,88 W/m^2.k

Koefisien transfer panas *inside tube* dengan dasar diameter luar

hio = hi.ID / OD = 10686,87 W/m^2.k

Shell side coefficient

Diameter ekivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD}\left(p_t^2 - 0.917OD^2\right)$$ = 0,04 m

Luas tampang aliran

$$A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b$$ = 0,0019 m^2

Fluks massa aliran di *shell*

Gs = Wh / Afs

= 12837519

Kecepatan linier aliran di *shell*

us = Gs/ ph

= 31086228

Bilangan *reynold*

Re = ph.us.de / ηh

= 112699,97

Koefisien transfer panas *outside tube*

ho = 6,907E+10 W/m^2.k

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg})\frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}}$$

Pressure drop tube

Bilangan *reynold tube* = 172,532

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12,24 *page* 668

jft = 0,02

ΔPt = 5,06629E+15

$$\Delta P_t = Np\left(8J_f\left(\frac{L_t}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_b u_t^2}{2}$$

Pressure drop shell

Bilangan *Reynold shell* = 112700

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12.30 *Page* 674

jfs = 0,0028

ΔPs = 1,20181E+12

$$\Delta P_s = 8J_f\left(\frac{ID_s}{d_e}\right)\left(\frac{L_s}{L_b}\right)\frac{\rho_s u_s^2}{2}$$

11. Kondensor 1

Kondisi operasi :

T in kondensor = 40 ˚C (313,15 K)

T out kondensor = 25 ˚C (298,15 K)

P = 1 atm

a. Menghitung liquid masuk ke kondensor 1

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	4,48	259,75	123,31	552,183

b. Menghitung liquid keluar kondensor 1

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	4,48	259,75	120,423	539,255

c. Menghitung panas laten kondensor 1

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	HVAP (kj/kmol)	Q (kj/jam)
C_3H_6O	58	4,478	259,75	28,2422	126,469

d. Menghitung panas total kondensor

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar	Q Laten
C_3H_6O	4,478	-1292836	539,255	126,469

Komponen	kg/jam	Fraksi	BM	Kmol/Jam	Cp, J/(mol K)	Cp, J/(kg K)	k, W/m.K	yi.k.BM^(1/3)	yi.BM^(1/3)	μ, centipoise	μ, Pa.s	yi.μ.BM.(1/2)	yi.BM.(1/2)	ρ, kg/m^3
C3H6O	259,75	1	58	4,48	123,310271	2126,0392	45053026,7	174394708,5	3,8708766	165761,7	165,762	4807,08916	29	0,3585552
Total	259,75													

k = 0,26 W/m.k

μ = 165,761695 Pa.s

Water = 14,758997 kg/jam

Fraksi = 1

BM = 18

= 75,4437829 Cp,J/(mol K)

= 4191,3213 Cp.J(kg K)

= 45053026,7 k. W/m.k
= 118072331,9 yi.k.BM^(⅓)
= 2,6207414 yi.BM^(⅓)
= 165,7617 μ, centipoise
= 0,16576 μ, Pa.s
= 1491,85526 yi.μ.BM.(½)
= 9 yi.BM.(½)
= 0,3585552 ρ, kg/m^3

k = 0,381571414 W/m.k

μ = 165,761695 Pa.s

Beban panas

Q=Qh=Qc
= -8282751 j/jam
= -7843,7651 btu/jam

LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) 5 K

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)}$$

Parameter rasio suhu (R&S) 2 *Shell and 4 Tubes*

R = 1,50 dan S = 0,67

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \qquad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

Jenis HE diperoleh dari nilai *temperature difference factor* (ft)
(Sumber : Kern, 1950; Fig 19-23, Pg 828-833)

Ft = 0,8

Mean temperature different

ΔTm = 4 m^2

$$\Delta T_m = F_t . \Delta T_{lm}$$

Overall coefficient (Ud)

untuk pendingin menggunakan air, diperoleh dari tabel 12.1 *Coulson & Richardson* Page 637

Ud = min = 1000 W/m^2.C
max = 1500 W/m^2.C
dipilih = 1200 W/m^2.C

Total luas perpindahan panas

A = 0,480 m^2
= 5,16 ft^2

$$A = \frac{(Q / 3600)}{U_d \Delta T_m}$$

Spesifikasi tube

diperoleh tabel 11.12 *Perry*

Outside diameter

OD = ¾ inch
= 0,01905 m

Birmingham Wire Gage

BWG = 16

Thickness

t = 0,065 inch
= 0,001651 m

Inside diameter

ID = 0,62 inch
= 0,011811 m

Length

L = 12 ft
= 3,6576 m

Tube sheet thickness

tts = 25 mm
= 0,025 m

Diameter shell

Ds = 16 inch
= 0,4064 m

Panjang *tube* efektif

Lt.eff =Lt - 2 tts
= 3,61 m

Luas permukaan 1 buah *tube*

As1 = phi.L.t.OD
= 0,219 m^2

Jumlah *tube* yang diperlukan

Nt = A / As1
= 8,76
= 8 *tube*

A and Ud koreksi

Luas permukaan

A kor = Nt.As1
= 1,75 m^2

Overall coefficient = 328,77 W/m^2.k

$$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor}\,\Delta T_m}$$

Diameter *Tube Bundle* (Db)

diperoleh table 12.4 *Coulson & Richardson*

Triangular Pitch (Pt) = 1,25 OD , 0,03175 m

Number passes = 2

k1 = 0,25

n1 = 2,21

Db = 0,09 m = 3,543 in

Baffle

Jenis = *Clearance Between Tube Hole in Baffle and Tube* (CBT)

Baffle spacing single segmental baffle = 25 % *Baffle cut*

Jumlah *baffle* = 0,6

= 1 = 0,4064

= 9

$$D_b = OD\left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\left(\frac{1}{n_1}\right)}$$

Perhitungan koefisien transfer panas

Tube side coefficient

Luas tampang 1 buah *tube*

Af1 = phi/4 ID^2

= 0,0092716 m^2

Jumlah *tube* per pass

Ntp = Nt/(*tube pass*)

= 0,0001095

Luas tampang total tiap pass di *tube*

Aft = Ntp.Af1

= 1,015E-06 m^2

Fluks massa aliran di *tube*

Gt = Wc / Aft

= 5,439E+12 kg/jam.m^2

Kecepatan linier aliran di *tube*

ut = Gt / pc

= 1,517E+13 m/jam

= 4213736299 m/detik

Bilangan *reynold*

Re = pc.ut.ID / ηc

= 387550508

Bilangan *prandtl*

Pr = cpc.ηc / kc

= 923590,82

Bilangan *Nusselt*

Nu = 0,023 x $Re^{0,8}$x $Pr^{0,33}$

=15885422

Koefisien transfer panas *inside tube*

hi = Nut.kc/ID = 513201500 W/m^2.k

Koefisien transfer panas *inside tube* dengan dasar diameter luar

hio = hi.ID / OD = 31818930 W/m^2.k

Shell side coefficient

Diameter ekivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD}\left(p_t^2 - 0.917OD^2\right)$$ = 0,04 m

Luas tampang aliran

$$A_m = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b$$ = 0,00192 m^2

Fluks massa aliran di *shell*

Gs = Wh / Afs

= 135286,21

Kecepatan linier aliran di *shell*

us = Gs/ ph

= 377309,34

Bilangan *reynold*

Re = ph.us.de / ηh

= 31.823762

Koefisien transfer panas *outside tube*

ho = 1,723E+09 W/m^2.k

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg})\frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}}$$

Pressure drop tube

Bilangan *reynold tube* = 3,88E+08

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12,24 *page* 668

jft = 0,0018

ΔPt = 6,56967E+19

$$\Delta P_t = Np\pi\left(8J_f\left(\frac{L}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_s u_t^2}{2}$$

Pressure drop shell

Bilangan *Reynold shell* = 31,82376

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12.30 *Page*674

jfs = 0,0032

ΔPs = 1756831962

$$\Delta P_s = 8J_f\left(\frac{ID_s}{d_e}\right)\left(\frac{L_s}{L_b}\right)\frac{\rho_s u_s^2}{2}$$

12. Pompa Proses

Fungsi : Mengalirkan C_3H_6O menuju reaktor
Tipe : *Centrifugal pump*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* (SA 285)

1. Menghitung Laju Alir Pompa
   a. Menghitung densitas cairan (ρ)

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi.ρ (kg/L)
C3H6O	58	2987,11	51,50	0,968784	0,3607088	2,6857805
H2O	18	29,87	1,66	0,031215	0,4237609	0,0736624
Total		**3016,98**	**53,16**	**1,0**	**0,7844697**	**2,7594429**

ρ = 2,7594 kg/L = 172,266392 Ib/ft3

   b. Laju Alir (Q)
   Q = Σ $umpan/$ ρ umpan
   = 0,3037 L/s = 0,0107 ft3/s
   = 0,0802 gall/s= 4,814 gpm

2. Mengukur Ukuran Pipa Optimum
   Dopt = 3,9 (Q) x 0,45 (ρ) x 0,13
   = 0,9896 in
   dipilih pipa standar :
   Dnom = ¾ in
   OD = 1,05 = 0,0875 ft
   at = 0,533481143 in2 = 0,0037 ft2
   Sch = 40
   ID = 0,824 in = 0,0687 ft
   a. Kecepatan aliran (V)
   V = Q/at
   = 2,895 ft/s
   b. Bilangan *reynold* (Re)
   Re = $\frac{\rho\ V\ ID}{\mu\ \text{cairan}}$

Komponen	yi	μ	yi.μ
C3H60	0,9688	15,76473	15,2726320
H2O	0,031215	15,79734	0,4931180
Total	1,0	31,56208	15,7657

μ cairan = 15,7657 cP

= 38,153 Ib/ft jam = 0,0105981

Re = 3231,22 ib/ft s

Karena Re > 2100, maka aliran turbulen

Dari Brown, fig.126 hal 141, didapat ε/D = 0,0006

Dari Brown, fig.125 hal 140, didapat f = 0,0177 (*commercial steel*)

3. Menentukan *Head* Pompa (H)

Sistem Pemipaan

No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	8	96,0000
2	elbow standar 90°	5	9,375
3	gate valve	7	3,5410
	Panjang ekivalen (Le)		108,9160

Persamaan Bernoulli : $-Ws = \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V2}{2gc} + \Delta P + \Sigma F$

Head Pompa (H) = 6,9345 ft

= 2,1136 m

4. Penentuan daya pompa

η = 6,9345 ft

BHP = efisiensi pompa = 75%

= ρ.Q.H / η

= 0,7446 ib/ft s = 4 HP

13. Kondensor 2

Kondisi operasi :

T in kondensor = 40 ˚C (313,15 K)

T out kondensor = 25 ˚C (298,15 K)

P = 1 atm

a. Menghitung liquid masuk ke kondensor 2

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
H_2O	18	239,6	4312,72	75,5418	18099,8

b. Menghitung liquid keluar kondensor 2

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
H_2O	18	239,6	4312,72	75,553	18102,5

c. Menghitung liquid keluar kondensor 2

Komponen	BM	Laju Mol (kmol/jam)	Laju Massa (kg/jam)	Cp Dt j/(mol K)	Q (kj/jam)
H_2O	18	239,6	4312,72	28,2422	6766,83

d. Menghitung panas laten kondensasi

Komponen	Q Masuk	Beban Panas	Q Keluar	Q Laten
H_2O	18099,8	2,6870	18102,51	6766,83

Komponen	kg/jam	Fraksi	BM	Kmol/Jam	Cp, J/(mol K)	Cp, J/(kg K)	k, W/m.K	yi.k.BM^(1/3)	yi.BM^(1/3)	μ, centipoise	μ, Pa.s	yi.μ.BM.(1/2)	yi.BM.(1/2)	ρ, kg/m^3
H2O	4312,72	1	18	239,6	75,541816	4196,76754	-622492	-1631391,5	2,6207414	200339,3	200,339	1803,053272	9	0,41474
Total	4312,72													

k = 0,38 W/m.k

μ = 200,3 Pa.s

Water = 1146,30 kg/jam

Fraksi = 1

BM = 18

= 75,35 Cp,J/(mol K)

= 4186,02 Cp.J(kg K)
= -622492 k. W/m.k
= -1631391,5 yi.k.BM^(⅓)
= 2,6207414 yi.BM^(⅓)
= 200,3393 μ, centipoise
= 0,20034 μ, Pa.s
= 1803,05 yi.μ.BM.(½)
= 9 yi.BM.(½)
= 0,41474 ρ, kg/m^3

k = 0,6207 W/m.k

μ = 200,34 Pa.s

Beban panas

Q=Qh=Qc
= -1,4E+09 j/jam
= -1285539,65 btu/jam

LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) 61,18 K

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)}$$

Parameter rasio suhu (R&S) 1-2 *Shell and Tubes*

R = 7,5 dan S = 0,14

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \qquad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

Jenis HE diperoleh dari nilai *temperature difference factor* (ft)
(Sumber : Kern, 1950; Fig 19-23, Pg 828-833)

Ft = 0,8

Mean temperature different

ΔTm = 48,94487 m^2

$$\Delta T_m = F_t \, \Delta T_{lm}$$

Overall coefficient (Ud)

untuk pendingin menggunakan air, diperoleh dari tabel 12.1 *Coulson & Richardson* Page 637

Ud = min = 1000 W/m^2.C
max = 1500 W/m^2.C
dipilih = 1200 W/m^2.C

Total luas perpindahan panas

A = 6,42 m^2
= 69,1059 ft^2

$$A = \frac{(Q / 3600)}{U_d \, \Delta T_m}$$

Spesifikasi tube

diperoleh tabel 11.12 *Perry*

Outside diameter

OD = ¾ inch
= 0,01905 m

Birmingham Wire Gage

BWG = 16

Thickness

t = 0,065 inch
= 0,001651 m

Inside diameter

ID = 0,62 inch
= 0,011811 m

Length

L = 12 ft
= 3,6576 m

Tube sheet thickness

tts = 25 mm
= 0,025 m

Diameter shell

Ds = 16 inch
= 0,4064 m

Panjang *tube* efektif

Lt.eff =Lt - 2 tts
= 3,6076 m

Luas permukaan 1 buah *tube*

As1 = phi.L.t.OD
= 0,219 m^2

Jumlah *tube* yang diperlukan

Nt = A / As1
= 29,34
= 30 *tube*

A and Ud koreksi

Luas permukaan

A kor = Nt.As1
= 6,5636 m^2

Overall coefficient = 334,50 $W/m^2.k$

$$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor}\,\Delta T_m}$$

Diameter *Tube Bundle* (Db)

diperoleh table 12.4 *Coulson & Richardson*

Triangular Pitch (Pt) = 1,25 OD , 0,03175 m

Number passes = 2

k1 = 0,25

n1 = 2,21

Db = 0,118 m = 4,645 in

Baffle

Jenis = *Clearance Between Tube Hole in Baffle and Tube* (CBT)

Baffle spacing single segmental baffle = 25 % *Baffle cut*

Jumlah *baffle* = 0,6

= 1 = 0,4064

= 9

$$D_b = OD\left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\left(\frac{1}{n_1}\right)}$$

Perhitungan koefisien transfer panas

Tube side coefficient

Luas tampang 1 buah *tube*

Af1 = phi/4 ID^2

= 1,10E-04 m^2

Jumlah *tube* per pass

Ntp = Nt/(*tube pass*)

= 15

Luas tampang total tiap pass di *tube*

Aft = Ntp.Af1

= 1,64E-03 m^2

Fluks massa aliran di *tube*

Gt = Wc / Aft

= 2,63E+06 kg/jam.m^2

Kecepatan linier aliran di *tube*

ut = Gt / pc

= 6,33E+06 m/jam

Bilangan *reynold*

Re = pc.ut.ID / ηc

= 1,55E+02

Bilangan *prandtl*

Pr = cpc.ηc / kc

= 2203459,8

Bilangan *Nusselt*

Nu = 0,023 x $Re^{0,8}$x $Pr^{0,33}$

=1,61E+02

Koefisien transfer panas *inside tube*

hi = Nut.kc/ID = 5,20E+03 W/m^2.k

Koefisien transfer panas *inside tube* dengan dasar diameter luar

hio = hi.ID / OD = 3,22E+03 W/m^2.k

Shell side coefficient

Diameter ekivalen

$$d_e = \frac{1.1}{OD}\left(p_t^2 - 0.917OD^2\right)$$ = 0,039 m

Luas tampang aliran

$$A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b$$ = 0,0019 m^2

Fluks massa aliran di *shell*

Gs = Wh / Afs

= 597030,7

Kecepatan linier aliran di *shell*

us = Gs/ ph

= 1439533,7

Bilangan *reynold*

Re = ph.us.de / ηh

= 116,2

Koefisien transfer panas *outside tube*

ho = 5098515022 W/m^2.k

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg})\frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}}$$

Pressure drop tube

Bilangan *reynold tube* = 1,55E+02

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12,24 *page* 668

jft = 0,05

ΔPt = 1,55E+09

$$\Delta P_t = Np\left(8J_f\left(\frac{L_t}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_b u_t^2}{2}$$

Pressure drop shell

Bilangan *Reynold shell* = 116,202

diperoleh nilai *friction factor* (jft) dari *Coulson and richardson* fig 12.30 *Page* 674

jfs = 0,069

ΔPs = 8,92E+10

$$\Delta P_s = 8J_f\left(\frac{ID_s}{d_e}\right)\left(\frac{L_t}{L_b}\right)\frac{\rho_c u_s^2}{2}$$

14. Reboiler

Tugas : Menguapkan *bottom liquid* pada menara distilasi

Jenis : HE 1-2 *Vertical Thermosyphon Reboiler Split Ring Floating Head*

Fluida panas:

Steam	Alokasi		*Shell Side*	
Tekanan	P	=	1,000 atm	
Suhu masuk	Th1	=	80,0000 °C	353,15 K
Suhu keluar	Th2	=	40,0000 °C	313,15 K
Suhu rata-rata	Th,avg=(Th1+Th2)/2	=	60 °C	333,15 K
Penurunan suhu	ΔTh = Th2 - Th1	=	-40,0000 °C	233,15 K

Viscosity of Liquid

Komponen	**A**	**B**	**C**	**μp**
$C_3H_8O_2$	-29,492	5,2456	5,8169	6,47E+05
H_2O	-10,216	1,7925	1,773	1,97E+05
Total				**8,45 E+05**

Uap Jenuh

Densitas	ρvh	=	24,4211 kg/m^3
Viskositas	ηvh	=	1,57E+00 Pa.s
Panas Laten	λh	=	0,00E+00 KJ/kmol
Berat Molekul	BMh	=	18,052 kg/kmol

Cair Jenuh

Densitas	ρlh	=	2,48E+01 kg/m^3
Viskositas	ηlh	=	1,43E+00 Pa.s

Fluida Dingin:

Keluaran bottom MD

Tekanan	P	=	1,0000 atm	
Suhu masuk	Tc1	=	25 °C	298,15 K
Suhu keluar	Tc2	=	35 °C	308,15 K
Suhu rata-rata	Tc,avg=(Tc1+Tc2)/2	=	30 °C	303,15 K
Kenaikan suhu	ΔTc = Tc2 - Tc1	=	10 °C	283,15 K
Laju alir fluida	Wc	=	8226,8600 kg/jam	

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas	Cpc	=	4,39E+00 J/kg.K
Konduktivitas	kc	=	5,20E+07 W/m.K
Densitas	ρc	=	2,48E+01 kg/m^3
Viskositas	ηc	=	1,57E+00 Pa.s

Beban Panas

Dari perhitungan

Q = Qh =Qc = 1,44E+06 J/jam = 1,37E+03 btu/jam

Laju Alir Medium Pendingin

Wc = Qc /(Cpc.DTc) = 1,101E+00 kg/jam

Mean Temperature Difference

- *Log Mean Temperature Difference* (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln\left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})}\right)}$$

= 41,2418 °C

- Parameter rasio suhu (R&S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \qquad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

R = 4,00 S= 0,18

- Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18,19,20,21,22 dan 23 (Kern,1950)

Diperoleh Ft= 1

- *Mean Temperature Difference*

$$\Delta T_m = F_t . \Delta T_{lm}$$ = 41,2418 °C

Overall Coefficient (Ud)

untuk perpindahan panas, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (*Coulson & Richardson,* 1983)

Diperoleh Ud,min = 1500 W/m^2.C

Ud,max = 4000 W/m^2.C

Ud = 1500 W/m^2.C

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$ = 2,33E+01 m^2 = 2,51E+02 ft^2

Perancangan Bagian *Tube*

a. Spesifikasi *Tube*

Dipilih *tube* dengan spesifikasi sebagai berikut (*Perry,*1984:hal 10-11)

Diameter luar	OD	=	1 in
		=	25,4 mm
		=	0,0254 m
Birmingham Wire Gage (BWG)		=	16 BWG
Diameter dalam	ID	=	16 in
		=	0,4064 m

Tebal *tube* t = 0,065 in
= 0,001641 m
Panjang *tube* Lt = 16 ft
= 4,87679984 m

Panjang *tube* standard: 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, dan 20ft (*Perry,*1980: hal 11)

Spesifikasi *tube sheet*

Tebal tts = 25 mm = 0,025 m

Perhitungan Jumlah *Tube*

Panjang *tube* efektif Lt,eff=Lt-2tts = 4,82679984 m

Luas permukaan 1 buah *tube* As1= phi.Lt.OD = 0,38496625 m^2

Jumlah *tube* yang diperlukan Nt=A/As1 = 6,06E+01

Berdasarkan *tube sheet layouts* (*Tube counts*) dipilih, Nt = 61,00

Tube sheet layouts (*Tube Counts*),dipilih Nt= 62

Koreksi A dan Ud

Luas permukaan A,kor = Nt.As1 = 2,39E+01 m

Overall coefficient

$$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor}\Delta T_m}$$ = 1466,98 $W/m^2.K$

Perhitungan Diameter *Tube Bundle* (Db)

$$\Delta p_R = \left(\frac{4n}{s}\right) x \left(\frac{v^2}{2g}\right) x \left(\frac{62.5}{144}\right)$$

Dipilih: *Tube Arrangement* *Triangular Pitch*

Tube Pass Npt= 2 ; Pt = 1,25 OD

Shell Pass Npt= 1 ; Pt = 0,03175 m

Dari Tabel 12.4 *Coulson & Richardson* (1983:hal 523) diperoleh:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_R$$

K1 = 0,2488

n1 = 2,1419

Diperoleh:

$$D_b = OD\left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\left(\frac{1}{n_1}\right)}$$ = 0,3339792 m = 13,148795 in

Perancangan Bagian *Shell*

a. Diameter *Shell*

Berdasarkan *Tube Sheet Layouts* (*Tube Counts*), dipilih:

IDs = 10 in
= 0,2540 in

b. Perancangan *Baffle*

Dipilih:

Jenis *Single Segmental Baffle*
Baffle Cut 25% *Baffle Diameter*
Clearance Between Tube Hole in Baffle dan Tube CBT = 0,6 mm
Baffle Spacing (Lb) = 2 IDs
Lb = 0,50799973 m
Jumlah *Baffle* Nb = 10,00

c. Perancangan *Support Plate*

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

Dipilih: *Clearance* 0,3 mm
Spacing 1 m
Jumlah 4

d. Perancangan *Tie Rod*
Dipilih:
Diameter = 12,5 mm
Jumlah = 8

e. Tube Side Coefficient

$$V = \frac{G_t}{3600\rho} = \frac{209.792,27}{3600 \times 62,5} = 0,9324$$

Luas tampang 1 buah *tube* Af1 =phi/4 OD ^{2} = 0,00050645 m^2
Jumlah *tube* per pass Ntp =Nt/(*tube pass*) = 3,10E+01
Luas tampang total tiap pass di *tube* Aft = Ntp.Af1= 1,57E-02 m^2
Fluks massa aliran di *tube* Gt=Wh/Aft = 7,010E+01 kg/jam.m^2
Kecepatan linier aliran di *tube* utG t/ρh = 2,831E+00 m/jam
= 7,863E-04 m/dtk
Bilangan reynold Ret= ρh.ut.ID/ηh = 5,04E-03

Persamaan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan:

$$h_i = 4200(1.35 + 0.02T_{c,avg})\frac{u_s^{0.8}}{d_i^{0.2}}$$

(*Coulson and Richardson,* 1983:hal 540)

Sehingga diperoleh:
Koefisien transfer panas *inside tube* hi = 8,09E+01 W/m^2.K
Koefisien transfer panas *inside tube* diameter luar
hio=hi.ID/OD = 2,59E+02 W/m^2.K

f. Shell Side Coefficient
Diameter ekivalen:

$$d_e = \frac{1.1}{OD}\left(p_t^2 - 0.917OD^2\right)$$ = 0,01803527 m

Luas tampang aliran

$$A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b$$ = 0,02580637 m^2

Fluks massa aliran di *shell* Gs=Wc/Afs = 3,19E+05 kg/jam.m^2

Kecepatan linier aliran di *shell* us =Gs/ρc = 1,29E+04 m/jam

= 3,58E+00 m/dtk

Bilangan reynold Res=ρc.us.de/ηc = 1,02E+00

Bilangan Prandtl Prs=cpc.ηc/kc = 1,33 E-07

Dengan persamaan Sieder-Tate, diperoleh:

Bilangan Nusselt Nut = 2,35E-05

Sehingga diperoleh:

Koefisien transfer panas *outside tube* ho = 6,77E+04 W/m^2.K

g. Clean Overall Coefficient (Uc)

Uc = hio.ho/(hio+ho) = 2,58E+02 W/m^2.K

h. Dirt Factor Minimum

Minimum

hid,max = 5000/W/m^2.K Rdi = 0,0002 m^2-K/W

Rdio = 0,0000125 m^2-K/W

hod,max = 5000 W/m^2.K Rdo = 0,0002 m^2-K/W

Rd,min= 0,0000125 m^2-K/W

i. Dirt Factor Design

Rd = (Uc - Ud.kor)/(Uc.Ud.kor)

= -0,003 m^2-K/W

Perhitungan *Pressure Drop*

1. *Tube Side Pressure Drop*

Bilangan *Reynold Inside Tube* Ret = 5,04E-03

Dari Fig.12.24 (*Coulson & Richardson*,1983:hal 541),diperoleh:

Faktor friksi *inside tube* Jf = 2,6

Pressure drop (Pers.12.2, *Coulson and Richardson*, 1983:hal 542)

$$\Delta P_t = Npt\left(8J_f\left(\frac{L_t}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_h u_t^2}{2}$$ = 3,8E-03 Pa = 0,00 psi < 2 psi

(Syarat : DP < 2 psi, terpenuhi)

2. *Shell Side Pressure Drop*

Bilangan Reynold Ret = 1,02E+00

Dari Fig.12.30 (*Coulson and Richardson* ,1983 : hal 548)

Faktor friksi *Outside tube shell* Jf = 5,8

Pressure drop (Pers.12.26,*Coulson and Richardson,*1983 : hal 548)

$$\Delta P_t = Npt\left(8J_f\left(\frac{L_t}{ID}\right)+2.5\right)\frac{\rho_h u_t^2}{2}$$ = 9,93 E+05 Pa = 144,122 Psi > 2 psi

15. Accumulator

Fungsi : Memisahkan gas hasil MD-01 dan cairan refluks yang akan dikembalikan ke MD-01 dan keluar sebagai produk.

Tipe : Tangki *Silinder Horizontal*

1. Menghitung volume tangki
   a. Kecepatan aliran massa

Komponen	Laju alir W(kg/jam)	Densitas ρ (kg/m^3)
C_3H_6O	259,75	356,46
$C_3H_8O_2$	3914,14	365,25
H_2O	19154,21	420,1072
Total	**23328,10**	**1141,8177**

Asumsi:

Kapasitas waktu tinggal 5 menit : 0,0833 jam (*Treybal,1966*)

   b. Kapasitas dan volume masing-masing komponen dalam 5 menit

Volume C_3H_6O = 0,0607 m^3

Volume $C_3H_8O_2$ = 0,8930 m^3

Volume H_2O = 3,7995 m^3

Volume tangki = 4,7532 m^3

   c. Volume tangki

Dianggap tangki berisi 95% cairan, maka:

Volume tangki = 5,9415 m^3

= 209,9475 ft^3

= 1570,29 gal

2. Menentukan diameter dan panjang

Dipilih tangki horizontal dengan

$$L = \frac{4}{3}D$$

$$V = \frac{\pi}{4}D^2 L \times \frac{\pi}{12}D^3 = 1{,}309\ D^3$$

$$D = \left(\frac{V}{1{,}309}\right)^{1/3} = 1{,}6557159 \text{ m} = 65{,}185664 \text{ in}$$

L = 2,2076 m

= 86,914218 in

3. Menghitung tebal *shell*

Sebagai bahan tangki digunakan *plate steel* SA.283 *Grade* C, dengan spesifikasi:

f = 12650 (Tabel 13.1, P.251,*Brownell*)

E = 0,8

C = 0,125

$$ts = \frac{P.ri}{f.E - 0.6P} + C$$ (Pers.13.1, P.254,*Brownell*)

P = 1 atm

Faktor keamanan 10%, maka P design 16,1700 psi

ri = 32,5928 in

t *shell* = 0,1771 in

= 0,0045 m

Dipakai tebal *shell* (ts) standar = 3/16 in

4. Menghitung tebal *head*

$$th = \frac{0.885\,P.ri}{f.E - 0.1P} + C$$

OD = ID + 2ts

= 65,5607 in

Dari tabel 5.7 *Brownell* hal.90 digunakan

OD = 36

icr = 2 ¼ in

r = 36 in

th = 0,1466 in

Dipakai tebal *head* standar (th) = 3/16 in

5. Menghitung tinggi *head*

a = IDs/2 = 32,5928

AB = a-icr = 30 1/3 in

BC = r-icr = 33 ¾ in

AC = $(BC2-AB2)^{½}$ = 14,7775 in

b = r-AC = 21,2225 in (*Brownell,P.87*)

Dari tabel 5.6 *Brownell* hal.88 dengan th 3/16 in didapat

sf = 2 in

Hh = th + b + sf

= 23,41 in

6. Menentukan panjang tangki total

Panjang tangki total L + 2 Hh

= 133,73 in

= 3,397 m

16. Evaporator

Neraca Massa Alat Evaporator

Komponen	Masuk	Keluar	
		Uap	Produk
H_2O	19.154,21	19.134,54	19,67
$C_3H_8O_2$	3.914,14		3.914,14
Total	**23.068,35**	**23.068,35**	

Neraca Panas Alat Evaporator

Komponen	Qmasuk	Beban Panas	Qkeluar
H_2O	102.114,51		41.992.414,16
$C_3H_8O_2$	11.048,86		11.644,16
	113.163,37		
Total	**42.004.058,32**	**41.890.894,95**	**42.004.058,32**

Kondisi operasi = P = 1 atm
= 14,7 psi
T = 100 °C
= 373,15 K

Luas Perpindahan Panas

$Q = UD\ (A)\ (\Delta T)$

Dimana:

$\Delta T = T1 - T2$

Berdasarkan neraca panas dapat diketahui bahwa:

T1 = *Temperature* masuk 100 °C

T2 = *Temperature* keluar 100 °C

Asumsi UD = 110 Btu/jam ft^2

Maka diperoleh

UD = 0,65 x 110 Btu/jam ft^2
= 71,5 Btu/jam ft^2

Q = 4.718,94 kkal/jam
= 18.724,77 Btu/jam ft^2

Luas perpindahan panas

$A = Q / (U\ D \times \Delta T)$

= 18.725,97 / 2.288
= 8,18 ft^2
= 0,76 m^2

Panjang *tube*

At = 14 ft x 0,622 ft^2/ft
= 0,708 ft^2

L = 8,18 / 0,622
= 13,16 ft

Digunakan *tube* IPS 2 in, dengan panjang = 14 ft
Dengan *surface*/*linear* = 0,622 ft^2/ft

a. Total Panjang *Tube*

L = A / (*Surface* / *Linear* ft)
= 8,18 / 0,622
= 13,16 ft

b. Jumlah *Tube*

Nt = Panjang *tube* / Panjang *tube* standard
a" = Luas permukaan luar pemanasan
L = Panjang *tube*
Asumsi *tube* yang diambil
OD = ¾ in
BWG = 16
a" = 0,1963
Maka:
Nt = 13,16 / (12 ft x 0,1963)
= 5,59 *tube*

c. Perhitungan Diameter Evaporator

Tekanan operasi adalah = 1 atm = 14,7 psi
Volume Spesifik uap pada tekanan operasi adalah = 26,8 ft^3/lb
Berdasarkan neraca massa diketahui bahwa massa yang teruapkan adalah air, maka volume spesifik diatas adalah volume air pada tekanan 1 atm.
Laju alir uap = 19.134,54 kg/jam
= 703,07 lb/s
Laju volumetrik uap adalah
Q = 703,07 lb/s x 26,8 ft^3/lb
= 18.842,19 ft/s
= 1.130.531,61 ft/jam
Kecepatan uap berkisar antara 2-3 ft/menit
Diambil 2 ft/s = 7.200 ft/jam

$$A = \frac{\text{Laju alir volumetrik uap}}{\text{Kecepatan Uap}}$$

= 1.130.531,61
7.200
= 157,02 ft^2

D = 4 (35,39)
л
= 6,71 ft
= 80,52 in (Diameter) = 322,08 in (Tinggi)
= 2,05 m

d. Penentuan Tebal Tangki

Ditetapkan p *design* = 20 psi
Bahan konstruksi = *Carbon Steel* SA-283 *Grade* C
Allowance stress (f) = 13.750 psi
Corrosion allowance (c) = 0,0625 in
Efisiensi sambungan = 0,8
Crown radius (rc) = 80,52 in

Tebal Silinder (ts)

ts = P x Rc + C
(FxE-(0,6xP)
= 20 x 80,52 + 0,0625
13.750 0,8 0,6 x 8
= 1.610,46
10.988
= 0,147 in

Tebal Tutup

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk *torispherical* tebal dan tinggi *head* dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

th = 0,885 x P x Rc + C
(F x E)-(0,1xP)
= 0,885 x 8 x 80,52 + 0,0625
(13.750x0,8)-(0,1x8)
= 1.425,2665
10.998
= 0,1296 in
= 0,0033 m
⅛ in = 0,0032 m

(dipilihkan ketebalan ini karena merupakan standar)

Tinggi Tutup Atas Sama Dengan Tinggi Tutup Bawah
(Sumber: Brownell & Young)

r = ID = 34 in = 0,8635 m
a = 17 in = 0,4317 m

icr = 3,375 in = 0,0875 m

AB = a - icr

= 17 - 3,375

= 13,625 in

= 0,3460 m

BC = r - icr

= 34 - 3,375

= 30,625 in

= 0,7778 m

b = r - BC

= 34 - 30,625

= 3,375 in

= 0,0857 m

Sf = 3 in

= 0,0761 m

Tinggi tutup = b + sf + th

= 3,375 + 3 + 0,1296

= 6,5046 in

= 1,652 m

Tinggi silinder (ts) (Sumber:Brownell & Young)

V = л a2 H

H = 59,7067 in

= 1,5165 m

Total tinggi evaporator

= 2 (9,6419 in) + 59,7067 in

= 78,99 in

= 2,0063 m

V = л a2 H

= 3,14 (0,4317)m^2 (2,0063)m

= 10,8785 m^2

Menghitung coil pemanas

Q = m x cp x (Tin-Tout)

H_2O

= 19.134,54 x 75,54 x (100-100)

= 108.518,19 kj/jam

$C_3H_8O_2$

= 3.914,14 x 224,48 x (100-100)

= 65.898.46 kj/jam

Q = Q1 + Q2

= 90.332.17 kj/jam

Konversi ke WATT (kw)

= 174.416,65 / 3600

= 48.449 kw

<u>*Nozzle Feed* (*Liquid in*)</u>

Velocity liquid standar = 2 m/s

D = SQRT (4 x 0,002285 / (PI) x 2)

Hasil

D = 0,038 m

= 38 mm

Dipilih standar 1,5 *inch nozzle* (38-40mm)

<u>*Vapor Nozzle* (*Out Vaporizer*)</u>

Asumsi *Vapor Velocity* = 15 m/s

D = SQRT (4x0,002285/(PI)x15)

Hasil

D = 0,014 m

= 14 mm

Dipilih standar *½ inch - ¾ inch vapor nozzle*

<u>*Condensate / Drain*</u>

Velocity = 1 m/s

D = SQRT (4x0,002285/(PI)x1)

Hasil

D = 0,054 m

= 54 mm

Dipilih standar 2 *inch*

<u>*Flange* (*ASME STANDARD*)</u>

Tekanan = 1 atm

ASME B16.5 *Class* 150

Nozzle	NPS	DN
Feed	1,5”	DN40
Vapor	¾”	DN20
Condensate	2”	DN50

Gasket (*fix value*)

Type *Spiral wound*

Thickness 1,5 mm Konstan

Bolt (*Standard Class* 150)

1,5 *inch flange* *Size ⅝ inch*

bolt : 4 pcs ¾ *inch flange*

Size : ⅝ *inch* *bolt :* 4 pcs

2 *inch flange* *Size : ½ inch*

bolt : 4 pcs

LAMPIRAN D UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, uap, listrik dan bahan bakar. Dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengelolaan air, pengadaan *steam* dan penyediaan bahan bakar dan listrik.

A. Pengolahan Air

Kebutuhan air yang digunakan meliputi :

1. Air pendingin
2. Air *steam*
3. Air kebutuhan kantor dan rumah tangga serta kebutuhan lain

Air diperoleh dari sumur bor yang kemudian diolah dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

a. Pengendapan
b. Penyaringan
c. Adsorpsi
d. Pelunakan
e. Air bersih

Kebutuhan Air

Air pendingin dan *dowtherm*

Nama Alat	Jumlah(kg/jam)
CD-01	101.941,07
CD-02	102.114,51
CL	11.048,86
Jumlah air pendingin	**215.104,44**

Diperkirakan air yang hilang 20% sehingga kebutuhan *make up* air untuk pendingin :

= 43.020,89 kg/jam

= 43,02 m^3/jam

Air Untuk *Steam*

Nama Alat	Jumlah(kg/jam)
HE-01	89.512,08
HE-02	213.749,02

RB-01	101.941,07
Jumlah *dowtherm*	**405.202,18**

Diperkirakan air yang hilang 20% sehingga kebutuhan *make up* air untuk *steam* :

= 81.040,43 kg/jam

= 81,05 m^3/jam

Air Untuk Sanitasi

Kebutuhan air untuk sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

a. Air untuk karyawan

Kebutuhan air untuk per karyawan sebesar = 150 lt/hari (Sumber:Sularso,Hal 15)

Sehingga untuk 130 orang diperlukan air sebanyak:

= 19.500 lt/hari

= 0,8125 m^3/jam

b. Air untuk laboratorium

= 10% x 0,8125 m^3/jam

= 0,0813 m^3/jam

c. Air untuk kebersihan, pertamanan dan lain-lain

= 10% x 0,8125 m^3/jam

= 0,0813 m^3/jam

d. Air untuk bengkel

= 10% x 0,8125 m^3/jam

= 0,0813 m^3/jam

e. Air untuk perumahan

Diperkirakan perumahan sebanyak 30 rumah. Jika masing-masing rumah dihuni rata-rata 4 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan tersebut sekitar: (Sularso,hal 15)

Jumlah rumah = 30 rumah

Kapasitas tiap rumah = 4 orang

Kebutuhan yang diperkirakan = 350 lt/hari

Kebutuhan air untuk perumahan = 52.500 lt/hari

= 2,1875 m^3/jam

Maka total kebutuhan air untuk sanitasi

= 3,2438 m^3/jam

= 77,8500 m^3/jam

Jadi, total air yang disuplai dari tangki air

= 127,31 m^3/jam

= 127.305,07 kg/jam

Kehilangan akibat kebocoran diperkirakan 10% sehingga *make up* dari sumber air adalah:

= 14,0356 m^3/jam
= 140.035,58 kg/jam

B. Perhitungan dan Spesifikasi Alat Pengadaan *Steam*

Untuk memenuhi kebutuhan *steam*,*steam* diproduksi dengan menggunakan *boiler* atau ketel uap. Air sebagai umpan diambil dari *boiler feed water* (air umpan ketel). Untuk menjaga kemungkinan kebocoran pada distribusi jumlah *steam* dilebihkan sebanyak 10%:

Jumlah *steam* yang dibutuhkan = 405.202,17 kg/jam
Total jumlah *steam* = 445.722,39 kg/jam
= 982.648,49 lb/jam
= 3.530.121.325,5 kg/th

Penentuan Kapasitas *Boiler*

Q = ms x (h-hf)

Dimana :

Q = kapasitas *boiler* , Btu
ms = massa *steam* , lb
h = entalpi *steam* , Btu/lb
hf = entalpi air umpan , Btu/lb

Umpan masuk terdiri dari 20% *fresh feed* (*make up water*) pada 86 F dan 80% kondensat. Dari *steam* tabel diperoleh harga entalpi:

hliq (86 F) = 54,01 Btu/lb
hliq (562 F) = 1.300,03 Btu/lb
hvap (572 F) = 1.305,39 Btu/lb
hf = (0,2 x hli q 86 F) + (0,8 x hli q 385 F)
= 1.050,83 Btu/lb
Q = ms x (h - hf)
= 250.147.324,42 Btu/jam
= 263.919.435,52 kj/jam

Menentukan luas penampang perpindahan panas. Konversi panas menjadi daya adalah: Hp = Q / (970,3 x 34,5)
= 7.472,59 Hp (*Severn hal. 140*)

Ditentukan luas penampang perpindahan panas 10 ft^2/HP
Jadi total *heating surface* sebesar = 74.725,83 ft^2 (*Severn hal.126*)
Perhitungan kebutuhan bahan bakar
Bahan bakar yang digunakan adalah minyak residu dengan spesifikasi sebagai berikut :

Heating value = 18.800 Btu/lb = 947 kg/m^3
Density = 59,14 lb/ft^3 (*Hougen vol.1,hal 519*)

Kebutuhan bahan bakar dihitung dengan persamaan:

Efisiensi = 75%

mf = Q / (η x Hv)
= 17.740,95 lb/jam

Volume bahan bakar yang dibutuhkan:

Vf = mf / ρ
= 299,99 ft^3/jam
= 8.494,71 kg/jam
= 67.278.096,91 kg/tahun

Spesifikasi Boiler:

Tipe = *Water tube boiler*
Jumlah = 1
Kapasitas = 445.722,39 kg/jam
= 982.648,49 lb/jam
= 123,81 kg/s
Tekanan = 4,7 atm
Bahan bakar = *Residu grade no 6*
Kebutuhan = 8.494,71 kg/jam

C. Perhitungan Pengolahan Air

1. Menentukan Debit Air Sumur Bor

Diketahui:
Kebutuhan air (*make-up*) = 140.035,58 kg/jam
Densitas air = 1000 kg/m^3
Perhitungan :

Q = m / ρ
= 140.035,58 kg/jam / 1000 kg/m^3
= 140,0356 m^3/jam

Hasil debit air sumur bor = 140,0356 m^3/jam

2. Pompa

Pompa *submersible* berfungsi untuk mengalirkan air tanah dari setiap sumur bor menuju *raw water tank.* Kapasitas pompa ditentukan berdasarkan debit air yang dialirkan oleh setiap sumur, sedangkan daya pompa ditentukan berdasarkan debit aliran,total *head* , dan efisiensi pompa.

Diketahui:
Debit total air baku = 140,035,58 m^3/jam
Debit pompa (Q) = 500 m^3/jam
Massa jenis air (ρ) = 1000 kg/m^3
Total *head* (H) = 90 m
Efisiensi pompa (η□) = 75%
Efisiensi motor (η□) = 90%

Konversi debit pompa

Rumus:

Q = Q jam / 3600

Dimana:

Q = Debit pompa (m^3/s)

Q jam = Debit pompa (m^3/jam)

3600 = Konversi jam ke detik

Perhitungan:

Q = 500 / 3600

= 0,1389 m^3/s

Menghitung daya pompa

Besarnya daya pompa dihitung berdasarkan debit air, total *head*,massa jenis air, percepatan gravitasi dan efisiensi pompa.

Rumus:

$$P = \frac{\rho \times g \times Q \times H}{\eta p}$$

Keterangan:

P = Daya pompa (W)

ρ = Massa jenis air (kg/m^3)

g = Percepatan gravitasi (9,81 m/s^2)

Q = Debit pompa (m^3/s)

H = Total *head* (m)

ηp = Efisiensi pompa

Perhitungan

$$P = \frac{1000 \times 9{,}81 \times 0{,}1389 \times 90}{0{,}75}$$

= 163.500 W

= 163,50 kW

Perhitungan daya motor

Daya motor = 163,50 / 0,90

= 181,67 kW

Konversi Daya motor ke *Horsepower* (HP)

HP = 181,67 / 0,746

= 243,52 HP

Dipilih standar motor

= 250 HP

= 186,5 kW

3. Volume *Raw Water Tank* (RWT)

Raw water tank berfungsi sebagai tempat penampungan sementara air dari sumur bor sebelum dialirkan ke unit pengolahan air. Volume tangki ditentukan berdasarkan debit air masuk dan waktu tinggal (*holding time)*

Debit air = 140,035,58 m^3/jam

Waktu tinggal = 1 jam

Volume tangki

V = Q x t

Keterangan:

V = Volume tangki (m^3)

Q = Debit air (m^3/jam)

t = Waktu tinggal (jam)

Maka dapat dihitung:

V = 140,0356 x 1

= 140,0356 m^3

Untuk mengantisipasi fluktuasi debit, ditambahkan faktor keamanan 10%.

Volume desain = V x 1,1

= 140,035,58 x 1,1

= 154,0391 m^3

Dimensi tangki

Tangki berbentuk silinder vertikal.

H=D

Karena H=D maka,

V = π / 4 D^3

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

D = 14,5 m

T = 58 m

4. Volume Aerator (Bak Aerasi)

Fungsi: Mengoksidasi besi (Fe), serta mengurangi gas terlarut seperti CO_2 dan H_2S yang terkandung dalam air sumur. Volume aerator ditentukan berdasarkan debit air yang masuk dan waktu aerasi.

Diketahui:

Debit air (Q) = 140,035,58 m^3/jam

Waktu aerasi (t) = 20 menit

= 0,333 jam

V = Q x t

= 140,035,58 x 0,333

= 46,6318 m^3

Diameter : 10 m

Tinggi : 9,2 m

V = π / 4 D^2 H

= 3,14 / 4 x 10^2 x 9,2

= 0,785 x 100 x 9,2

= 78,5 x 9,2

= 722,2 m^3

5. Pompa 2

Fungsi: Mengalirkan air dari *Raw Water Tank* menuju aerator.

Diketahui:

Debit pompa (Q)	= 140,0356 m^3/jam
Massa jenis air (ρ)	= 1000 kg/m^3
Percepatan gravitasi	= 9,81 m/s^2
Total *head* (H)	= 20 m
Efisiensi pompa (η□)	= 75%
Efisiensi motor (η□)	= 90%

$$Q = \frac{Q\ jam}{3600}$$

$$= \frac{140{,}035{,}58\ m^3/jam}{3600\ jam/s}$$

= 0,0389 m^3/s

$$P = \frac{\rho \times g \times Q \times H}{\eta p}$$

$$= \frac{1000 \times 9{,}81 \times 0{,}0389 \times 20}{0{,}75}$$

= 10.175,92 W

= 10,18 kW

Daya Motor = 10,18 / 0,90

= 11,31 kW

HP = 11,31 kW / 0,746

= 15,16 HP

6. Sand Filter

Fungsi: Menyaring padatan, endapan besi (Fe), dan mangan (Mn)

Luas total filter:

A = Q / v

$$= \frac{140{,}035{,}58\ m^3/jam}{10\ m^3/m^2.jam}$$

= 14,0036 m^2

Luas tiap filter

Af = 14,0036 m^2 / 4

= 3,50 m^2

Dimensi filter

A = 3,14 / 4 x (8,3)^2

= 0,785 x 68,89

= 54,08 m^2

= 13,52 (Diameter)

Freeboard 0,70 m

Tebal 0,30 m

Tebal pasir silika 1,0 m

H = 1,0 + 0,30 + 0,70

= 2,00 m

7. Carbon Filter

Fungsi: Menghilangkan bau, warna yang masih terkandung dalam air. Selain itu, *Carbon filter* berfungsi memperbaiki kualitas air.

Luas total *carbon filter*

A = Q / v

= 140,035,58 m^3/jam / 10 m^3/m^2.jam

= 14,0036 m^2

Jumlah *carbon filter*

A = 3,14 / 4 x (8,3)^2

= 0,79 x 68,89

= 54,08 m^2

Tinggi *carbon* 1,20 m

Tinggi lapisan 0,30 m

Freeboard 0,70 m

H = 1,20 + 0,30 + 0,70

= 2,20 m

Volume = 54,08 x 1,2

= 64,89 m^3

Total Vol = 259,58 m^3

8. Water Softener

Fungsi: Untuk menghilangkan zat kapur pada air sumur sehingga memenuhi spesifikasi untuk digunakan.

Beban *carbon* :

Untuk menghitung beban *carbon* menggunakan rumus

W = Q x C

Keterangan:

W = Beban kesadahan (kg/jam)

Q = Debit air (m^3/jam)

C = Konsentrasi (kg/m^3)

W =140,035,58 x 0,30
= 42,01 kg/jam

Volume resin
= 42,01 / 40
= 1,05 m^3

Volume desain digunakan faktor keamanan 10%
= 1,05 x 1,10
= 1,16 m^3
= 18 m^3

Volume resin tiap unit
= 18 m^3 / 4
= 4,50 m^3

Dimensi *water softener*

H = 72,00 m

Luas penampang

A = 3,14 / 4 x D^2
= 0,785 x 4
= 3,14 m^2

V = 3,14 x 1,50
= 4,71 m^3

9. *Clean Water Tank* (CWT)

Fungsi: Sebagai tempat penyimpanan air bersih setelah melewati proses pengolahan.

Volume CWT
= 140,0356 x 1
= 140,0356 m^3

Volume desain faktor keamanan 10%

Vd = 14,035,58 x 1,10
= 154,0391

Dimensi

D = 15 m

T = 60 m

Volume total

V = 0,785 x 15^2 x 60
= 10.597,50 x 60
= 635.850,00 m^3

10. Pompa 3

Fungsi: Mengalirkan air bersih menuju unit proses.

Q = Q / 3600

= 140,035,58 m^3/jam / 3600

= 0,0389 m^3/s

Daya pompa

$$P = \frac{\rho \times g \times Q \times H}{\eta p}$$

$$= \frac{1000 \text{ x } 9{,}81 \text{ x } 0{,}0389 \text{ x } 25}{0{,}75}$$

= 12.719,90 W

= 12,72 kW

Daya motor = 12,72 / 0,90

= 14,13 kW

HP = 14,13 / 0,746

= 18,95 kW

D. Penyediaan Energi Listrik

1. Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses

Nama Alat	***Power* Pompa/*Blower***
Blower 01	18,0000
Pompa 01	0,4000
Pompa 02	0,5000
Pompa 03	0,1000
Jumlah	**18,5500**

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 18,5500 hp

maka total *power* yang dibutuhkan 13,8383 kW

2. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Nama Alat	***Power***
Pompa U-01	186,50
Pompa U-02	11,31
Pompa U-03	14,13
Jumlah	**211,94**

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat utilitas = 211,94 hp

maka total *power* yang dibutuhkan 158,11 kW

3. Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan dan AC

Besarnya kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC digunakan standar yang terdapat pada buku *Perry.*

Bangunan	**Luas (m^2)**	**ft^2**	**Cd**	**Lumen**
Pos keamanan	100	1.076,40	10	10.764
Gedung serbaguna	150	4.843,80	20	96.876
Area parkir	1000	10.764,00	10	107.640
Taman dan jalan	8000	86.112,00	5	430.560
Bengkel	400	2.152,80	10	43.056
Gudang bahan kimia	200	2.152,80	10	21.528
Pemadam kebakaran	200	2.152,80	10	21.528
Area utilitas	5000	53.820,00	10	538.200
Area perluasan pabrik	5500	59.202,00	10	592.020
Area proses	12800	137.779,20	10	1.377.792
Ruang kontrol	200	2.152,80	10	21.528
Poliklinik	100	1.076,40	10	10.764
Laboratorium	100	1.076,40	10	10.764
Perpustakaan	200	2.152,80	15	32.292
Musholla	250	2.691,00	10	26.910
Perumahan	8000	86.112,00	10	861.120
Unit Peng.limbah	800	8.611,10	5	43.056
Total				**4.246.397**

Untuk semua area dalam ruangan direncanakan menggunakan lampu 40 watt. (Perry,edisi 3, hal 17-58)

Lumen *output starting daylight* 40 watt adalah 1960

Jumlah lumen dalam ruangan = 3.471.390

Maka jumlah lampu = 1.771,1173 buah

= 1772 buah

Untuk semua area di luar ruangan direncanakan menggunakan lampu *mercury* 100 watt.

Lumen *output starting daylight* 100 watt adalah 3000
Jumlah lumen dalam ruang = 1.001.052
Maka jumlah lampu = 333,684 buah
= 334 buah
Total daya penerangan = 104.280 watt
= 104,28 kW
Listrik untuk AC diperkirakan = 0,3 kW
Listrik untuk keperluan laboratorium = 10 kW
Listrik untuk UPL = 10 kW
Listrik untuk instrumen dll = 10 kW
Total kebutuhan daya listrik untuk penerangan & AC= 134,58 kW
Jadi, total kebutuhan daya listrik seluruhnya = 306,53 kW
Kebutuhan listrik diperoleh dari PLN sebesar 900 kW

Apabila terjadi pemadaman, digunakan generator cadangan berkekuatan 1000 kW.

4. Generator

Kebutuhan bahan bakar minyak *diesel oil* dihitung sebagai berikut:
dianggap listrik padam 1 kali dalam 1 bulan selama 2 jam
Efisiensi motor *diesel* = 80%
Efisiensi bahan bakar = 70%
Digunakan generator efisiensi 80%, maka input generator:
= 383,2kW
Ditetapkan input generator 1000 kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia:
= 616,8 kW
Tenaga yang harus disediakan bahan bakar:
= 387,37 Btu/det

Spesifikasi Minyak *Diesel Oil*

Heating value 145.100 Btu/gal
Density 0,8499 kg/lt
Viskositas 5,8 Cp
Kebutuhan minyak *diesel* 0,0027 gal/det
Kebutuhan minyak *diesel* selama 1 tahun untuk generator:
= 76.118,19 gal/tahun

Spesifikasi Bahan Bakar

Tipe : Ac Generator

Kapasitas : 1000 kW
Tegangan : 220/360 volt
Efisiensi : 80%
Phase : 3
Jumlah : 1 buah
Bahan bakar : Solar

Bahan bakar yang digunakan adalah minyak berat no.6 (residual oil no 6)
Kebutuhan untuk:
Fire tube boiler = 8.494,71 kg/jam = 8,9701 m^3/jam

Tangki Bahan Bakar

Tugas: Menyimpan bahan bakar untuk keperluan operasi selama 1 minggu dan menyimpan bahan bakar untuk *diesel* cadangan.
Volume bahan bakar = 1.506,99 m^3
Dimensi
Dirancang D/H = 8/3
V = $\pi/4 \times D^2 \times H = \pi/4 \times D^2 \times (3/8\ D) = 3/32\ \pi \times D^3$
= $(32\ V / 3\ \pi)^{(1/3)}$
Volume tangki diambil 1,2 x V cairan
1.808,38 m^3
11.374,36 bbl
(Appendix E Brownell & Young)
Dipakai ukuran standar
D = 11,31 m
H = 73,26 m

LAMPIRAN E

A. Material Safety Data Sheet (MSDS) Bahan Baku

1. *Material Safety Data Sheet* (MSDS) *Propylene Oxide* (C_3H_6O)

Chemical Safety Data Sheet MSDS / SDS

Propylene oxide

Revision Date:2026-08-01 Revision Number:1

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

Product identifier

Product name	: Propylene oxide
CBnumber	: CB9854235
CAS	: 75-56-9
EINECS Number	: 200-879-2
Synonyms	: Propylene oxide,Po

Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Relevant identified uses	: For R&D use only. Not for medicinal, household or other use.
Uses advised against	: none

Company Identification

Company	: Chemicalbook
Address	: Building 1, Huihuang International, Shangdi 10th Street, Haidian District, Beijing
Telephone	: 010-86108875

SECTION 2: Hazards identification

GHS Label elements, including precautionary statements

Symbol(GHS)



Signal word Danger

Precautionary statements

P201 Obtain special instructions before use.
P210 Keep away from heat/sparks/open flames/hot surfaces. — No smoking.
P280 Wear protective gloves/protective clothing/eye protection/face protection.
P303+P361+P353 IF ON SKIN (or hair): Remove/Take off Immediately all contaminated clothing. Rinse SKIN with water/shower.
P305+P351+P338 IF IN EYES: Rinse cautiously with water for several minutes. Remove contact lenses, if present and easy to do. Continuerinsing.
P308+P313 IF exposed or concerned: Get medical advice/attention.
P370+P378 In case of fire: Use ... for extinction.
P403+P235 Store in a well-ventilated place. Keep cool.
P405 Store locked up.

Hazard statements

H224 Extremely flammable liquid and vapour
H302 Harmful if swallowed
H312 Harmful in contact with skin
H315 Causes skin irritation
H319 Causes serious eye irritation
H331 Toxic if inhaled
H332 Harmful if inhaled
H335 May cause respiratory irritation
H340 May cause genetic defects

SECTION 3: Composition/information on ingredients

Substance

Product name	: Propylene oxide
Synonyms	: Propylene oxide,Po
CAS	: 75-56-9
EC number	: 200-879-2
MF	: C3H6O
MW	: 58.08

SECTION 4: First aid measures

Description of first aid measures

General advice
First aiders need to protect themselves. Show this material safety data sheet to the doctor in attendance.
If inhaled
After inhalation: fresh air. Immediately call in physician. If breathing stops: immediately apply artificial respiration, if necessary also oxygen.
In case of skin contact
In case of skin contact: Take off immediately all contaminated clothing. Rinse skin with water/ shower. Call a physician immediately.
In case of eye contact
After eye contact: rinse out with plenty of water. Call in ophthalmologist. Remove contact lenses.
If swallowed
After swallowing: immediately make victim drink water (two glasses at most). Consult a physician.

2. *Material Safety Data Sheet* (MSDS) *Water* (H_2O)

Chemical Safety Data Sheet MSDS / SDS

Water

Revision Date:2026-08-29 Revision Number:1

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

Product identifier

Product name	: Water
CBnumber	: CB5854297
CAS	: 7732-18-5
EINECS Number	: 231-791-2
Synonyms	: WATER,AQUA

Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Relevant identified uses	: For R&D use only. Not for medicinal, household or other use.
Uses advised against	: none

Company Identification

Company	: Chemicalbook
Address	: Building 1, Huihuang International, Shangdi 10th Street, Haidian District, Beijing
Telephone	: 010-86106875

SECTION 2: Hazards identification

GHS Label elements, including precautionary statements

Signal word : Warning

SECTION 3: Composition/information on ingredients

Substance

Product name	: Water
Synonyms	: WATER,AQUA
CAS	: 7732-18-5
EC number	: 231-791-2
MF	: H2O
MW	: 18.01

SECTION 4: First aid measures

Description of first aid measures

If inhaled

If not breathing give artificial respiration

Most important symptoms and effects, both acute and delayed

The most important known symptoms and effects are described in the labelling (see section 2.2) and/or in section 11

Indication of any immediate medical attention and special treatment needed

No data available

SECTION 5: Firefighting measures

Extinguishing media

Suitable extinguishing media

Use extinguishing measures that are appropriate to local circumstances and the surrounding environment.

Special hazards arising from the substance or mixture

No data available

Advice for firefighters

No data available

Further information

The product itself does not burn.

SORONG

B. *Material Safety Data Sheet* (MSDS) Bahan Penunjang

1. *Material Safety Data Sheet* (MSDS) Asam Sulfat

1.1 Pengidentifikasi produk

Nama produk	:	Asam sulfat 98% untuk analisis EMSURE®
Nomor Produk	:	1.12080
No katalog	:	112080
Merek	:	Millipore
No-Indeks	:	016-020-00-8
Nomor REACH	:	01-2119458838-20-XXXX
No-CAS	:	7664-93-9

1.2 Penggunaan yang relevan dari bahan atau campuran yang diidentifikasi dan penggunaan yang disarankan terhadap

Penggunaan yang teridentifikasi	:	Reagen untuk analisis, Produksi bahan kimiaReagen untuk analisis, Produksi bahan kimia

1.3 Rincian penyuplai lembar data keselamatan

Perusahaan	:	Merck KGaA Frankfurter Str. 250 D-64271 DARMSTADT
Telepon	:	+49 (0)6151 72-0
Fax	:	+49 6151 727780
Alamat email	:	TechnicalService@merckgroup.com

1.4 Nomor telepon darurat

Nomer Telepon Darurat #	:	001-803-017-9114 (CHEMTREC)

BAGIAN 2: Identifikasi bahaya

2.1 Klasifikasi bahan atau campuran

Korosif pada logam, (Kategori 1)	H290: Dapat korosif terhadap logam.
Korosi kulit, (Subkategori 1A)	H314: Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
Kerusakan mata serius, (Kategori	H318: Menyebabkan kerusakan mata yang

UNIMUDA SORONG

2.2 Elemen label

Pelabelan menurut Peraturan (EC) No 1272/2008

Piktogram



Kata sinyal	Bahaya
Pernyataan Bahaya	
H290	Dapat korosif terhadap logam.
H314	Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
Pernyataan Kehati-hatian	
P234	Simpan hanya dalam wadah aslinya.
P280	Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah.
P303 + P361 + P353	JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.
P304 + P340 + P310	JIKA TERHIRUP: Pindahkan korban ke udara segar dan posisikan yang nyaman untuk bernapas. Segera hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis.
P305 + P351 + P338	JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan mudah melakukannya.Lanjutkan membilas.
P363	Cucilah pakaian yang terkontaminasi sebelum digunakan kembali.
Pernyataan Bahaya Tambahan	tidak ada

Pelabelan dikurangi (<= 125 ml)

Piktogram



Kata sinyal	Bahaya
Pernyataan Bahaya	
H314	Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
Pernyataan Kehati-hatian	
P280	Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah.
P303 + P361 + P353	JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.
P304 + P340 + P310	JIKA TERHIRUP: Pindahkan korban ke udara segar dan posisikan yang nyaman untuk bernapas. Segera hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis.

BAGIAN 3: Komposisi Bahan

3.1 Bahan

Rumus	:	H2SO4
Berat Molekul	:	98,08 g/mol
No-CAS	:	7664-93-9
No. Einecs	:	231-639-5
No-Indeks	:	016-020-00-8

Komponen		Klasifikasi	Konsentrasi
Sulphuric acid [Asam Sulfat]			
No-CAS	7664-93-9	Met. Corr. 1; Skin Corr. 1A; Eye Dam. 1; H290, H314, H318 Batas konsentrasi: >= 15 %: Skin Corr. 1A, H314; 5 - < 15 %: Skin Irrit. 2, H315; 5 - < 15 %: Eye Irrit. 2, H319; >= 0,3 %: Met. Corr. 1, H290;	<= 100 %
No. Einecs	231-639-5		
No-Indeks	016-020-00-8		

BAGIAN 4: Tindakan pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K)

4.1 Penjelasan mengenai tindakan pertolongan pertama

Saran umum
Pemberi pertolongan pertama harus melindungi dirinya. Tunjukkan lembar data keselamatan ini kepada dokter yang merawat.

Jika terhirup
Setelah terhirup: hirup udara segar. Panggil dokter.

Jika kontak dengan kulit
Bila terjadi kontak kulit: Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilaslah kulit dengan air/ pancuran air. Segera panggil dokter.

Jika kontak dengan mata
Setelah kontak pada mata : bilaslah dengan air yang banyak. Segera hubungi dokter mata. Lepaskan lensa kontak.

Jika tertelan
Setelah tertelan: beri air minum kepada korban (paling banyak dua gelas), hidari muntah (resiko perforasi!). Segera panggil dokter. Jangan mencoba menetralisir.

4.2 Kumpulan gejala / efek terpenting, baik akut maupun tertunda
Gejala dikenal dan efek yang paling penting dijelaskan dalam label (lihat bagian 2.2) dan / atau di bagian 11

4.3 Indikasi pertolongan medis pertama dan perawatan khusus yang diperlukan
Data tidak tersedia

2. *Material Safety Data Sheet* (MSDS) Natrium Hidroksida

Chemical Safety Data Sheet MSDS / SDS

Sodium hydroxide

Revision Date:2026-08-29 Revision Number:1

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

Product Identifier

Product name	: Sodium hydroxide
CBnumber	: CB8105015
CAS	: 1310-73-2
EINECS Number	: 215-185-5
Synonyms	: NaOH;sodium hydroxide

Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Relevant identified uses	: For R&D use only. Not for medicinal, household or other use.
Uses advised against	: none

Company Identification

Company	: Chemicalbook
Address	: Building 1, Huihuang International, Shangdi 10th Street, Haidian District, Beijing
Telephone	: 010-86108875

SECTION 2: Hazards identification

GHS Label elements, including precautionary statements

Symbol(GHS)



Signal word Danger

Precautionary statements

P260 Do not breathe dust/fume/gas/mist/vapours/spray.
P280 Wear protective gloves/protective clothing/eye protection/face protection.
P301+P330+P331 IF SWALLOWED: Rinse mouth. Do NOT induce vomiting.
P303+P361+P353 IF ON SKIN (or hair): Remove/Take off immediately all contaminated clothing. Rinse SKIN with water/shower.
P305+P351+P338 IF IN EYES: Rinse cautiously with water for several minutes. Remove contact lenses, if present and easy to do. Continuerinsing.
P310 Immediately call a POISON CENTER or doctor/physician.
P405 Store locked up.

Hazard statements

H290 May be corrosive to metals
H314 Causes severe skin burns and eye damage
H318 Causes serious eye damage

SECTION 3: Composition/information on ingredients

Substance

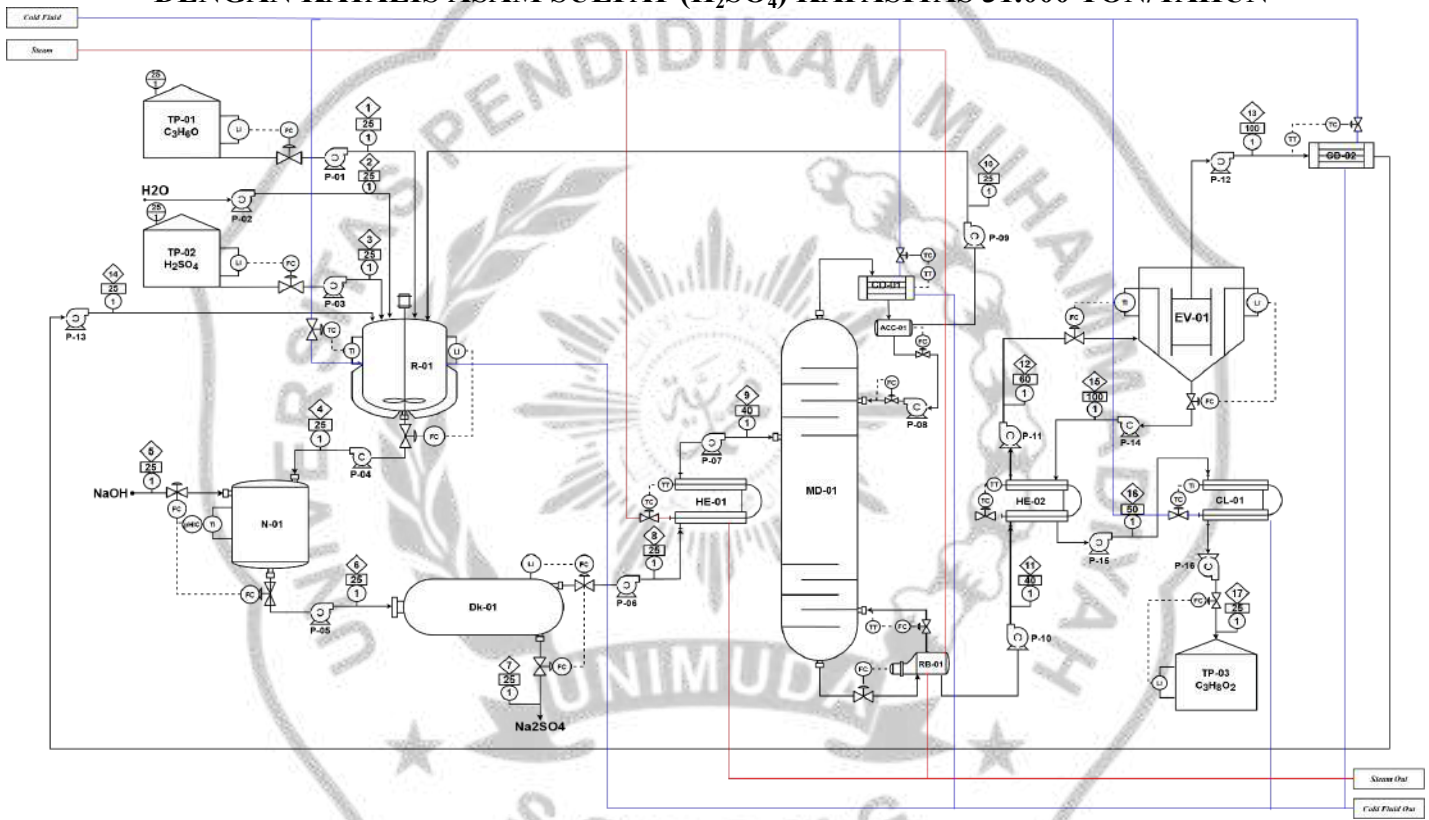
Product name	: Sodium hydroxide
Synonyms	: NaOH;sodium hydroxide
CAS	: 1310-73-2
EC number	: 215-185-5
MF	: NaOH
MW	: 39.9971

SECTION 4: First aid measures

Description of first aid measures

General advice
First aiders need to protect themselves. Show this material safety data sheet to the doctor in attendance.
If inhaled
After inhalation: fresh air. Call in physician.
In case of skin contact
In case of skin contact: Take off immediately all contaminated clothing. Rinse skin with water/ shower. Call a physician immediately.
In case of eye contact
After eye contact: rinse out with plenty of water. Immediately call in ophthalmologist. Remove contact lenses.
If swallowed
After swallowing: make victim drink water (two glasses at most), avoid vomiting (risk of perforation). Call a physician immediately. Do not attempt to neutralise.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL ($C_3H_8O_2$) DARI PROPILEN OKSIDA (C_3H_6O) DAN AIR (H_2O) DENGAN KATALIS ASAM SULFAT (H_2SO_4) KAPASITAS 31.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (Kg/Jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
C_3H_6O	2.987			259,75		259,75		259,75	259,75	259,75							
H_2O	29,87	18.138	100,94	17.211	89,57	19.154		19.154	19.154		19.154	19.135	19,67	19,67			
H_2SO_4			5.047	5.047													
NaOH					4.478	358,27	358,27										
Na_2SO_4						7.313	7.313										
$C_3H_8O_2$				3.914		3.914		3.914	3.914		3.914	3.914			3.914	3.914	3.914
Total	3.017	18138	5148,12	26431,65	4567,99	30999,63	7671,53	23328,1	23328,1	259,75	23068,35	23048,68	19,67	19,67	3914,14	3914,14	3914,14

Keterangan Simbol	
Nomor Arus	
Tekanan,atm	
Suhu, °	
Electric	
Control Valve	

Keterangan Alat		
TP	Tangki Penyimpanan	
R	Reaktor	
N	*Netralizer*	
Dk	Dekanter	
MD	Menara Distilasi	
EV	Evaporator	
HE	*Heat Exchanger*	
CL	*Cooler*	
CD	*Condensor*	
RB	Reboiler	
ACC	*Accumulator*	
P	Pompa	

Keterangan Instrumen	
LI	: *Level Indicator*
TI	: *Temperature Indicator*
FC	: *Flow Controller*
TC	: *Temperature Controller*
TT	: *Temperature Transmitter*
pHIC	: *pH Indicator*

PRODI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS
PENDIDIKAN
MUHAMMADIYAH
SORONG
2026

Disusun Oleh :
1. Shafira Aulia Shalsabilla
2. Isti Irnawati
Dosen Pembimbing :
1. Ghaida Gusrinisa, M.T.
2. Ainul Alim Rahman, M.T.